

UNIVERSITE KASDI MERBAH OUARGLA

GC13

Faculté Des Sciences Et De La Technologie Et Science

De La Matière

Département de Génie des Procédés

Mémoire de fin d'études

En vue de l'obtention du Diplôme d'Ingénieur d'Etat

Spécialité : Génie des Procédés

Option : Génie chimique

Présenté par :

AMINA BEN YAYA

SAMIA BEN DANIA

THÈME

*Hydrodynamique des lits fluidisés :
approche expérimentale*

KATEB LAMIA

CHAOUCH NOURA

IZZA HIDAYA

SALAH DOUNIT

UKMO

UKMO

UKMO

UKMO

PRESIDENT

EXAMINATEUR

EXAMINATEUR

RAPPORTEUR

Année Universitaire 2009-2010

Résumé

Ce travail s'inscrit dans le cadre du projet de l'obtention du diplôme d'ingénieur d'Etat en génie chimique.

L'objectif de ce travail est l'étude hydrodynamique des lits fluidisés de type gaz-solide.

Cette étude est orientée vers la détermination de deux paramètres très importants en l'occurrence la vitesse minimale de fluidisation et la hauteur de la couche expansée. L'élaboration de corrélations reliant la hauteur du lit aux paramètres opératoires a été également effectuée (Re et d_p).

Nos corrélations (sable+billes de verres) estiment de façon correcte la hauteur de lit dans la plage des conditions retenues.

Les mots clés : hydrodynamique, lit fluidisé, la vitesse minimale de fluidisation, expansion du lit.

ملخص

جاءت هذه الدراسة في إطار التحضير لنيل شهادة مهندس دولة في الهندسة الكيميائية
الهدف من هذا العمل هو الدراسة الهيدروديناميكية للسرير ذو الطبقة المائية من نوع غاز - صلب
اعتمدت هذه الدراسة على عاملين أساسيين هما:

- حساب السرعة الدنيا للتميع وارتفاع الطبقة المتمددة
- تحديد العلاقة بين ارتفاع الطبقة و بين أبعاد المواد الصلبة المستعملة ورقم Reynolds

العلاقات المتحصل عليها (فيما يخص جزيئات الرمل وحببيبات الزجاج حددت وبطريقة صحيحة
ارتفاع الطبقة ضمن الشروط المحفوظة

الكلمات الدالة: الدراسة الهيدروديناميكية، التميع، السرعة الدنيا للتميع، تمدد الطبقة.

Liste des tableaux

Tableau	Titre	La page
Tableau 01	les caractéristiques physiques des particules	15
Tableau 02	les valeurs expérimentales de la vitesse minimale de fluidisation	25
Tableau 03	comparaison de valeurs expérimentales des deux essais dans les mêmes conditions opératoires (la reproductivité)	30
Tableau 04	les caractéristiques physiques des particules et de gaz utilisé	31
Tableau 05	comparaison des prédictions des corrélations de la bibliographie avec les résultats expérimentaux	32
Tableau 06	les valeurs expérimentales de la hauteur de la couche	41
Tableau 7	les valeurs théoriques de la hauteur de la couche (cm)	41
Tableau 08	comparaison entre les valeurs mesurées et les valeurs calculées de la hauteur	45

Listes des figures

La figure	titre	page
Figure01	Schéma de principe des principaux réacteurs catalytiques industriels	05
Figure 02	Classification des particules selon Geldart	06
Figure03	Régimes de fluidisation des particules selon leur appartenance aux différents groupes de la classification de Geldart	07
Figure 04	fluidisation d'un lit de particules de sable de granulométrie uniforme	11
Figure05	Comportement hydrodynamique du lit dans la zone de distributeur	12
Figure 06	l'équipement expérimental	14
Figure 07	l'évolution de la perte de charge en fonction de la hauteur pour des particules de FCC 128 μm	16
Figure 08	tamiseur électrique	18
Figure 09	structures de l'appareil	20
Figure10	Schéma de l'alimentation en air comprimé	22
Figure 11	Schéma de l'alimentation en eau	22
Figure 12	photo de lit fluidisé expérimentale	23
Figures 13.14.15.16.17.18.19	L'évolution de la perte de charge en fonction de la vitesse de gaz	26
Figures20.21.22.23.24.25.26.27.28.29.30	L'évolution de la perte de charge en fonction de la vitesse de gaz	28-29
Figure 31	Détermination du pourcentage d'erreur	30

Figure 32	la mesure de la perte de charge en fonction de la hauteur	33
Figures 33.34.35.36.37.38	L'évolution de la perte de charge en fonction de la hauteur de lit à différent vitesses (Billes de verre $d_p=505\mu\text{m}$)	35
Figures 39.40.41.42.43.44	L'évolution de la perte de charge en fonction de la hauteur de lit à différent vitesses (Billes de verre $d_p=240\mu\text{m}$)	36
Figures 45.46.47.48.49.50	L'évolution de la perte de charge en fonction de la hauteur de lit à différent vitesses (Sable de dune $d_p=630\mu\text{m}$)	37
Figures 51.52.53.54.55.56	L'évolution de la perte de charge en fonction de la hauteur de lit à différent vitesses (Sable de dune $d_p=315\mu\text{m}$)	38
Figures 57.58.59.60.61.62	L'évolution de la perte de charge en fonction de la hauteur de lit à différent vitesses (Sable de dune $d_p=100\mu\text{m}$)	39
Figures 63.64.65.66.67.68	L'évolution de la perte de charge en fonction de la hauteur de lit à différent vitesses (Charbon actif $d_p=815\mu\text{m}$)	40
Figures 69. 70.71.72	Détermination du pourcentage d'erreur	42-45

Sommaire

Introduction générale

Chapitre I Partie théorique

I. présentation générale de la fluidisation	04
I.1.1. généralité sur les lits fluidisés	04
I.1.2. classification des lits fluidisés	05
I.1.3. avantages et inconvénient de lits fluidisés	07
I.1.4. les applications industrielles des lits fluidisés	09
I.2. hydrodynamique des lits fluidisés	09
I.2.1. vitesses limités de la fluidisation	09
I.2.1.1 vitesse maximale	09
I.2.1.2. . vitesse minimale	10
I.2.2. les régimes de fluidisation	11
I.2.2.1. le régime de bullage	11
I.2.2.2. le régime de pistonage	13
I.2.2.3. le régime turbulent	13
I.3. détermination de la hauteur de la couche	13

Chapitre II appareillages et mesures

II.1. analyse granulométrique par tamisage	18
II.1.1. appareillage spécifique	18
II.1.2. principe de l'essai	18
II.1.3. préparation de l'échantillon pour l'essai	18
II.1.4. tamisage	19
II.2. la colonne de fluidisation	19
II.2.1. description de l'appareil	19
II.2.2. le fonctionnement de l'appareil	21
II.2.2.1. récipient d'essai pour air comprimé	21
II.2.2.2. récipient d'essai pour l'eau	22
II.3. méthode de mesure de la hauteur de la couche	23

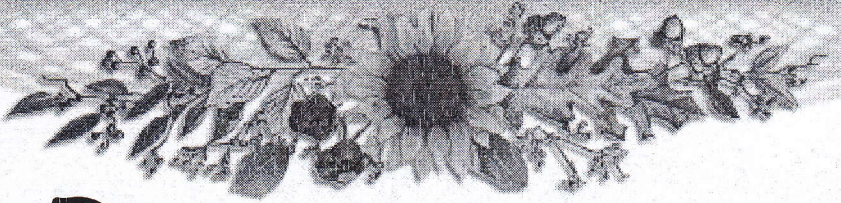
Chapitre III Résultats et discussion

III.1. Mesure de la vitesse minimale de fluidisation	25
III.1.1. la reproductivité	27

III.1.2 .L'effet de la taille	30
III.1.3. L'effet de la nature	31
III.1.4. Calcul théorique	31
III.2.Calcul de la hauteur de la couche	33
III.2.1. Calcul expérimental	33
III.2.2. Calcul théorique	41
III.3.Elaboration d'une corrélation	42
III.4 .Essai de validation	45
Conclusion générale	47
Annex	50
Références bibliographique	57

Nomenclature

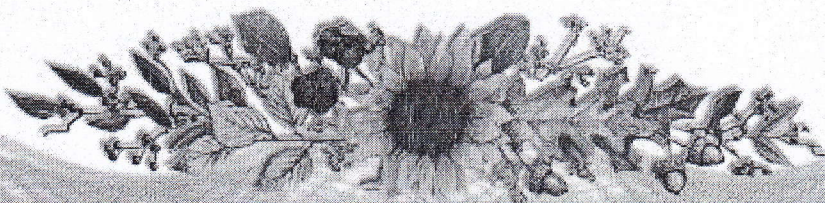
Symbole	Définition	Unité
A	La section droite du réacteur	(m)
d_p	Diamètre des particules	(m)
g	Accélération de la pesanteur	$m.S^{-2}$
M	La masse des particules	Kg
U_g	Vitesse superficielle du mélange gazeux	$m.S^{-1}$
U_{mf}	Vitesse minimale de fluidisation	$m.S^{-1}$
h	Hauteur à partir du distributeur	m
Lettres grecques		
ϵ_{mf}	Degré de vide dans les conditions de minimum de fluidisation	$Kg.m^{-3}$
ρ_g	Masse volumique de mélange gazeux	$Kg.m^{-3}$
ρ_p	Masse volumique des particules	$Kg.m^{-3}$
μ_g	Viscosité dynamique du mélange gazeux	$Kg.m^{-1}.S^{-1}$
ϕ	Coefficient de sphéricité	
ϵ_e	Fraction de l'émulsion dans le lit	
ϵ_{sq}	Fraction de solide dans le lit au repos	
ϵ_{se}	Fraction de solide dans la phase émulsion	
Nombres adimensionnels		
$Ar = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_p - \rho_g) g}{\mu g^2}$	Nombre d'Archimède	
$Re = \frac{\rho_g U_g d_p}{\mu g}$	Nombre de Reynolds	



Remerciements

Au terme de cette modeste étude, je tiens à vifs remerciements au Dr DOUNIT Saleh notre promoteur pour avoir contribué à l'élaboration de cette présente mémoire et notre formation durant les années de spécialité, ainsi que pour ses conseils qu'il nous a prodigués. Nous remercions également tous nos enseignants de génie de procédés qui ont contribué à notre formation sans exception. Nous ne saurions pas oublier dans ces remerciements les responsables de laboratoire de l'hydraulique et plus particulièrement Mr ABD ESSALEM pour sa collaboration dans les travaux de tamisage. En fin, un grand merci à toute les personnes qui nous ont aidé pour réaliser ce travail.

SAMIA+AMINA



**INTRODUCTION
GÉNÉRALE**

Introduction générale

Les procédés utilisant des réacteurs hétérogènes sont extrêmement répandus dans l'industrie : raffinage du pétrole, pétrochimie, chimie de base, chimie de spécialités, fabrication des polymères,.....

Ces réacteurs mettant en œuvre à la fois un phase fluide et un solide , et on peut distinguer

- Les réacteurs à lit fixe
- Les réacteurs à lit mobile
- Les réacteurs à lit fluidisé.

Dans ce dernier cas, le solide se présente sous la forme de poudre fine maintenue en suspension par passage ascendant de fluide. On pourra donc distinguer selon la nature de fluide :

- Les lits fluidisés gaz-solide
- Les lits fluidisés liquide-solide
- Les lits fluidisés gaz-liquide-solide

Le mouvement aléatoire des particules engendré par la circulation des fluides ne pourra être obtenu que si la vitesse ascendante du fluide dépasse une certaine limite. On appelle cette limite la vitesse minimale de fluidisation U_{mf} . Au delà de cette vitesse, le lit se met en mouvement et subit une expansion h .

Le but de notre travail est la détermination de la vitesse minimale de fluidisation et la hauteur expansée h et l'influence des différents paramètres. En suite, l'élaboration d'une corrélation de la hauteur du lit en fonction du Reynolds et du diamètre des particules.

Ce mémoire est divisé en trois chapitres :

- Le premier chapitre (partie théorique) contient une présentation générale de la fluidisation et l'hydrodynamique des lits fluidisés.
- Le deuxième chapitre (appareillage et mesures) consacré à la présentation des appareils, et les méthodes des mesures.

- Le troisième chapitre sera consacré en premier temps à la comparaison des prédictions des corrélations de la bibliographie avec les résultats expérimentales. Ainsi que la déduction d'une corrélation de la hauteur en fonction du Reynolds et le diamètre des particules.

CHAPITRE I

PARTIE THÉORIQUE

Partie théorique

I.1 Présentation générale de la fluidisation

I.1.1 généralités sur les lits fluidisés

Un lit fluidisé est constitué d'un ensemble de particules solides traversé de bas en haut par un fluide dont le débit est tel que le frottement du fluide sur les grains équilibre leur poids. L'écoulement d'un fluide au sein d'un lit de fines particules solides amène à distinguer les comportements suivants :

- En dessous de la vitesse minimale de fluidisation, le solide se comporte comme un lit fixe. La perte de charge obéit à la loi d'Ergun. [01]
- A partir de la vitesse minimale de fluidisation U_{mf} , les particules se mettent en mouvement.

Trois régimes sont alors successivement observables :

- Tant que la vitesse reste modérée ou ne voit pas apparaître de bulles de fluide. C'est le régime de fluidisation homogène ou particulière, c'est surtout en fluidisation liquide solide que ce régime s'observe.
- En fluidisation gaz solide ou dans les lits bouillonnants et pour $U_v > U_{mf}$ on voit rapidement apparaître des bulles de gaz c'est le régime de fluidisation hétérogène, ou la phase dense (complémentaire des bulles) est relativement bien mélangée.
- Pour les réacteurs de diamètre modeste, le diamètre des bulles peut atteindre celui du réacteur : c'est le régime pistonnant où la phase dense est moins bien mélangée qu'en fluidisation hétérogène. Pour les lits de grand diamètre, on observe un régime de fluidisation turbulente où le gaz passe essentiellement par des chemins préférentiels chaotiques.

Au voisinage de la vitesse terminale de chute libre, U_t , les particules sont entraînées par le fluide. On passe ainsi au régime de fluidisation rapide où les particules sont entraînées par (paquets). A très grande vitesse de gaz, ces paquets se réduisent à des particules individuelles. [02]

La figure 01 représente les principaux contacteurs de type fluide-solide pouvant avoir lieu dans les procédés industriels. On voit que les lits fluidisés occupent une place assez importante.

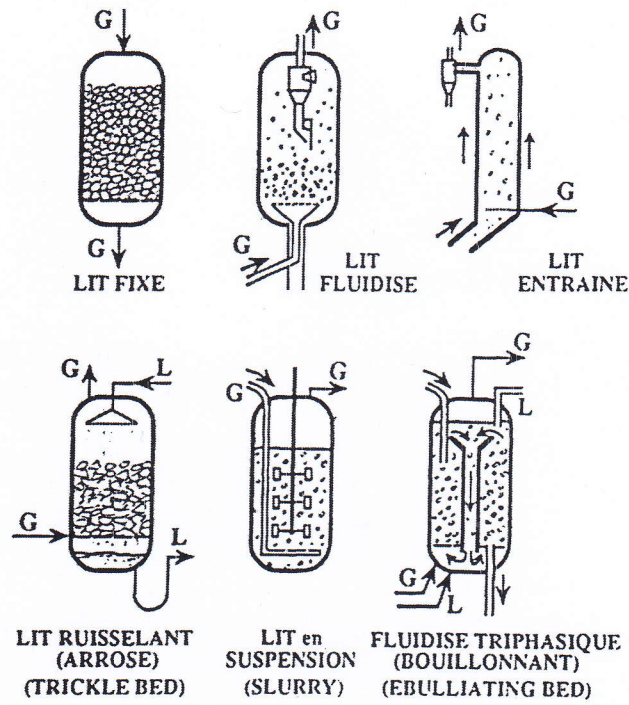


Figure01 : Schéma de principe des principaux réacteurs catalytiques industriels

I.2. classification des lits fluidisés

Les caractéristiques physico-chimiques propres des solides divisés affectent leur aptitude à la fluidisation. Dans la pratique, on pourra se reporter à la classification simple, établie par Geldart [03], basée sur la taille des particules et sur leur écart de masse volumique avec le gaz $\rho_p - \rho_g$ (figure02)

Les catégories A et B concernent les poudres fluidisables.

La catégorie A :

Elle regroupe les solides divisés de faible diamètre moyen ($d_p = 30 - 150 \mu\text{m}$) et/ou de faible masse volumique ($< 1400 \text{ Kg/m}^3$) par exemple, des catalyseurs de cracking. Ces poudres s'expansent fortement et la vitesse de gaz, correspondant à l'apparition de bulles, y est supérieure à la vitesse minimale de fluidisation, de sorte qu'ils peuvent être fluidisés de

manière homogène, ou particulaire. Après l'apparition de bullage, à débit gazeux croissant, on passe en régime de fluidisation hétérogène, ou agrégative. Le milieu étant alors traversé des bulles de petites dimensions ($< 4\text{cm}$), entraînant une agitation du milieu de type convective

La catégorie B :

Elle regroupe la majeure partie des solides fluidisables, de type sableux de diamètre appartenant à l'intervalle : $150\mu\text{m} < d_p < 500\mu\text{m}$, et de masse volumique dans la gamme : $1400\text{Kg}/\text{m}^3 < \rho_s < 4000\text{Kg}/\text{m}^3$. Ce type de solide divisé fluidise de manière hétérogène dès la vitesse minimale de fluidisation, et l'expansion du lit est limitée. L'agitation des solides étant alors liée au mouvement ascendant des bulles qui coalescent entre elles, avant de venir éclater à la surface du lit (figure (03))

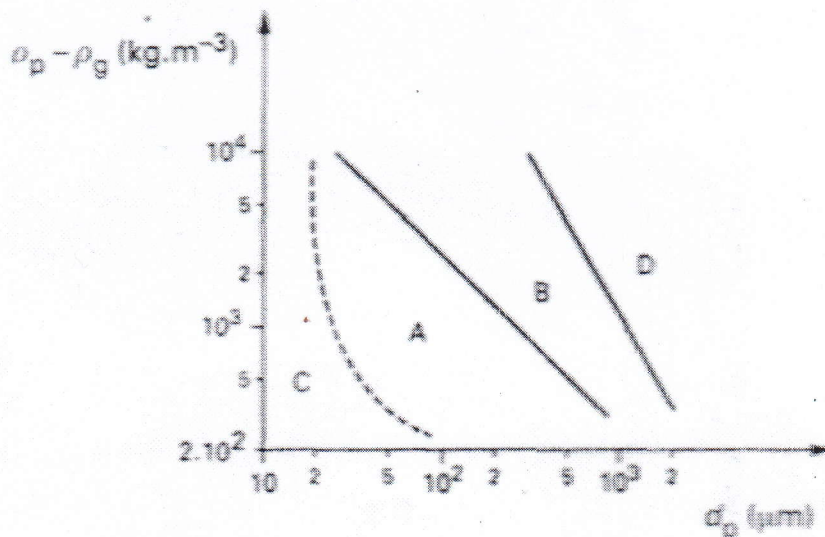


Figure 02 : Classification des particules selon Geldart

La catégorie C

Elle est constituée de particules fines ($d_p < 30\mu\text{m}$) et cohésives, qui fluidisent très difficilement. Elles sont le siège de pistonage dans les lits de petites sections droites ou de (renardage) dans les lits de grande section. Les forces inter particulaires y sont de même ordre de grandeur que les forces de traînée gaz-particule. Ces forces d'interaction de surface sont de type attractives (Van Der Waals, électrostatique) ou mécaniques (ponts solides à $\phi_s \leq 1$ ponts liquides)

La catégorie D

Elle concerne les grosses particules ($d_p > 500\mu m$) et / ou celles de masse volumique élevée, formant des poudres granuleuses. Leur vitesse minimale de fluidisation est élevée, et le courant gazeux y pénètre sous forme de jets (lit geysier/ spouted bed), avec explosion de bulles en surface haute du lit.

Avec l'augmentation de la vitesse du gaz, les particules atteignent, quel que soit leur groupe, un régime de fluidisation turbulent, puis à vitesse croissante, un régime de fluidisation rapide, suivi d'un régime de transport pneumatique (figure 03) [04]

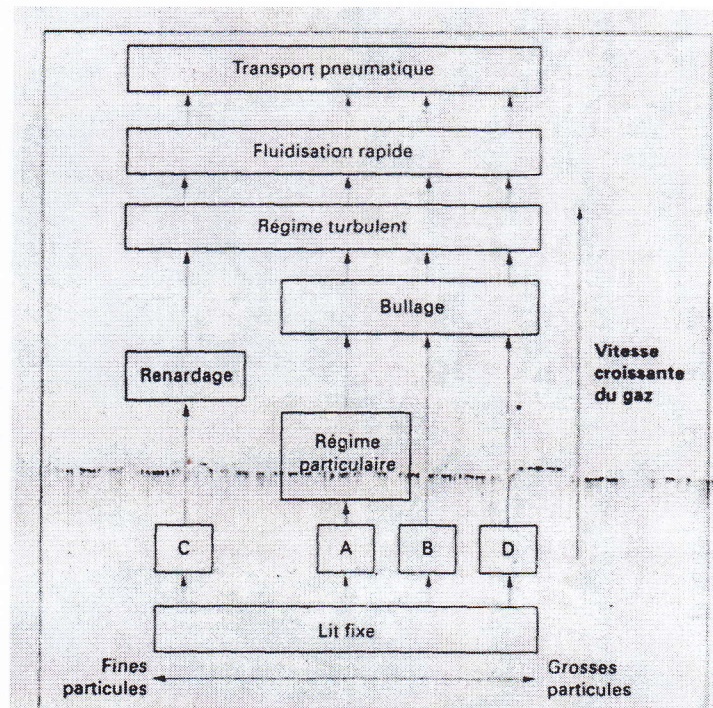


Figure03 - Régimes de fluidisation des particules selon leur appartenance aux différents groupes de la classification de Geldart

I.1.3. avantages et inconvénients des lits fluidisés

Avantages

L'intégration des lits fluidisés dans de nombreux procédés de traitement des solides est une conséquence directe des divers avantages qu'offre cette technique. En particulier nous pouvons citer :

- L'iso thermicité de la couche grâce au mouvement intense des particules en son sein et à l'importante capacité calorifique volumique de celles-ci comparée à celle des gaz communément employés
- L'importance de transfert de chaleur et de matière entre les particules solides et le gaz résultant de la grande surface de contact entre les deux phases (5000 à 30000 $\text{m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$)
- L'importante valeur du coefficient de Transfert de chaleur entre une couche fluidisée et les parois du réacteur ou les surfaces immergées ce qui permet d'apporter ou d'évacuer facilement des calories. Notons que le coefficient de transfert de chaleur entre un lit fluidisé et les parois est de l'ordre de 10 fois plus important que celui entre un lit fixe et les parois dans les mêmes conditions opératoires. [05]

Les inconvénients

- L'expansion du lit entraîne, pour un même poids de solide une augmentation du volume du réacteur.
- Le mouvement aléatoire et le mélange qui en résulte conduisent à un comportement global du réacteur beaucoup plus proche de celui d'un réacteur parfaitement agité que de celui d'un réacteur à écoulement piston. Pour la plupart des systèmes réactionnels, ceci conduit à une augmentation du volume réactionnel, et à une perte de sélectivité.
- L'hydrodynamique et la modélisation de ces réacteurs sont complexes ; aussi leur extrapolation posera de sérieux problèmes, ce qui permet de réserver leur utilisation à des applications qui pourront justifier des efforts de recherche et de mise au point importante comme, par exemple des unités de production de très fort tonnage ou des procédés de grande diffusion.
- L'entraînement inévitable de particules solides oblige à prévoir une zone de désengagement importante (freeboard) et un dispositif de séparation et de recyclage des fines (cyclones).
- L'érosion des particules internes. [06]

I.1.4. les applications industrielles d'un lit fluidisé

Compte tenu des avantages potentiels du lit fluidisé, de nombreux travaux ont été effectués pour appliquer cette technologie à des procédés chimiques variés. Nous citerons ici quelques applications ayant atteint le stade industriels.

- Polymérisation de l'éthylène ou de propylène :
- Des oxydations variées telles que :
 - Naphtalène \longrightarrow anhydride phtalique
 - Xylènes \longrightarrow acides phtaliques
 - Butane \longrightarrow anhydrique maléique
 - Ammoxydation du propylène en acrylonitrile
 - Oxychloration de l'éthylène pour la production du chlorure de vinyle.

L'intérêt du lit fluidisé pour ces procédés réside dans sa capacité à évacuer la chaleur produite par la réaction dans l'ensemble du réacteur et ainsi assurer une bonne sélectivité de la transformation.

Plus récemment, la société Dupont (Etats-Unis) a développé un procédé dont la technologie est proche de celle du FCC (lit entraîné) pour produire le tétrahydrofuran par oxydation du butane.

D'autres applications du lit fluidisé ou de lit entraîné se rencontrent dans l'industrie pour la transformation de produits solides : réduction de minerais, grillage de pyrites, fabrication de la chaux par décomposition du carbonate de calcium, combustion de charbon, incinération de déchets solides, etc. [06]

I.2. hydrodynamique des lits fluidisés

I.2.1. vitesse limites de fluidisation

I.2.1.1. vitesse maximale de la fluidisation

La vitesse maximale de fluidisation correspond à la valeur de la vitesse limite de gaz au-delà de laquelle les particules solides sont emportées par le courant gazeux ascendant. La

valeur de cette vitesse maximale est approximativement égale à la vitesse terminale de chute libre des particules dans le gaz utilisé. Sa valeur dépend ainsi non seulement des propriétés des particules mais aussi de celles du gaz. D'une manière générale, la vitesse terminale de chute des particules de forme quelconque peut être calculée à partir de l'équation(01).[05]

$$U_t = \left[\frac{4d_p \cdot (\rho_s - \rho_g) g}{3 \cdot C_d \cdot \rho_s} \right]^{\frac{1}{2}} \dots\dots\dots(01)$$

Où C_d est le coefficient de traînée déterminé généralement à partir de la corrélation de Haider et Levenspiel :

$$C_d = \frac{24}{Re_p} \left[1 + 8.17e^{-4.0655} \cdot Re_p^{(0.0964+0.5565\phi)} + \frac{73.69 \cdot e^{-5.0748\phi} \cdot Re_p}{Re_p + 5.378 \cdot e^{6.2122\phi}} \right] \dots\dots\dots(02)$$

ϕ : étant le facteur de sphéricité des particules

I.2.1.2. vitesse minimale de fluidisation

Lorsqu'on augmente la vitesse du fluide circulant de bas en haut à travers un lit de particules, on observe les phénomènes décrits sur la figure 03 dans le cas d'un système gaz-solide.

Pour des particules de taille moyenne telle que $1 < d_p^* < 10$ (dont d_p est la taille

adimensionnelle $d_p^* = d_p \left[\frac{\rho \cdot (\rho_p - \rho) \cdot g}{\mu^2} \right]^{\frac{1}{3}}$) on observe que le lit se soulève lorsque le

frottement du gaz sur les particules équilibre leur poids : c'est le minimum de fluidisation c'est-à-dire c'est la vitesse limite d'injection du gaz pour la quelle les particules sont en suspension. En utilisant l'équation d'Ergun la vitesse U_{mf} est donnée par :

$$\frac{\Delta P}{h} = 150 \left(\frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \right) \cdot \frac{\mu g \cdot U_g}{(\phi d_p)^2} + 1.75 \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\rho_s \cdot U_g^2}{\phi d_p} \dots\dots\dots(03) \cdot [07]$$

Dans la pratique, cette vitesse correspond au passage de la partie croissante de la perte de charge en fonction de la vitesse de fluide à la partie constante comme le montre la figure - 04-

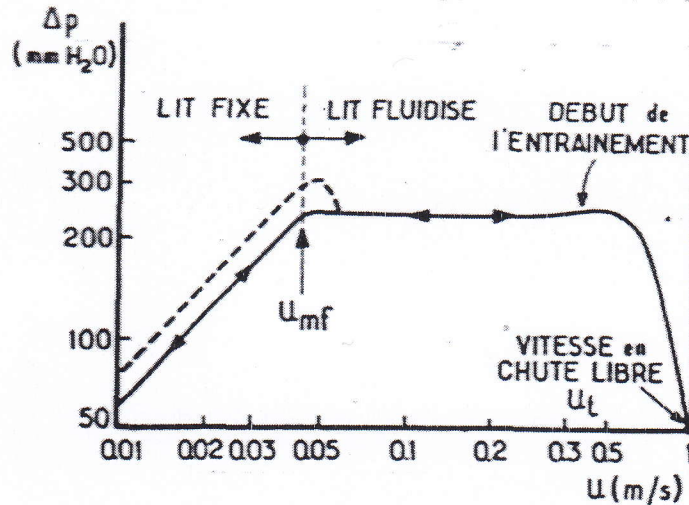


Figure 04 : fluidisation d'un lit de particules de sable de granulométrie uniforme

I.2.2 régimes de fluidisation

Comme nous avons déjà abordé, les transitions entre les différents régimes de fluidisation ne dépendent pas seulement de la vitesse superficielle du gaz mais aussi de la nature et des propriétés physiques des particules solides.

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

- Le régime de bullage
- Le régime de pistonage
- Le régime turbulent

I.2.2.1. le régime de bullage

Ce régime est observé dès que la vitesse du gaz dépasse la vitesse minimale de fluidisation il est caractérisé par l'apparition de deux phases : une phase dense ou phase

émulsion constituée de particules solides en état de suspension dans le courant gazeux, et une phase diluée constituée de cavité pratiquement vides de solide en mouvement ascendant. Cette dernière est aussi appelée la phase bulle. Selon la théorie des deux phases Toomey et Johnston [08] on admet que l'excès du débit gazeux par rapport au minimum de fluidisation travers le lit sous forme de bulles.

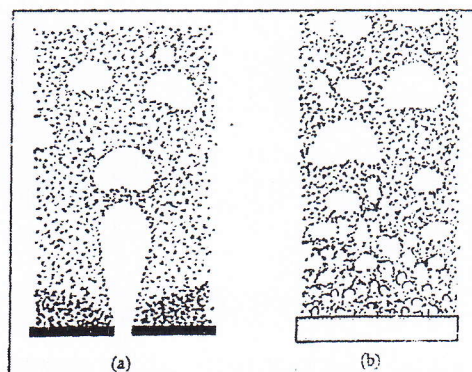
Selon les différents travaux bibliographiques, le comportement hydrodynamique d'un lit fluidisé gaz- solide est fortement conditionné par les propriétés des bulles de gaz telles que leurs tailles, leur vitesse d'ascension et leurs répartitions au sein de la couche. D'une manière générale, une couche fluidisée peut être divisé en trois zones distinctes.

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

On peut observer une quatrième zone séparant la zone dense et le freeboard appelées (splash zone) ou zone d'éruption des bulles. Elle est sujette à une forte agitation due à l'explosion des bulles et au retour des particules projetées.

La zone du distributeur

Selon la nature du distributeur employé, le comportement du gaz et des particules diffère dans la zone adjacente au distributeur appelée également zone de grille. la figure(05) représente un schéma des phénomènes qui sont lieu pour deux types de distribution : plaque perforée (a) et plaque poreuse (b)



**Figure05 : Comportement hydrodynamique du lit dans la zone de distributeur
(a) plaque perforée. (b) plaque poreuse.**

La zone de bullage

Cette zone est caractérisée par la présence des bulles de gaz qui grandissent au fur et à mesure qu'elles s'élèvent dans la couche sous l'effet de leur coalescence et qui explosent lorsqu'elles atteignent la surface du lit. la présence de ces bulles en permanence dans la couche entraîne une expansion dépendant de l'excès du débit gazeux par rapport au minimum de fluidisation.

I.2.2.2. Le régime de pistonage

Le régime de pistonage apparaît lorsque la taille des bulles atteint des ordres de grandeurs comparables au diamètre de la colonne, le rapport entre le diamètre des bulles et celui de la colonne atteint environ 0.4. Dans ces conditions on observe une alternance du passage de grosses bulles et de phase dense du lit. La surface du lit se soulève et retombe avec une fréquence très régulière et les fluctuations de la perte de charge sont très importantes.

I.2.2.3. le régime turbulent

Selon yerushalmi (1986), le régime turbulent correspond à une prédominance de la rupture des bulles par rapport à leur coalescence. Ce régime est observé à des vitesses de gaz élevées.

Dans ces conditions le mouvement intense des particules solides (mouvement de circulation interne) est à l'origine des phénomènes de rupture du bulle. La taille des bulles peut atteindre sa valeur maximale stable au voisinage de distributeur. [05]

I.3. détermination de la hauteur de la couche

Dans les lit fluidisées de particules de d_p faible ($\sim 58\mu\text{m}$), il a été remarqué expérimentalement que les bulles ne contiennent qu'une quantité de solide très faible et que l'épaisseur de nuage qui les entoure est très réduite. Les lignes de courant de circulation de

gaz passe alors à travers le nuage mais pas à travers le sillage ce qui réduit considérablement le contact direct entre le gaz contenu dans la phase bulle et les particules solides.

D'autre part, la distribution axiale de la densité de lit a été rapportée par un groupe de chercheurs. Dans le cas des lits fluidisés avec une vitesse de gaz croissant. La surface de lit se diffuse peu à peu jusqu'à ce que finalement une phase diluée soit formée au dessus du lit dense en ébullition en raison d'une violente élutriation des particules.

Visuellement, les particules dans la phase diluée sont dispersées plutôt uniformément, de sorte que, dans ces conditions d'écoulement cette partie des particules peut prendre part à la conversion catalytique (lorsqu'il s'agit de réaction catalytique).

La procédure de détermination de la hauteur du lit que nous avons adoptée est celle décrite par Miyauchi [09]. Ses expériences ont été réalisées sur une colonne de PMMA de 5.2cm de diamètre et 120 Cm de long. Cette dernière a été utilisée comme un organe principal de lit (voir figure 06) conformément avec les colonnes utilisées par Lewis et Gilliland. [10]

L'extrémité supérieure du lit a été reliée à un espace élargi cylindrique de 24 Cm de diamètre et 50 Cm de longueur pour prévenir la perte des fines. Il est installé un séparateur à cyclone, mais les particules fines perçues par celui-ci ont été négligeables au cours même de l'exécution. Les pressions statiques dans le lit par rapport à la pression atmosphérique ont été lues par un tube manométrique en U. Au cours de ses expériences, Miyauchi a employé les conditions expérimentales regroupées dans le tableau 01

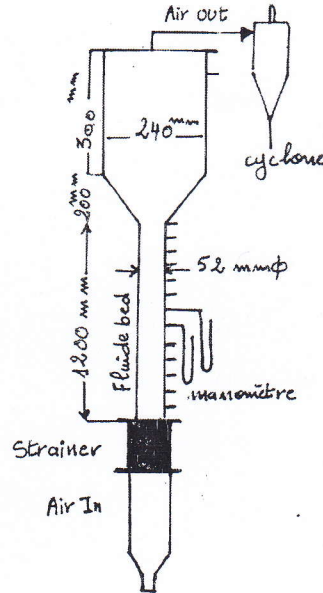


Figure 06 : l'équipement expérimental

Tableau 01 : les caractéristiques physiques des particules

Les particules solides	ρ (Kg/m ³)	Hauteur de lit repos	Vitesse superficielle de gaz
FCC ($d_p = 128 \mu\text{m}$)	830	20-60 cm	20-60 cm/s
FCC ($d_p = 85 \mu\text{m}$)	830		

La figure 07 montre la déviation lue sur le tube en U comme une fonction de la hauteur du lit axiale h par rapport à la plaque de distribution. Des particules de $128 \mu\text{m}$ de diamètre donnant une hauteur de lit de repos de 40 cm ont été utilisées. A partir d'un simple équilibre des forces, la fraction volumique moyenne, ϵ_e de phase émulsion est donnée par :

$$\epsilon_e = -1.09 \left(\frac{\rho_l}{\epsilon_{sq} \cdot \rho_s} \right) \left(\frac{\Delta H}{\Delta Z} \right) = -2.08 \left(\frac{\Delta H}{\Delta Z} \right) \text{ D'où } \epsilon_{sq} = 1.09 \epsilon_{se} \dots \dots \dots (04)$$

Dans la figure, le point où ϵ_e est égale à 0.5 est indiqué sur chaque courbe correspondant à différentes vitesses de gaz. La hauteur de la couche fluidisé est alors définie comme la hauteur h à laquelle $\epsilon_e = 0.5$. Ceci revient à dire que la fraction volumique moyenne de la phase émulsion est égale à celle de la phase de bulle. Il faut signaler que radialement la répartition volumique entre les deux phases n'est pas homogène. En effet, il a été remarqué

que le lit est caractérisé par une zone diluée au centre et une zone plus dense à la proche paroi. Par ailleurs, cette région du lit est soumise a une forte agitation causée a la fois par l'explosion des bulles de gaz à la surface et au retour des particules projetées dans la zone de désengagement.

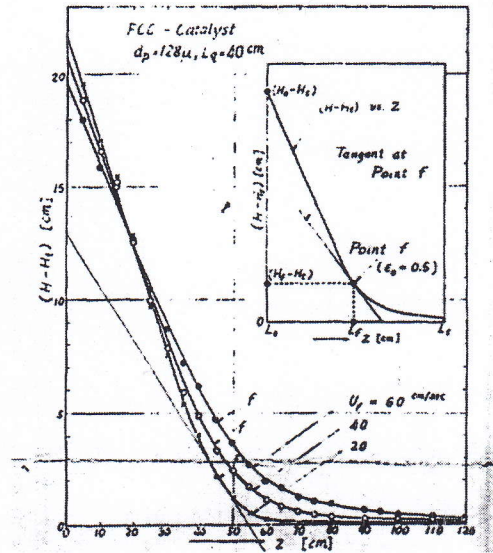


Figure 07 : l'évolution de la perte de charge en fonction de la hauteur pour des particules de FCC 128 μm [09]

I.3.2. calcul théorique

De nombreux travaux théorique ont été consacrés à la détermination de la hauteur de lit parmi ceux-ci on peut citer la corrélation de (Babu et al, 1978) [11]

$$H = H_{mf} \left[1 + \frac{14.314(U - U_{mf})^{0.738} d_p^{1.006} \rho^{0.376}}{U_{mf}^{0.937} \rho_g^{0.126}} \right] \dots\dots\dots(05)$$

Avec H_{mf} : La hauteur minimale de fluidisation déterminée selon Geldart [12] par :

$$H_{mf} = \frac{M}{\rho_p \cdot A(1 - \epsilon_{mf})} \dots\dots\dots(06)$$

ϵ_{mf} étant le degré de vide au minimum de fluidisation déterminé par la corrélation(08) [13]

$$\varepsilon_{mf} \approx 1 - \left(\frac{11}{14}\right)\phi \dots\dots\dots(07)$$

$$Av = \frac{\rho_g \cdot dv^3 (\rho_p - \rho_g) g}{\mu g^2} \dots\dots\dots(08)$$

$$\text{Et } d_v = 1.13 d_p \text{ [13]} \dots\dots\dots(09)$$

CHAPITRE II
APPAREILLAGE ET
MESURES

II.1. analyse granulométrique par tamisage

II.1.1. appareillage spécifique

L'appareil employé est un appareillage spécifique à la norme P 18-553 représenté sur la

Figure (08)



Figure 08 Tamiseur électrique

II.1.2. principe de l'essai

L'essai consiste à fractionner l'échantillon au moyen d'une série de tamis en plusieurs classes granulaire de tailles décroissante.

Les dimensions des mailles et le nombre des tamis sont choisis en fonction de la nature de l'échantillon et de la précision attendue.

Les masses des différents refus ou celles des différents tamisats sont rapportées à la masse initiale de matériau

II.1.3. préparation de l'échantillon pour l'essai

L'échantillon doit être préparé suivant les prescriptions de la norme P 18-553 la masse M de l'échantillon pour essai doit être supérieur à $0,2D$ avec M exprimé en kilogramme et D la plus grande dimension spécifiée en millimètre.

II.1.4. tamisage

La procédure à suivre est la suivante

- Verser la matière (sable de dune) dans la colonne de tamis cette colonne est constituée par l'emboîtement des tamis, en les classant de haut en bas dans l'ordre de mailles décroissante
- Agiter électriquement cette colonne puis reprendre un à un les tamis en commençant par celui qui a la plus grande ouverture en adaptant un fond et un couvercle.

II.2. la colonne de fluidisation

L'appareil se présente sous forme d'un appareil de table. Toutes les installations de commande et de mesure sont réparties très clairement sur un panneau.

L'alimentation (air comprimé et écoulement d'eau) est intégrée dans l'appareil, aucune connexion externe n'est requise

II.2.1. Description de l'appareil

La figure 09 représente un schéma de l'appareil employé

Il est constitué des organes suivants

1. Table avec panneau
2. Vanne de dérivation pour eau
3. débit volumique pour eau avec soupape pointeau
4. Connecteur pour pompe
5. Manomètre double tube
6. Soupape de ventilation/purge
7. Récipient d'essai pour eau
8. Trop-plein d'eau
9. échelle
10. Filtre air
11. récipient d'essai pour air

12. Manomètre monotube pour pression d'air différentielle
13. Connecteur pour compresseur
14. Débit mètre volumique pour eau avec soupape pointeau
15. Vanne de déviation pour air
16. Amené d'air au copient d'essai par coupleur
17. Chambre de distribution
18. Distributeur (non apparent)
19. Amené d'eau au récipient d'essai par coupleur Les autres composants sont montés à l'arrière du recouvrement et ne sont pas apparents
20. Réservoir de stockage pour l'eau avec robinet l'écroutement et vanne de sécurité
21. Pompe à diaphragme
22. Accumulateur de pression avec vanne de sécurité
23. Compresseur double diaphragme

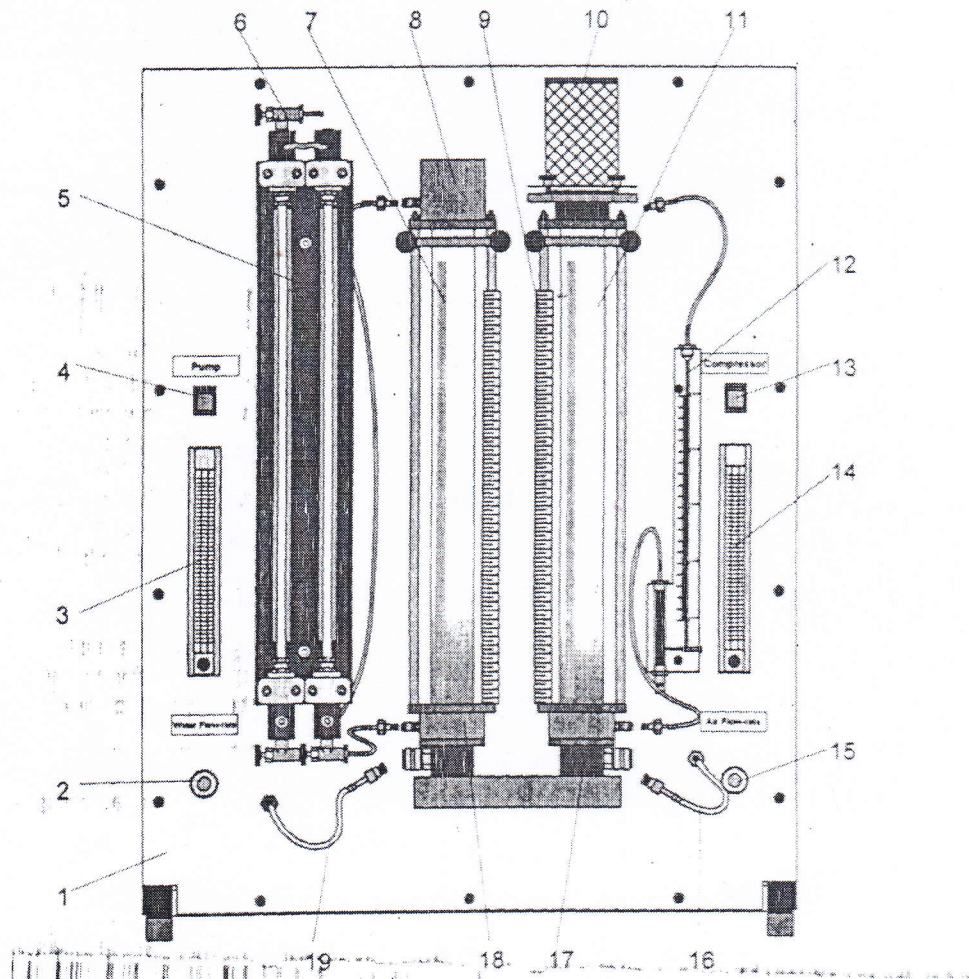


Figure 09 structures de l'appareil

II.2.2. Le fonctionnement de l'appareil

Le fonctionnement de l'installation est expliqué à l'aide du schéma de l'installation, l'installation comprend deux systèmes d'essai séparés.

II.2.2.1. récipient d'essai pour air comprimé

Le lit fluidisé est créé à l'intérieur d'un cylindre transparent (1)

Pour ce faire, de l'air comprimé est insufflé par en bas dans la couche de particules solides. Afin de faire circuler l'air de façon homogène, de fond à l'intérieur du cylindre est constitué d'une plaque poreuse en métal fritté (2)

La pression nécessaire en dessous de la plaque frittée dans la chambre de répartition (3) est obtenue à l'aide d'un compresseur double diaphragme (4). En vue du lissage de l'écoulement de l'air un accumulateur de pression (5) est monté dans le conduit de l'air comprimé. Une vanne de sécurité (6) limite la pression à 3 bars dans l'accumulateur.

L'air insufflé s'échappe du cylindre à l'extrémité supérieure via un filtre en papier sous forme de cartouche sèche (7). De ce fait, les particules entraînées hors de la couche sont retenues en toute sécurité tout en évitant une perte de matériel

L'écoulement de l'air est réglé à l'aide de deux vannes la soupape pointeau (8) sur le débitmètre sert aux réglages de faible débit.

Les plus grands écoulements des volumes sont réglés à l'aide de la vanne de dérivation (9) avec l'amortisseur connecté en aval (10). La mesure du débit est réalisée par un affichage directement sur le débitmètre corps flottant (11).

Pour mesurer la pression différentielle via la hauteur de la couche de particules deux coupleurs sont montés l'extrémité inférieure et supérieure du cylindre. Les pressions respectives du cylindre. Les pressions respectives sont obtenues aux coupleurs au moyen de flexibles. L'affichage de la pression différentielle est réalisé par un manomètre monotube visible sur figure (10)

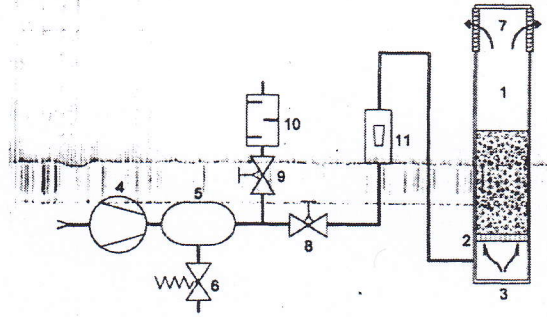


Figure 10 Schéma de l'alimentation en air comprimé

II.2.2.2. Récipient d'essai pour l'eau

Le lit fluidisé est créé à l'intérieur d'un cylindre transparent (1) pour ce faire, on fait circuler de l'eau par en bas traversé la couche de particules solides. Pour maintenir l'écoulement d'eau constant, le fond à l'intérieur du cylindre est constitué d'une plaque poreuse en métal fritté (2).

La pression d'eau nécessaire en dessous de la plaque frittée dans la chambre de répartition (3) est obtenue par une pompe diaphragme (4), qui alimente l'eau en circuit. À l'extérieur un réservoir de stockage ouvert (5) contient une quantité d'eau suffisante.

L'écoulement d'eau est réglé par deux vannes le soupape pointeau (6). Le débitmètre sert aux réglages de faibles débits et les écoulements volumiques importants sont réglés avec la vanne de dérivation (7). La mesure du débit est réalisée directement par un affichage sur le débitmètre corps flottant (8). Une vanne de sécurité (9) limite à 1.5 bars la pression de la pompe. Suite au passage à travers le cylindre, l'eau répare par le biais d'un trop plein (10) dans le réservoir de stockage (figure 11)

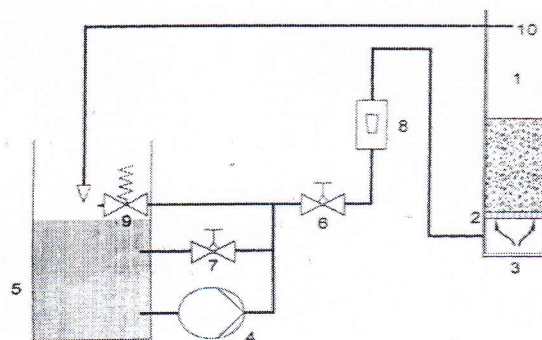


Figure 11: Schéma de l'alimentation en eau

Pour la mesure de pression différentielle via la hauteur de la couche de particules, deux coupleurs sont montés à extrémité inférieure et supérieure du cylindre. L'affichage de pression différentielle est réalisé par un manomètre eau double tube, dont la plage d'affichage est variable en fonction de la pression d'admission d'air. La pression d'admission est réglable par le biais d'une vanne.

II.3. méthode de mesure de la hauteur de couche

Dans notre travail, nous nous sommes contentés d'employer uniquement la colonne de fluidisation gaz-solide.

La mesure de la hauteur de la couche expansée que nous avons adaptée est celle développée par Miyauchi [09] et expliquée au paragraphe (I.3.1). Elle consiste à mesurer les pertes de charge occasionnées par le passage à travers la couche fluidisée entre une position quelconque h et la sortie de la colonne (figure 12). En suite reporter l'évolution de cette perte de charge en fonction de la variation de la position h par rapport à la distribution. Théoriquement cette évolution est linéaire dans la portion du lit où le degré de vide est constant. Ensuite à l'approche de la surface, la pente commence à varier pour s'approcher de la valeur nulle lorsque le capteur de pression se trouve positionné au-dessus de la surface du lit. La hauteur du lit correspond au point de la courbe où la fraction volumique de la phase bulle devient égale à celle de la phase émulsion.

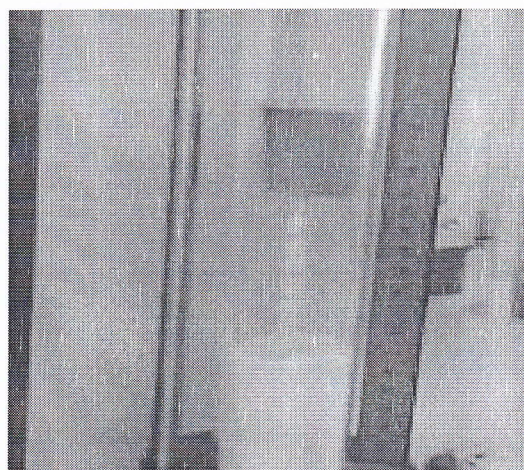


Figure 12 : photo du lit fluidisé expérimental

CHAPITRE III
RESULTATS ET
DISCUSSION

III.1. mesure de la vitesse minimale de fluidisation

Pour déterminer la vitesse minimale de fluidisation nous avons utilisé la méthode de Richards on représentant la perte de charge en fonction de la vitesse du gaz. La vitesse minimale de fluidisation sera alors l'intersection entre le palier horizontal et la partie croissante des chutes des pressions. Les résultats sont représentés par courbes des figures 13 jusqu'à 18. à partir de ces graphes, nous avons évalué les valeurs des vitesses minimales. Les résultats sont reportés sur le tableau 02

Tableau 02 : les valeurs expérimentales de la vitesse minimale de fluidisation

Les particules	Billes de verre $d_p=505\mu\text{m}$	Billes de verre $d_p=240\mu\text{m}$	Sable des dunes $d_p=630\mu\text{m}$	Sable de dunes $d_p=315\mu\text{m}$	Charbon actif $d_p=815\mu\text{m}$
U_{mf} (m/s)	0.066	0.018	0.038	0.016	0.121

Il est à noter que pour les particules de sable de diamètre $100\mu\text{m}$, nous n'avons pas pu observer la vitesse minimale car cette diamètre est plus faible que la vitesse superficielle de gaz délivrée par l'appareil employé

L'évolution de la perte de charge en fonction de la vitesse de gaz

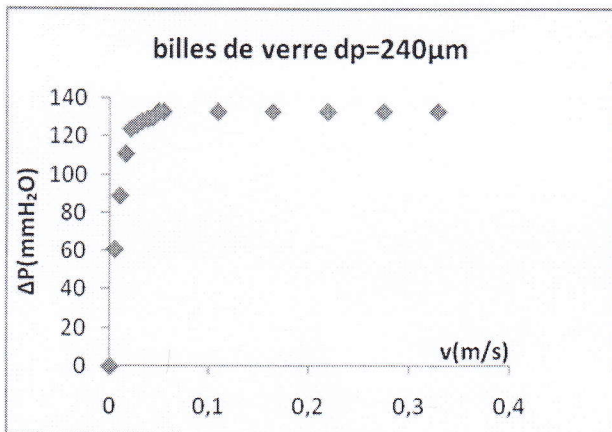


Figure 13

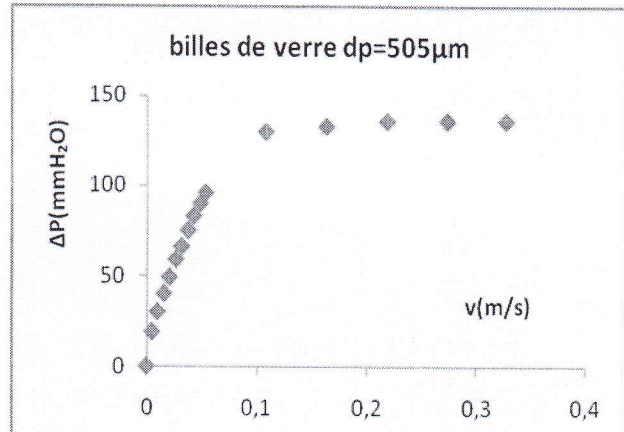


figure 14

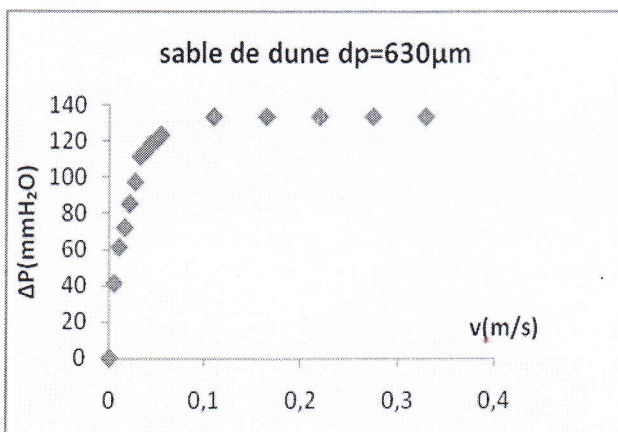


Figure 15

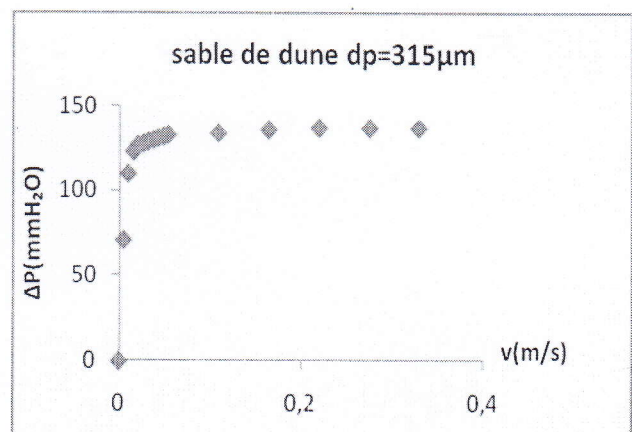


Figure 16

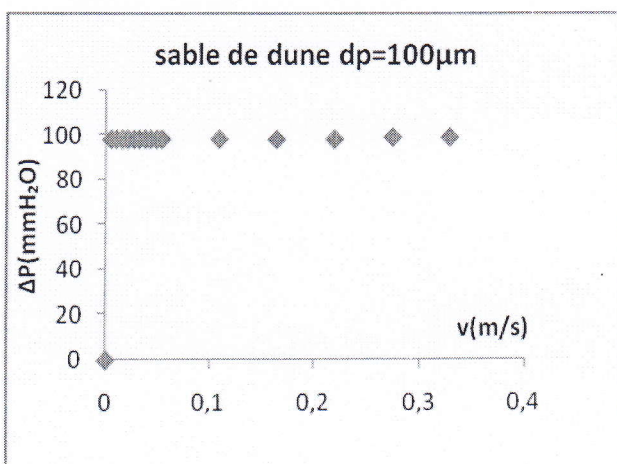


Figure 17

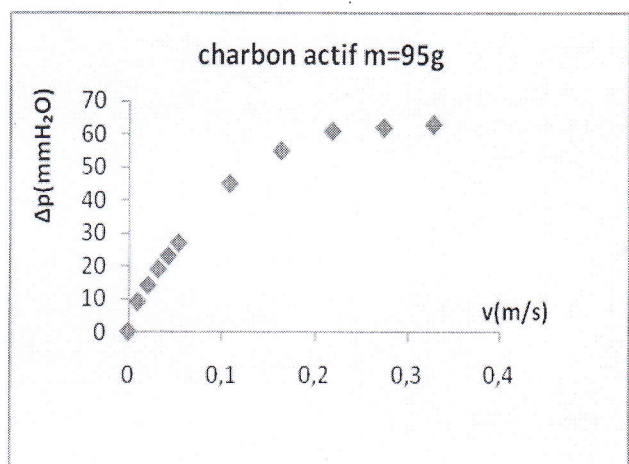


Figure 18

III.1.1. la reproductivité

Nous avons manipulé toutes les expériences de détermination de la vitesse minimale de fluidisation deux fois dans les mêmes conditions opératoires. Les courbes résultantes (figures 19-30) montrent que les deux valeurs expérimentales de U_{mf} sont proches. Alors on peut déduire que ces expériences sont reproductibles (voir le tableau 03)

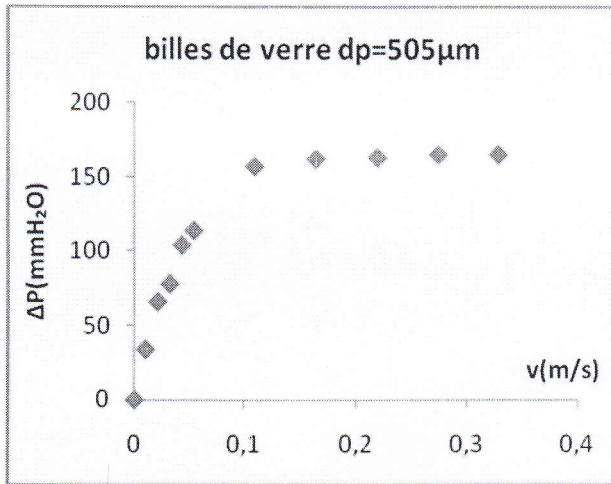


Figure 19

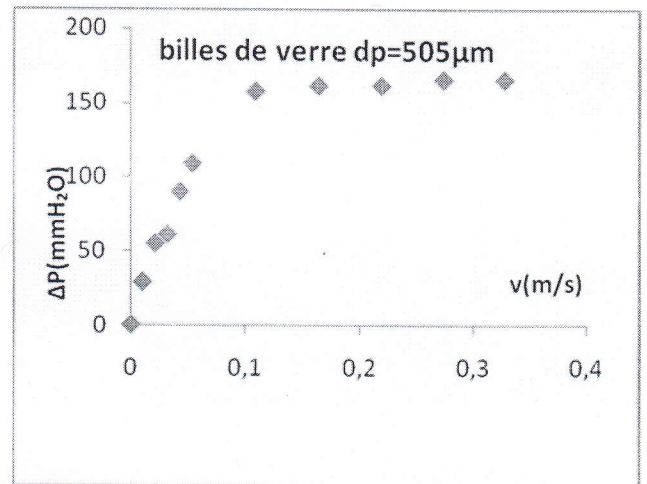


Figure 20

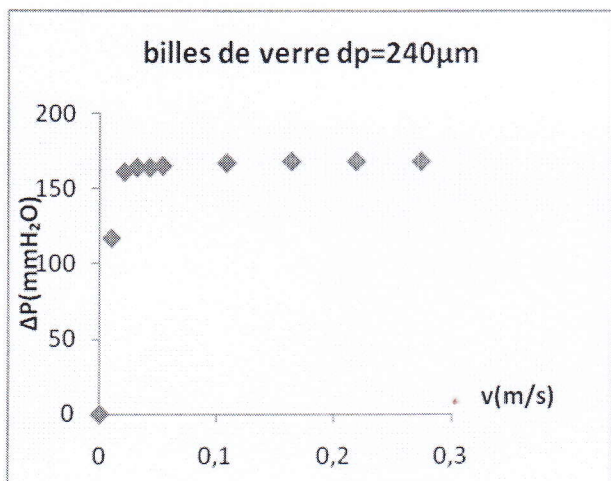


Figure 21

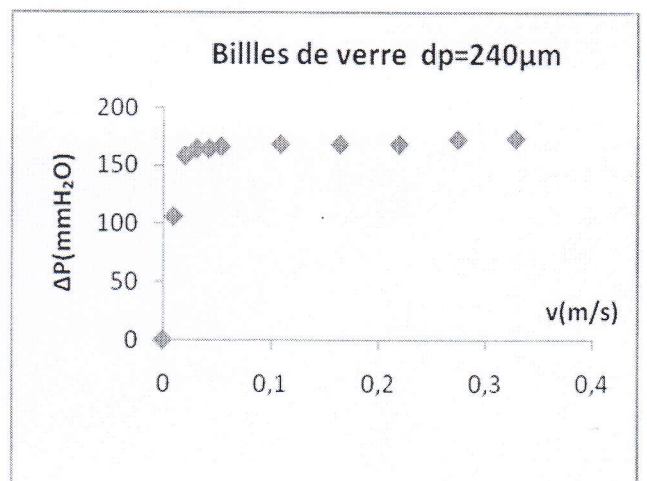


Figure 22

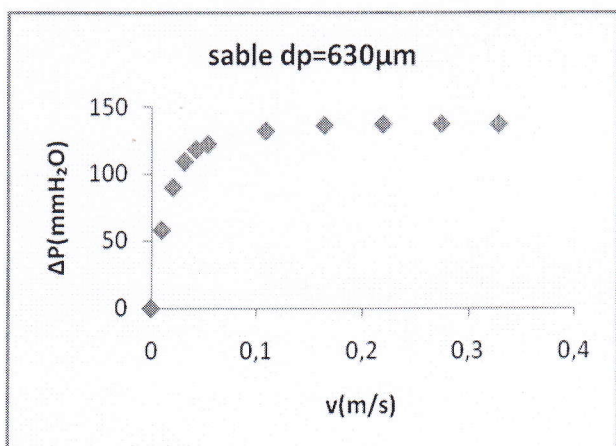


Figure 23

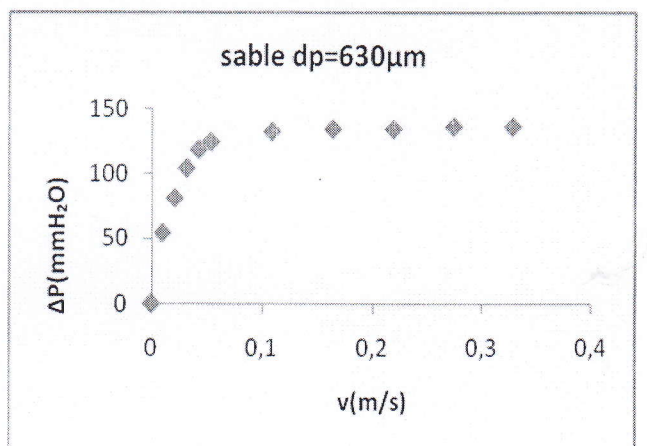


Figure 24

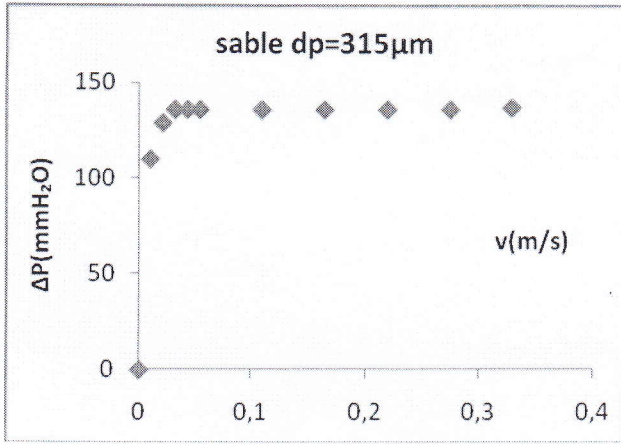


Figure 25

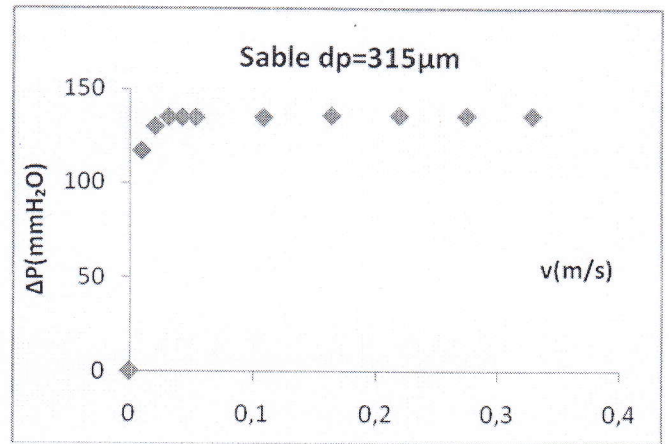


Figure 26

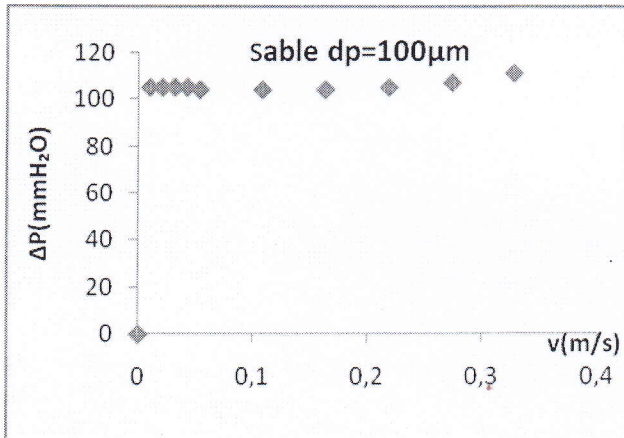


Figure 27

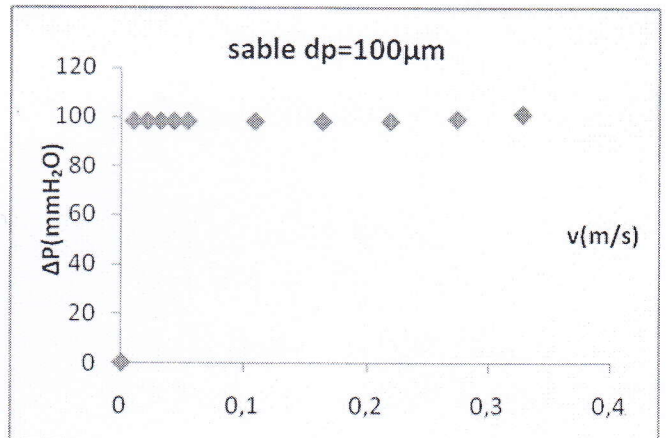


Figure 28

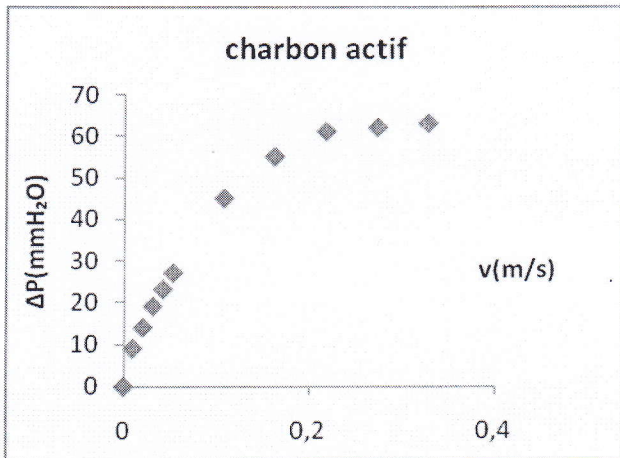


Figure 29

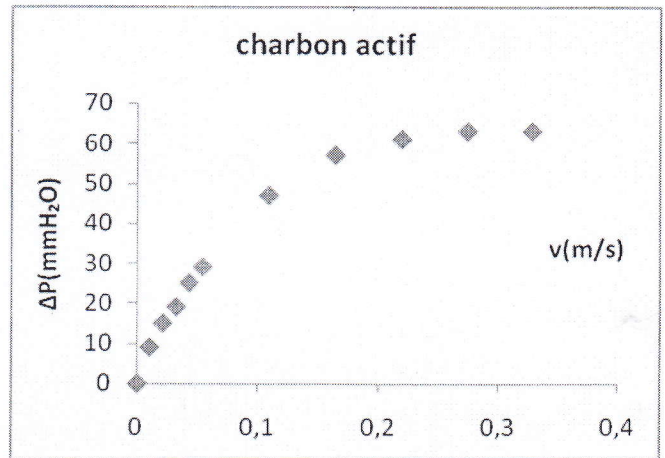


Figure 30

Tableau 03 : comparaison de valeurs expérimentales des deux essais dans les mêmes conditions opératoires (la reproductivité)

Les particuliers	Billes de verre $d_p=505\mu\text{m}$	Billes de verre $d_p=240\mu\text{m}$	Sable des dunes $d_p=630\mu\text{m}$	Sable de dunes $d_p=315\mu\text{m}$	Charbon actif
U_{mf1} (m/s)	0.066	0.015	0.027	0.0125	0.121
U_{mf2} (m/s)	0.072	0.015	0.027	0.0125	0.135

Le pourcentage d'erreur entre les résultats des expériences identiques peut être évalué si on représente sur un graphique les valeurs mesurées au cours de la seconde expérience en fonction de celle mesurées au cours de la première expérience (figure 31) il a apparait que l'écart maximale ne dépasse pas 20%

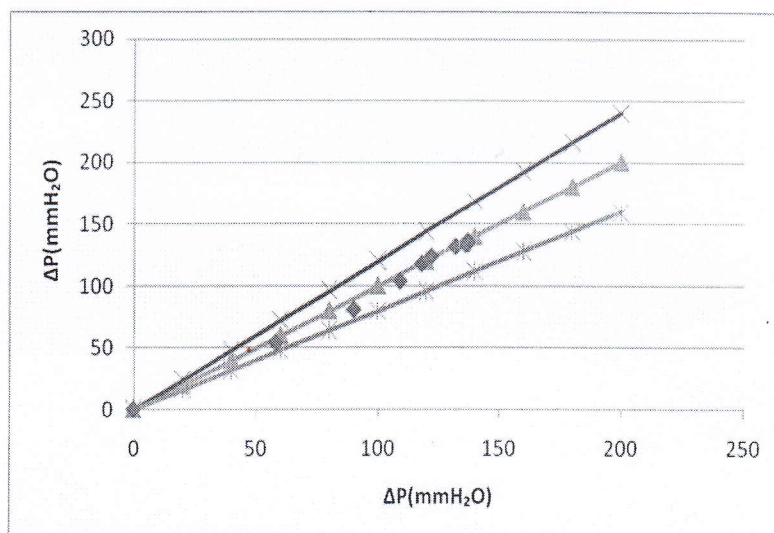


Figure 31 : Détermination du pourcentage d'erreur

III.1.2. L'effet de la taille

Les figures (13, 14) correspondantes aux particules de billes de verre $d_p=505\mu\text{m}$ et $d_p=240\mu\text{m}$, nous remarquons sur ces figures que plus que la taille des particules augmente plus la U_{mf} augmente la remarque reste la même pour les différentes tailles de sable de dune (figure 15, 16, 17) ce constat est dû au fait que l'augmentation de la taille des particules entraîne un accroissement de la surface de contact avec le gaz. La force de frottement se voit ainsi augmenter d'où un accroissement de la perte de charge.

III .1.3. L'effet de la nature

L'étude comparative des graphes précédents indique que la nature a un influence sur la U_{mf} . Si on compare par exemple entre les billes de verre 505 μm et le sable 630 μm on trouve que les U_{mf} de la première est plus grande que la deuxième par ailleurs le charbon actif possède la plus grande U_{mf} on peut déduire que ces différences sont dues à la différence de la masse volumique de chaque type des particules.

III.1.4. calcul théorique

La vitesse minimale de fluidisation est un paramètre très important dont de pends les paramètres de marche du réacteur.

Les particules que nous avons employées possèdent les caractéristiques reportées dans le tableau 04.

Tableau 04 : les caractéristiques physiques des particules et de gaz utilisé

Les particules	d (μm)	ρ_p (Kg/m ³)	ρ_g (Kg/m ³)	μ_g (Kg/ms)	g (Kg/ms)	ϕ	ε_{mf}
Billes de verre	505	2500	1.205	15.6x10 ⁻⁶	9.81	1	0.4
Billes de verre	240	2500	1.205	15.6x10 ⁻⁶	9.81	1	0.4
Sable	630	2650	1.205	15.6x10 ⁻⁶	9.81	0.67	0.4
Sable	315	2650	1.205	15.6x10 ⁻⁶	9.81	0.67	0.4
Sable	100	2650	1.205	15.6x10 ⁻⁶	9.81	0.67	0.4
Charbon actif	815	576	1.205	15.6x10 ⁻⁶	9.81	0.5	0.4

Nous avons comparé les valeurs expérimentales avec les valeurs calculées à partir des corrélations fournies par la littérature. Les résultats sont montrés dans le tableau5

Tableau 05 : comparaison des prédictions des corrélations de la bibliographie avec les résultats expérimentaux

Auteurs	Corrélation	U_{mf}					
		V.B 505 μ m	B.V 240 μ m	Sable 630 μ m	Sable 315 μ m	Sable 100 μ m	Charbon
WEN et CHU (1966)	$Re_{mf} = [33.7^2 + 0.0408 Ar]^p - 33.7$	0.215	0.053	0.324	0.096	0.010	0.128
BOURGOIS et GRENIER (1968)	$Re_{mf} = [25.46^2 + 0.0382 Ar]^p - 25.46$	0.252	0.066	0.367	0.115	0.012	0.151
RICHARDSON (1971)	$Re_{mf} = [25.7^2 + 0.0365 Ar]^p - 25.7$	0.240	0.062	0.352	0.111	0.011	0.143
BABU et COLL (1978)	$Re_{mf} = [25.25^2 + 0.0615 Ar]^p - 25.25$	0.395	0.112	0.555	0.194	0.021	0.236
THONGLIMP et COLL (1984)	$Re_{mf} = [31.6^2 + 0.0425 Ar]^p - 31.6$	0.235	0.059	0.350	0.106	0.011	0.14
NAKAMURA et COLL (1985)	$Re_{mf} = [33.95^2 + 0.0465 Ar]^p - 33.95$	0.241	0.060	0.359	0.109	0.011	0.144
LUCAS et COLL (1986)	$re_{mf} = [29.5^2 + 0.0357 Ar]^p - 29.5$	0.212	0.053	0.317	0.096	0.010	0.126
CHYANG et HUANG (1988)	$re_{mf} = [33.3^2 + 0.0333 Ar]^p - 33.3$	0.181	0.060	0.275	0.080	0.010	0.108
TANNOUS et COLL (1993)	$re_{mf} = [25.83^2 + 0.043 Ar]^p - 25.83$	0.276	0.073	0.399	0.129	0.013	0.165
ERGUN (1952)	$Ar = 150 \frac{1 - \varepsilon_{mf}}{\varepsilon_{mf} + \phi^2} R_{emf} + 1.75 \frac{1}{\varepsilon_{mf}^3 \phi} R_{emf}^2$	0.24	0.0625	0.188	0.0519	0.0053	
Le présent travail		0.066	0.018	0.038	0.016	/	0.12

On peut voir que tous les corrélations surestiment nos valeurs de U_{mf} sauf celle le charbon actif qu'il est plus proche à celle de Lucas 1986.

III.2. calcul de la hauteur de la couche

III.2.1. calcul expérimental

A cause du fait que la détermination de la hauteur de lit nécessite des techniques très délicates à mettre au point, nous avons opté pour l'utilisation d'une méthode indirecte.

Cette méthode repose sur la mesure du profil de perte de charge en fonction de la hauteur (voir fig. 06). Les valeurs des hauteurs sont alors dérivées de ces courbes comme suit en écrivant l'équation de la perte de charge entre les points (1) et (2) (voir la figure 32)

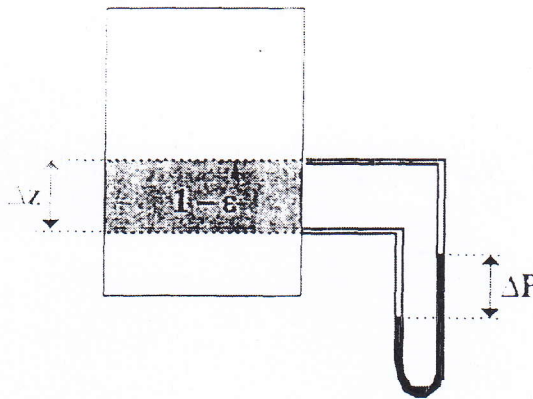


Figure 32 : la mesure de la perte de charge en fonction de la hauteur

$$P_1 - P_2 = \frac{g \cdot m_p}{S} = \frac{g(m_t - m_i)}{S} \dots\dots\dots 12$$

$$= g \left(\frac{m_t}{S} - \frac{\epsilon_e \cdot S \cdot (\rho_1 - 0)(1 - \epsilon_{mf}) \cdot \rho_p}{S} \right)$$

$$\Delta P = -(1 - \epsilon_{mf}) \rho_p \cdot g \cdot \epsilon_e(h) + \frac{m_t \cdot g}{S} \dots\dots\dots 13$$

En dérivant cette équation par rapport à la hauteur on obtient :

$$\frac{d(\Delta P)}{dh} = -(1 - \epsilon_{mf}) \cdot \rho_p \cdot g \cdot \epsilon_e \dots\dots\dots 14$$

La hauteur de la couche dense est alors définie comme la valeur de h pour laquelle la grandeur $\varepsilon_e = -\frac{1}{(1-\varepsilon_{mf})\rho_p \cdot g} \cdot \frac{d(\Delta P)}{dh}$ vaut 0.5.

Pratiquement, il faut tracer la courbe représentant la variation de ΔP en fonction de h (voir les figures 33-68) et l'annexe. Les courbes obtenues présentent des segments linéaires (relatifs à la zone dense) suivies par une évolution proche d'une exponentielle ('zone de transition de la zone dense à la zone diluée) pour terminer par une courbe horizontale dans la zone de désengagement.

L'évolution de la perte de charge en fonction de la hauteur de lit à différent vitesses
Billes de verre $d_p=505\mu\text{m}$

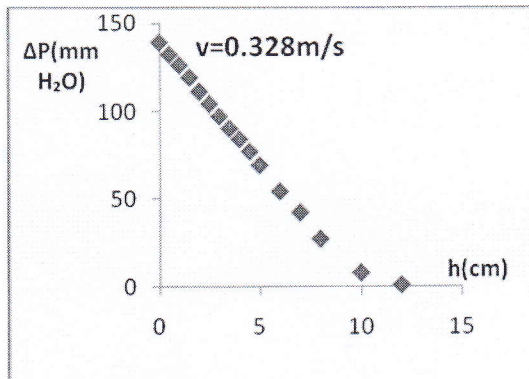


Figure 33

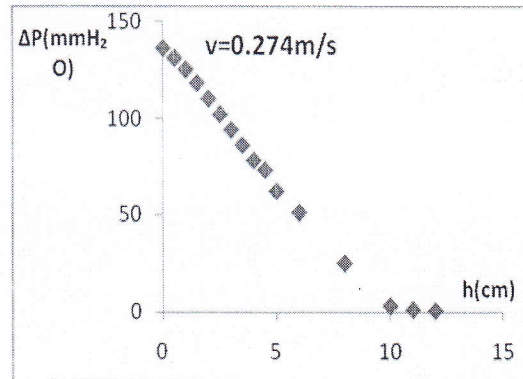


Figure 34

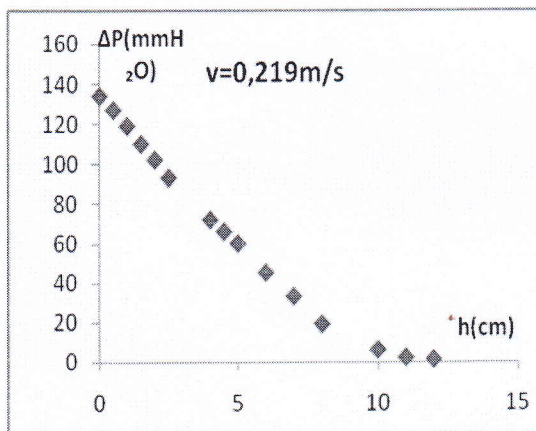


Figure 35

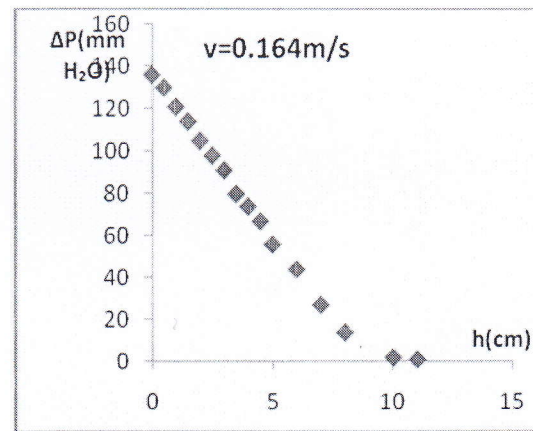


Figure 36

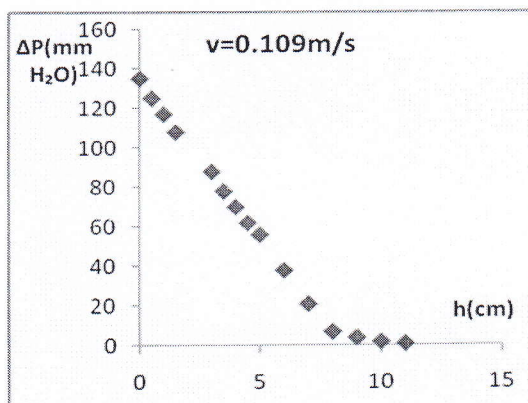


Figure 37

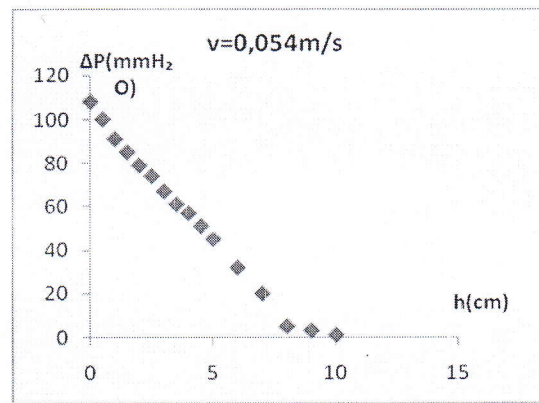


Figure 38

Billes de verre $d_p=240\mu\text{m}$

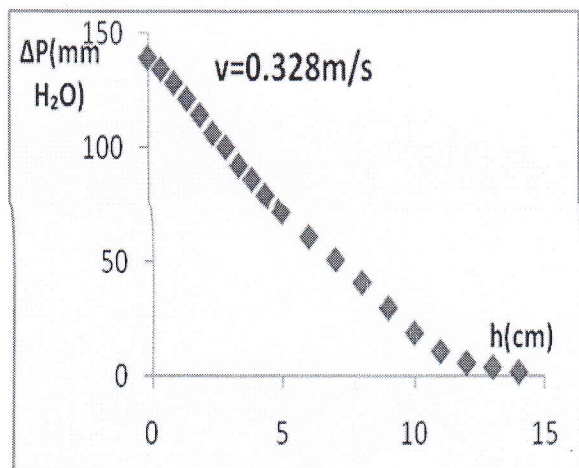


Figure 39

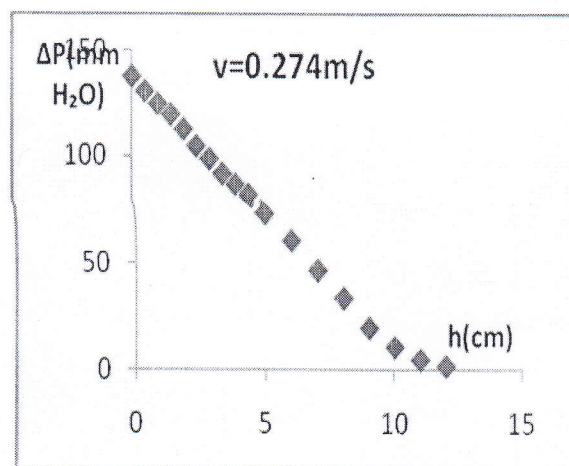


Figure40

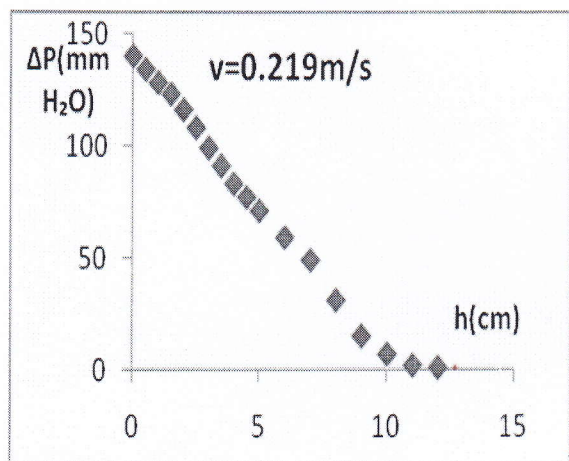


Figure 41

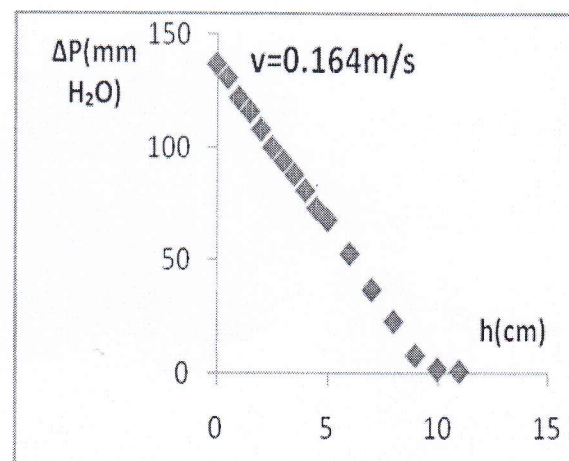


Figure 42

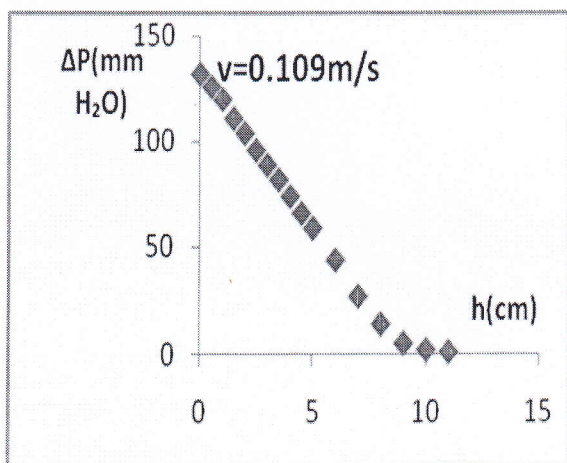


Figure43

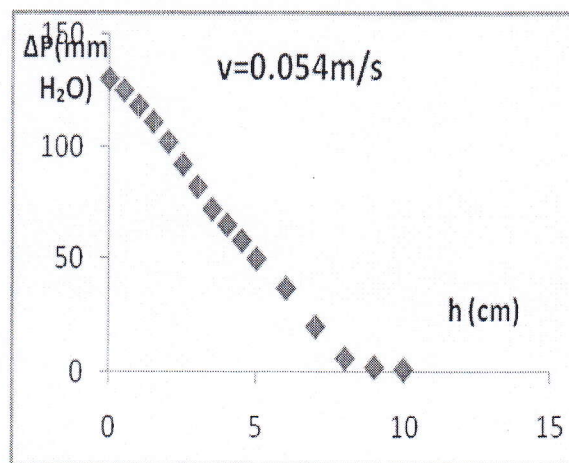


Figure44

Sable de dune $d_p=630\mu\text{m}$

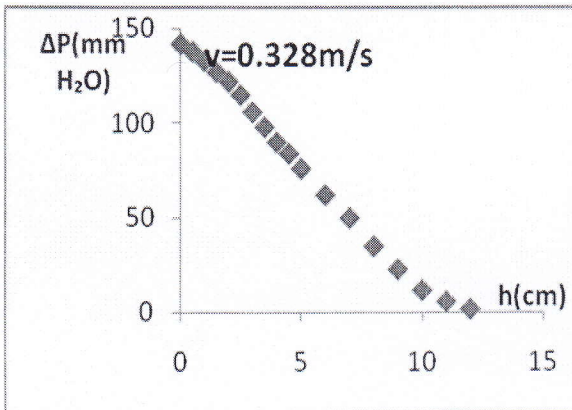


Figure45

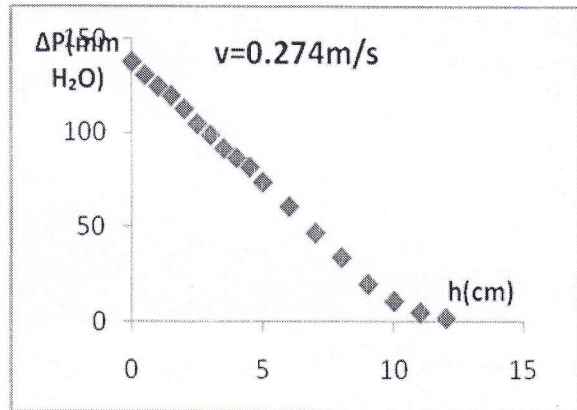


Figure46

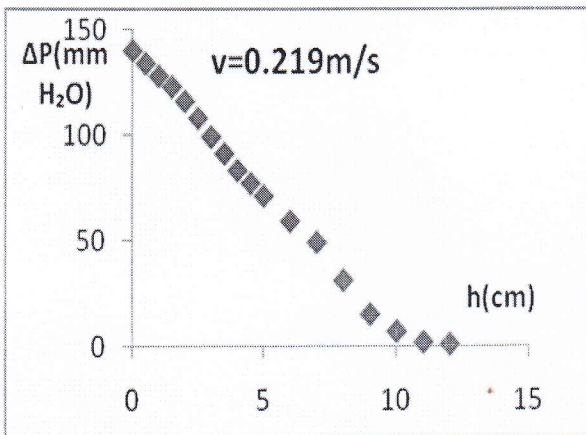


Figure47

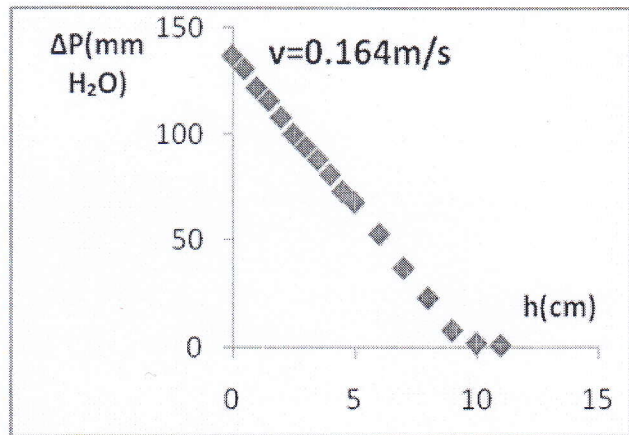


Figure48

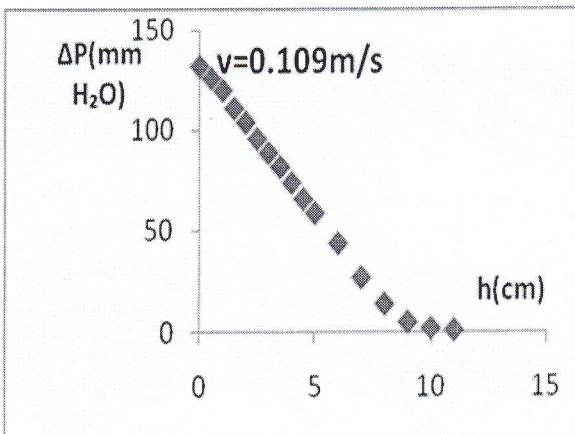


Figure49

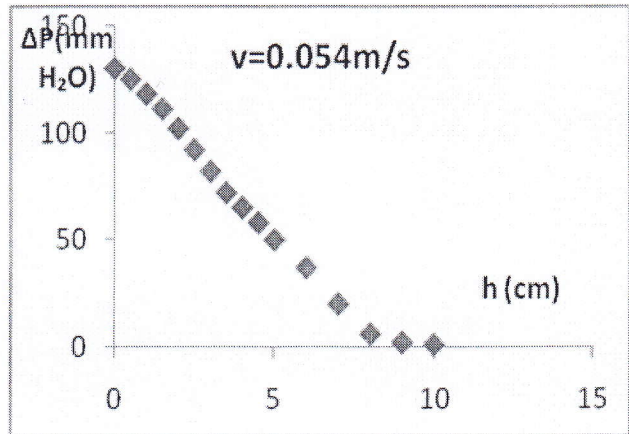


Figure50

Sable de dune $d_p=315\mu\text{m}$

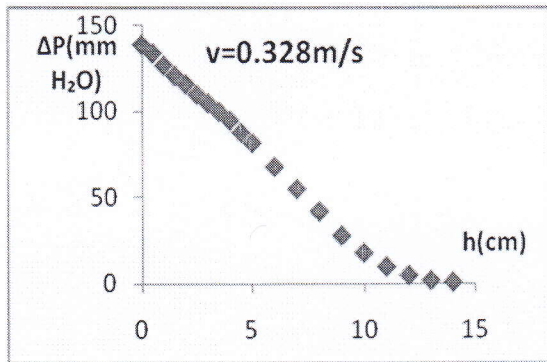


Figure51

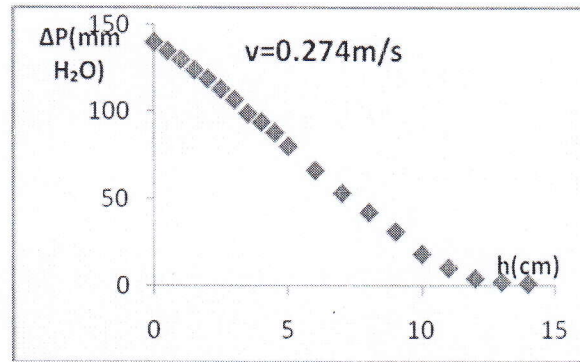


Figure52

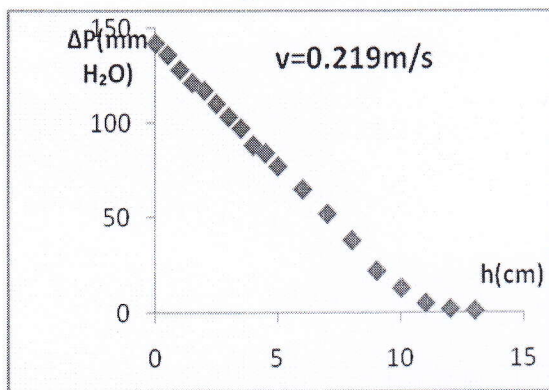


Figure53

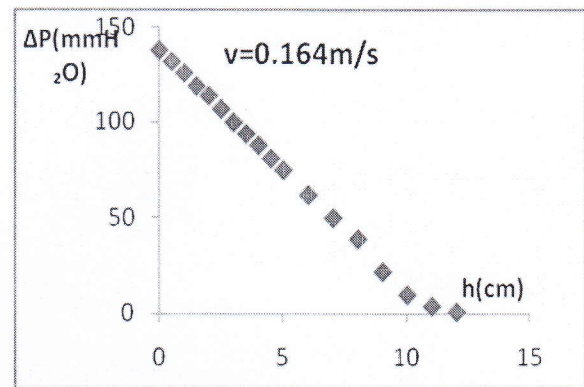


Figure54

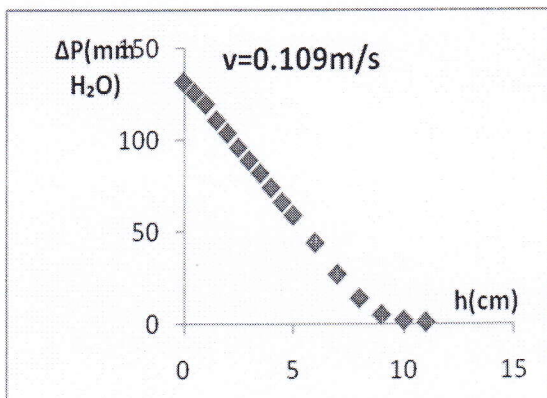


Figure55

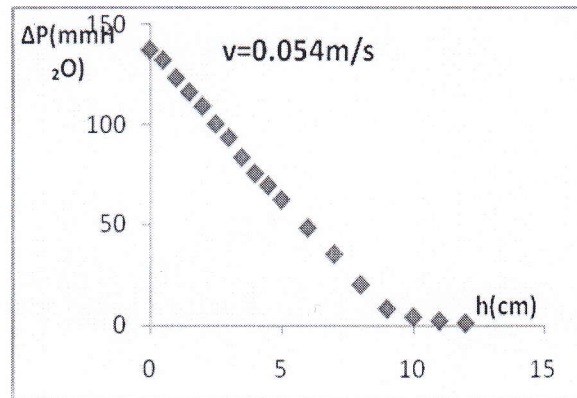


Figure 56

Sable de dune $d_p=100\mu\text{m}$

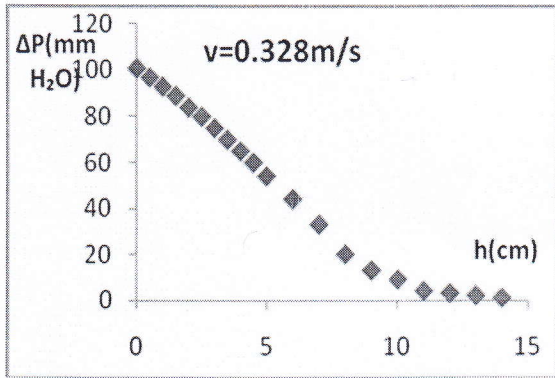


Figure 57

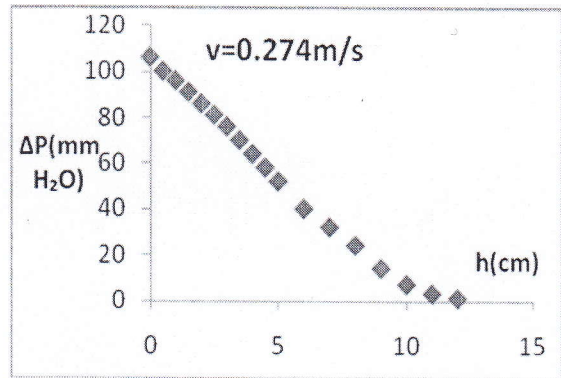


Figure 58

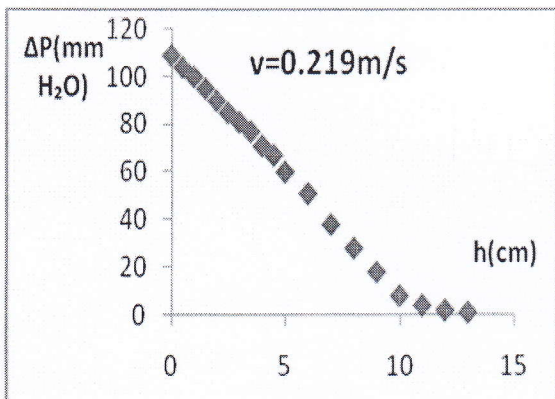


Figure 59

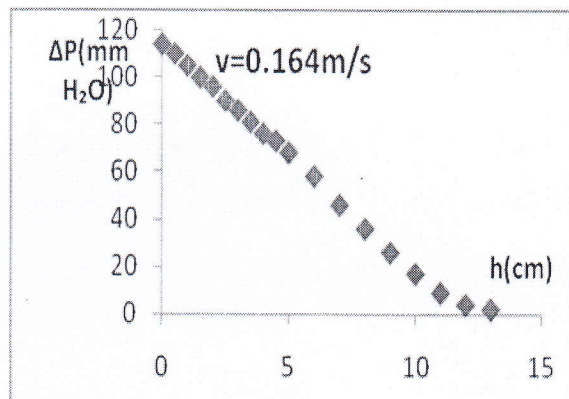


Figure 60

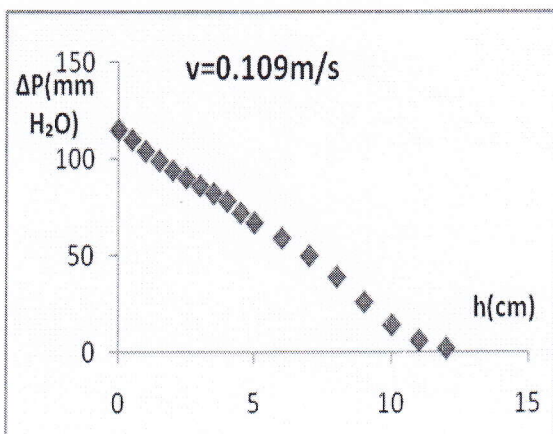


Figure 61

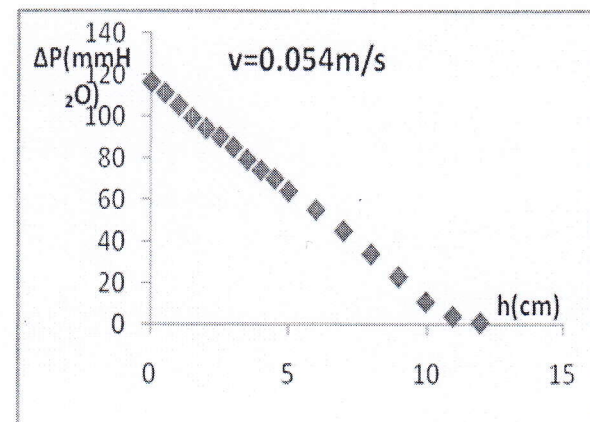


Figure 62

Charbon actif $d_p=815\mu\text{m}$

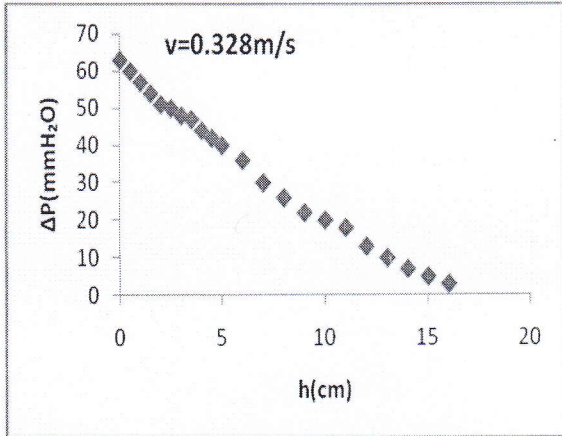


Figure 63

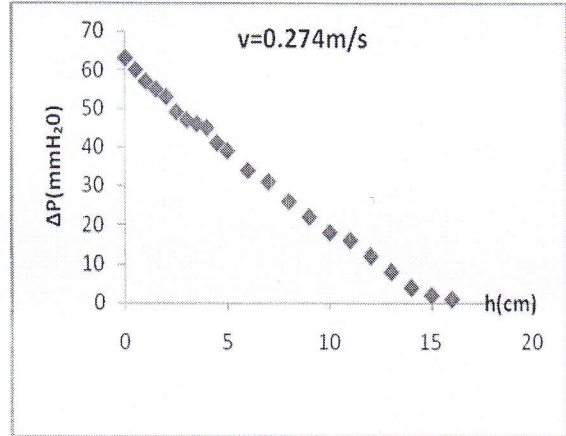


Figure 64

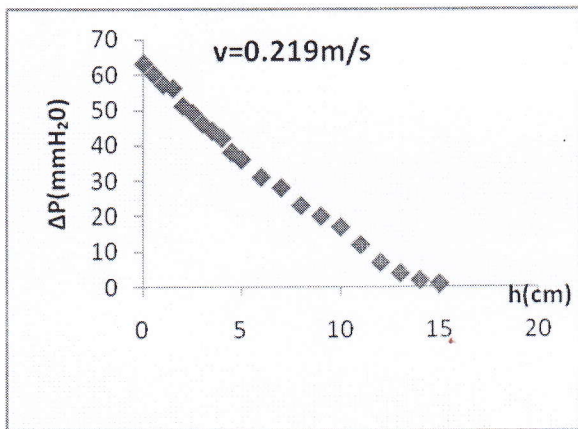


Figure 65

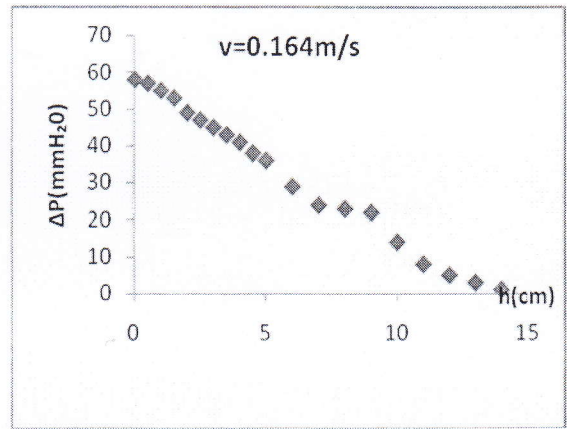


Figure 66

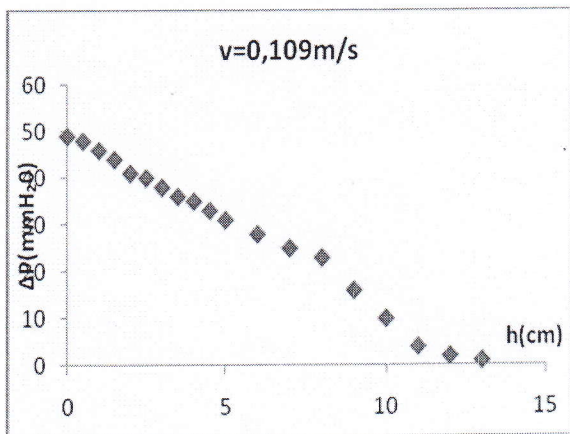


Figure 67

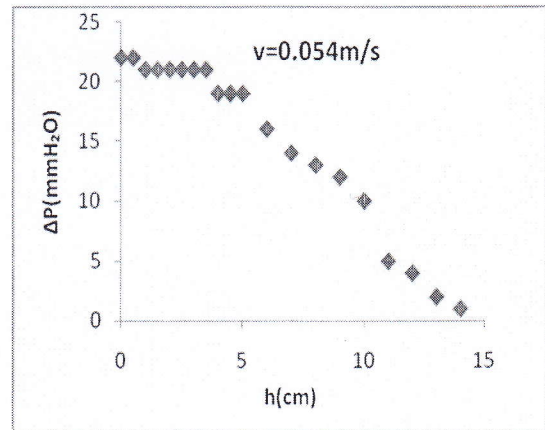


Figure 68

En adoptant cette technique, nous avons pu localiser les surfaces libres des lits testes. Les résultats sont reportés dans le tableau 06

Les particules / U_g (m/s)	0.328	0.274	0.219	0.164	0.109	0.054
Billes de verre $d_p=505\mu m$	9.291	9.303	9.103	8.574	7.359	7.916
Billes de verre $d_p=240\mu m$	10.671	10.527	10.503	9.529	9.07	8.615
Sable $d_p=630\mu m$	9.985	9.838	9.343	8.861	8.370	7.889
Sable $d_p=315\mu m$	10.636	10.688	9.989	9.956	9.625	8.622
Sable $d_p=100\mu m$	8.575	9.340	10.838	10.497	10.18	7.705
Charbon actif $d_p=815\mu m$	15.14	14.48	13.34	13.62	13.509	13.14

Tableau 06: les valeurs expérimentales de la hauteur de la couche

III.2.2. calcul théorique

A partir des corrélations de Géldart et de Babu ci-dessous, nous avons estimé les hauteurs des couches fluidisées :

$$H_{mf} = \frac{M}{\rho_p \cdot A(1 - \epsilon_{mf})} \dots\dots\dots 15$$

$$H = H_{mf} \left[1 + \frac{14.314(U - U_{mf})^{0.73} d_p^{1.006} \rho_p^{0.376}}{U_{mf}^{0.937} \rho_g^{0.126}} \right] \dots\dots\dots 16$$

Les résultats obtenus sont montrés dans le tableau ci-dessous

Tableau 07: les valeurs théoriques de la hauteur de la couche (cm)

Les particules / U_g (m/s)	0.328	0.274	0.219	0.164	0.109	0.054	U_{mf} (m/S)	h_{mf}
Billes de verre $d_p = 505\mu m$	13.98	13.15	12.25	11.25	10.09	/	0.066	0.087
Billes de verre	18.26	17.00	15.64	14.18	12.57	10.65	0.018	0.087

$d_p=240\mu m$								
Sable de dunes $d_p 630\mu m$	19.69	18.07	16.32	14.41	12.27	9.55	0.038	0.082
Sable de dunes $d_p = 315\mu m$	21.79	20.01	18.09	16.03	13.76	11.07	0.016	0.082
Charbon actif $d_p=815\mu m$	23.89	22.75	21.47	19.98	/	/	0.121	0.182

La comparaison des résultats expérimentaux avec les prédictions de la corrélation de Babu [11] montre que cette corrélation surestime la valeur de la hauteur avec un écart maximal de 60%(voir la figure 69)

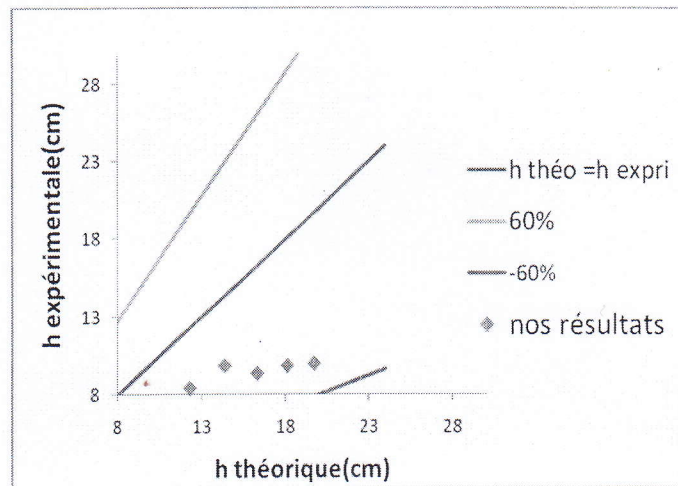


Figure 69 : Détermination du pourcentage d'erreur

III.3. Elaboration d'une corrélation

En première approximation, nous supposons que la hauteur dépend de nombre de Reynolds et du diamètre des particules selon une loi en puissance

$$h = A \cdot \text{Re}^\alpha \cdot d_p^B = \left(\frac{U_g \cdot d_p \cdot \rho_g}{\mu_g} \right)^\alpha \cdot d_p^B = A \left(\frac{U_g \cdot \rho_g}{\mu_g} \right)^\alpha \cdot d_p^{\alpha+B}$$

$$h = A' \cdot d_p^{\alpha+B}$$

Si $U_g = cst \Rightarrow A' = cst$

$$\ln h = \ln A' + (\alpha + B) \ln d_p$$

Le tracé de $\ln h$ en fonction de $\ln dp$ permet de déterminer la valeur $\alpha + B$

Pour les billes de verre $dp = 505,240 \mu m$

$\ln dp$	6.224	5.48
$\ln H$	2.148	2.25

La pente $= -0.137 = \alpha + B$

Si $dp = cst = 240 \mu m$, $H = A Re^\alpha . d_p^B = A'' . Re^\alpha$ / $A'' = A . d_p^B$

$$\ln H = \ln A'' + \alpha \ln Re$$

Il faut donc tracer $\ln h$ en fonction du $\ln Re$ pour pouvoir estimer α

$\ln h$	2.367	2.353	2.531	2.254	2.2	2.15
$\ln Re$	1.805	1.625	1.4	1.112	0.703	0

La pente $= 0,156 = \alpha$, $\ln A'' = 2,136$

$$\alpha + \beta = -0,137 \Rightarrow \beta = -0,293$$

$$A'' = A . d_p^B \Rightarrow A = A'' / d_p^B = 8,465 / 240^{-0,293} = 42,172$$

$$h = 42,172 Re^{0,156} . dp^{-0,293}$$

U_g (m/s)	0.328	0.274	0.219	0.164	0.109	0.054
Bille de verre $d_p = 505 \mu m$	10.13	9.850	9.512	9.092	8.531	7.645
Bille de	11.217	10.907	10.531	10.068	9.44	8.46

verre						
$d_p=240\mu\text{m}$						

Pour le sable. Nous utilisons la même procédure.

à V_g est : $0,219\text{m/s}$, $d_p = 630 = 315\mu\text{m}$

$$\ln h = \ln A' + (\alpha + \beta) \ln dp$$

$\ln h$	2.234	2.301
$\ln d_p$	6.445	5.752

La pente = $0,156 = \alpha$, $\ln A'' = 0,0966$

Si d_p est $630\mu\text{m}$

$$h = A'' \cdot \text{Re}^\alpha, A'' = A \cdot d_p^\beta$$

$$\ln h = \ln A'' + \alpha \ln dp$$

La pente = $\alpha = 0,137$

$$\alpha + \beta = -0,0956 \Rightarrow \beta = -0,2336$$

$$\ln A'' = 1,914 \Rightarrow A'' = 6,78$$

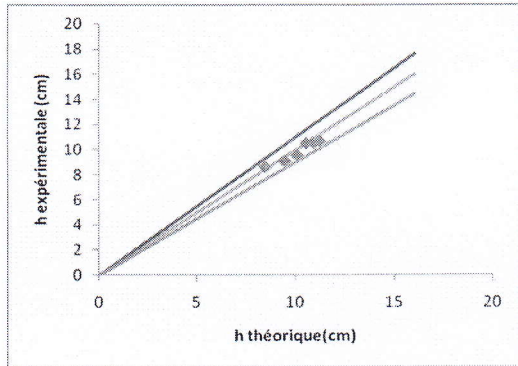
$$A'' = A \cdot d_p^\beta \Rightarrow A = A'' / d_p^\beta = 6,78 / 630^{-0,2336} = 30,56$$

$$h = 30,56 \text{Re}^{0,137} \cdot d_p^{-0,2336}$$

U_g (m/s)	0.328	0.274	0.219	0.164	0.109	0.054
Sable de dune $d_p=630\mu\text{m}$	9.909	9.668	9.375	9.011	8.521	7.739
Sable de dune $d_p=315\mu\text{m}$	10.595	10.337	10.025	9.635	9.111	8.274

Sable de dune $d_p=100\mu\text{m}$	11.837	11.549	11.199	10.764	10.177	9.245
---------------------------------------	--------	--------	--------	--------	--------	-------

Les résultats obtenus sont très proches de ceux expérimentaux avec un écart maximal du 10% pour toutes les particules sauf celles de sable $100\mu\text{m}$ 40% (voir les figures 70 -71)



70 : Détermination du pourcentage d'erreur

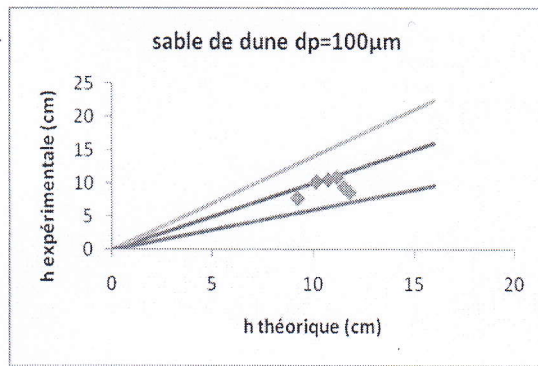


Figure 71 : Détermination du pourcentage d'erreur

III.4 Essai de validation

Au cours d'un essai de validité, nous avons calculé la hauteur d'une couche fluidisée de sable n'ayant pas été utilisé lors de l'établissement de la corrélation (sable de dune $d_p=407\mu\text{m}$). Les résultats obtenus sont montrés dans le tableau suivant :

Tableau 08 : comparaison entre les valeurs mesurées et les valeurs calculées de la hauteur

U_g (m/s)	0.328	0.274	0.219	0.164	0.109	
h expérimentale	9.919	9.63	9.12	9.09	8.94	
$h = 30,56 Re^{0,137} . dp^{-0,2336}$	10.239	10.07	9.77	9.39	8.88	

La comparaison entre les valeurs mesurées et les valeurs calculées montrent qu'il y a une grande concordance dont le pourcentage d'erreur ne dépasse pas 10% (voir la figure 69)

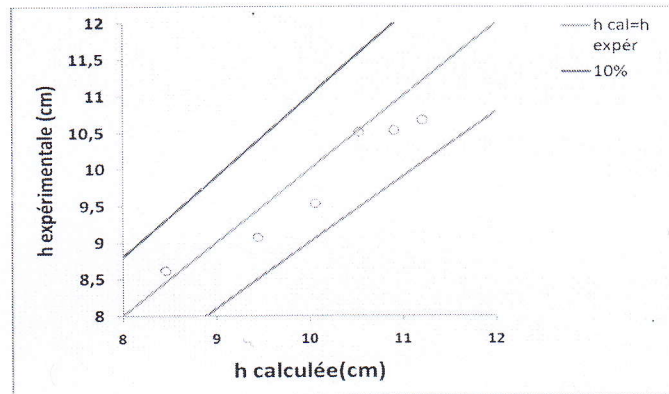


Figure 72 : Détermination du pourcentage d'erreur

**CONCLUSION
GÉNÉRALE**

Conclusion Générale

Dans un lit de particules en repos, la fraction de volume du lit occupée par le solide est ε .

Lorsqu' on fait circuler un fluide de bas en haut à travers le lit de particules, en faisant croître la vitesse superficielle, on n'observe pas de variation de la hauteur du lit jusqu'à une valeur seuil ou le lit se détasse brusquement. La perte de charge totale du lit se stabilise ensuite à une valeur correspondant au poids apparente de la colonne de solide.

Lorsque l'on augmente encore la vitesse superficielle, on peut s'attendre à une expansion du lit se traduisant par une augmentation de la hauteur de lit et une diminution de ε .

En régime de fluidisation agrégatif, il faut noter un fait : la fraction de volume occupé par le gaz dans la phase constituée par l'émulsion homogène particules – gaz (appelé aussi phase dense) est identique à $(1-\varepsilon_{mf})$ c'est -à-dire, à la valeur qui correspondait au seuil de fluidisation. Tous se passent donc comme si, une fois atteint le seuil de fluidisation, l'excédent de gaz par rapport à (U_{mf}) passait dans le lit sous forme de bulles.

L'étude de l'influence des différents paramètres opératoires sur la vitesse minimale de fluidisation a révélé les comportements suivants

- Une augmentation de la taille des particules augmente la vitesse minimale de fluidisation.
- L'utilisation de charbon actif donne une valeur importante de la (U_{mf}) que celle obtenue par les billes de verre et cette dernière est plus grande que celle du sable.

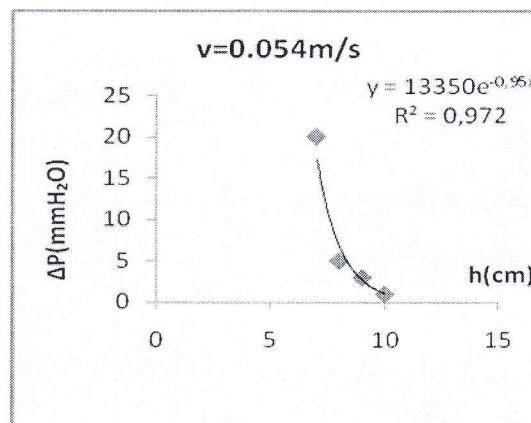
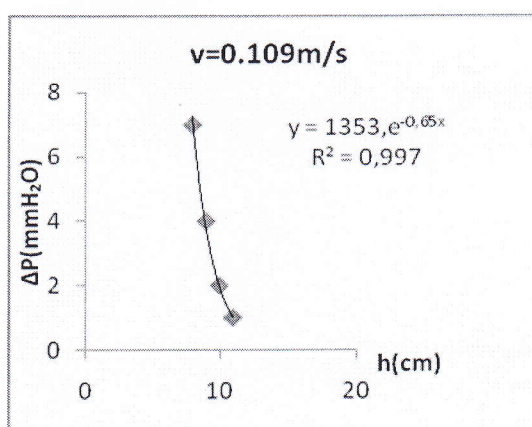
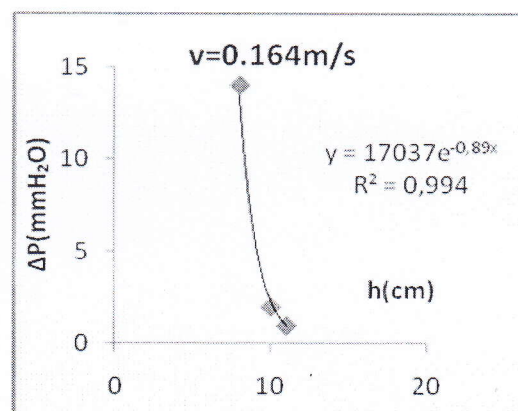
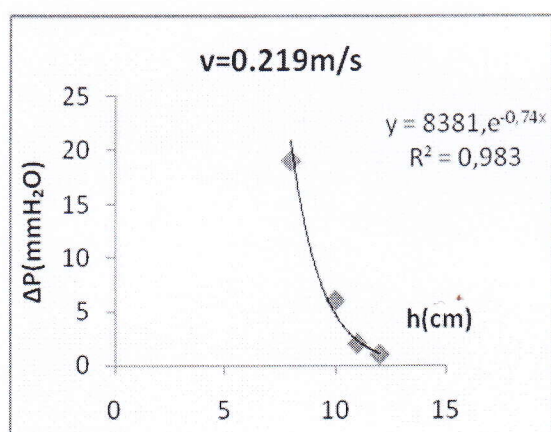
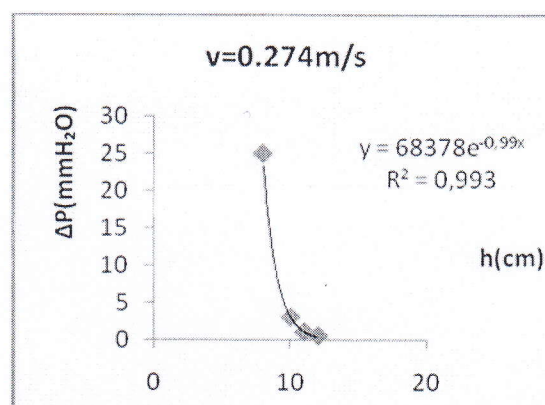
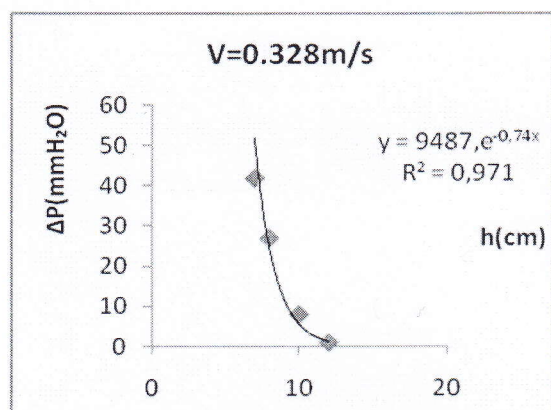
Concernant la hauteur de la couche fluidisée, nous avons adapté la procédure expérimentale de Miyauchi à notre appareillage. Les mesures de la perte de charge nous ont permis de déterminer avec précision la localisation de la surface libre de lit. La comparaison de nos mesures avec les prédictions de certaines corrélations de la littérature a révélé de grands écarts qui peuvent être dus aux conditions de validité de ces corrélations.

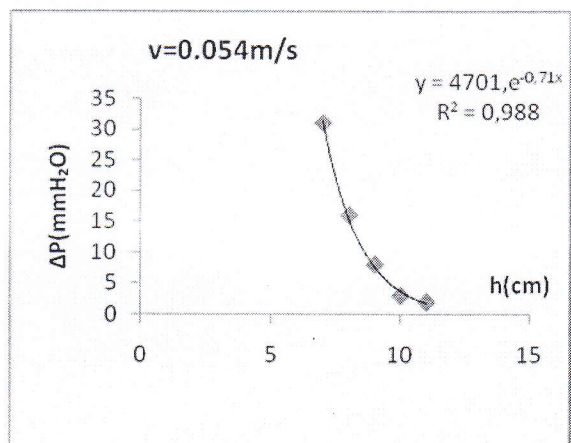
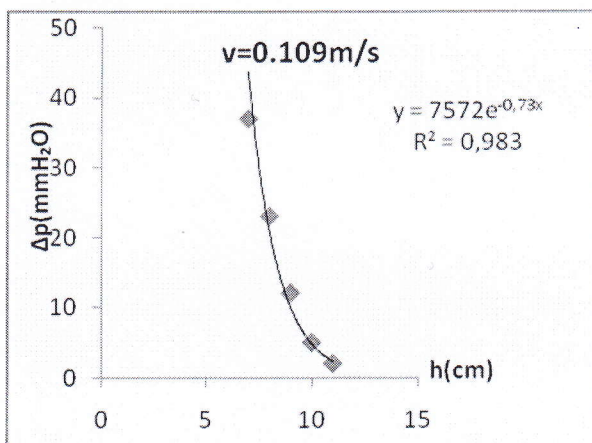
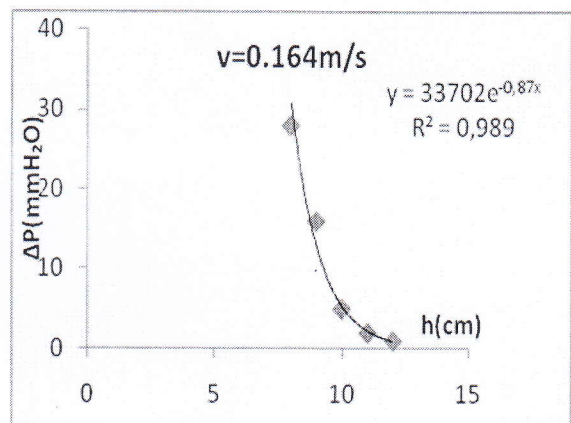
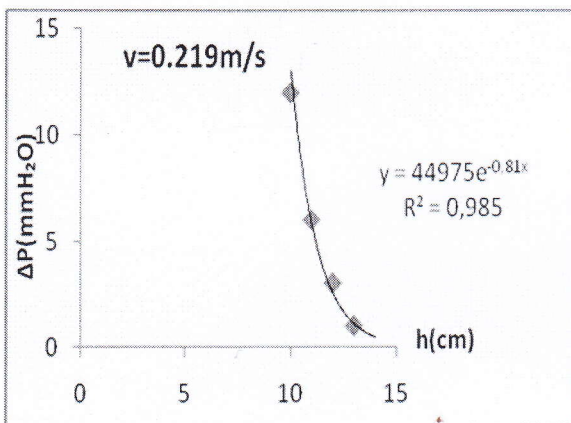
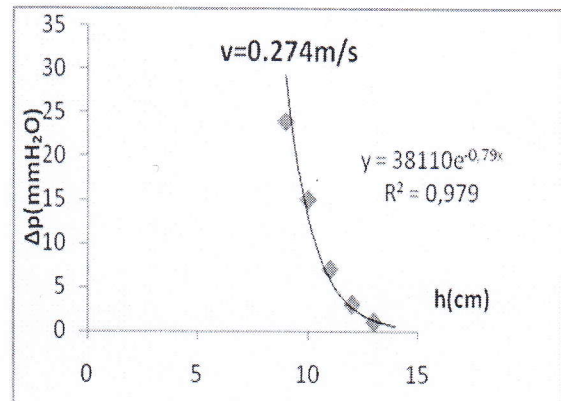
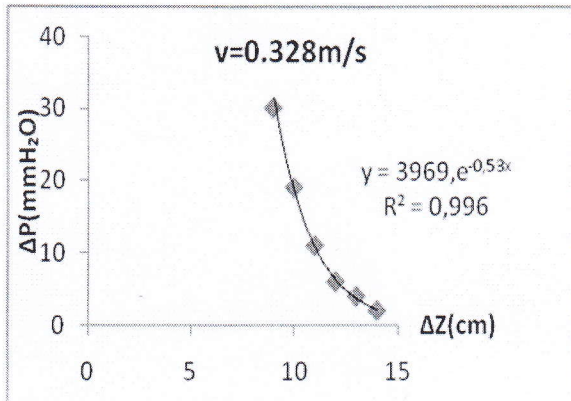
Par ailleurs, et afin de valoriser nos propres résultats, nous avons établi deux corrélations de la hauteur : une par les billes de verre et une par le sable de dune. Au cours

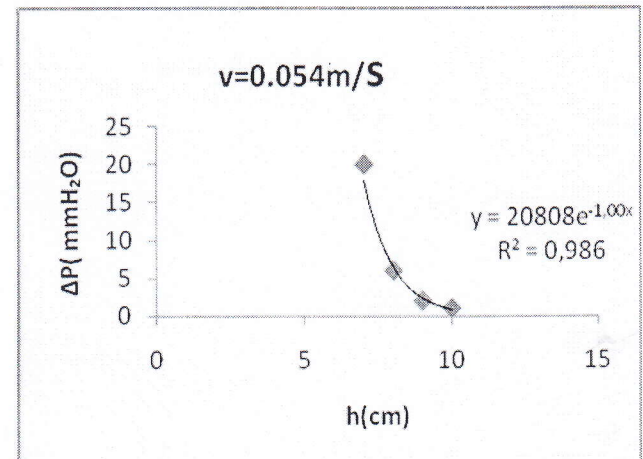
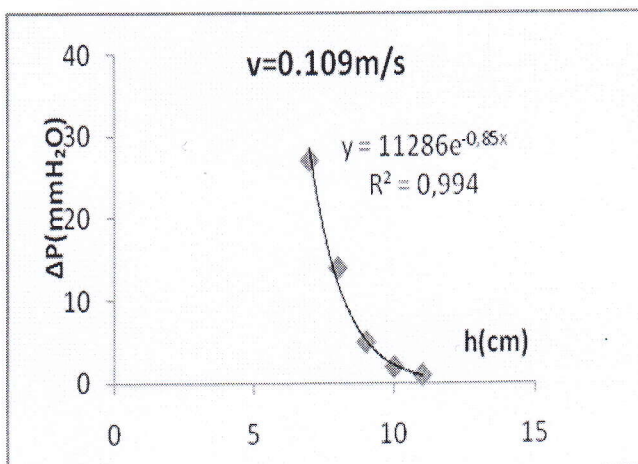
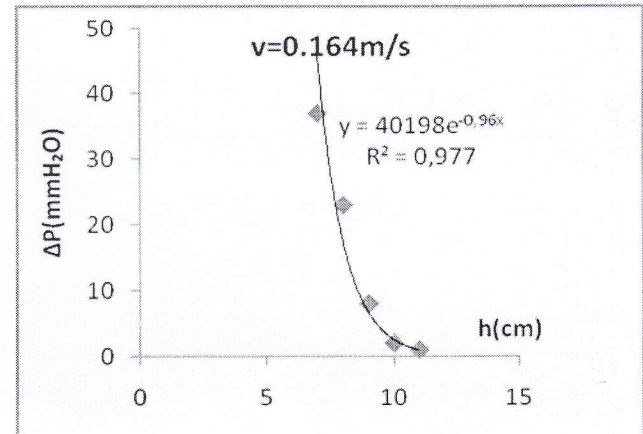
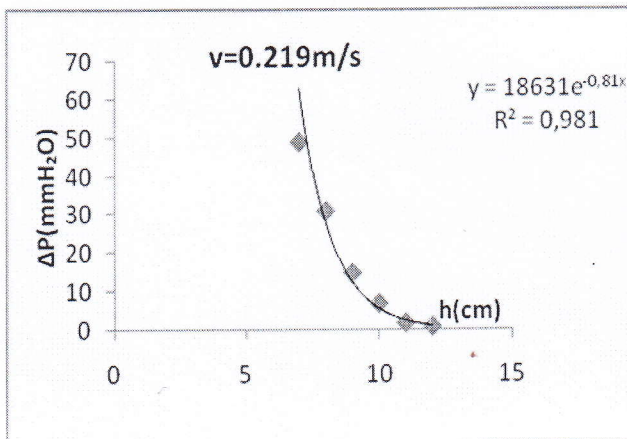
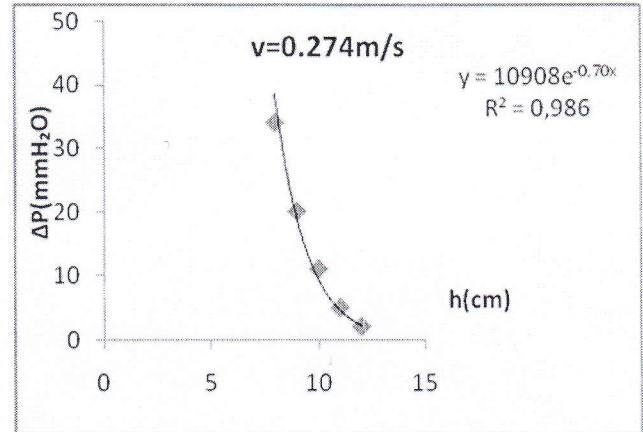
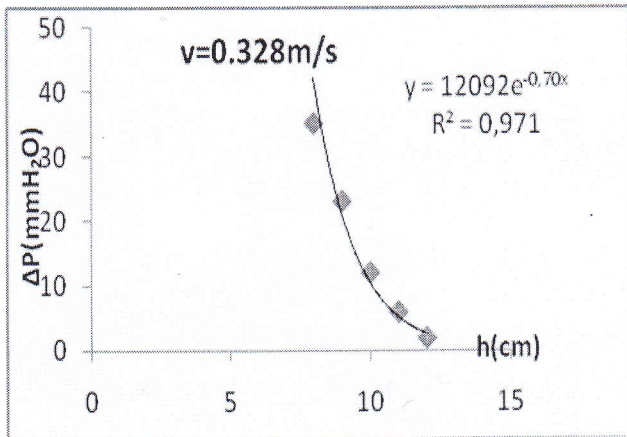
d'un essai de validité, nous avons calculé la hauteur d'une couche fluidisée de sable n'ayant pas été utilisé lors de l'établissement de la corrélation. On a observé une bonne concordance entre la valeur calculée et la valeur mesurée

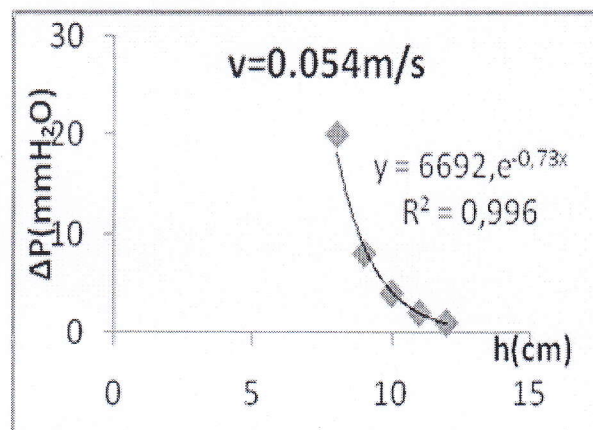
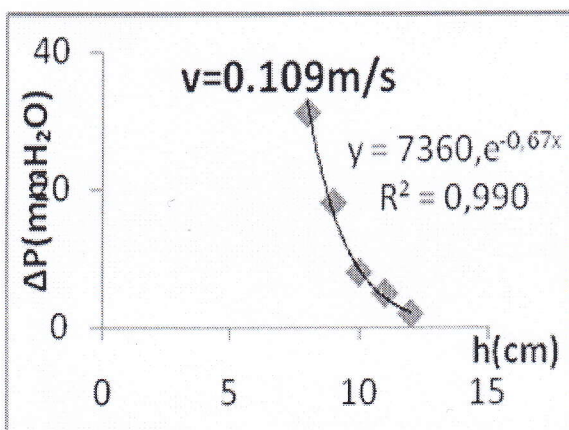
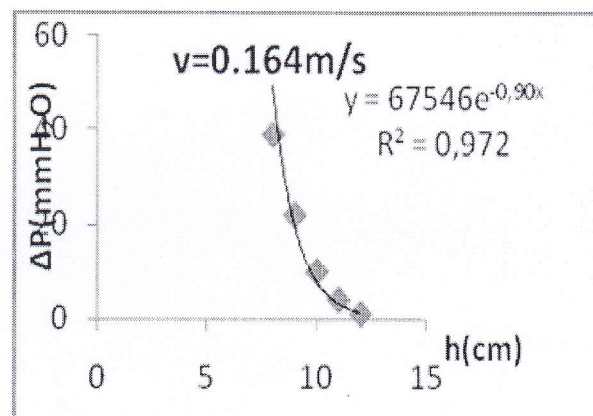
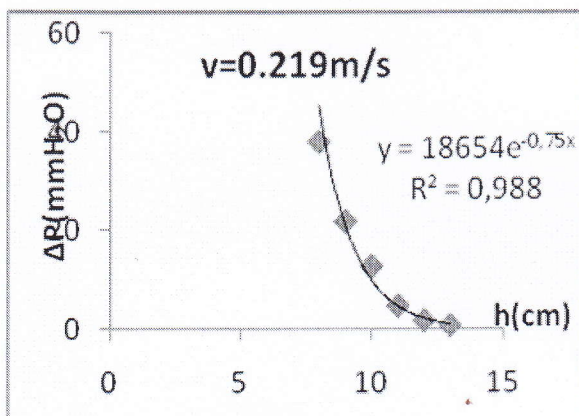
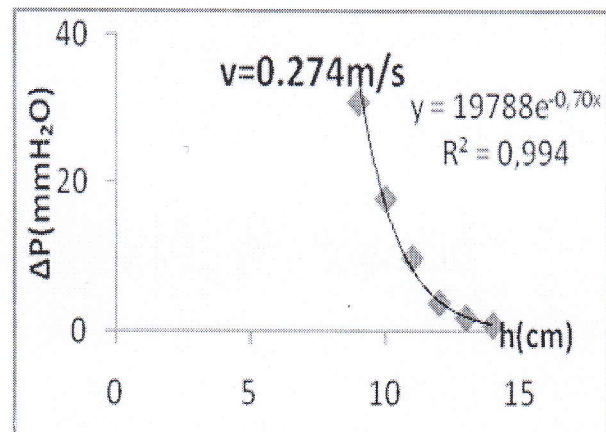
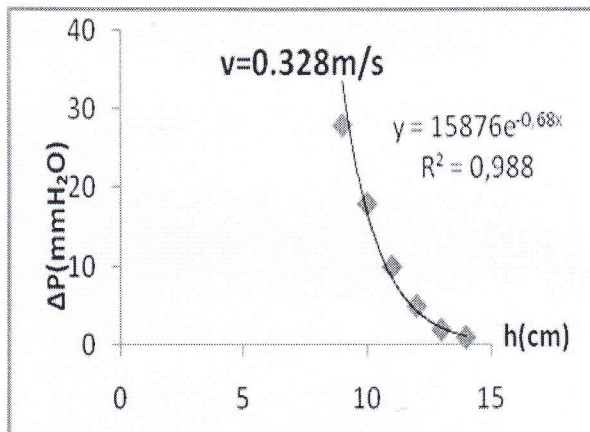
ANNEXES

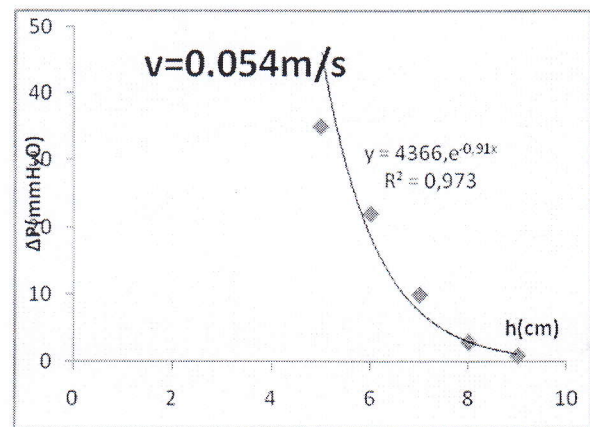
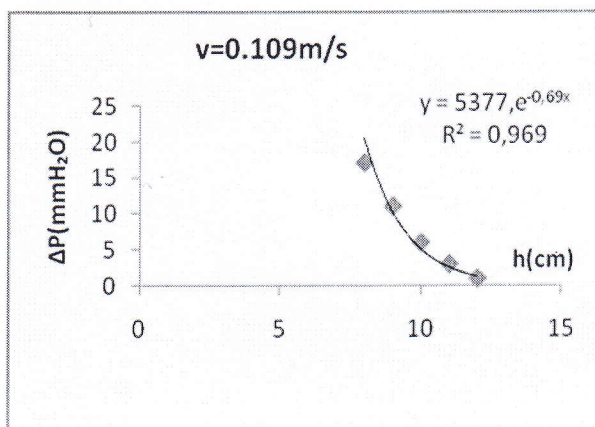
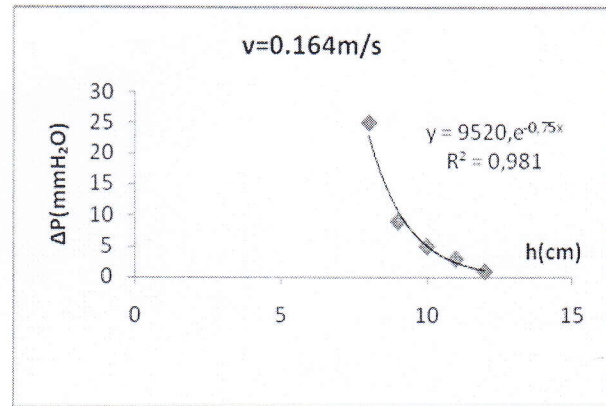
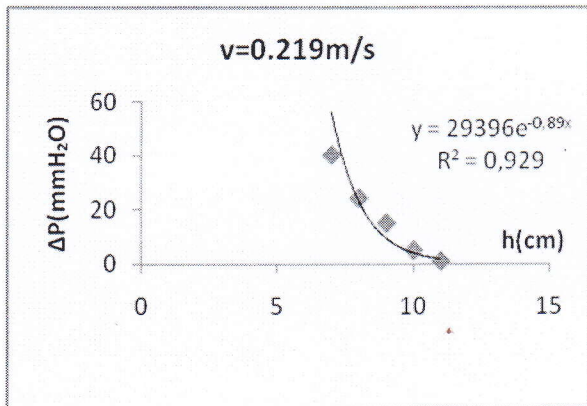
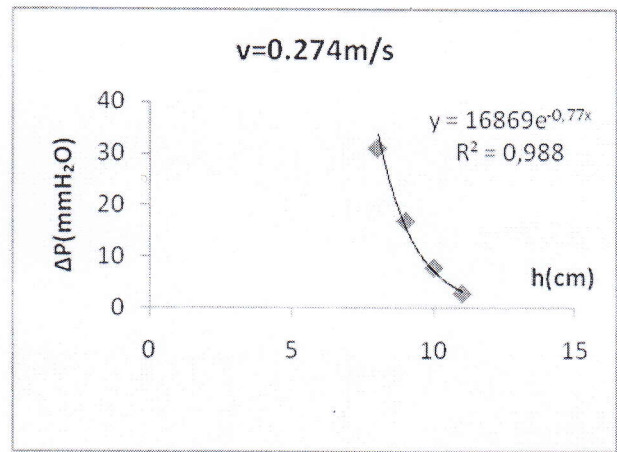
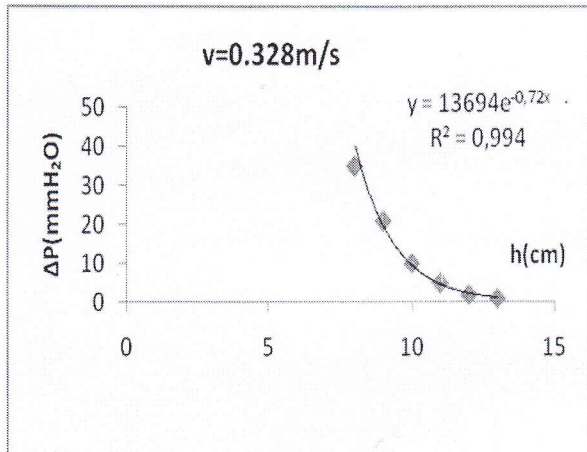
L'évolution de la perte de charge en fonction de la hauteur de lit à
différent vitesses
Billes de verre $d_p=505\mu\text{m}$

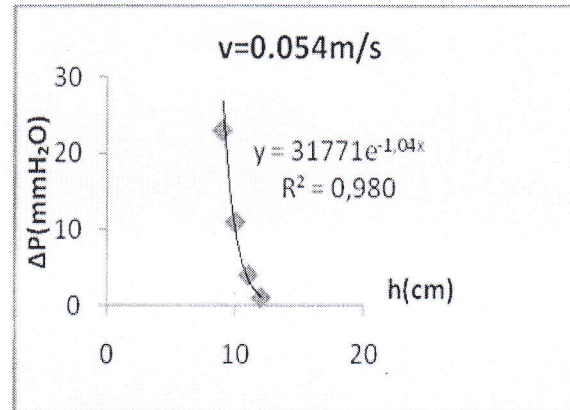
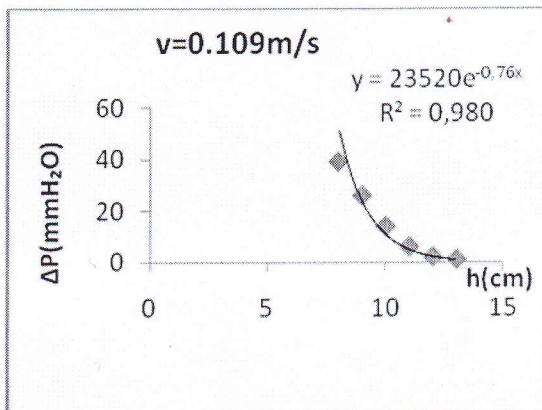
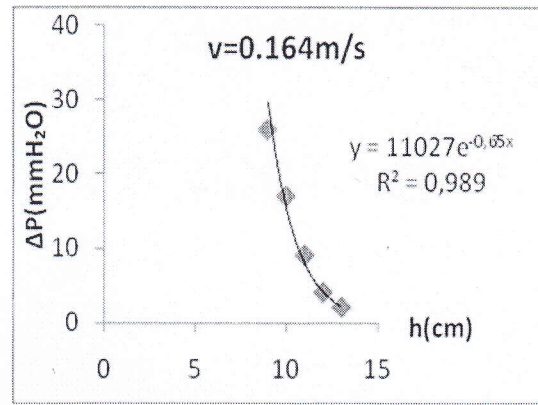
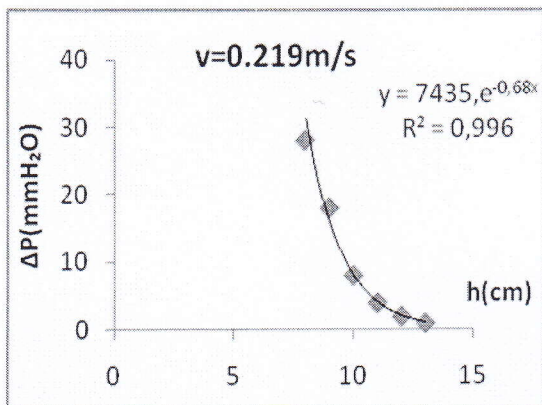
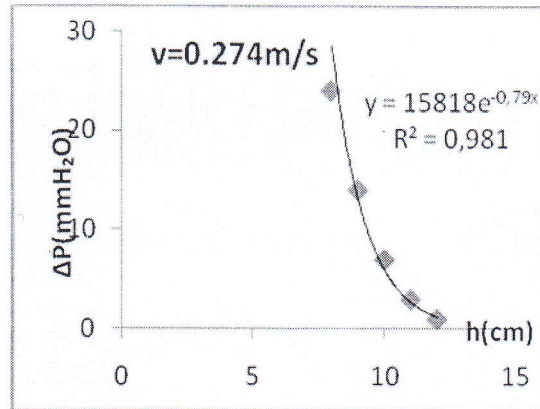
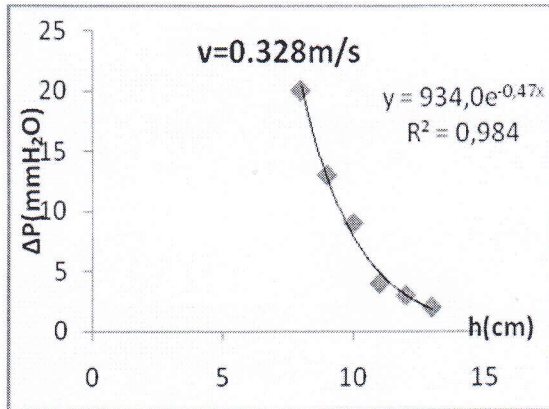


Billes de verre $d_p=240\mu\text{m}$ 

Sable de dune $d_p=630\mu\text{m}$ 

Sable de dune $d_p=315\mu\text{m}$ 

Charbon actif $d_p=815\mu\text{m}$ 

Sable de dune $d_p=100\mu\text{m}$ 

**RÉFÉRENCES
BIBLIOGRAPHIQUES**

Références Bibliographiques

1. S.Ergun, chem.Eng .Prog, 48, (1952), p89
2. D. Schueich., Génie de la réaction chimique, Edition TEC. DOC. Paris (2006) PP 349.
3. D. Geldart., Type of gaz fluidization, Powder Technology, 7 (1973), PP285
4. G. Antonini., Technique d'ingénieur, BE-8255, Edition TT (2010) PP 3-4
5. A. Lakhdari., contribution à l'étude des réacteurs à lit fluidisées modélisation du comportement hydrodynamique et thermique du réacteur.Mémoire de Magister, université Kasdi Merbah Ouargla (2006) P 14-16-26.
6. T. Pierre, J Peuzen., les réacteurs chimique de la conception à la mise en œuvre, Editions TECHNIP, Paris (2002) PP4-72-500.
7. J. villeramaux, « chimie de la réaction chimique, conception et fonctionnement des réacteurs », Edition TEC, DOC, Paris (1993), P 358-360.
8. R. D. Toomey, HF., " Gaseous fluidization of solid particules", Chem progress, 48, (1952) PP220
9. T. Miyauchi, "concept of successive contact rechamism for catalytic reaction in fluid beds", Jornal of chemical engineering of Japan 7(3), (1974) PP201-203
10. W.K.Luis, E.G.Gilliland et P.M.Lang, "Interprétative model for enterainment in a large gaz fluidized bed", Butterworth.Heinemann.chapitre7.conference (May 1976)
11. S.P.Babu, B.Shah, etA.Talwalkar, "Fluidization correlations for coal gasification materials: minimum fluidization velocity and fluidised bed expansion ratio", AICHE Symposieum Series, Vol.176, No.74, (1978), PP.176-186.
12. D.Geldart "Singl particules, fixed and quiescent beds" ,in gas fluidization technologie ed.D.Geldart, John Wiley et Sons, Chichester, ,(1986) p.467

13. C.Y.Wen, Y.H.Yu,"A generalized method for predicting the minimum fluidization velocity", AICHE journal, Vol.12, No.3, (1966), pp.610-612

Résumé

Ce travail s'inscrit dans le cadre du projet de l'obtention du diplôme d'ingénieur d'Etat en génie chimique.

L'objectif de ce travail est l'étude hydrodynamique des lits fluidisés de type gaz-solide.

Cette étude est orientée vers la détermination de deux paramètres très importants en l'occurrence la vitesse minimale de fluidisation et la hauteur de la couche expansée. L'élaboration de corrélations reliant la hauteur du lit aux paramètres opératoires a été également effectuée (Re et d_p).

Nos corrélations (sable+billes de verres) estiment de façon correcte la hauteur de lit dans la plage des conditions retenues.

Les mots clés : hydrodynamique, lit fluidisé, la vitesse minimale de fluidisation, expansion du lit.

ملخص

جاءت هذه الدراسة في إطار التحضير لنيل شهادة مهندس دولة في الهندسة الكيميائية

الهدف من هذا العمل هو الدراسة الهيدروديناميكية للسريير ذو الطبقة المائعة من نوع غاز - صلب

اعتمدت هذه الدراسة على عاملين أساسيين هما:

- حساب السرعة الدنيا للتميع وارتفاع الطبقة المتمددة
- تحديد العلاقة بين ارتفاع الطبقة و بين أبعاد المواد الصلبة المستعملة ورقم Reynolds

العلاقات المتحصل عليها (فيما يخص جزيئات الرمل وحببيبات الزجاج حددت وبطريقة صحيحة ارتفاع الطبقة ضمن الشروط المحفوظة

الكلمات الدالة: الدراسة الهيدروديناميكية، التميع، السرعة الدنيا للتميع، تمدد الطبقة.