

Ecole Nationale Polytechnique d'Alger

M0016/95B

Département de Génie Chimique



**T H E S E**

présentée pour l'obtention du diplôme de

**MAGISTER**

Par

**BENSEBIA Bensaber**

Ingénieur d'Etat en Génie Chimique

**Contribution à l'étude de l'hydrodynamique  
de l'Absorbeur à Contact Turbulent**

Proposée par : M. A. CIESLACK

Dirigée par : Mme F. BENTAHAR

Soutenu le 05 Juin 1995 devant le jury composé de :

Président :	M. C.E. CHITOUR	Professeur (E.N.P.)
Examineurs :	Melle N. BENNANI	Chargée de cours (E.N.P.)
	Melle A. BENSMAILI	Maître de Conférences (U.S.T.H.B.)
	Mme R. DERRICHE	Chargée de cours (E.N.P.)
Rapporteur :	Mme F. BENTAHAR	Maître de Conférences (U.S.T.H.B.)
Invité :	M. Y.K. BENKAHLA	Docteur (U.S.T.H.B.)

Ecole Nationale Polytechnique d'Alger

Département de Génie Chimique



**T H E S E**

présentée pour l'obtention du diplôme de

**MAGISTER**

Par

**BENSEBIA Bensaber**

Ingénieur d'Etat en Génie Chimique

**Contribution à l'étude de l'hydrodynamique  
de l'Absorbeur à Contact Turbulent**

Proposée par : M. A. CIESLACK

Dirigée par : Mme F. BENTAHAR

Soutenu le 05 Juin 1995 devant le jury composé de :

Président :	M. C.E. CHITOUR	Professeur (E.N.P.)
Examineurs :	Melle N. BENNANI	Chargée de cours (E.N.P.)
	Melle A. BENSMAILI	Maître de Conférences (U.S.T.H.B.)
	Mme R. DERRICHE	Chargée de cours (E.N.P.)
Rapporteur :	Mme F. BENTAHAR	Maître de Conférences (U.S.T.H.B.)
Invité :	M. Y.K. BENKAHLA	Docteur (U.S.T.H.B.)

يهدف هذا العمل إلى الدراسة الهيدروديناميكية للمفاعل ذي الوسط السائل-غاز-سائل-صلب، في اتجاه معاكس للسائل و الغاز، والطور الغازي المستمر، موصل ذي طبقة مضطربة. نقدم دراسة مرجعية للأعمال التجريبية و التطبيقية المنشورة بالنسبة لهذه الطريقة. أجريت الدراسة التجريبية في عمود قطره 120 mm، أيسر في اتجاه معاكس الهواء و الماء في المجال (0=10 Kg/m<sup>2</sup>.s و 4.57=27.90 Kg/m<sup>2</sup>.s). خلال الدراسة التجريبية، نقدم تأثير المتغيرات التجريبية كالتدفق بالنسبة للسائل و الغاز، الارتفاع الساكن للغشوة و السطح الحر لشبكة الارتكاز على المعاملات الهيدروديناميكية: أي الإنخفاض في الضغط، تمدد الطبقة و السرعة الصغرى للتميع. نعطي سلوكا كميًا لهذه التأثيرات على ضوء نتائجنا التجريبية. نقدم دراسة حول العلاقات المقترحة من طرف بعض الباحثين حول الإنخفاض في الضغط، تمدد السربير ثم نستنتج علاقات حول نتائجنا التجريبية.

### Abstract

The aim of this work is the study of three-phase fluidized bed reactors with countercurrent flow of gas and liquid and with the gas as continuous phase (Turbulent Bed Contactor). We present a literature survey of experimental and theoretic works of the field. The experiments were carried out by contacting the gas (tap air) and liquid (water) countercurrently in a column of internal diameter 120 mm. Gas and liquid mass fluxes ranged from 0 to 10 Kg/m<sup>2</sup>.s and 4.57 to 27.90 Kg/m<sup>2</sup>. In experimental part we present the influence of operating variables (as gas and liquid fluxes, open area of the lower supporting grid, static bed height) on hydrodynamic parameters, as, pressure drop, bed expansion and minimum fluidization velocity. We indicate the qualitative trends based on our experimental results. Correlations for pressure drop and bed expansion are also presented.

### Résumé

L'objet de ce travail est l'étude de l'hydrodynamique du réacteur à lit fluidisé gaz-liquide-solide à contre-courant de gaz et de liquide et à phase gazeuse continue (Contacteur à Lit Turbulent). On présente une étude bibliographique des travaux expérimentaux et théoriques publiés pour le procédé. L'étude expérimentale a été menée dans une colonne de 120 mm de diamètre où circulent à contre-courant l'air et l'eau dans les intervalles (0 à 10 Kg/m<sup>2</sup> et 4.57 à 27.90 Kg/m<sup>2</sup>). Dans la partie expérimentale, nous présentons l'influence des variables opératoires telles que: les flux gazeux et liquide, la hauteur statique de garnissage et l'aire libre de la grille support de garnissage; sur les paramètres hydrodynamiques qui sont les pertes de charge, la vitesse minimum de fluidisation et l'expansion du lit. On donne les tendances qualitatives de ces influence sur la base de nos résultats expérimentaux. Nous présentons une étude sur les corrélations proposées antérieurement et nous déduisons des corrélations pour les pertes de charge et l'expansion du lit, basées sur nos résultats.

يهدف هذا العمل إلى الدراسة الهيدروديناميكية للمفاعل ذي الوسط السائل-غاز-سائل-صلب، في اتجاه معاكس للسائل و الغاز، والطور الغازي المستمر (موصل ذي طبقة مضطربة). نقدم دراسة مرجعية للأعمال التجريبية و التطبيقية المنشورة بالنسبة لهذه الطريقة. أجريت الدراسة التجريبية في عمود قطره 120 mm، أين يسير في اتجاه معاكس الهواء و الماء في المجال (  $0 \leq 10 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}$  و  $4.57 \leq 27.90 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}$ ). خلال الدراسة التجريبية، نقدم تأثير المتغيرات التجريبية كالتدفق بالنسبة للسائل و الغاز، الارتفاع الساكن للحشو و السطح الحر لشبكة الإرتكاز على المعاملات الهيدروديناميكية، أي الإنخفاض في الضغط، تمدد الطبقة و السرعة الصغرى للتميع. نعطي سلوكا كميًا لهذه التأثيرات على ضوء نتائجنا التجريبية. نقدم دراسة حول العلاقات المقترحة من طرف بعض الباحثين حول الإنخفاض في الضغط، تمدد السرير ثم نستنتج علاقات حول نتائجنا التجريبية.

### Abstract

The aim of this work is the study of three-phase fluidized bed reactors with countercurrent flow of gas and liquid and with the gas as continuous phase (Turbulent Bed Contactor). We present a literature survey of experimental and theoretic works of the field.

The experiments were carried out by contacting the gas (tap air) and liquid (water) countercurrently in a column of internal diameter 120 mm. Gas and liquid mass fluxes ranged from 0 to 10 Kg/m<sup>2</sup>.s and 4.57 to 27.90 Kg/m<sup>2</sup>.

In experimental part we present the influence of operating variables (as gas and liquid fluxes, open area of the lower supporting grid, static bed height) on hydrodynamic parameters, as, pressure drop, bed expansion and minimum fluidization velocity.

We indicate the qualitative trends based on our experimental results. Correlations for pressure drop and bed expansion are also presented.

### Résumé

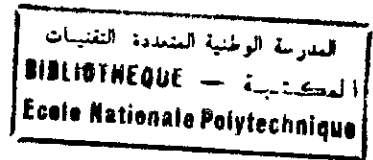
L'objet de ce travail est l'étude de l'hydrodynamique du réacteur à lit fluidisé gaz-liquide-solide à contre-courant de gaz et de liquide et à phase gazeuse continue (Contacteur à Lit Turbulent). On présente une étude bibliographique des travaux expérimentaux et théoriques publiés pour le procédé.

L'étude expérimentale a été menée dans une colonne de 120 mm de diamètre où circulent à contre-courant l'air et l'eau dans les intervalles (0 à 10 Kg/m<sup>2</sup> et 4.57 à 27.90 Kg/m<sup>2</sup>).

Dans la partie expérimentale, nous présentons l'influence des variables opératoires telles que; les flux gazeux et liquide, la hauteur statique de garnissage et l'aire libre de la grille support de garnissage; sur les paramètres hydrodynamiques qui sont les pertes de charge, la vitesse minimum de fluidisation et l'expansion du lit. On donne les tendances qualitatives de ces influence sur la base de nos résultats expérimentaux.

Nous présentons une étude sur les corrélations proposées antérieurement et nous déduisons des corrélations pour les pertes de charge et l'expansion du lit, basées sur nos résultats expérimentaux.

## AVANT-PROPOS



Cette étude a été effectuée au Département de Génie Chimique de l'Ecole Nationale Polytechnique d'Alger.

Le thème de ce travail a été proposé par M. A. CIESLACK, qui après son départ en Pologne m'a gracieusement envoyé les deux types de garnissage prévus pour cette étude. Je le remercie vivement pour ces précieux conseils et pour sa contribution à la réalisation de cette étude.

Je voudrais remercier, également, Madame W. YAICI pour sa contribution dans la direction de ce travail et pour l'abondante documentation qu'elle a mis à ma disposition.

Ce travail a été dirigé par Madame BENTAHAR Fatiha Maître de Conférences à l'université des Sciences et de la Technologie Houari Boumédiène d'Alger.

Je tiens particulièrement à témoigner à Madame BENTAHAR ma profonde gratitude pour ses conseils, ses encouragements et sa disponibilité. Je la remercie pour l'aide constante qu'elle m'a prodiguée tout au long de ce travail. J'ai beaucoup appris de sa rigueur scientifique, et de ses connaissances.

Je remercie vivement Monsieur Le Professeur C.E. CHITOUR, pour l'honneur qu'il me fait en acceptant de présider le jury de soutenance.

Je tiens, également, à remercier Mesdemoiselles A. BENSMAILI et N. BENNANI, Madame A.DERRICHE et Monsieur Y.K. BENKAHLA pour avoir accepté d'examiner ce travail.

Je remercie tous ceux qui m'ont apporté leur aide, morale ou autre, pour mener à terme ce travail. Je pense particulièrement à Hadj, Khaled, Mohamed et Malik..

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
Ecole Nationale Polytechnique

*A Ouahida....*

## TABLE DE MATIERE

## Etude de l'hydrodynamique du Contacteur à lit turbulent

<b>Introduction</b>	1
<b>Chapitre I: Modes de fluidisation</b>	
I.1. Classification des systèmes Gaz-Liquide-Solide	4
I.2. Modes de fluidisation des systèmes triphasés	5
I.2.1. Systèmes à co-courant	6
I.2.1. Systèmes à contre-courant	7
I.2.1.1. Systèmes à contre-courant avec le liquide comme phase continue	8
I.2.1.2. Systèmes à contre-courant avec le gaz comme phase continue	8
I.2.3. Système avec liquide stagnant	8
I.3. Modes opératoires du Contacteur à Lit Turbulent	8
I.3.1. Modes de fonctionnement d'une colonne à garnissage	9
I.3.1.1. Fluidisation sans commencement d'engorgement. Type "I.ACT"	12
I.3.1.2. Fluidisation avec commencement d'engorgement. Type "II.ACT"	13
I.3.2. Prédiction du mode de fluidisation	13
<b>Chapitre II: Etude de l'hydrodynamique et du transfert de matière dans l'absorbeur à contact turbulent</b>	
II.1. Etude de l'hydrodynamique	15
II.1.1. Perte de charge	15
II.1.1.1. Généralités. Différents modèles	15
II.1.1.2. Revue bibliographique	17
II.1.2. Rétention liquide	18
II.1.2.1. Généralités	18
II.1.2.2. Revue bibliographique	21
II.1.3. Rétention de gaz	22
II.1.3.1. Généralités	22
II.1.3.2. Revue bibliographique	23
II.1.4. Vitesse minimum de fluidisation	30
II.1.4.1. Modèles proposés	30
II.1.4.2. Revue bibliographique	31
II.1.5. Expansion du lit	36
II.1.5.1. Généralités. Différents modèles	36
II.1.5.2. Revue bibliographique	37

II.2. Etude du transfert de matière	41
II.2.1. Coefficient global de transfert de matière	41
II.2.2. Coefficient local de transfert de matière, coté gaz	45
II.2.3. Coefficient local de transfert de matière, coté liquide	47
II.2.4. Aire interfaciale	48

### Chapitre III: Installation expérimentale. Caractéristiques et procédure expérimentale. Méthodes de mesure.

III.1. Caractéristiques du dispositif expérimental	53
III.1.1. Colonne d'étude	55
III.1.2. Distributeur de liquide	57
III.1.3. Distributeur de gaz	57
III.1.4. Grille support de garnissage	60
III.2. Procédure expérimentale	61
III. 1. Conditions opératoires	61
III. 2. Procédure Expérimentale	61
III.3. Méthodes de mesure et calculs	62
III. 3. 1. Débit de gaz	62
III. 3. 2. Débit de liquide	62
III. 3. 3. Perte de charge	62
III. 3. 4. Vitesse minimum de fluidisation	63
III. 3. 5. Expansion du lit	64
III.4. Propriétés des fluides	64
III.4.1. Propriétés du gaz	64
III.4.2. Propriétés du liquide	65
III.5. Propriétés du solide	65

### Chapitre IV: Résultats expérimentaux et analyse

IV.1. Pertes de charge	67
IV.1.1. Effet du flux de gaz	67
IV.1.2. Effet du flux liquide	73
IV.1.3. Effet de l'aire libre de la grille support de garnissage	73
IV.1.4. Effet de la hauteur statique du garnissage	80
IV.1.5. Comparaison des résultats expérimentaux	80
IV.1.6. Estimation de l'expansion du lit	83



IV.2. Etude de l'expansion du lit	89
IV.2.1. Effet du flux de gaz	89
IV.2.2. Effet du flux liquide	94
IV.2.3. Effet de l'aire libre de la grille support de garnissage	94
IV.2.4. Effet de la hauteur statique du garnissage	101
IV.2.5. Comparaison des résultats expérimentaux	101
IV.2.6. Estimation de l'expansion du lit	106
IV.3. Vitesse minimum de fluidisation	109
IV.3.1. Effet du flux liquide	109
IV.3.2. Effet de l'aire libre de la grille support de garnissage	109
IV.3.3. Effet des dimensions du garnissage	114
IV.3.4. Estimation de la vitesse minimum de fluidisation	114
IV.4. Corrélations des paramètres hydrodynamiques	118
IV.4.1. Corrélations des pertes de charge	118
IV.4.2. Corrélation de l'expansion du lit	119
<b>Conclusion générale</b>	<b>129</b>
Références bibliographiques	131
Nomenclature	138
Index des figures	140
Index des tableaux	144
Annexes	
A.1. Etalonnage du débitmètre de liquide	
A.2. Etalonnage du débitmètre de gaz	
A.3. Porosité du lit	
A.4. Résultats expérimentaux	
A.5. Valeurs expérimentales de la vitesse minimum de fluidisation	
A.6. Résultats du calcul des pentes des équations représentant les zones de variation de l'expansion du lit	
A.7. Calcul des corrélations de pertes de charge et de l'expansion du lit	
A.8. Représentation des pertes de charge et de l'expansion du lit pour chaque série de mesures.	

## INTRODUCTION GENERALE

Le procédé de fluidisation gaz - liquide - solide, objet de la présente étude est connu actuellement sous le nom "Absorbeur à Contact Turbulent" ( A.C.T.).

Le lit de particules de densité assez faible, est fluidisé par un courant ascendant de gaz constituant la phase continue et irriguée par un courant liquide descendant. Les particules utilisées sont en général des sphères de diamètre compris entre 10 et 38 mm et de masse volumique comprise entre 182 et 980 kg/m<sup>3</sup>.

La première communication sur ce procédé est due à Kielback en 1959 [28] qui désigna le procédé sous le nom de "Epurateur à Lit Flottant".

Les premières études systématiques sur le procédé sont dues à H.R.Douglas en 1963 [13] qui étudia sur une unité pilote, l'absorption de CO<sub>2</sub> et SO<sub>2</sub> dans des solutions alcalines.

Plusieurs autres études furent publiées et avaient pour la plupart, comme objectif, l'étude des paramètres et du comportement hydrodynamiques du procédé.

Ces études, pour la plupart d'entre-elles, proposèrent des corrélations empiriques pour prédire les différents paramètres hydrodynamiques de l'absorbeur à contact turbulent.

Peu de théorie a été par contre développé, et les résultats furent souvent inconstants et parfois même contradictoires.

En 1972 B.K.O'Neil [50] proposa un modèle théorique pour ce procédé en se basant sur le comportement hydrodynamique d'une colonne à garnissage conventionnelle.

Les travaux ultérieurs à cette étude, font presque tous référence à ce modèle, qui expliqua par ailleurs, nombre de certaines contradictions des résultats antérieurs et qui représente une contribution importante pour la compréhension du comportement hydrodynamique du procédé.

Les absorbeurs à lit turbulent furent utilisés pendant ces vingt dernières années pour l'absorption et l'épuration des gaz. Vers le milieu des années 1970, et suite à la crise énergétique, ce procédé fut utilisé pour l'élimination de SO<sub>2</sub> des gaz de combustion du charbon.

Les absorbeurs à contact turbulent offrent des avantages considérables par rapport aux colonnes à garnissage conventionnelles. En effet, ils opèrent à de grands débits de gaz et de liquide, favorisant le transfert de masse et de chaleur, et la mobilité des particules de garnissage empêche le colmatage de la grille.

Cependant, les applications industrielles du procédé ont mis en évidence certains inconvénients du procédé tels que les pulsations du lit, rétro-mélange dans la phase liquide et l'érosion mécanique des sphères constituant le garnissage; mais les hautes performances de ce procédé lui ont permis de connaître une utilisation continue et de plus en plus répandue dans l'industrie.

L'objectif de notre étude est :

- la conception et la réalisation de l'installation expérimentale,
- l'étude hydrodynamique en utilisant les méthodes de mesure les plus simples.

Dans le chapitre I, nous passons en revue les différents modes de fluidisation gaz-liquide-solide ainsi que les modes de fonctionnement de l'absorbeur à contact turbulent.

Le chapitre II est consacré à l'étude des différents paramètres de l'hydrodynamique et du transfert de matière pour le procédé "Absorbeur à Contact Turbulent". Une étude théorique et revue bibliographique des résultats expérimentaux seront présentées pour chaque paramètre.

Le chapitre III est consacré à la mise au point de l'installation expérimentale qui a permis de réaliser les mesures hydrodynamiques sur une gamme représentative de variation des divers paramètres. Les méthodes de mesures sont également décrites dans ce chapitre.

Dans le chapitre IV, l'ensemble des résultats expérimentaux obtenus sont présentés et interprétés.

## **CHAPITRE I : MODES DE FLUIDISATION DES SYSTEMES TRIPHASIQUES**

### **I.1. Classification des systèmes Gaz-Liquide-Solide**

### **I.2. Modes de fluidisation des systèmes triphasés**

#### **I.2.1. Systèmes à co-courant**

#### **I.2.2. Systèmes à contre-courant**

##### **I.2.1.1. Systèmes à contre-courant avec le liquide comme phase continue**

##### **I.2.1.2. Systèmes à contre-courant avec le gaz comme phase continue**

#### **I.2.3. Système avec liquide stagnant**

### **I.3. Modes opératoires du Contacteur à Lit Turbulent**

#### **I.3.1. Modes de fonctionnement d'une colonne à garnissage**

##### **I.3.1.1. Fluidisation sans commencement d'engorgement. Type "I.LACT"**

##### **I.3.1.1. Fluidisation avec commencement d'engorgement. Type "II.LACT"**

#### **I.3.2. Prédiction du mode de fluidisation**

## CHAPITRE I

### MODES DE FLUIDISATION

La fluidisation gaz-liquide-solide est définie comme étant une opération où un lit de particules solides est maintenu suspendu dans un milieu gaz/liquide grâce à l'action des forces de frottement du gaz et/ou du liquide agissant contre la force de gravitation sur les particules.

Cette opération génère un contact considérable et intime entre le gaz, le liquide et les particules solides, et présente des avantages substantiels pour des applications dans des procédés physiques, chimiques ou biochimiques faisant intervenir des phases gazeuses, liquides et solides.

Deux modes sont possibles pour la mise en œuvre pratique de la fluidisation gaz-liquide-solide ( G-L-S ).

Dans ce chapitre seront passés en revue les différents modes de fluidisation gaz-liquide-solide. Une deuxième partie est consacrée à l'étude particulière des modèles d'écoulement hydrodynamiques dans le contacteur à lit turbulent.

#### I.1. Classification

Les systèmes triphasiques sont classifiés suivant certaines différences dans leur comportement hydrodynamique. Cependant, il est pratique de les classer suivant la nature du mouvement des particules solides de manière similaire à celle des systèmes gaz-solide ou liquide - solide.

La nature du mouvement des particules peut être divisé en trois régimes de base:

- régime de lit fixe,
- régime de lit dilaté,
- régime de transport.

Le lit fixe existe quand la force d'entraînement exercée sur les particules et par le courant de gaz et/ou de liquide est plus petite que le poids apparent du solide dans le système.

Quand, avec l'augmentation de la vitesse du gaz et/ou du liquide, la force d'entraînement égalise le poids apparent du solide, le lit se trouve dans l'état de minimum de fluidisation et marque le commencement de lit dilaté.

Avec une augmentation supplémentaire de la vitesse du gaz et/ou du liquide au delà de la vitesse de fluidisation, l'opération est dans le domaine de lit dilaté, jusqu'à ce que la vitesse terminale de chute libre des particules dans le milieu gaz-liquide. La vitesse minimale de transport est égale à la vitesse terminale de chute libre d'une particule unique soumise à l'action de la pesanteur.

Tableau 1: Classification des systèmes triphasiques suivant le mouvement des particules solides

Facteur	Variation
Nature du mouvement des particules solides	*Stationnaire *Suspension avec agitation mécanique *suspension sans agitation mécanique *Fluidisation
Type de l'opération	*Gaz: continu *Liquide: stagnant ou continu *Solide: stagnant ou continu
Direction relative des courants	*Gaz, liquide: cocourant vers le haut ou vers le bas contre-courant ou courant croisé *Solide: courant vers le haut ou vers le bas
Etat des phases	*Gaz: phase continu ou bulles discrètes *Liquide: phase continue, film, gouttelettes *Solide: garnissage, suspension, fluidisation, fluidisation avec la phase continue.

En 1981, Epstein [17] propose une classification des modes de fluidisation sous forme de taxonomie (figure1).

## I.2. Modes opératoires des systèmes triphasés

La fluidisation Gaz-Liquide-Solide englobe les régimes de lit dilaté et de transport avec la vitesse terminale de la particule ( $U_t$ ) variant de 0,03 à 50 cm/s. Nous nous limiterons au régime de lit dilaté.

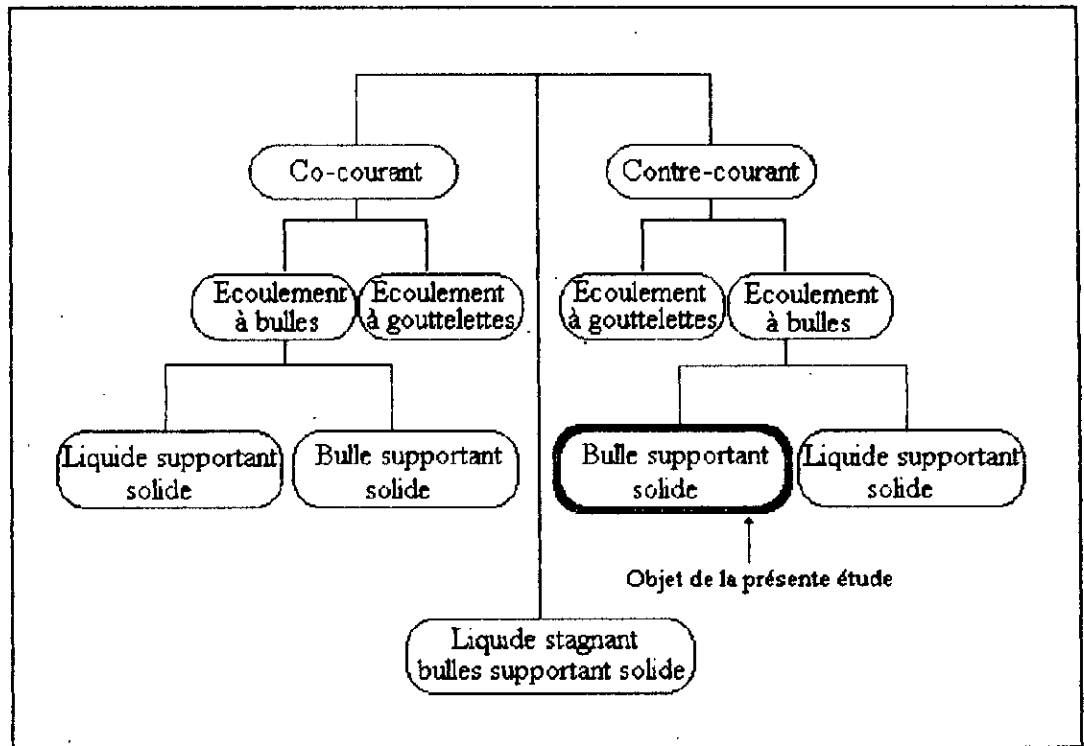


Figure 1: Classification des modes de fluidisation d'après la nature relative des courants (Epstein [17])

Nous décrivons les différents systèmes à co-courant et à contre courant. Ces différents systèmes sont représentées sur la figure (2).

### 1.2.1. Systèmes à co-courant

Dans le régime de lit dilaté avec la phase liquide continue ascendante vers le haut en co-courant avec le gaz, le solide peut être introduit en continu en discontinu. Pour des particules assez larges, ou assez denses ( $Ut > 5 \text{ cm/s}$ ), le solide peut être chargé ou déchargé indépendamment du courant liquide (mode I-a-1), dans un tel système, les particules sont uniformément distribuées.

Pour des particules plus petites ou plus légères ( $Ut < 5 \text{ cm/s}$ ), l'alimentation et le déchargement des particules solides dépend du courant liquide (mode E-I-a-2), dans un tel système, la concentration des particules décroît axialement en remontant vers le haut, et la surface du lit est mal définie.

Pour les deux modes (I-a-1 et I-a-1), l'expansion du lit peut être supportée par la phase liquide, les bulles de gaz ou les deux à la fois.

Co-courant vers le haut	Mode	E.I.a-1	E.I.a-2	E.I.b
	Diagramme schématique			
	Phase continue	Liquide	Liquide	Gaz
Contre-courant	Mode	E.II.a-1	E.II.a-2	E.II.b
	Diagramme schématique			
	Phase continue	Liquide	Liquide	Gaz
Liquide stagnant	Mode	E.III.a		E.III.b
	Diagramme schématique			
	Phase continue	Liquide		Gaz

Figure 2: Classification de base des systèmes triphasiques (Fan [18]).

### I.2.2 Systèmes à contre-courant

Pour les systèmes à contre-courant, la phase continue peut être soit la phase liquide, soit la phase gazeuse.



### I.2.2.1 Systèmes à contre-courant avec le liquide comme phase continue

Dans le lit dilaté avec la phase liquide s'écoulant vers le bas à contre courant de gaz, la direction de l'expansion du lit dépend de la différence entre les masses volumiques du solide et de la phase continue.

Quand la masse volumique du liquide excède celle du solide, le lit de particules se dilate vers le bas (mode E.II.a-1). Ce mode est appelé Lit Fluidisé Inverse .

Quand la masse volumique du solide est supérieure à celle du liquide, le lit de particules se dilate vers le haut supporté par les bulles de gaz (mode E.II.a-2).

### I.2.2.2 Systèmes à contre-courant avec le gaz comme phase continue

Quand la phase continue est le gaz, la densité du liquide est généralement, notablement supérieure à celle du solide et le liquide s'écoule goutte à goutte vers le bas à travers le lit exposé supporté par le courant de gaz (mode E.II.b). Ce mode est appelé Absorbéur à Contact Turbulent.

### I.2.3. Systèmes avec liquide stagnant.

Pour le lit dilaté avec la phase liquide stagnant, le solide est chargé et déchargé en discontinu.

Quand la masse volumique des particules solides est supérieure à celle du liquide, le liquide étant la phase continue, le lit dilaté est supporté par les bulles de gaz (mode E. III.a ).

La figure (3) représente le diagramme des régimes en fluidisation triphasée à contre courant de gaz et de liquide.

## I. 3. Modes de fluidisation pour l'absorbéur à contact turbulent

O'Neil et col en 1972 [50] proposèrent un modèle d'écoulement reliant le comportement hydrodynamique du contacteur à lit turbulent à celui d'une colonne à garnissage conventionnelle à lit fixe.

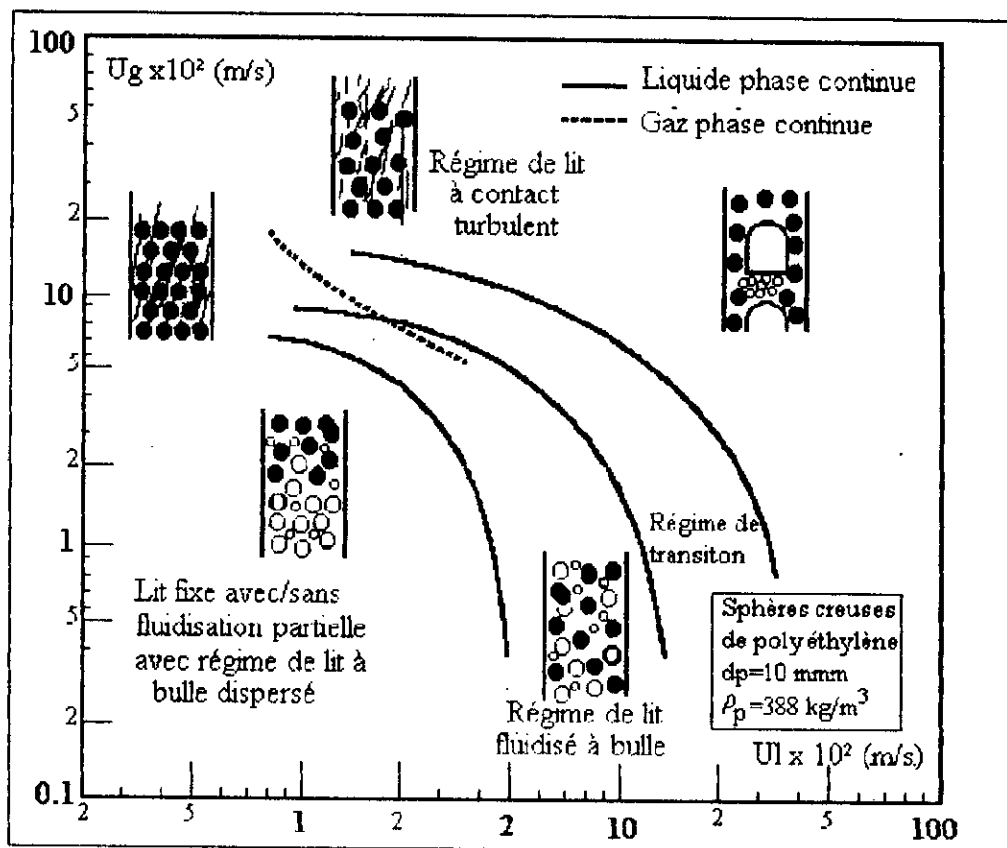


Figure 3: Diagramme d'écoulement des courants des systèmes triphasiques (Muroyama et Col. [49])

Selon ce modèle, le contacteur pour gaz et liquide à lit mobile pourrait exister sous deux formes, à savoir une fluidisation exempte d'engorgement, et une fluidisation due à un commencement d'engorgement.

Le modèle de fonctionnement établi dépend surtout de la densité du garnissage solide, dépend aussi à un degré moindre, des dimensions du garnissage, de l'écoulement liquide, et des propriétés du liquide.

Le modèle de O'Neil et col [50], représente une importante contribution pour la compréhension du comportement hydrodynamique des contacteurs à lit mobile.

### I.3.1 Modes de fonctionnement d'une colonne à garnissage.

Les différents modes de fonctionnement d'une colonne à garnissage peuvent être discutés à l'aide des courbes de perte de charge-engorgement ABCD (figure 4) pour un garnissage donné et un débit liquide particulier. Le poids du garnissage et du liquide retenu

dépendra de la densité du garnissage  $\rho_p$ . Les courbes représentant ce poids pour différentes densités (figure 5) ont la même allure et sont approximativement horizontales jusqu'au point de charge du fait que la rétention liquide n'augmente pas de façon significative jusqu'à ce point. Au delà de cette limite, les courbes s'élèvent parce que la rétention liquide augmente avec l'augmentation du débit gazeux. Aux points d'intersection tels que ( $X_2$ ,  $X_3$ ) la perte de charge devient suffisante pour soulever le garnissage. Les modes de fonctionnement suivants sont possibles:

(1) Colonne conventionnelle:

Dans une colonne conventionnelle, avec un garnissage lourd (densité  $\rho_{p4}$  sur la figure 5) aucune intersection n'est possible, si le débit du gaz augmente, pour un débit liquide fixe, l'engorgement du système a lieu, ce qui limite les débits des courants liquides et gazeux.

(2) ACT Type.1. Fluidisation sans commencement d'engorgement:

Pour un garnissage de très faible densité comme  $\rho_{p1}$ , quand le débit de gaz augmente, à débit liquide constant, la perte de charge qui contrebalance le poids du garnissage et la rétention liquide, est atteinte avant la vitesse d'engorgement. Le garnissage se dilate et cette situation est montrée par le point  $X_1$ .

(3) ACT Type 2. Fluidisation due à un commencement d'engorgement:

Pour ce mode de fonctionnement, la densité est donnée par  $\rho_{p2}$ . Quand le débit du gaz croît au delà du point d'engorgement l'activité interfaciale augmente jusqu'au point  $X_2$  où la perte de charge égalise le poids du lit. Le lit se dilate, jusqu'à ce qu'une nouvelle situation d'engorgement apparaisse.

Dans ce mode, l'activité interfaciale qui engorgerait le lit fixe, est le meilleur moyen par lequel, la perte de charge puisse s'établir à un niveau suffisant pour fluidiser le lit. De grands débits deviendraient possibles (des débits plus importants que ceux qui engorgeraient le lit fixe dans une colonne conventionnelle) et une turbulence intense serait prévue.

(4) Courant à bulles (bubble flow):

Dans la colonne à garnissage il est possible d'opérer dans une colonne à garnissage à l'état d'engorgement par barbotage de gaz à travers le lit de liquide, suivant la densité du garnissage et ses dimensions, il peut être à l'état fixe ou en suspension, le procédé est dans ce cas appelé "Fluidisation triphasée".

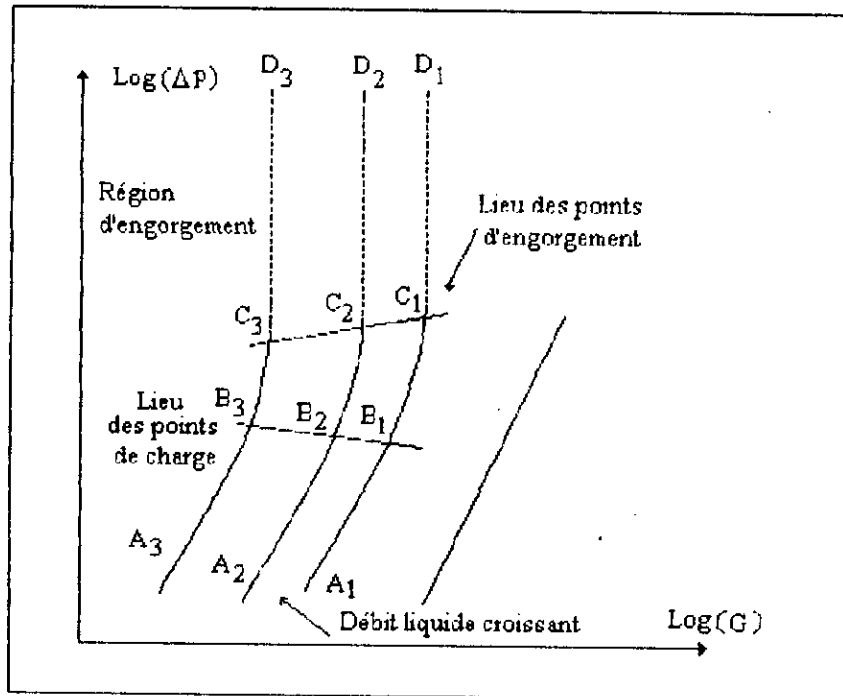


Figure 4: Représentation typique des pertes de charges dans une colonne à garnissage

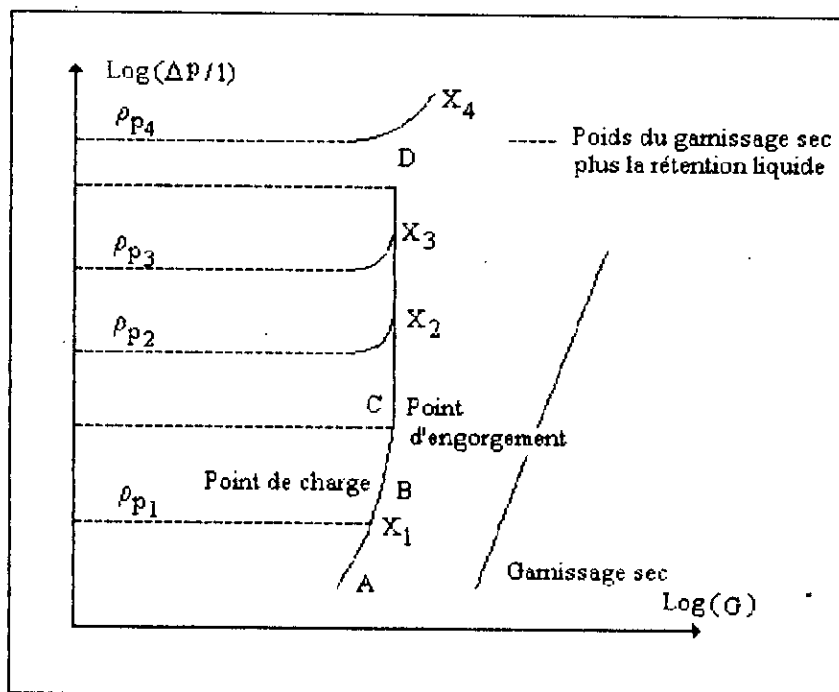


Figure 5: Gradient de pression représentant les modes de fluidisation de l'absorbeur à contact turbulent

### **I.3.1.1 "ACT Type I" Fluidisation sans commencement d'engorgement:**

Pour ce mode de fonctionnement la perte de charge à travers le lit, est égale au poids du garnissage et à la rétention liquide à des débits au dessous de ceux qui conservent l'engorgement pour la même géométrie. La vitesse minimum de fluidisation devrait augmenter avec la densité du garnissage. A débit liquide constant, une augmentation du débit du gaz au delà du minimum de fluidisation se manifesterait par l'expansion du lit. Il est à noter que la géométrie du lit à garnissage mobile change quand le lit se dilate. Si le point d'intersection a lieu au dessous du point de charge B, on prévoit que la rétention liquide demeure approximativement constante, quand le débit de gaz croit pour un arrosage liquide fixe comme cela a été montré par Chen et Douglas [10], et Groeneveld [26]. Une légère dépendance pourrait être envisagée si l'intersection a lieu au dessus du point d'engorgement.

### **I.3.1.2 "ACT Type II" Fluidisation avec commencement d'engorgement:**

Pour ce mode de fonctionnement le film liquide est en état d'engorgement. Le début d'engorgement implique qu'une augmentation du débit gazeux ou liquide, pour les mêmes pièces de garnissage et la même géométrie, causerait l'engorgement. Si l'on augmentait le débit gazeux légèrement, le lit se dilaterait jusqu'à ce qu'une nouvelle situation d'engorgement apparaisse.

A l'engorgement naissant, il y a une grande activité interfaciale due à la quantité de mouvement transférée entre le gaz et le liquide. L'intensité de l'activité interfaciale peut encore augmenter, et par suite le coefficient de transfert de masse, avec l'augmentation de la densité du garnissage (le point d'intersection se déplacerait de  $X_2$  à  $X_3$ ). Cependant, il existe une densité maximum au dessus de laquelle, l'opération de fluidisation n'est plus possible.

Pour ce mode de fonctionnement, pour un système donné, et un débit liquide donné, l'activité interfaciale augmente avec le débit du gaz. Ainsi, la rétention liquide est appelée à augmenter avec une augmentation du débit du gaz. De même on prévoit que la rétention liquide augmenterait avec l'augmentation de la taille des particules et densité du garnissage. En effet, une grande activité interfaciale est nécessaire pour supporter un garnissage plus lourd.

La vitesse minimum de fluidisation devrait être indépendante de la densité du garnissage.

### I.3.3 Prédiction du mode de fluidisation

D'après la figure (5) il apparaît clairement que la fluidisation sans engorgement naissant est confinée aux lits avec un garnissage de très faible densité.

Analogiquement, il existe une limite supérieure pour la densité du garnissage pouvant opérer en régime à engorgement naissant.

En conclusion, deux modes d'opération sont possibles pour le contacteur à lit turbulent. La plupart des confusions sur les observations faites sur ce type de fluidisation peuvent être résolues en adoptant ce modèle et en identifiant le mode d'opération.

Le mode d'opération dépend essentiellement de la densité du garnissage et dans une moindre mesure de la dimension du garnissage, du débit liquide et des propriétés physiques du liquide (Figure 6).

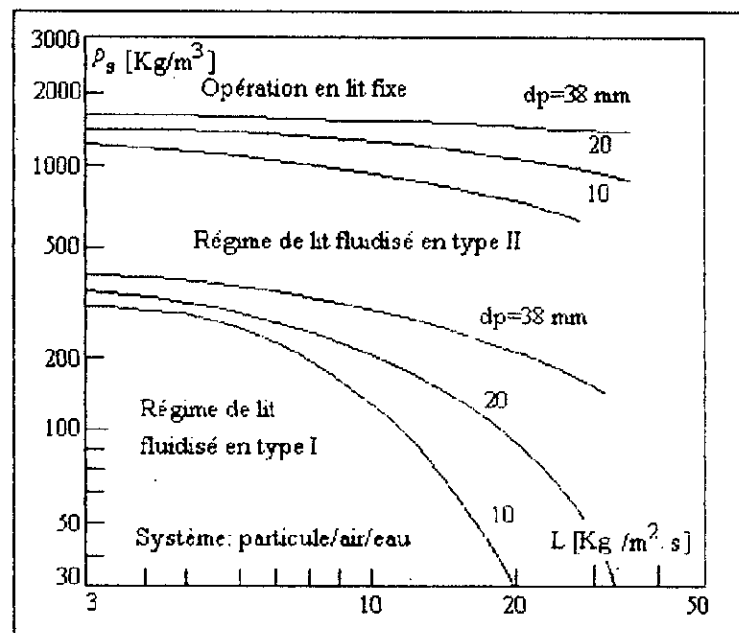


Figure 6: Régimes opératoires pour les types I et II "A.C.T." (Vujanek-Novakovic, [67])

L'opération dans le régime de commencement d'engorgement est particulièrement recommandée pour le flux à contre courant à de hautes activités interfaciales générant de grandes vitesses de transfert de masse.

## **CHAPITRE II : ETUDE HYDRODYNAMIQUE ET DU TRANSFERT DE MATIERE DANS L'ABSORBEUR A CONTACT TURBULENT**

### **II.1. Etude de l'hydrodynamique**

#### **II.1.1. Pertes de charge**

**II.1.1.1. Généralités. Différents modèles.**

**II.1.1.2. Revue bibliographique**

#### **II.1.2. Rétention liquide**

**II.1.2.1. Généralités**

**II.1.2.2. Revue bibliographique**

#### **II.1.3. Rétention de gaz**

**II.1.3.1. Généralités**

**II.1.3.2. Revue bibliographique**

#### **II.1.4. Vitesse minimum de fluidisation**

**II.1.4.1. Modèles proposés**

**II.1.4.2. Revue bibliographique**

#### **II.1.5. Expansion du lit**

**II.1.5.1. Généralités. Différents modèles**

**II.1.5.2. Revue bibliographique**

### **II.2. Etude du transfert de matière**

#### **II.2.1. Coefficient global de transfert de matière**

#### **II.2.2. Coefficient local de transfert de matière, coté gaz**

#### **II.2.3. Coefficient local de transfert de matière, coté liquide**

#### **II.2.4. Aire interfaciale**

## CHAPITRE II

### ETUDE HYDRODYNAMIQUE ET DU TRANSFERT DE MATIERE DANS L'ABSORBEUR A CONTACT TURBULENT

#### II.1. Etude de l'hydrodynamique du contacteur à lit turbulent.

Les principaux paramètres caractérisant l'hydrodynamique du contacteur à lit turbulent sont:

- les pertes de charge qui déterminent la consommation de l'énergie requise pour le procédé;
- les rétentions de liquide et de gaz qui influencent les pertes de charge;
- la vitesse minimum de fluidisation et la vitesse d'engorgement du lit mobile qui déterminent les conditions opératoires extrêmes;
- l'expansion du lit qui détermine la hauteur du lit et donc celle de la colonne;
- le degré de mélange des phases qui permet de déterminer les modèles d'écoulement de chaque phase.

Dans ce paragraphe, une revue bibliographique et une étude théorique de chaque paramètre de l'hydrodynamique du procédé seront présentées. Pour chaque paramètre, nous présenterons les différentes corrélations proposées par les auteurs et les conditions opératoires dans lesquelles elles ont été déduites.

##### II.1.1 Pertes de charge.

Les pertes de charge à travers le lit sont le paramètre le plus important pour le fonctionnement de l'Absorbeur à Contact Turbulent (A.C.T). Elles déterminent la consommation d'énergie requise lors de l'exploitation et représentent le paramètre le plus important permettant de caractériser le comportement hydrodynamique du lit fluidisé.

##### II.1.1.1 Généralités. Différents modèles.

Deux approches de base ont été utilisées pour calculer et prédire les pertes de charge à travers le lit:

- la première est basée sur la tentative de modifier la théorie des système diphasiques et de l'appliquer aux systèmes triphasiques. Elle fut développée en premier lieu par Tichy, [59]. Cette méthode se révéla infructueuse;



-la deuxième approche est basée sur l'hypothèse que les pertes de charge sont la somme des contributions dues au poids du garnissage sec, de la rétention liquide et de la rétention de gaz:

$$-\Delta P = [(1 - \varepsilon_0)\rho_p + \varepsilon_1 \rho_l].g.H_{st} \quad (\text{II.1})$$

où:

$-\Delta P$  représente les pertes de charge à travers le lit.

Les pertes de charge dans la phase gazeuse à travers la colonne ( $-\Delta P_c$ ) sont la somme des contributions dues, en plus des pertes de charge à travers le lit, à celles dues à la grille support, à l'éliminateur de brouillard, à la section de pulvérisation au dessus et dessous du lit, aux parois de la colonne, et à la tension superficielle gaz-liquide.

L'expression suivante fut proposée par Wozniak [72] :

$$-\Delta P_c = (\rho_p \cdot \varepsilon_p + \rho_l \cdot \varepsilon_l + \rho_g \cdot \varepsilon_g) \cdot g \cdot H_d + \sum(-\Delta P_f) \quad (\text{II.2})$$

où:

$\sum(-\Delta P_f)$  est la somme de toutes les pertes de charge à l'exclusion de celles dues aux termes hydrodynamiques de chaque phase.

En général,  $\sum(-\Delta P_f)$  peut être représentée par:

$$\sum(-\Delta P_f) = (-\Delta P_g) + (-\Delta P_\sigma) + (-\Delta P_w) \quad (\text{II.3})$$

où:

$\Delta P_g$ ,  $\Delta P_w$ ,  $\Delta P_\sigma$  représentent respectivement les pertes de charge dues à l'écoulement à travers la grille support de garnissage, celles dues aux frottements contre les parois de la colonne et les pertes de charge dues à la tension superficielle entre le gaz et le liquide.

De nombreux auteurs observèrent que  $(-\Delta P_g)$  était fortement affectée par la géométrie de la grille support, et des corrélations furent proposées pour en prédire les variations, parmi elles, celles de Blyakher [8], Levsh [44], Mayak et Matrozov [47].

Tichy [59], trouva que  $(-\Delta P_g)$  pouvait être négligée pour une grille ayant une grande surface libre (82% de vide) et Kito [34], suggéra de négliger  $(-\Delta P_g)$  lorsqu'il n'y a pas de couche stagnante de liquide au dessus de la grille support.

La valeur de  $(-\Delta P_w)$  est affectée par le diamètre de la colonne. Wozniak [72] et Uysal [64] notèrent que pour des colonnes de large diamètre,  $(-\Delta P_w)$  pouvait être négligée.

La valeur de  $(-\Delta P_\sigma)$  dépend de la nature du liquide et du gaz mis en œuvre.

### II.1.1.2.Revue bibliographique.

L'étude des différentes données expérimentales sur les pertes de charge à travers le lit, fait apparaître que les courbes représentant la variation des pertes charge en fonction de la vitesse superficielle du gaz montrent clairement l'existence de quatre domaines bien distincts (Balabekov [2], [3], Uchida [63], Tichy et Douglas [59]).

Ces quatre domaines sont:

- I. Lit fixe
- II. Domaine de fluidisation partielle
- III. Domaine de fluidisation développée
- IV. Domaine d'engorgement.

La figure 7 représente ces domaines dans le cas des résultats de Kito et col. [34].

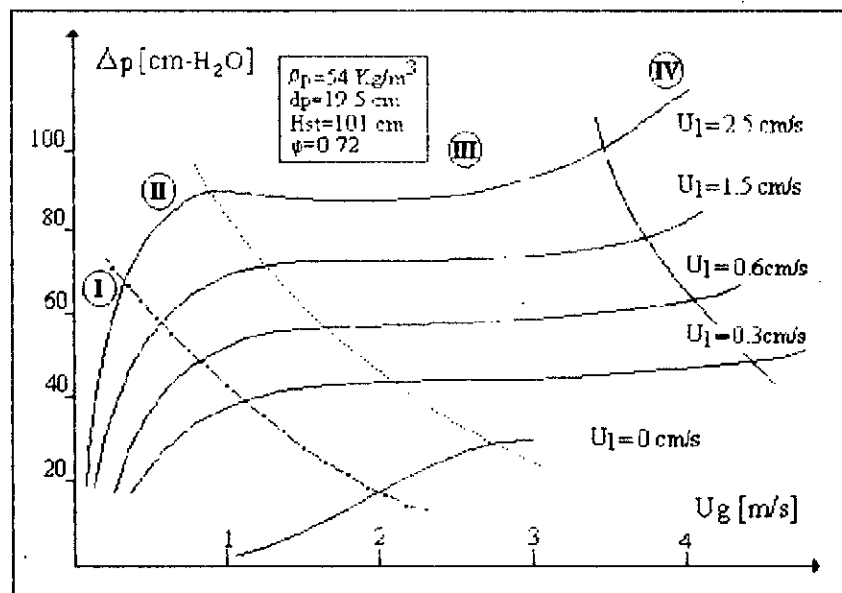


Figure7: Domaines de variations des pertes de charge (Résultats de Kito et col [34])

La variation des pertes de charge à travers le lit mobile en fonction du débit de gaz fait apparaître à partir du minimum de fluidisation, deux domaines bien distincts:

- le premier où ( $\Delta P$ ) augmente lors de la mise en fluidisation progressive des couches de garnissage:

-le deuxième où ( $\Delta P$ ) demeure constante avec le débit gazeux, lors de la fluidisation totale.

Toutes les données publiées font également ressortir que les pertes de charge augmentent avec le débit de l'arrosage liquide.

D'après Balabekov [3], [4], Krainev [39], les pertes de charge augmentent avec la hauteur statique du garnissage et la masse volumique du garnissage.

A travers la colonne, les pertes de charge sont également très affectées par la géométrie de la grille support de garnissage et notamment la surface libre de la grille.

Les différentes conditions opératoires et corrélations proposées par les différents auteurs sont regroupées dans le tableau 2.

### II.1.2. Rétention liquide

La rétention liquide à travers le lit du contacteur à lit turbulent est le paramètre le plus important pour calculer la perte de charge

#### II.1.2.1. Généralités.

La rétention liquide, ou gazeuse, est la fraction de liquide ou de gaz retenue dans le lit à l'état dilaté.

$V_d$ , étant le volume total du lit dilaté, on peut écrire:

$$V_d = V_p + V_g + V_l \quad (\text{II.4})$$

où:

$V_p$ ,  $V_g$  et  $V_l$  sont, respectivement, les volumes occupés par le garnissage, le gaz et le liquide.

En termes de fraction volumique pour chaque phase, l'équation (II.4) devient:

$$\varepsilon_p + \varepsilon_g + \varepsilon_l = 1 \quad (\text{II.5})$$

Tableau 2: Corrélations pour le calcul des pertes de charge ( $\Delta P$ )

AUTEURS	CONDITIONS OPERATOIRES								CORRELATIONS EN UNITES S.I.	Type de régime
	$U_g$ [m/s]	$L$ [Kg/m <sup>2</sup> s]	Hst [mm]	$\rho_p$ [kg/m <sup>3</sup> ]	$D_c$ [mm]	$d_p$ [mm]	$D_c/d_p$ [-]	$\Phi$ [-]		
BLYAKHER & Col. [8]	—	—	—	90 180	—	—	9,02	0,41	$(-\Delta P) = \xi_g \frac{U_g^2 \rho_g}{2} + (1-\epsilon_0) (\rho_p - \rho_g) g H_{st} + \xi_f U_g^{1,75} U_1^{0,5} + \xi_b U_1 H_{st}$ <p><math>\xi_g, \xi_f, \xi_b</math> sont des constantes</p>	Type I
GELPERIN & Col. [21]	—	—	—	160 900	—	1,7 61,7	—	0,345 0,70	$(-\Delta P) = \xi_g \frac{U_g^2 \rho_g}{2(1-\tau)} + (1-\epsilon_0) \rho_p g H_{st} + 0,138 U_1^{0,5} H_{st}^{0,75} d_p^{-0,6} \rho_l g + F_\sigma$	Type I et II
LEVSH & Col. [44]	—	—	—	1083	—	—	—	—	$(-\Delta P) = (1-\epsilon_0) \rho_p g H_{st} + 14,0 U_1^{0,55} U_g (14,29 H_{st})^m + F_\sigma + F_g$ <p>Pour <math>U_1 &lt; 0,008</math> m/s, <math>m = (0,75 + 0,8)</math>; pour <math>0,008 &lt; U_1 &lt; 0,017</math>, <math>m = 1</math></p>	Type II
BARILE & MEYER [6]	—	—	15,2 53,3	109 160	142,8 285,7	19,05	7,5 15	0,82	$\frac{(-\Delta P)}{g} = (1-\epsilon) \rho_p H_{st} + \epsilon_{lmf} \rho_l H_{st}$	Type I
TYCHY & Col. [59]	—	—	—	155	—	—	11,4 7,5	0,78	$\log_{10} \left[ \frac{2\rho_g (-\Delta P) D_c}{G_g^2 H_{st}} \frac{1}{1 + CG_1} \right] = 4,003 - 2,240 G_g + 0,840 G_g^2 - 0,127 G_g^3$ <p>C est une constante</p>	Type I et II

CHAPITRE II : Dynamique et transfert de matière

Suite du tableau 2 : Correlations pour le calcul des pertes de charge ( $\Delta P$ )

KITO & Col. [34]	—	—	—	170 1250	—	—	3,6 10,3	—	$\frac{(-\Delta P)}{g} = (1 - \epsilon_0) \rho_p H_{st} + \epsilon_{1,st} \rho_l H_{st}$	Type I et II
USCHIDA & Col. [62]	0+4	8,3+25	—	170	195	12,7 19	—	—	$(-\Delta P) = (1 - \epsilon_0) \rho_p g H_{st} + 9,38 \cdot 10^8 \mu_l^{2,3} f^{-0,42} \left(\frac{d_0}{D_c}\right)^{-0,84} d_p^{-0,84} \rho_p^{0,18} H_{st} U_l + 7,88 U_g^{2,91} U_l^{1,27}$	Type I
WOZNAK [72]	—	—	—	266	—	—	10,2	0,6	$\frac{-\Delta P}{\rho_g U_g^2} = 4,672 \cdot 10^5 \left(\frac{H_{st}}{D_c}\right)^{-1,798} \left(\frac{d_p U_l \rho_l}{\mu_l}\right)^{0,8261} + \frac{(1 - \epsilon_0) \rho_p g H_{st}}{\rho_g U_g^2}$	Type I et II
RAMA & Col. [53]	—	—	—	53 112 183	—	—	3,91 4,80 6,33	0,70	$\frac{(-\Delta P)}{g} = (1 - \epsilon_0) (\rho_p - \rho_g) H_{st} + \epsilon_{1,st} \rho_l H_{st}$	Type I et II
VUNJAK- NOVAKOVIC & Col. [68]	—	—	—	182 980	—	3,68 29	0,36 0,52 0,78	—	$\frac{(-\Delta P)}{g} = (1 - \epsilon_0) \rho_p H_{st} + (\epsilon_{1,st} - 0,02) \rho_l H_{st}$	Type I et II

Le bilan matière pour le même garnissage à l'état statique et à l'état dilaté donne:

$$A.H_{st}(1-\varepsilon_0) = A.H_d(1-\varepsilon_g-\varepsilon_l) \quad (\text{II.6})$$

où:

A est la section droite de la colonne, H<sub>st</sub> et H<sub>d</sub> étant respectivement la hauteur statique et la hauteur dynamique du lit.

En posant :

$$\varepsilon_d = \varepsilon_g + \varepsilon_l \quad (\text{II.7})$$

il vient:

$$A.H_{st}(1-\varepsilon_0) = A.H_d(1-\varepsilon_d) \quad (\text{II.8})$$

La rétention liquide  $\varepsilon_l$ , ou fraction de la phase liquidée, est reliée à la rétention liquide exprimée par rapport au volume du lit à l'état statique,  $\varepsilon_{l,st}$ , par la relation:

$$\varepsilon_l = \left( \frac{H_{st}}{H_d} \right) \varepsilon_{l,st} \quad (\text{II.9})$$

La rétention liquide rapportée au lit à travers l'état statique  $\varepsilon_{l,st}$  consiste en la rétention liquide opératoire ( $\varepsilon_{l_0,st}$ ) et en la rétention statique ( $\varepsilon_{l_{st},st}$ ) qui représente la quantité de liquide retenue par les forces d'adhésion sur les particules du garnissage solide.

$$\varepsilon_{l,st} = \varepsilon_{l_0,st} + \varepsilon_{l_{st},st} \quad (\text{II.10})$$

La rétention liquide statique  $\varepsilon_{l_{st},st}$  est indépendante du diamètre des particules et est égale à 0,02 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> (Chen et Douglas [10], Vunjak-Novakovic [66]).

### II.1.2.2 Revue bibliographique.

Gel'perin [21] définit deux rétentions, celle près de la grille support, et celle dans le lit fluidisé. Il présente une équation empirique pour cette dernière qui montre que la porosité du lit statique  $\varepsilon_{l,st}$  est affectée par la hauteur statique du garnissage, qu'elle était indépendante de la vitesse du gaz, mais augmentait avec le débit liquide et avec la diminution de la dimension du garnissage.

Chen et Douglas [10] trouvèrent que la rétention liquide  $\varepsilon_l$  était indépendante de vitesse du gaz et augmentait avec le débit liquide et la diminution du diamètre des particules.

Barile et Meyer [6] présentèrent une corrélation pour calculer  $\varepsilon_{l,ST}$  tenant compte de l'effet de la hauteur statique.

Balabekov [3] déduisit une corrélation qui tient compte du stade de fluidisation selon qu'elle soit partielle ou développée.

Kito [33], [34], [35] et Kuroda et Tabei [41] étudièrent l'effet de section libre de grille de la grille support sur  $\varepsilon_{l,ST}$ .

Gel'perin et Kruglyakov [25] obtinrent une équation empirique pour  $\varepsilon_{l,ST}$  des garnissage de masse volumique  $430 \text{ kg/m}^3$  qui tient compte du stade de fluidisation.

Rama et col. [53] proposa une corrélation pour  $\varepsilon_{l,ST}$  tenant compte de la fraction libre de la grille support.

Vunjak-Novakovic [66] en tenant compte du modèle hydrodynamique proposé par O'Neil [50] proposa des corrélations pour calculer la rétention liquide pour les types I et II. A.C.T. Plus récemment en 1987 le même auteur confirma les résultats précédents, notamment pour le Type II.A.C.T en comparant les valeurs expérimentales et les valeurs calculées pour deux types de garnissage. Il souligna notamment le fait que c'est uniquement la rétention liquide opératoire  $\varepsilon_{l,ST}$  qui intervient pour la perte de charge dans le lit.

Le tableau 3 résume les différentes corrélations proposées par les auteurs ainsi que les conditions opératoires.

La figure 8 présente une comparaison de la rétention liquide estimées à partir de certaines corrélations données dans le tableau. Comme le montre la figure 8, aux faibles vitesses superficielles de liquide les écarts relatifs entre les différentes prédictions est assez significatif et diminue quand la vitesse du liquide augmente.

### II.1.3. Rétention de gaz.

Les études concernant la rétention de gaz sont relativement peu nombreuses.

#### II.1.3.1 Généralités.

En combinant les équations (II.5), (II.6) et (II.8) on obtient l'expression de la rétention du gaz  $\varepsilon_g$ :

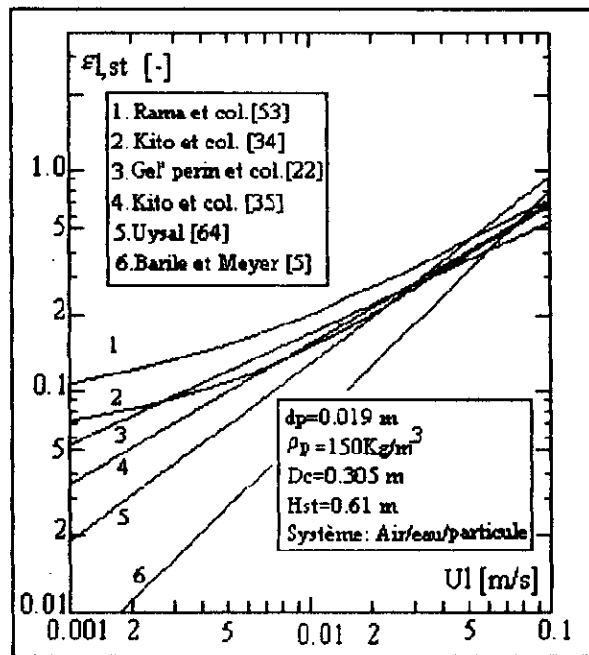


Figure 8 : Comparaison des valeurs de  $\epsilon_{l, st}$  obtenues par différentes corrélations ( Fan L, S. [18])

$$\epsilon_g = 1 - \frac{H_{st}}{H_d} \epsilon_{l, st} + (1 - \epsilon_0) \quad (II.10)$$

La rétention de gaz peut être déterminée, lorsque la hauteur, et la rétention liquide sont connues (Balabekov [3]):

$$\epsilon_g = 1 - \frac{h_l}{H_d} - \frac{(1 - \epsilon_0)H_{st}}{H_d} \quad (II.11)$$

où

-  $h_l$  est la hauteur de liquide dans la colonne correspondant à la rétention liquide dans le lit.

### II.1.3.2 Revue bibliographique.

Balabekov en 1969 [3] montra que la rétention de gaz augmentait avec la vitesse superficielle du gaz, mais était presque indépendante de la vitesse superficielle du liquide, pour un débit de gaz constant.



Tableau 3: Corrélations pour le calcul de la rétention liquide (  $\epsilon_l$  )

AUTEURS	CONDITIONS OPERATOIRES								CORRELATIONS en unités S.I	Type de régime
	$U_g$ (m/s)	L (kg/m <sup>2</sup> .s)	H <sub>st</sub> (mm)	$\rho_p$ (kg/m <sup>3</sup> )	D <sub>c</sub> (mm)	d <sub>p</sub> (mm)	D <sub>c</sub> /d <sub>p</sub> [-]	$\phi$ [-]		
Chen & Douglas [10]	0+3	2,8+3,9	305	156 170	305 x 305	12,7 38,1	8 123 24	0,46	$\epsilon_l = 0,02 + 2,371 \cdot 10^3 L^{0,6} d_p^{-0,5}$	Type I
Aksel'rod & Yakovenko [1]	1+7,5	1,4+41,7	45 22,5	380	150	16	—	0,3 0,65	$\epsilon_l = 3,9 \cdot 10^{-2} L \frac{\rho_p}{\rho_l}$	Type II
Balabekov [2]	0,1+8	0+34,7	38 300	356 1036	175	6+22	8+29,2	0,3 0,6	$\epsilon_{l,st} = \left[ C \cdot 0,828 \left( \frac{L}{U_g} \right)^2 \frac{\rho_p}{\rho_l} \right]^{k+1} (1-\epsilon_0) \frac{\rho_p}{\rho_l}$ <p>Pour fluidisation partielle: C = 0,05; k = 0,8</p> <p>Pour fluidisation développée: <math>C = \frac{0,695}{f^3} \left( \frac{0,05}{d_p} \right) \left( \frac{\rho_p}{\rho_l} \right)^{-0,74} \left( \frac{L}{10^2} \right)^2</math>; <math>k = \frac{1,58}{f^{0,16}} \left( \frac{0,005}{d_p} \right)^{-0,1}</math></p>	Type II
Barile & Meyer [6]	—	—	15,2 + 53,3	109 160	142,8 285,7	19,05	7,5 15	0,3 0,8	$\epsilon_{l,st} = 1,160 \left( \frac{L^2}{d_p g \rho_l^2} \right)^{0,78} \left( \frac{d_p L}{\mu_l} \right)^{-0,51} \left( \frac{H_{st}}{d_p} \right)^{-0,36}$	Type I
Uysal [64]	—	—	—	157	—	—	7,6 + 15,3	0,87	$\epsilon_{l,st} = 1,15 \cdot 10^{-4} 10,826 d_p^{-1,289}$	Type I
Rama & Col. [53]	—	—	—	53 112 183	—	—	3,95 4,80 6,33	0,7	$\epsilon_{l,st} = 0,086 + 11 \left( \frac{H_{st}}{d_p} \right)^{-0,4} f \left( \frac{d_0}{D_c} \right)^{-0,58} \left( \frac{g d_p^3 \phi^3 \rho_p^2}{\mu_l^2} \right)^{0,09}$	Type I

Suite du tableau 3: Corrélations pour le calcul de la rétention liquide ( $\epsilon_l$ )

Vurjak Novakovic [67]	—	—	—	182 980	—	—	3,68	0,36 0,52 0,78	$\epsilon_{l,st} = 2,48 \cdot 10^{-3} \left( \frac{H_{st}}{D_c} \right)^{-0,567} d_p^{-0,568} L^{0,719} + 0,02$ $\epsilon_{l,st} = 7,33 Re_l^{-0,069} Fr_l^{0,435} \left( \frac{H_{st}}{D_c} \right)^{-0,433} \left( \frac{\rho_p}{\rho_l} \right)^{0,090} + 0,02$	Type I et II
Tarat & Col. [58]	0+5	0+11,1	—	2,6	1000 400	36	—	0,4	$\epsilon_{l,st} = \frac{8,38}{H_{st}} \cdot 10^{-2} L^{0,94} U_g^{1,04} \rho_g^{1,04}$	Type I et II
Petrov & Tassaev [52]	18+5,7	2,8+8,3	40 400	448 1025	290	20 38	—	0,36 0,78	$\epsilon_{l,st} = 8,9 \cdot 10^{-4} U_g^{0,13} L^{0,4} H_{st}^{-0,7} d_p^{-0,6} f^{0,5} \rho_p^{0,02}$ $\epsilon_{l,st} = 1,0 \cdot 10^{-4} U_g^{1,3} L^{0,5} d_p^{-0,6} f^{0,6} \rho_p^{0,02}$	Type II
Tichy & Col [61]	0+3,5	0+31,9	87 290	200 400	290	20 38	—	0,36 0,78	$\epsilon_{l,st} = C \left( \frac{\rho_p}{\rho_l} \right) L(1 - \epsilon_0)$ $\frac{H_{st}}{D_c} = 1; C = 0,39$ $\frac{H_{st}}{D_c} = 1,5; C = 0,29$ $\frac{H_{st}}{D_c} = 2; C = 0,28$	Type I et II

Suite du tableau 3 : Corrélations pour le calcul de la rétention liquide ( $\epsilon_l$ )

Handl [ 27 ]	0÷7	2,8÷28	140 350	155 458	140	12,3 18,7	—	0,78	$\epsilon_{l,st} = 26,8 \epsilon_0 Re_1^{-0,189} Fr_1^{0,474}$	Type II Prévu
Gel'Perin [22]	0,5÷8	5,6÷66,7	—	169 910	60 370	6 35,5	1,7 ÷ 61,7	0,35 ÷ 0,70	$\epsilon_{l,st} = 4,36 \cdot 10^{-3} L^{0,5} H_{st}^{-0,25} d_p^{-0,6}$	
Gel'Perin & Kruglyakov [25]	0÷4	0÷16,7	—	430	175	—	11,1	0,37 0,60	$\epsilon_{l,st} = \frac{0,73}{\rho_l} L^{0,31} H_{st}^{-0,78} (C + 4,54 H_{st}^{0,78})$	Type I
Uchida & Col. [62]	0÷4	8,3÷50	—	170	195	12,7 19	—	—	$\epsilon_{l,st} = \frac{9,38 \cdot 10^{-9}}{g \rho_l} \mu_l^{2,3} f^{0,42} \left( \frac{d_o}{D_c} \right)^{-0,84} \rho_p^{0,18} L$	Type I
Gel'Perin & Col. [19]	15÷4,5	2,8÷16,7	—	100 1250	200 550	20 30	—	0,3 0,5	$\epsilon_{l,st} = 5,47 \cdot 10^{-2} U_g^{0,24} \cdot L^{0,14} H_{st}^{-0,06} \rho_l^{-1} \rho_p^{-0,1}$	Type I et II
Kito & Col. [33]	—	—	100 300	170 1250	—	9,5 28,5	3,6 10,3	0,71 0,84	$\epsilon_{l,st} = 0,06 + 3,018 \cdot 10^{-3} f \left( \frac{d_o}{D_c} \right)^{-0,84} dp^{-0,84} \rho_p^{0,18} H_{st}^{-0,4} U_l$	Type II
KIto & Col. [34]	—	—	100 300	170 1250	—	9,5 28,5	3,6 10,3	0,71 0,84	$\epsilon_{l,st} = 12,8 \left( \frac{H_{st}}{d_p} \right)^{-0,4} \left( \frac{d_o}{D_c} \right)^{-0,58} \left[ \frac{d_p^3 \rho_p^2}{g \mu_l} \right]^{0,09} \left( \frac{U_l}{\sqrt{g d_p}} \right)^{1,66} \left( \frac{dp U_l \rho_l}{\mu_l} \right)^{-0,34} \left( \frac{dp U_l \rho_l}{s} \right)^{-0,34}$	Type II

Kito et col. [35], mesurèrent la rétention de gaz pour une gamme représentative de variation des différentes conditions opératoires et observèrent les mêmes effets que ceux rapportés par Balabekov [3]. Il conclurent également que la rétention de gaz était presque indépendante du liquide, de la hauteur statique du lit, de la fraction libre de grille support et du diamètre des orifices de la grille support.

Vunjak-Novakovic [67] proposa des corrélations pour le calcul de la rétention de gaz pour les stades de fluidisation partielle et fluidisation développée pour les deux régimes de fonctionnement d'un absorbeur à contact turbulent.

L'auteur en introduisant la vitesse interstitielle du gaz  $U'_g$ , montra que dans le cas de la fluidisation développée, la relation pour le calcul de  $\varepsilon_g$  était identique pour les deux régimes de fluidisation (type I et II ACT).

Les différentes corrélations proposées pour le calcul de la rétention de gaz ainsi que les conditions opératoires dans lesquelles elle ont été déduites, sont résumées dans le tableau 4.

La figure 9 présente une comparaison entre les rétentions de gaz estimées par différentes corrélations. Les valeurs prédites par les équations de Kito et col. [31], [34], [35] sont sensiblement similaires car leurs corrélations sont basées sur un grand nombre de données expérimentales et sont exprimées en variables adimensionnelles.

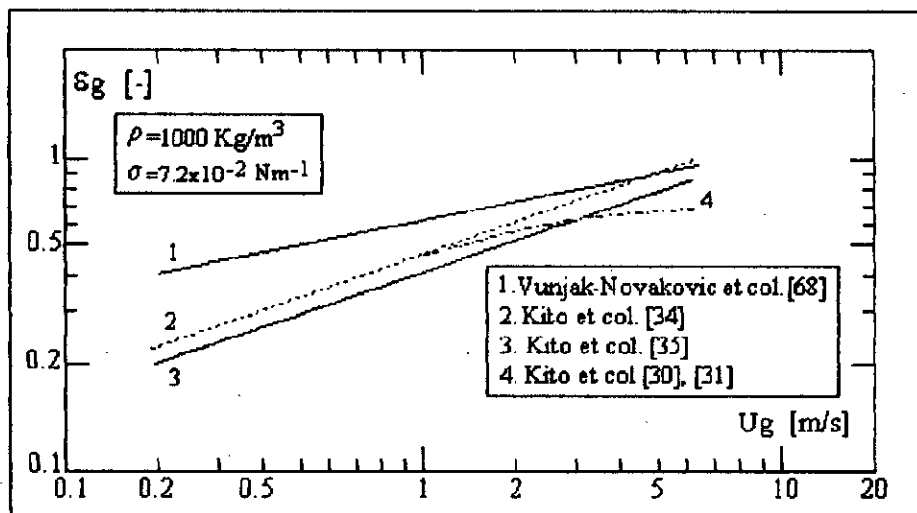


Figure 9 : Comparaison des valeurs de  $\varepsilon_g$  obtenues par différentes corrélations ( Fan L., S. [18] )

Tableau 4 : Corrélations pour le calcul de la rétention de la phase gazeuse ( $\epsilon_g$ ):

AUTEURS	CONDITIONS OPERATOIRES								CORRELATIONS EN UNITES S.I	Type de régime
	$U_g$ [m/s]	L [kg/m <sup>2</sup> s]	$H_{st}$ [mm]	$\rho_p$ [kg/m <sup>3</sup> ]	$D_c$ [mm]	$d_p$ [mm]	$D_c/d_p$ [-]	$\phi$ [-]		
GELPERIN et Col. [21]	0,5 ÷ 8	5,6 ÷ 66,7	—	169 310	60 370	6 ÷ 35,5	1,7 ÷ 61,7	0,35 ÷ 0,70	$\epsilon_g = 0,93 \left[ \frac{d_p U_g^* \rho_g}{\mu_g} \right]^{0,4} \left[ \frac{d_p^3 (\rho_p - \rho_g) \rho_g}{\mu_g^2} \right]^{-0,2}$ ( avec $U_g^* = \frac{U_g}{1 - \epsilon_{Lst}(H_{st}/H_d)}$ )	Type II Prévaut
KITO et Col. [31]	1,5 ÷ 4,5	2,8 ÷ 16,7	—	170 1250	—	9,5 ÷ 28,5	3,6 ÷ 10,3	0,71 ÷ 0,84	$\epsilon_g = 0,417 U_g^{0,44}$	Type II
KITO et Col. [34]	—	—	—	300 1100	—	—	1,89 ÷ 9,09	0,127 ÷ 0,3155	$\frac{\epsilon_g}{(\epsilon_g(1 - \epsilon_g)^{0,2})^{0,44}} = 0,5 \left[ \frac{D_c U_g^2 \rho_l}{\sigma} \right]^{0,11} \left[ \frac{U_g}{\sqrt{g D_c}} \right]^{0,22}$	Type II
KITO et Col. [35]	—	—	100 300	170 1250	—	9,5 ÷ 28,5	3,6 ÷ 10,3	0,71 ÷ 0,84	$\epsilon_g = 0,19 \left[ \frac{d_p U_g^2 \rho_l}{s} \right]^{0,11} \left[ \frac{U_g}{\sqrt{g D_c}} \right]^{0,20}$	Type II

Suite du tableau 4 : Corrélations pour le calcul de la rétention de la phase gazeuse ( $\epsilon_g$ ):

VUNJAK- NOVAKOVIC [67]	—	—	—	182 980	—	—	3,68	0,36 0,52 0,78	$\epsilon_g = \frac{U_g}{U_{g_{mf}}} \cdot \epsilon_0 - 2,48 \cdot 10^{-3} \left( \frac{H_{st}}{D_c} \right)^{-0,567} d_p^{-0,568} L^{0,719} - 0,02$ (fluidisation partielle)	Type I
									$\epsilon_g = \frac{U_g}{U_{g_{mf}}} \cdot \epsilon_0 - 4,43 \cdot 10^{-3} \left( \frac{H_{st}}{D_c} \right)^{0,433} d_p^{-0,494} L^{0,812} \left( \frac{\rho_p}{\rho_l} \right)^{0,090} - 0,02$ (fluidisation partielle)	Type II
									$\epsilon_g = 0,628 \cdot U_g^{0,237}$ (fluidisation totale)	Type I et II

### II.1.4 Vitesse minimum fluidisation

Avec l'augmentation de la vitesse superficielle de gaz le lit de garnissage passe d'un état fluidisé.

Cette transition est quelque peu mal définie et en conséquence, plusieurs définitions de la vitesse minimum fluidisation sont avancées.

#### II.1.4.1. Modèles proposés

En se basant sur les courbes représentant les pertes de charge en fonction de la vitesse superficielle du gaz, Begovitch [7] détermine la vitesse minimum de fluidisation par l'intersection des droites caractérisant le lit fixe et le lit fluidisé.

Chen et Douglas [10], Tichy et Douglas [61], définissent la vitesse minimum de fluidisation comme étant la vitesse du gaz à laquelle le lit commence à se dilater. Ce point est défini comme étant le point d'inflexion de la courbe représentant l'évolution du rapport des hauteurs de lit dynamique et statique.

Kito [30], [33], définit la vitesse minimum de fluidisation comme étant la vitesse de gaz à laquelle l'augmentation rapide de la perte de charge se stabilise et s'approche d'une valeur constante.

La mise en fluidisation d'un lit triphasique est graduelle et se fait par couches successives de garnissage; Vunjak-Novakovic [68] définit une vitesse minimum de fluidisation pour le lit fluidisé  $U_{gmf}$  et la vitesse minimum de fluidisation à partir de laquelle le lit est entièrement fluidisé  $U_{gmfd}$ .

Il existe plusieurs modèles pour la prédiction de la vitesse minimum de fluidisation.

Le modèle proposé par Kuroda et Tabei [41] est basé sur l'application du modèle unidimensionnel du système diphasique proposé par Wallis [69] pour obtenir la perte de charge dynamique en terme de coefficient de friction apparent  $C_{ff}$  pour les deux systèmes; à lit fixe et à lit fluidisé aux conditions de minimum de fluidisation, et aboutit à la relation:

$$U_{gmf} = \left[ \frac{d_p}{C_{ff} \cdot \rho_g} \cdot \varepsilon_{gmf}^3 (\rho_{ws} - \rho_g) \cdot g \right]^{1/2} \quad (\text{II.12})$$

Avec :

$$C_{fi} = C_{fs}(1 + 800 \cdot \varepsilon_{lmf}^3) \quad (\text{II.13})$$

$$C_{fs} = 1,75 + 150 \left[ \frac{(1 - \varepsilon_g)}{(d_p U_g \rho_g) / \mu_g} \right] \quad (\text{II.14})$$

$$\rho_{ws} = \frac{\varepsilon_{lst} \rho_l + \rho_p (1 - \varepsilon_0)}{(1 - \varepsilon_0) + \varepsilon_{lst}} \quad (\text{II.15})$$

Le modèle proposé par Vunjak-Novakovic [68] repose sur la définition des deux régimes de fonctionnement du contacteur à lit turbulent (types I et II A.C.T) et l'auteur propose des corrélations permettant de calculer  $U_{gmf}$  pour les deux types de régime. Pour le calcul de la vitesse minimum à partir de laquelle le lit est entièrement fluidisé ( $U_{gmfd}$ ), l'auteur propose une corrélation valable pour les deux types de régime:

$$U_{gmfd} = 0,545 \left[ \frac{U_{gmf}}{\varepsilon_0 - \varepsilon_{lst}} \right]^{1,31} \quad (\text{II.16})$$

#### II.1.4.2 Revue bibliographique

La plupart des corrélations disponibles dans la littérature sont souvent empiriques et présentent de substantielles différences dans les prédictions.

D'après Chen et Douglas [10], Kito et Col. [33], Vunjak-Novakovic et Col. [66], Kuroda et Tabei [41], la vitesse minimum décroît généralement quand la vitesse superficielle ( $U_l$ ) du liquide augmente, et lorsque le diamètre des particules de garnissage ( $d_p$ ) diminue.

D'après Balabekov et Col. [2], Kito et Col. [33], la hauteur du lit statique n'influence pas la vitesse minimum de fluidisation.

L'importance des facteurs  $U_l$  et  $d_p$  varie suivant les auteurs et l'effet de la valeur de masse volumique du garnissage et de la fraction de vide de la grille support est parfois différent suivant les auteurs. Gel'Perin [21] souligne que la vitesse du gaz au minimum de fluidisation  $U_{gmf}$  est indépendante de la masse volumique du garnissage, alors que Chen et Douglas [10] suggèrent une dépendance.



D'après Kito et Col. [33] la vitesse minimum de fluidisation augmente avec l'augmentation de la masse volumique du garnissage pour les deux types de régimes de fonctionnement de l'absorbeur à contact turbulent.

La géométrie du système expérimental et spécialement la fraction de vide de la grille support affectent la valeur de la vitesse minimum de fluidisation. Kito et Col. [33] montra que la vitesse minimum de fluidisation augmente quand le pourcentage de vide de la grille support augmente, et en devient indépendante si le rapport  $f_d/D_c$  est supérieur à 0,05.

Les corrélations pour estimer la vitesse minimum de fluidisation ( $U_{gmf}$ ) sont résumées dans le tableau 5.

La figure 10 montre une comparaison entre les valeurs estimées de  $U_{gmf}$  par différentes corrélations. Les estimations à partir des corrélations proposées par Tichy et Douglas [10], Khana [29] Uysal [64] et Leung [43], conduisant à des valeurs assez faible pour la vitesse minimum de fluidisation à partir d'une vitesse superficielle du liquide ( $U_l$ ) supérieure à 0,02 m/s.

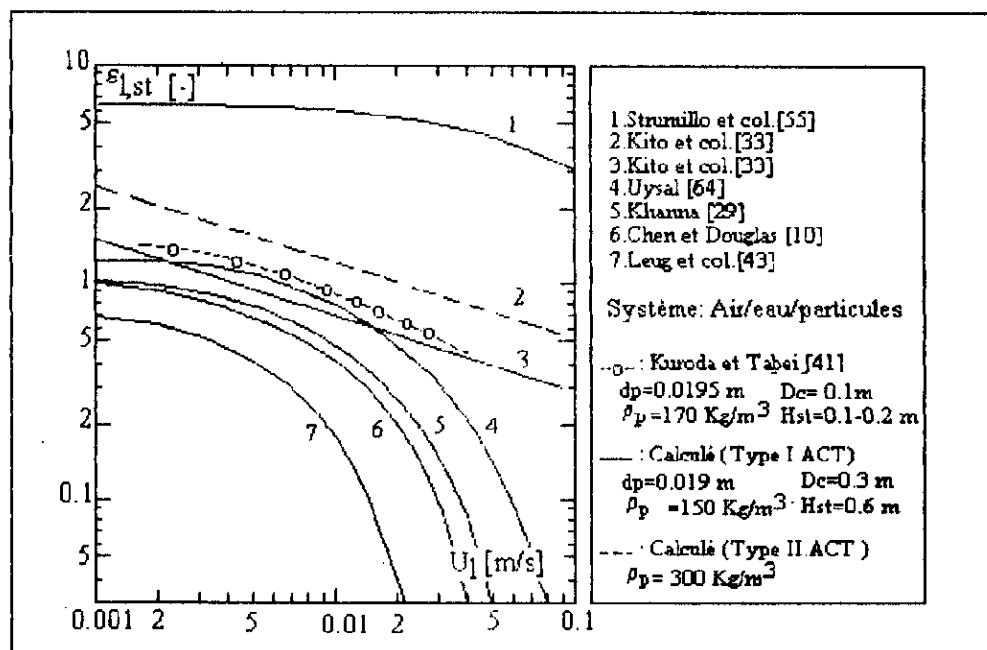


Figure 10 : Comparaison des valeurs estimées de  $U_{gmf}$  par différentes corrélations  
( Fan L... S. [19] )

Tableau 5: Corrélation pour le calcul de la vitesse minimum de fluidisation ( $U_{gmf}$ ) :

AUTEURS	CONDITIONS OPERATOIRES								CORRELATIONS EN UNITES S.I.
	$U_g$ [m/s]	L [Kg/m <sup>2</sup> s]	Hst [mm]	$\rho_p$ [kg/m <sup>3</sup> ]	$D_c$ [mm]	$d_p$ [mm]	$D_c/d_p$ [-]	$\phi$ [-]	
Gel'Perin et Col. [21]				250 500				0,345	$U_{gmf} = 0,3837 U_1^{-0,28}$
Blyakher et Col. [7]				90 180		9,02	0,41		$U_{gmf} = U_{gmf0} \left[ 1 + \frac{1,787 U_1^{0,9}}{37,5 + 1,587 U_1^{0,9}} \right]$ avec $U_{gmf0} = \frac{0,0579 d_p^{0,715} (\rho_p - \rho_g)^{0,572}}{\mu_g^{0,143} \rho_g^{0,429}}$
Chen et Douglas [10]	0 - 3	2,8 - 13,9	305	156 170	305 x 305	12,7 38,1	8 123 24	0,46	$G_{mf} = 120,4 d_p^{1,15} 10^{-0,03812L}$
Balabekov et Col. [2]	0,1 - 8	0 - 34,7	38 300	356 1036	175	6 - 22	8 - 29,2	0,3 0,6	$Re_{gmf} = \frac{d_p U_{gmf} \rho_g}{\mu_g} = 142 \phi \left( \frac{\rho_p}{\rho_l} \right)^{0,33} \left( \frac{0,005}{d_p} \right)^{-2,2} \exp \left\{ -7,3 \times 10^{-6} \left( \frac{\rho_p}{\rho_l} \right)^{0,33} \left( \frac{0,005}{d_p} \right)^{1,14} \left( \frac{2 d_p L}{3 \mu_l (1 - \epsilon_0) d_p} \right) \right\}$
Gel'Perin et Col. [19]	1,5 - 4,5	2,8 - 16,7		100 1250	200 550	20 30		0,3 0,5	$\frac{U_{gmf}}{g d_p} = C \phi^{1,54} \exp \left\{ -12,6 \left( \frac{U_1}{U_{gmf}} \right)^{0,25} \right\}$ Pour $d_p = 3, 4, 6$ mm ; $C = 4,6 \times 10^{-3}$ Pour $d_p = 2$ mm ; $C = 2,8 \times 10^{-3}$
Uysal [64]				157			7,6 - 15,3	0,87	$G_{mf} = 10,86 d_p^{0,488} 10^{-0,01985L}$

Suite du tableau 5 : Corrélation pour le calcul de la vitesse minimum de fluidisation ( $U_{gmf}$ ) :

Khanna, [29] selon Uysal, [64]				155 458			3,7 - 11	0,7	$G_{mf} = 526,46 d_p^{1,5} 10^{-0,0317L}$
Tichy et Douglas [60]				155 234 458			3,7 - 11	0,7	$G_{mf} = 0,36355 + 57,90 d_p - 1,848 L^{0,6} d_p^{0,5}$
Leung et Col.[43]									$G_{mf} = \left[ 0,5002 (d_p \rho_l \rho_g)^{0,25} - L^{0,25} \left( \frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0,25} \right]^2$
Strumillo et Col. [55]				470 - 1050			8,5 11,33 17,0	0,66	$U_{gmf} = (13,3 D_c = 2,24) \exp \left[ - \frac{3,6 U_l}{D_c^{0,04}} \right]$
Kito et Col. [33]				170 - 1160			3,5 - 8,62	0,04 - 0,84	$\frac{U_{gmf}}{U_{gmf0}} = 0,5983 \left( \varphi \frac{d_0}{D_c} \right)^{0,46} U_l^{-0,36} \quad \text{Pour} \quad \left( \varphi \frac{d_0}{D_c} \right)^{0,46} \leq 0,05$ $\frac{U_{gmf}}{U_{gmf0}} = 0,1486 U_l^{-0,36} \quad \text{Pour} \quad \left( \varphi \frac{d_0}{D_c} \right)^{0,46} > 0,05$ $U_{gmf0}$ peut être estimée en utilisant l'équation d'Ergun, (Kunii and Levenspiel, 1969, [40])

Suite du Tableau 5: Corrélation pour le calcul de la vitesse minimum de fluidisation ( $U_{gmf}$ ) :

Kuroda et Tabei. [41]	---	---	---	170 1160	---	---	3,51 8,62	---	$C_{fi} \left( \frac{\rho_g U_{gmf}^2}{d_p} \right) = (\rho_{ws} - \rho_g) g$ $\rho_{ws} = \left( \frac{\epsilon_{1st}}{1 - \epsilon_0} \right) \rho_l + \rho_p$ <p><math>C_{fi} = C_{fs} (1 + 800 \epsilon_{1mf}^3)</math> (C<sub>fi</sub> : Coefficient de friction apparent)</p> <p><math>C_{fs} = 1,75 + 150 \left( \frac{1 - \epsilon_g}{Re_g} \right)</math> (C<sub>fs</sub> : Coefficient de friction dans le lit fixe gaz-liquide)</p>
Vunjak-Novakovic [68]	---	---	---	182 980	---	3,68 2 <sup>o</sup>	0,36 0,52 0,78	---	<p>Pour le type I :</p> $U_{gmf} = 11,3 \cdot dp \cdot \left\{ (1 - \epsilon_0)(\rho_p - \rho_g) + 4,903 \times 10^{-5} \rho_l dp^{-0,568} \cdot 1,0719 \cdot 10^{-0,04788 G_1} \right\}^{0,5}$ <p>Pour le type II :</p> $\log_{10} \left( \frac{U_{gmf}^2}{g} \cdot \frac{\rho_p \rho_g}{\epsilon^3 \rho_l} \right) = 0,247 - 1,615 \left( \frac{L}{G_{mf}} \right)^{0,25} \left( \frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0,125}$

La diversité des résultants peut être attribuée d'une part aux différentes méthodes expérimentales utilisées par les différents auteurs pour déterminer la vitesse minimum de fluidisation et d'autre part à la différence dans le comportement hydrodynamique des deux régimes de fonctionnement du contacteur à lit turbulent.

Le mécanisme de fluidisation proposé par O'Neil [50] a donné une base théorique pour établir une théorie pour le commencement de fluidisation.

D'une manière générale pour le type (I.A.C.T.), la vitesse minimum de fluidisation peut être obtenue en égalisant la perte de charge dans le lit avec le poids des particules et de la rétention liquide, et par conséquent la vitesse minimum de fluidisation devrait augmenter avec l'accroissement de la masse volumique du garnissage.

Pour le type (II.A.C.T.), la vitesse minimum de fluidisation est égale à la vitesse d'engorgement du lit fixe et ne devrait donc pas être affectée par la valeur de la masse volumique du garnissage.

### I.1.5. Expansion du lit

L'expansion du lit est un paramètre important pour le calcul de conception de l'absorbeur à contact turbulent, notamment pour le calcul de l'espacement entre la grille support du garnissage et le distributeur du liquide.

#### II.1.5.1. Définitions. Généralités

On appelle expansion du lit le rapport entre la hauteur dynamique du lit (hauteur du lit à l'état dilaté) et la hauteur statique du garnissage.

Le bilan volumique pour la phase solide et la phase liquide donne:

$$\frac{H_d}{H_{st}} = \frac{\epsilon_{l,st} + \epsilon_{s,st}}{1 - \epsilon_g} \quad (\text{II.17})$$

$$\frac{H_d}{H_{st}} = \frac{\epsilon_{l,st} + 1 - \epsilon_0}{1 - \epsilon_0} \quad (\text{II.18})$$

O'neil [50] a proposé une expression basée sur le bilan volumique de la phase solide:

$$\frac{H_d}{H_{st}} = \frac{\epsilon_{s,st}}{\epsilon_s} = \frac{1 - \epsilon_0}{1 - \epsilon_d} \quad (\text{II } 19)$$

Suivant que l'on utilise l'une ou l'autre expression pour calculer l'expression, il faut au préalable connaître les rétentions du liquide,  $\epsilon_{l,st}$  et celle du gaz,  $\epsilon_g$  ou  $\epsilon_d$ .

### II.1.5.2. Résumé bibliographique

Les premières données sur l'expansion du lit furent publiées par Gel'perin et col. [19] en 1966, ils utilisèrent alors une grille support de faible ouverture (pourcentage de vide égal à 34,5 %).

Chen et Douglas [10] donnèrent une représentation graphique de l'expansion du lit. Ils montrèrent que l'expansion du lit augmente de manière linéaire quand la vitesse superficielle du liquide croît, et qu'elle augmente également quand la vitesse superficielle du gaz croît.

Tichy et Douglas [68] soulignèrent que l'expansion du lit était indépendante de la hauteur statique de garnissage et de la masse volumique de garnissage de faible masse volumique.

Des données expérimentales sur l'expansion du lit pour des garnissages de masse volumique relativement élevée ( entre 470 et 2600 kg/m<sup>3</sup> ) furent obtenues par Balabekov et col. [2] et Strumillo et col. [55].

Une rapide augmentation de l'expansion du lit a été observée pour le domaine où la vitesse du gaz approchait la vitesse d'engorgement du lit fluidisé, par Tichy et Douglas [61].

Tous les auteurs s'accordent sur le fait que la géométrie de la grille support de garnissage affecte fortement l'expansion du lit, Levsh et col. [44] Kito [30], [34], [35]. Pour les grilles ayant une faible ouverture, il se forme au dessus de la grille une couche de liquide créant une variation axiale de la rétention liquide. Levsh [44] proposa une corrélation reliant la hauteur dynamique du lit (  $H_d$  ) avec la hauteur de la couche liquide.

Les corrélations pour l'expansion du lit sont proposées par les différents auteurs sont résumées dans le tableau 6.

La figure 11 montre la comparaison entre les valeurs de l'expansion estimées à partir de différentes corrélations. La figure montre que les corrélations proposées par, Uysal [64], et Kito et col. [34], prédisent l'expansion de manière assez proche des valeurs expérimentales. Les corrélations de Khanna [29] et Rama et Col. [53] sous-estiment l'expansion, alors que la corrélation de Vunjak-Novakovic et col. [66] la surestime de manière assez notable.

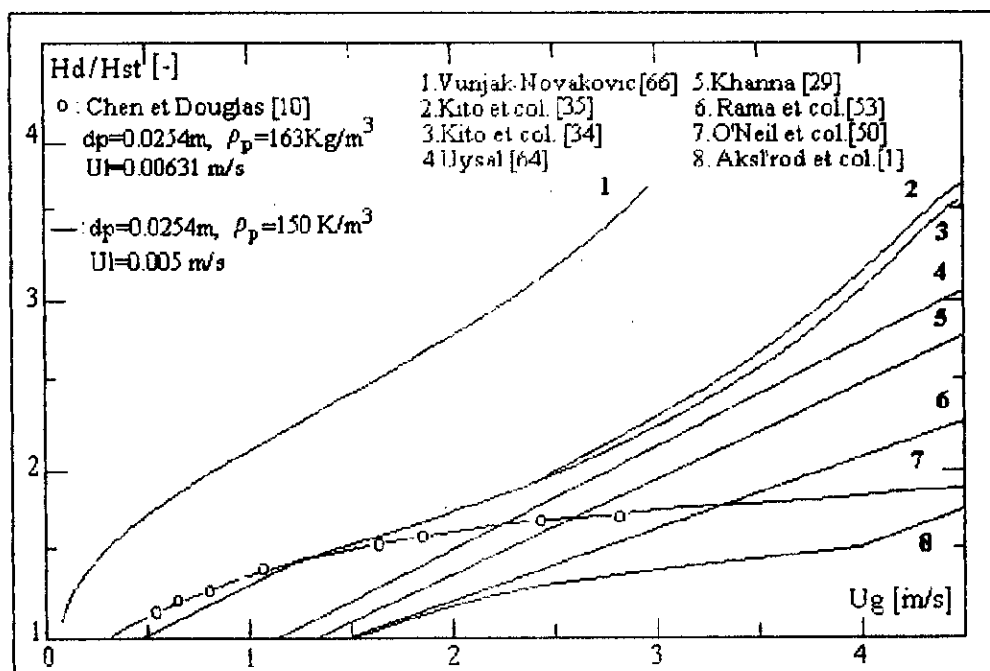


Figure 11: Comparaison des valeurs de  $H_d/H_{st}$  estimées par différentes corrélations ( Fan L., S. [19] )

La plupart des corrélations ayant été déduites pour des domaines de variation des paramètres opératoires assez restreints, leurs généralisation est à vérifier.

En résumé, il existe deux types de corrélations. Certains auteurs ont proposé des corrélations purement empiriques. D'autres proposèrent des corrélations plus générales, se basant sur la définition de l'expansion du lit et qui nécessite la connaissance de la rétention liquide et gazeuse pour leur application.

Tableau 6 : Corrélation pour le calcul de l'expansion du lit (Hd/Hst) :

AUTEURS	CONDITIONS OPERATOIRES								CORRELATIONS EN UNITES S.I.	Type de régime
	U <sub>g</sub> [m/s]	L [Kg/m <sup>2</sup> s]	Hst [mm]	ρ <sub>p</sub> [kg/m <sup>3</sup> ]	D <sub>c</sub> [mm]	d <sub>p</sub> [mm]	D <sub>c</sub> /d <sub>p</sub> [-]	φ [-]		
Levsh et col. [46]	—	—	—	1083	—	—	—	—	$\frac{H_d}{H_{st}} = 4,40 \cdot U_1^{0,43} U_g^2 \quad (U_1 < 0,0078 \text{ m/s}, U_g < 2,5 \text{ m/s})$ $\frac{H_d}{H_{st}} = 2,28 \cdot U_1^{0,35} U_g^2 \quad (U_1 > 0,0078 \text{ m/s}, U_g > 2,5 \text{ m/s})$	—
Balabekov et col. [2]	0,1+8	0+34,7	38 300	356 1036	175	6+22	8+29,2	0,3 0,6	$\frac{H_d}{H_{st}} = \left( \frac{(1-\epsilon_0) + \epsilon_{l,st}}{1-\epsilon_g} \right) = \left( \frac{\epsilon_{s,st} + \epsilon_{l,st}}{1-\epsilon_g} \right)$	—
Gel'Perin et col. [21]	0,5+8	5,6 ÷ 66,7	—	169 910	60 370	6 35,5	1,7 ÷ 61,7	0,35 ÷ 0,70		—
Kito et col. [34]	—	—	100 300	170 1250	—	9,5 28,5	3,6 10,3	0,71 0,84		—
Uchida et col. [62]	0+4	8,3+25	—	170	195	12,7 19	—	—		—
Vunjak-Novakovic et col. [66]	—	—	—	182 980	—	3,68 29	0,36 0,52 0,78	—		—



Suite du tableau 6: Corrélation pour le calcul de l'expansion du lit (Hd/Hst) :

Khanna [29] selon Uysal [64]	—	—	—	157	—	—	7,6 + 15,3	0,87	$\frac{H_d}{H_{st}} = 1 + 0,414 (G_g - G_{mf}) G_{mf}^{0,2}$	—
Aks'rod et Yakovenko [1]	1+7,5	1,4 + 41,7	45 + 22,5	380	150	16	—	0,3 + 0,65	$H_d = 0,933 U_l^{0,3} H_{st}^{0,6} \left(\frac{U_g}{\phi}\right)^{0,93}$ Pour $\frac{U_g}{\phi} \geq 6 \text{ m/s}$ $H_d = 0,933 U_l^{0,3} H_{st}^{0,6} \left(\frac{U_g}{\phi}\right)^{0,93}$ Pour $\frac{U_g}{\phi} < 6 \text{ m/s}$	—
Tichy et Douglas [60]	—	—	—	155 + 234 + 458	—	—	3,7 + 11	0,7	$\frac{H_d}{H_{st}} = 0,8849 + 0,3166 G - 18,33 dp + 0,5852 L^{0,6} dp^{0,6}$	—
Uysal [64]	—	—	—	157	—	—	7,6 + 15,3	0,87	$\frac{H_d}{H_{st}} = 1 + 0,147 \frac{L - G_{mf}}{H_0}$	—
O'Neil et col. [50]	—	—	—	—	—	—	—	—	$\frac{H_d}{H_{st}} = \left[ \frac{1 - \epsilon_0}{1 - \epsilon} \right] = \left[ \frac{\epsilon_{s,st}}{\epsilon_s} \right]$ Avec $\epsilon = \{K[(27 + 4K)/108]^{1/2} + K/2\}^{1/3} - \{K[(27 + 4K)/108]^{1/2} - K/2\}^{1/3}$ et $K = \frac{U_g^{1/2} + U_l^{1/2} (\rho_l / \rho_g)^{1/4}}{0,775 (gd_p \rho_l / 6 \cdot \rho_g)^{1/4}}$	Type II
Rama et col. [53]	—	—	—	53 + 112 + 183	—	—	3,95 + 4,81 + 6,33	0,7	$\frac{H_d}{H_{st}} = 2,132 dp^{0,12} U_l^{0,31} + 1,02 dp^{-1,7} \rho_p^{-1,2} U_l^{0,2} U_g$ (Pour particules sphériques et régulières) $\frac{H_d}{H_{st}} = -1,07 + 43 U_l + 1,545 U_g$ (Pour particules de charbon)	—

## II.2. Transfert de matière.

Dans le contacteur à lit turbulent, les particules solides créent par leur mouvement turbulent intense, une grande aire interfaciale et un renouvellement rapide de l'interface gaz-liquide.

Ces deux phénomènes augmentent considérablement le contact intime entre la phase liquide et la phase gazeuse, il en découle un grand coefficient volumique de transfert de masse et une grande vitesse de transfert de chaleur.

Ces caractéristiques sont désirables pour l'utilisation de l'absorbeur à contact turbulent dans les opérations d'absorption ou d'épuration, dans l'élimination des polluants gazeux rejetés dans l'atmosphère, dans le refroidissement des eaux des centrales thermiques, dans la déshumidification des gaz saturés ou dans les épurations pour récupérer les fines particules.

Le coefficient global de transfert de matière et la hauteur de l'unité de transfert de masse, sont les paramètres principaux étudiés pour rendre compte de l'efficacité du transfert de masse.

Certains auteurs ont également utilisé la notion d'efficacité de la colonne, ou encore les concentrations des absorbats dans les effluents, et les premières études ont été menées dans ce sens.

D'autres études ont été également menées pour caractériser les mécanismes intrinsèques du transfert de masse, et ont porté sur les résistances au transfert de masse coté liquide et coté gaz.

Dans cette partie (II.2) nous passons en revue les différents résultats expérimentaux des différents auteurs relatifs au coefficient global de transfert de matière ( $K_g$ ), au coefficient local de transfert de matière coté liquide ( $k_l$ ), coté gaz ( $k_g$ ), et à l'aire interfaciale ( $a$ ).

### II.2.1. Revue bibliographique sur le coefficient global de transfert de matière

#### a) Résultats de W.J.M. Douglas et col. [14].

W.J.M. Douglas étudia l'absorption de l'ammoniac ( $\text{NH}_3$ ) dilué dans l'air par des solutions d'acide borique.

La hauteur de l'unité de transfert de masse globale, exprimée par rapport à la hauteur statique, fût trouvée égale à la moitié ou au tiers de celle nécessaire dans une colonne à garnissage conventionnelle.

L'auteur souligne également que la hauteur de l'unité de transfert augmentait avec le débit du gaz, qu'elle diminuait avec l'augmentation du débit liquide et qu'elle augmentait avec la hauteur statique du garnissage.

L'auteur définissa le coefficient volumique global de transfert de masse par rapport à la hauteur statique, à cause de l'incertitude sur la hauteur dynamique:

$$K_{g,a_{st}} = \frac{G_{Mg}}{H_{0g} P} \quad (\text{II. 20})$$

où:

$H_{0g}$  est la hauteur de l'unité de transfert, définit telle que:

$$H_{0g} = \frac{H_{st}}{N_{0g}} \quad (\text{II. 21})$$

et:

$N_{0g}$  est le nombre d'unités de transfert définit tel que:

$$N_{0g} = \frac{(y_1 - y_2)}{(y - y^*)_{ml}} \quad (\text{II. 22})$$

avec:

$(y - y^*)_{ml}$ , la moyenne logarithmique du potentiel de transfert,

$y_1$ ,  $y_2$  et  $y^*$  respectivement les fractions molaires dans la phase gazeuse à l'entrée et à la sortie de la colonne à l'équilibre.

#### b) Résultats de Blyakher et col.[8]

Les auteurs mesurèrent l'efficacité d'absorption dans le cas de l'absorption physique du dioxyde de soufre ( $\text{SO}_2$ ) et de l'ammoniac ( $\text{NH}_3$ ) dans l'eau.

Les résultats montrent l'existence d'un régime optimal pour un débit liquide compris entre 0,010 et 0,015 m/s et un débit de gaz de l'ordre de 1,5 m/s.

On observe un maximum d'efficacité par rapport à la vitesse superficielle de gaz entre 1,5 et 2 m/s.

### c) Résultats de I.P. Levsh et col. [45]

Les auteurs mesurèrent le coefficient volumique global de transfert de masse ( $K_g a_d$ ) rapporté à la hauteur dynamique du lit, dans le cas de la désorption de l'oxygène à partir de l'eau.

Les auteurs notent que le coefficient volumique global de transfert de masse  $K_g a_d$  augmentait avec le débit d'arrosage liquide et diminuait lorsque la vitesse superficielle du gaz et la hauteur statique du garnissage augmentaient.

Quand la vitesse superficielle du gaz  $U_g$  augmente, l'aire interfaciale  $a_d$  diminue, il s'ensuit que  $K_g a_d$  diminue, alors que  $K_g a_{st}$  devait avoir une allure contraire.

### d) Résultats de Epstein et col. [16]

Les auteurs étudièrent l'adsorption du dioxyde de soufre  $SO_2$  par des solutions alcalines dans un épurateur à l'échelle pilote. L'efficacité de séparation du gaz fut trouvée considérablement plus grande dans l'absorbteur à contact turbulent en comparaison avec les colonnes à lit fixe et les épurateurs à venturi.

### e) Résultats de Barile et col. [5]

Les auteurs étudièrent les performances du contacteur à lit turbulent en tant que tour de refroidissement des gaz chauds par l'eau.

L'étude de la hauteur de l'unité de transfert en fonction des différentes variables opératrices a mené les auteurs aux conclusions suivantes:

- le coefficient global de transfert de masse ( $K_g a_{st}$ ) diminuait lorsque la hauteur statique du garnissage  $H_{st}$  diminuait, le rapport massique de l'arrosage liquide par rapport au flux du gaz ( $L/G$ ) et le diamètre des sphères du garnissage ( $d_p$ ) restant constant.

- le coefficient global de transfert de masse ( $K_g a_{st}$ ) augmentait quand le débit liquide ( $L$ ) et gazeux ( $G$ ) augmentaient.

En supposant une dépendance fonctionnelle du coefficient global de transfert de masse avec les variables adimensionnelles  $Re_p$  (nombre de Reynolds pour le solide), et  $Fr_l$  (nombre de Froude pour le liquide) et en se basant sur les performances du refroidissement, les auteurs déduisirent la corrélation suivante pour le système air/eau:

$$\frac{M_A P K_g a_{st} H_{st}}{L} = 0,0819 Re_p^{-0,028} Fr\eta^{-0,169} \quad (\text{II. 23})$$

avec:

$$Re_p = \frac{d_p L}{\mu_l} ; Fr\eta = \frac{L^2}{gd_p \rho_l}$$

Les auteurs étudièrent les caractéristiques de transfert de masse d'une unité pilote de purification du gaz de phénol en utilisant une solution de soude (NaOH) à 15%. La capacité de transfert de masse a été estimée par le nombre d'unités de transfert dans la phase gazeuse  $N_{0g}$  défini comme suit:

$$N_{0g} = \frac{1}{n} \ln \frac{y_n}{y_k} \quad (\text{II. 24})$$

où:

- $y_n$  et  $y_k$  sont respectivement les concentrations en phénol à l'entrée et à la sortie de l'épurateur,

- $n$  étant le nombre d'étages.

L'efficacité de la section d'épuration augmente quelque peu avec la vitesse superficielle du gaz ( $U_g$ ) et celle du liquide ( $U_l$ ), et augmente de façon appréciable avec la hauteur statique du garnissage  $H_{st}$ .

La capacité de transfert de masse augmente lorsque le pourcentage de vide de la grille support et la masse volumique des particules de garnissage augmentent.

La corrélation suivante fut proposée par les auteurs

$$N_{0g} = 5.73.10^{-2} H_{st}^{0,39} \rho_p^{0,3} \varphi^{-0,64} \quad (\text{II. 25})$$

### g) Résultats de A. Miconnet et col. [48]

Les auteurs étudièrent les performances de l'absorbeur à contact turbulent dans une unité semi-pilote avec pour objectif de trouver des résultats pour un système gaz-liquide ayant un intérêt industriel: HCl / eau.

Ils déterminèrent l'efficacité de l'absorption ( $h$ ) du gaz HCl dans l'eau définie comme suit:

$$h = (Q_e - Q_s) / Q_e \quad (\text{II. 26})$$

où:

$Q_e$  et  $Q_s$  sont respectivement les débits de HCl en  $m^3/s$  à l'entrée et à la sortie de l'absorbeur.

Les conclusions de cette étude font apparaître que l'efficacité est favorisée avec l'augmentation de la vitesse superficielle du liquide ( $U_l$ ), celle du gaz ( $U_g$ ) restant constante.

Les conditions expérimentales, et les méthodes utilisées pour la détermination du coefficient global de transfert de matière, sont résumées dans le tableau 8.

### II.2.2. coefficient local de transfert de masse côté liquide ( $K_{1a}$ ).

Il existe relativement peu de travaux sur l'estimation du coefficient local de transfert de masse  $K_{1a}$ .

Nous citons ceux d'Elenkov et Kossev, [15] qui utilisèrent des sphères creuses de polystyrène et des sphères d'un mélange de colophane-paraffine pour la désorption de l'oxygène à partir d'un courant d'eau saturée.

Les conditions expérimentales sont résumées dans le tableau 7.

Tableau 7: Conditions expérimentales pour la détermination de ( $K_{1a}$ )

Tableau Garnissage				Système employé	Hst [mm]	$\phi$ [-]	Débit liquide [ $m^3/m^2 \cdot s$ ]	Débit gaz [ $m^3/m^2 \cdot s$ ]	
Polystyrène		Colophane-paraffine							
$d_p$ [mm]	$\rho_p$ [ $Kg/m^3$ ]	$d_p$ [mm]	$\rho_p$ [ $Kg/m^3$ ]						
18	167	17	1030	O <sub>2</sub> -air/eau	170	0,15	0,0056	1,94	
							0,60	à	à
17	930					200	0,79	0,022	5,54

Les auteurs mesurèrent le coefficient de transfert de masse volumique du film ( $K_{1A}$ ) rapporté à l'unité d'aire de la section droite de la colonne. Notons que:

$$K_{1A} = K_{1a_{st}} H_{st} \quad (\text{II. 27})$$

A étant l'aire interfaciale par unité d'aire de la section droite de la colonne.

Tableau 7: Conditions opératoires et méthodes de détermination du coefficient global de transfert de matière des différents auteurs

Auteurs	Système triphasique étudié			Conditions opératoires						Méthode utilisée
	Liquide	Gaz	Solide	$d_p$ (mm)	$\rho_p$ (Kg/m <sup>3</sup> )	Hst (mm)	$D_c$ (mm)	$U_g$ (m/s)	$U_l$ (cm/s)	
W.J.M DOUGLAS [14]	Acide borique	NH <sub>3</sub> /air	Sphères creuses de Polyéthylène	38	537	260-838	—	1,17÷2,25	0,619÷20,3	Absorption chimique de NH <sub>3</sub> par des solutions d'acide borique.
BLYAKHER et col. [8]	Eau	NH <sub>3</sub> /SO <sub>2</sub>	Sphères creuses de Polyéthylène	88	180 90	600 1800	200	2,0÷2,4	0,014+1,1	Absorption physique de SO <sub>2</sub> et NH <sub>3</sub> dans l'eau.
LEVSH et col. [45]	Eau	O <sub>2</sub>	Parallélépipèdes en plastiques	18x9x2 8x4x0,3	—	70:210	178	2÷5	0,2÷1,7	Désorption de l'Oxygène à partir de l'eau.
BARILE et col. [6]	Eau	Air	Sphères creuses de Polypropylène	—	—	91,4+387	—	1,44+4,32	0,34+1,06	Refroidissement de l'air chaud par l'eau.
GEL'PERIN et col. [20]	Solution NaOH	Gaz de phénol	Sphères creuses de Polyéthylène	30	200-500	100-300	700	—	0,27÷1,66	Absorption chimique des gaz de phénol par une solution de NaOH
MICONNET et col. [48]	Eau	HCl	Polyéthylène	20 38	86,6 254	—	300	1÷6 (*)	1÷7,5	Absorption physique de HCl par l'eau.

(\*) Flux massique en Kg /m<sup>2</sup>.s

Ils reportèrent que le coefficient volumique local de transfert de masse local ( $K_{lA}$ ) augmentait avec l'accroissement de la vitesse superficielle du gaz ( $U_g$ ) et de la hauteur statique du garnissage  $H_{st}$ .

Les auteurs proposèrent une corrélation pour estimer le coefficient de transfert local  $K_{lA}$  :

$$\frac{K_{lA}}{U_l} = 0,024 \frac{D_l}{h_0 U_l} (h_0 U_l \rho_l)^{0,1} \left[ \frac{h_0 U_g \rho_g}{\mu_g} \right]^{1,5} \left[ \frac{\mu_l}{\rho_l D_l} \right]^{0,5} \quad (\text{II. 28})$$

où:

$h_0$  est la hauteur de la colonne de liquide, ou hauteur équivalente à la chute de pression à travers le lit, et  $D_l$  étant le coefficient de diffusion molaire du liquide.

### II.2.3. Coefficient local de transfert de masse dans la phase gazeuse

#### a) Résultats de Douglas et col. [13]

Les auteurs étudièrent le coefficient volumique local de transfert de matière côté gaz ( $k_{gast}$ ) et reportèrent que le coefficient était deux fois plus grand dans l'absorbeur à contact turbulent que dans les colonnes à garnissage conventionnelles, et était de l'ordre de 47,75 à 165,20  $\text{Kmoles.s}^{-1}.\text{m}^3.\text{atm}^{-1}$ .

#### b) Résultats d'Elenkov et Kossev [15]

Les auteurs utilisèrent l'évaporation de l'eau pour mesurer le coefficient local de transfert de masse  $k_{cg}.A$  défini en terme de différences de concentrations dans la phase gazeuse comme force motrice au lieu des pressions partielles.

Les auteurs trouverent que le coefficient ( $k_{cg}.A$ ) augmentait de manière significative avec la vitesse superficielle du gaz ( $U_g$ ) et plus modérément avec la vitesse superficielle du liquide ( $U_l$ ) et la hauteur statique du garnissage ( $H_{st}$ ). Ils trouvèrent également que le coefficient ( $k_{cg}.A$ ) diminuait avec l'augmentation de la fraction de vide de la grille support.

La corrélation suivante a été proposée:



$$\frac{k_{cg}A_{ho}}{D_g} = 0,11 \frac{U_{gho} \rho_g}{\mu_{gl}} \left( \frac{\mu_g}{\rho_g D_g} \right)^{0,5} \left[ \frac{g h o^3 \cdot \rho_g^2}{\mu_g^2} \right]^{0,1} \quad (\text{II. 29})$$

Les conditions expérimentales et les méthodes utilisées pour la détermination du coefficient local de transfert de masse côté gaz, par les différents auteurs, sont résumées sur le tableau 9.

#### II.2.4. L'aire interfaciale

##### a) Résultats de Kossev et col. [36]

Les auteurs étudièrent les variations de l'aire interfaciale pour de grands débits de gaz.

Ils trouvèrent que l'aire interfaciale rapportée au volume du lit dilaté ( $a_d$ ) augmente avec l'accroissement de la vitesse superficielle du gaz ( $U_g$ ) et celle du liquide et diminue par la suite. Ils rapportèrent également que l'aire interfaciale ( $a_l$ ) diminuait de manière très rapide lorsque la vitesse superficielle du gaz ( $U_g$ ) atteignit 2,85 m/s.

##### a) Résultats de Gel perin et col. [22]

Les auteurs proposèrent une corrélation pour l'aire interfaciale en fonction de la hauteur statique du garnissage ( $H_{st}$ ) de la fraction de vide de la grille ( $f$ ) et des vitesses superficielle du gaz et du liquide:

$$a_{st} = \left[ \frac{1,685 \cdot 10^5}{a_b^{1,55} U_g^{0,29}} \right]^{1000 H_{st}} \quad (\text{II. 30})$$

avec:

$$a_b = 58,7 U_l^{0,44} U_{go}^{0,92} \quad (\text{II. 31})$$

et

$$U_{go} = U_g / f \quad (\text{II. 32})$$

Tableau 9: Conditions opératoires et méthodes de détermination du coefficient local de transfert de matière côté gaz des différents auteurs

Auteurs	Système triphasique étudié			Conditions opératoires						Méthode utilisée
	Liquide	Gaz	Solide	$d_p$ (mm)	$\rho_p$ (Kg/m <sup>3</sup> )	Hst (mm)	$D_c$ (mm)	$U_g$ (m/s)	$U_l$ (cm/s)	
DOUGLAS et Col. [14]	Solution NaOH	SO <sub>2</sub> / air	Sphères creuses de Polyéthylène	38	—	396	—	4,72÷4,98	2,09÷3,40	Absorption chimique de SO <sub>2</sub> dilué dans l'air par une solution de NaOH
ELENKOV et KOSSEV [15]	Eau	Vapeur d'eau	Polystyrène	18 17	167 930	170 200	—	1,94÷5,54	0,56÷2,22	Evaporation de l'air
WOZNIACK et OSTERGAARD [11]	Solution NaOH	CO <sub>2</sub> / air	Sphères creuses de Polypropylène	9,7	388	220	100	0,7	0,2÷0,7	Absorption chimique de CO <sub>2</sub> dilué dans l'air par une solution de NaOH

### c) Résultats de Wozniak et Ostergaard [71]

Les auteurs étudièrent l'effet de la vitesse superficielle du liquide ( $U_l$ ) à un débit de gaz constant, et rapportèrent que l'aire interfaciale ( $a_l$ ) avait tendance à diminuer pour de faibles vitesses de gaz ( $U_g < 0,7$  m/s). Ceci est probablement, dû à une fluidisation imparfaite.

### d) Résultats de Wozniak [72]

L'auteur remarque que l'aire interfaciale ( $a_l$ ) était constante avec l'augmentation de la vitesse superficielle du liquide ( $U_l$ ) pour une valeur de  $U_g$  de 1,7m/s; mais décroissait quand la vitesse du gaz atteignit des valeurs de l'ordre de 2,5 à 3,0 m/s. La corrélation suivante fut proposée:

$$\frac{a_{st}}{a_p} = 6,18710 \cdot 10^{-7} \left( \frac{\epsilon_g}{1 - \epsilon_g} \right)^{0,8022} \left( \frac{H_d \Delta P}{U_g \mu_g} \right)^{0,9337} \quad (\text{II } 33)$$

où:

$a_p$  est l'aire de la surface géométrique des particules par unité de volume de lit statique.

### g) Résultats de Tabei et col. [57]

Les conclusions de cette méthode sont:

-L'aire interfaciale ( $a_d$ ) augmente avec l'accroissement de la vitesse superficielle du gaz et liquide et devient maximale pour une rétention de gaz ( $\epsilon_g$ ) de l'ordre de 0,6.

-Une corrélation simple, valable pour un large domaine de variation des conditions opératoire est donnée:

$$\frac{a_l}{\epsilon_l} = 2100 \left( \frac{\epsilon_g}{\epsilon_l} \right)^{1,25} \quad (\text{II } 34)$$

$$a_d = 2100 \epsilon_g^{1,25} \epsilon_l^{0,75} \quad (\text{II } 35)$$

Les conditions expérimentales et les méthodes utilisées par les différents auteurs pour la détermination de l'aire interfaciale sont résumées dans le tableau 10.

Tableau 10 : Conditions opératoires pour la détermination de l'aire interfaciale.

Auteurs	Systèmes triphasiques étudiés			Conditions opératoires						Méthode utilisée
	Liquide	Gaz	Solide	$d_p$ (mm)	$\rho_p$ (Kg/m <sup>3</sup> )	$H_{st}$ (mm)	$D_c$ (mm)	$U_g$ (m/s)	$U_l$ (m/s)	
WOZNIAK et OSTERGAARD [71]	Solution de NaOH	CO <sub>2</sub> / air	Sphères creuses de Polypropylène	9,7	388	220	100	0,7	2÷6,75	Absorption chimique de CO <sub>2</sub> dilué dans l'air par une solution de NaOH
KOSSEV et Col. [36]			Polystyrène	18	167	140	90	2,87÷4,15		
WOZNIAK [72]			Sphères en Plastique	19,6	260	290	200	1,7÷3,0	0,8÷2,7	
KITO et Col. [32]			Sphères en Plastique	11÷28,5		150		0,3÷2,5	100 (*)	
STRUMILLO et KUDRA [56]				5÷7,5	1050	80÷160		0,5÷3,5	1,39÷3,06	
				10		160	185			
TABELI et Col. [57]				19,5	170	50÷100 200	102	1,4÷2,5	1÷2,5	

## CHAPITRE III

### INSTALLATION EXPERIMENTALE. CARACTARISTIQUES ET PROCEDURE EXPERIMENTALE. METHODES DE MESURE.

#### III.1. Caractéristiques du dispositif expérimental

- III.1.1. Colonne d'étude
- III.1.2. Distributeur de liquide
- III.1.3. Distributeur de gaz
- III.1.4 Grille support de garnissage

#### III.2. Procédure expérimentale

- III. 1. Conditions opératoires
- III. 2. Procédure Expérimentale

#### III.3. Méthodes de mesure et calculs

- III. 3. 1. Débit de gaz
- III. 3. 2. Débit de liquide
- III. 3. 3. Pertes de charge
- III. 3. 4. Vitesse minimum de fluidisation
- III. 3. 5. Expansion du lit

#### III.4. Propriétés des fluides

- III.4.1. Propriétés du gaz
- III.4.1. Propriétés du liquide

#### III.5. Propriétés du solide

## CHAPITRE III

### INSTALLATION EXPERIMENTALE. CARACTERISTIQUES ET PROCEDURE EXPERIMENTALE. METHODES DE MESURE.

#### III.1. Caractéristiques du dispositif expérimental

Dans ce chapitre, nous allons décrire l'installation expérimentale utilisée ainsi que les méthodes de mesure et procédure expérimentale. Le choix des techniques de mesure s'est porté sur des méthodes offrant une mise en œuvre aisée et une fiabilité remarquable.

L'installation expérimentale a été conçue et réalisée selon les objectifs suivants:

- la mise en œuvre d'un écoulement hydrodynamique établi d'une suspension gaz-liquide-solide, à contre-courant de gaz et de liquide, dans une colonne contenant un garnissage de faible masse volumique;
- l'étude des paramètres hydrodynamiques du lit fluidisé, tels que la perte de charge, la vitesse minimum de fluidisation, l'expansion du lit.

L'appareillage expérimentale doit pouvoir assurer les conditions de fonctionnement suivantes:

- assurer une distribution uniforme du gaz à travers la section du lit mobile;
- assurer une distribution uniforme du liquide, sous forme de gouttelettes, au dessus du lit mobile, à travers toute la section de la colonne;
- assurer la constance des propriétés physiques pour le système gaz-liquide-solide étudié.

Le schéma général de l'installation expérimentale est présenté sur la figure (12).

L'installation expérimentale fonctionnant à contre-courant de gaz et de liquide, est constituée essentiellement d'une colonne (8) en plexiglas transparent, d'un diamètre intérieur de 120 mm et d'une hauteur de 1110 mm.

L'air ambiant provenant d'un compresseur à piston (1) passe à travers un détendeur (3) avant d'être injecté dans le système de distribution de gaz (6) situé en bas de la section de fluidisation et assurant un profil de vitesse plat à l'entrée du lit mobile.

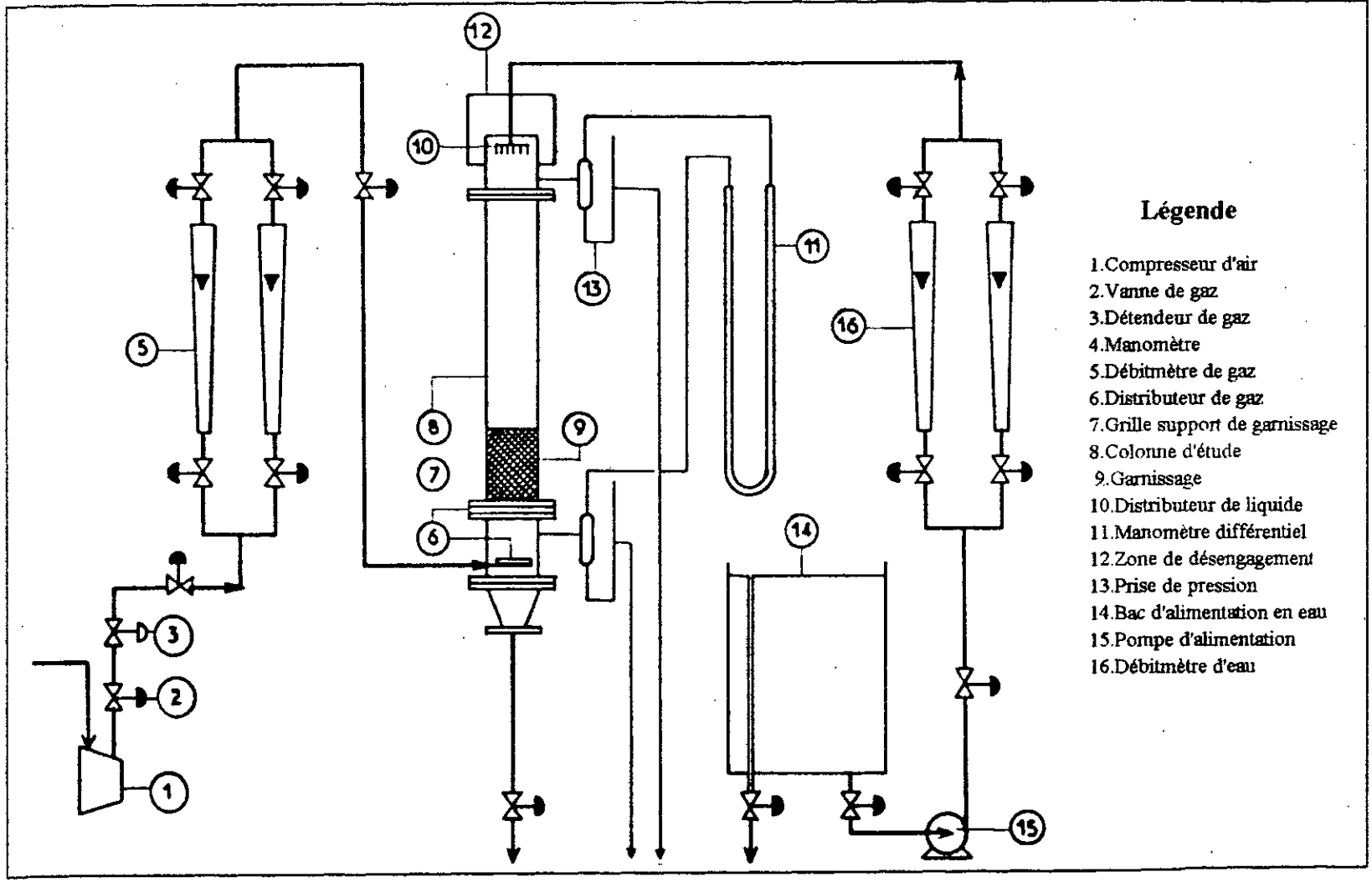


Figure 12: Schéma général de l'installation expérimentale.

Le liquide provenant d'un bac d'alimentation (14) est refoulé par une pompe centrifuge (15) vers le distributeur de liquide (10) placé au sommet du lit et assurant un arrosage liquide uniforme sur l'ensemble de la section du lit mobile.

Le lit de particules (9) est constitué de sphères creuses en polypropylène. Le garnissage solide repose à l'état statique sur une grille (7) fixée à l'entrée de la section de fluidisation.

Lors des expériences, les flux de gaz et de liquide ont été mesurés à l'aide de débitmètres à flotteurs, (5) et (16), préalablement étalonnés.

### III.1.1. Colonne d'étude

La colonne d'étude (figure 13) se compose de quatre parties principales:

- la section de lit fluidisé;
- la section de désengagement;
- la section de distribution de liquide;
- la section de distribution de gaz.

La colonne est en plexiglas transparent d'épaisseur 4 mm et de diamètre intérieur 120 mm

Le choix de ce diamètre est le résultat des contraintes suivantes:

- le rapport entre le diamètre du garnissage ( $d_p$ ) et celui de la colonne ( $D_c$ ) doit être supérieur à 10÷11, ( $D_c/d_p > 10÷11$ ), pour éviter les effets de paroi qui ont pour conséquence la formation d'une monocouche statique sur les parois de la colonne;
- le garnissage habituellement utilisé pour ce type de procédé, doit avoir un diamètre dans l'intervalle 10 à 40 mm.

La section de lit fluidisé est d'une hauteur de 615 mm, ce qui permet d'atteindre des expansions de lit fluidisé ( $H_d/H_{st}$ ) de l'ordre de 5 à 10 pour une hauteur statique de garnissage variant de 60 à 120 mm.

La section de désengagement est constituée d'une chambre de 300 mm de hauteur, de section carrée de 210 mm de côté, réalisée en plexiglas transparent de 6 mm d'épaisseur. La colonne est insérée d'une hauteur de 105 mm dans la chambre de désengagement.



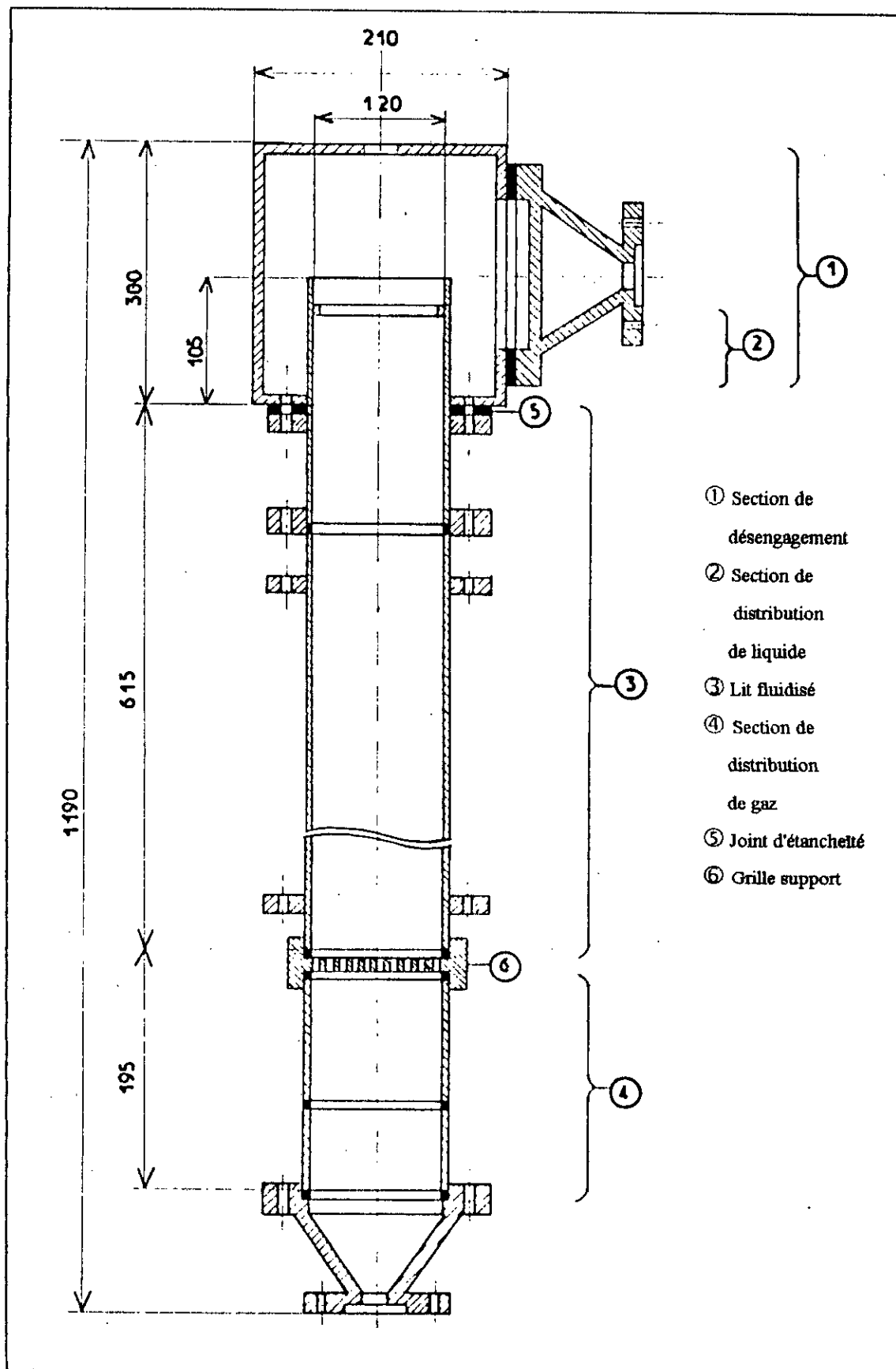


Figure 13 : Colonne d'étude.

### III.1.2. Distributeur de liquide.

Le distributeur du liquide est composé d'un dispositif de répartition de l'alimentation liquide; et d' un dispositif d'arrosage (figures 14 et 15). Il a été conçu selon les objectifs suivants:

- assurer un arrosage liquide homogène à travers toute la section du lit fluidisé;
- maintenir l'arrosage homogène quelque soit le débit d'alimentation liquide.

Le dispositif d'arrosage consiste en huit tubes parallèles en cuivre de diamètre 8 mm. avec cinquante tubes latéraux dirigeant le courant liquide vers le bas. Les tubes verticaux ont une longueur de 20 mm et un diamètre intérieur de 3 mm.

L'alimentation en liquide des tubes parallèles se fait en deux points sur les tubes. Cette construction assure pratiquement la même perte de charge à travers les tubes latéraux et donc le même débit d'écoulement à travers chaque tube vertical.

La fixation des tubes verticaux sur chaque tube latéral, a été réalisée de telle manière à assurer une charge liquide constante. ce qui permet un même débit d'écoulement liquide à travers chaque tube vertical.

Le dispositif de répartition de l'alimentation liquide, consiste en un collecteur de diamètre 15 mm, sur lequel sont fixés à une même hauteur huit tubes horizontaux de diamètre intérieur 6 mm, assurant une répartition égale de l'eau pour les tubes latéraux du dispositif d'arrosage.

### III.1.3. Distributeur de gaz.

Le dispositif de distribution de gaz (Figure 16) consiste en un tube annulaire de 6 mm de diamètre intérieur et percé d'orifices de 1 mm de diamètre.

Le gaz est introduit dans le tube annulaire à l'aide de trois entrées situées à égale distance l'une de l'autre. Cette construction assure la même perte de charge à travers le tube annulaire ce qui permet d'avoir le même débit de gaz à travers les orifices.

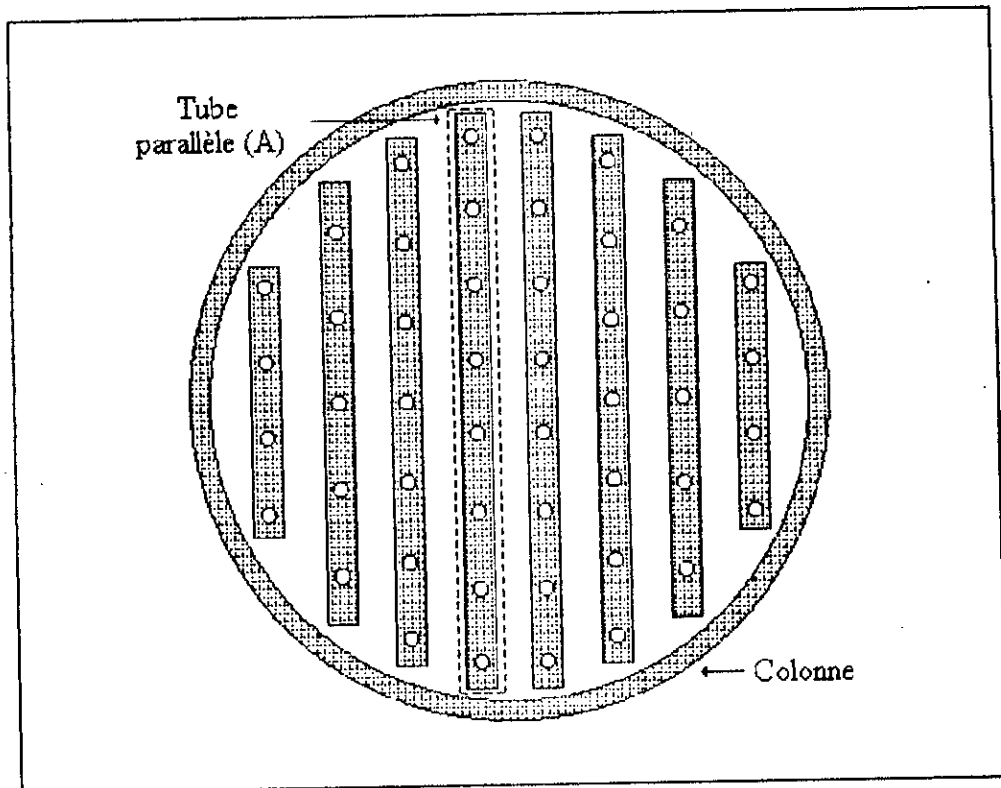


Figure 14: Disposition des tubes verticaux du distributeur de liquide.

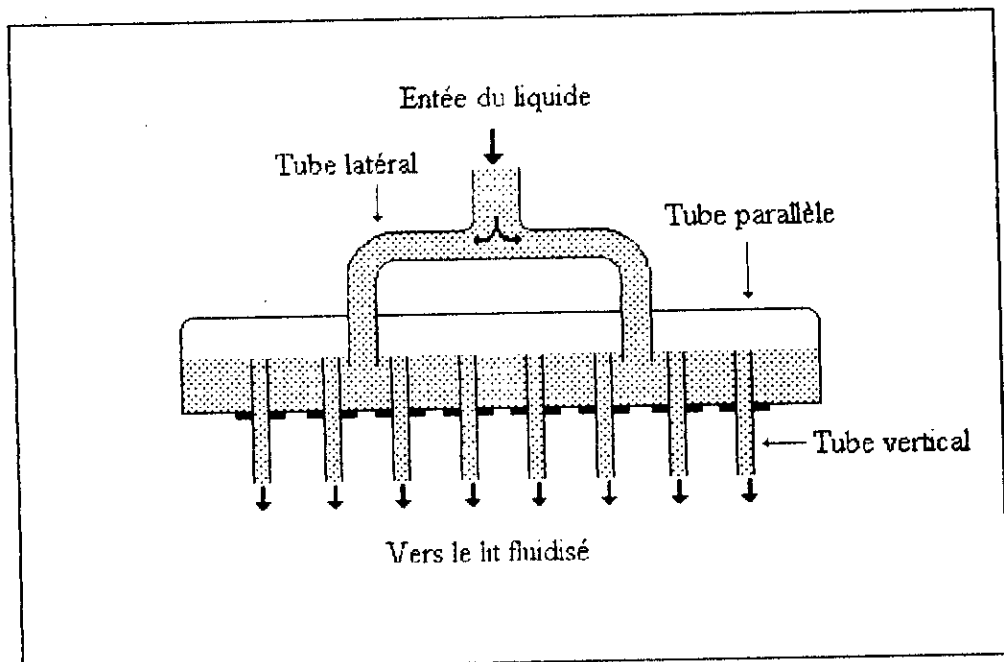


Figure 15: Coupe d'un tube parallèle (A) du distributeur de liquide.

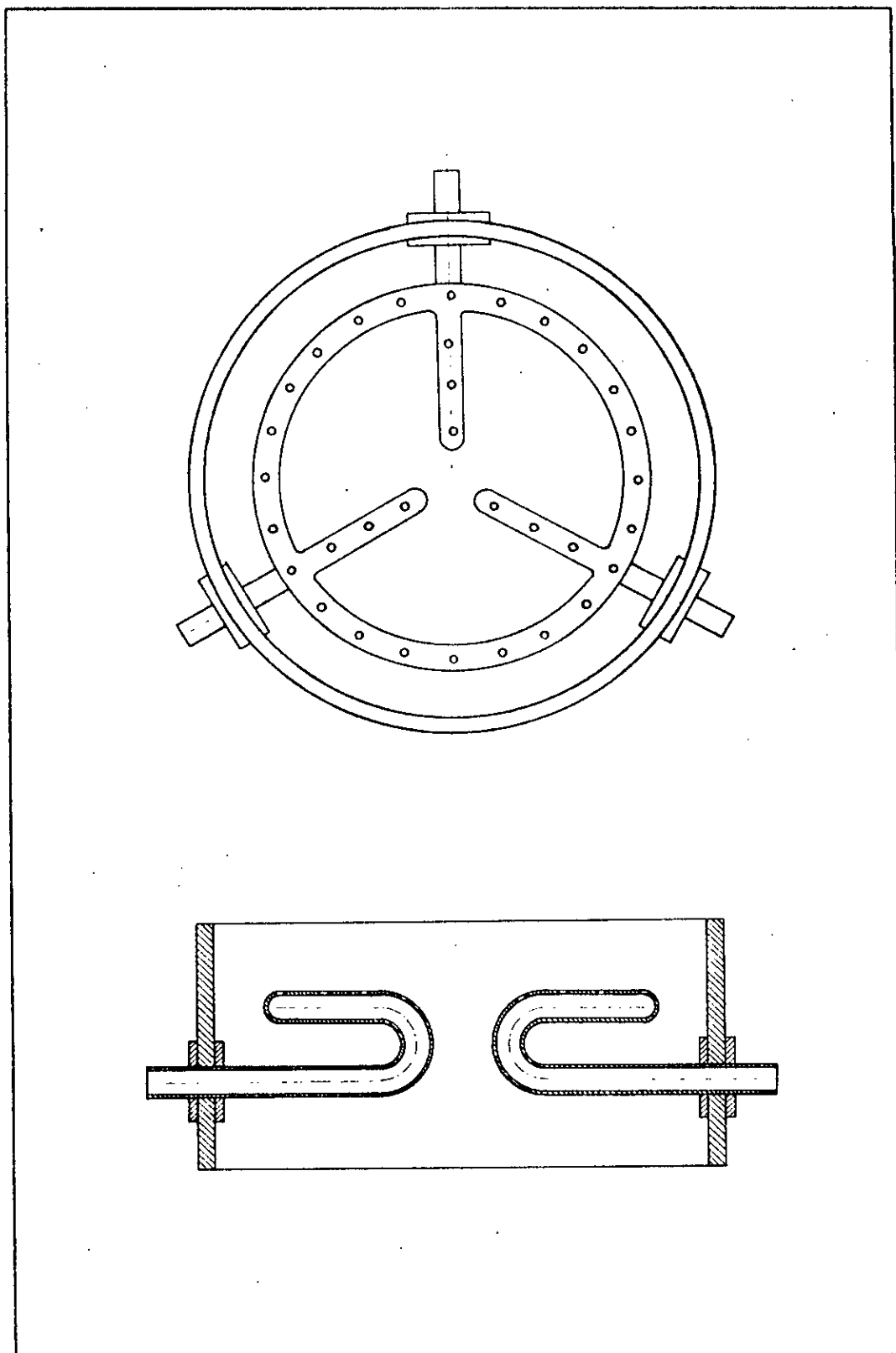


Figure 16 . Distributeur de gaz.

### III.1.4. Grille support de garnissage.

Trois grilles support ont été réalisées avec des pourcentages d'ouverture de 32 , 56 et 82%. Les ouvertures de ces grilles, ont été réalisées sous formes d'encoches longitudinales (figure 17 ) dont l'épaisseur varie suivant le pourcentage de vide.

L'ouverture sous forme d'encoche s'est avérée la plus adéquate pour permettre l'écoulement du liquide notamment aux grands débit de gaz et de liquide.

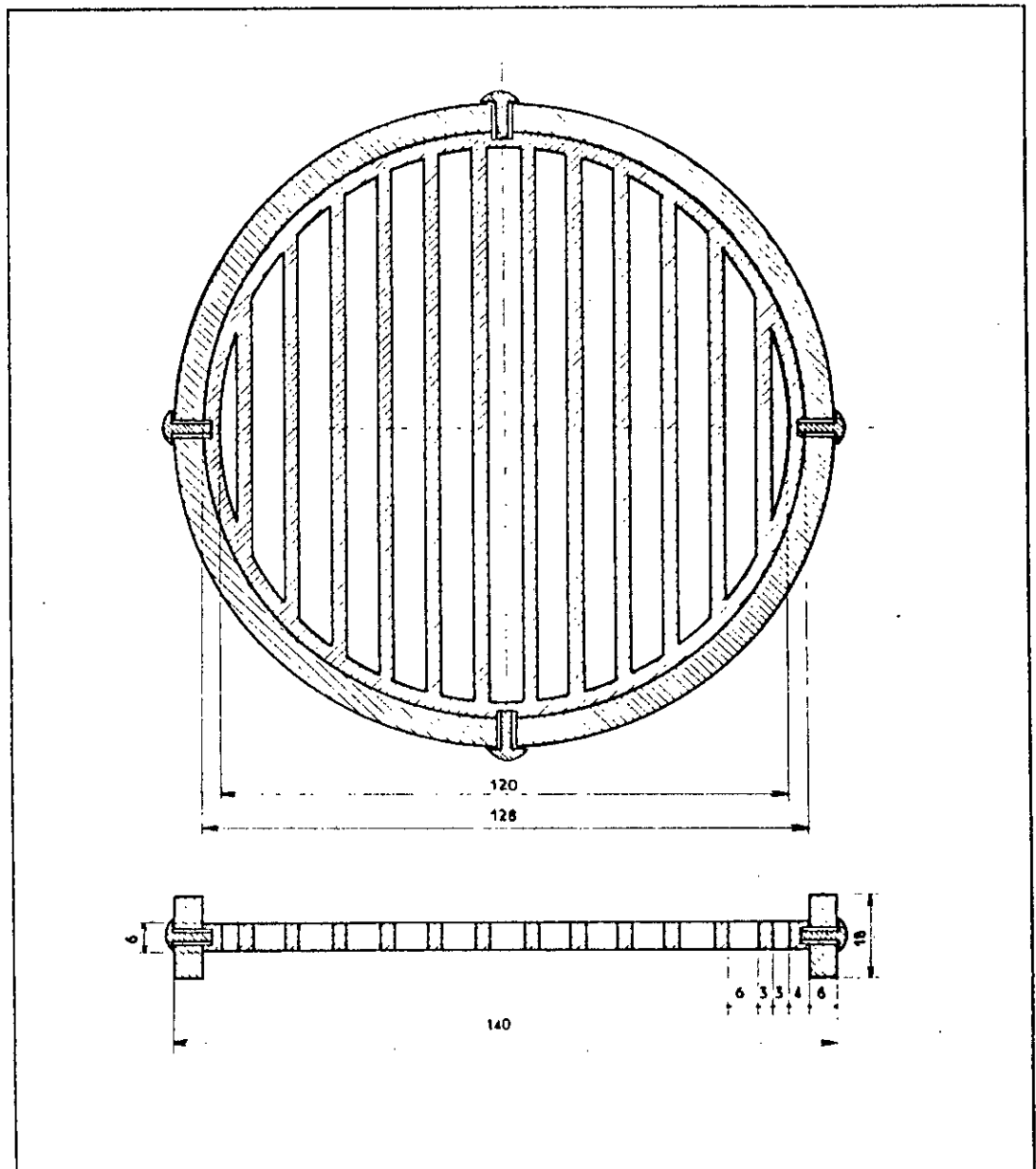


Figure 17 Grille support de garnissage.

III.2. Procédure expérimentale.

II.2.1. Conditions opératoires

Deux types de garnissage ont été étudiés. Pour chaque type de particule, on a fait varier la hauteur statique. De même, pour une hauteur statique fixée, on a fait varier l'ouverture de la grille support de garnissage.

Pour chaque système expérimental ainsi formé et défini par  $\rho_p$ ,  $d_p$  (respectivement la masse volumique et le diamètre du garnissage),  $H_{st}$  (hauteur statique du garnissage),  $\phi$  (rapport entre la section libre et la section totale de la grille support), on a fait varier les flux de gaz et de liquide ( $G$  [ $Kg/m^2.s$ ] et  $L$  [ $Kg/m^2.s$ ]).

Les conditions expérimentales sont résumées dans le tableau

Tableau 10 : Conditions expérimentales.

Garnissage	Hauteur statique $H_{st}$ : [mm]	% d'aire libre de la grille ( $\phi$ )	Flux liquide (L) [ $Kg/m^2.s$ ]	Flux de gaz (G) [ $Kg/m^2.s$ ]
(I) $\rho_{p(I)} = 868 \text{ Kg/m}^3$ $d_{p(I)} = 10 \text{ mm}$	60	32	4,57 ; 10,23 ; 20,94 ; 15,84 ; et 27,90	0 ÷ 10
		56		
		82		
	90	32		
		56		
		82		
(II) $\rho_{p(II)} = 736 \text{ Kg/m}^3$ $d_{p(II)} = 15 \text{ mm}$	60	32		
		56		
		82		
	90	32		
		56		
		82		
	120	32		
		56		
		82		

II.2.2. Procédure expérimentale

Après le choix et le montage de la grille support à étudier, on introduit le garnissage suivant la hauteur statique désirée. Ensuite on règle le débit liquide à la valeur souhaitée, et

on le maintient constant durant toute la durée de l'opération. On fait varier, alors, le débit de gaz à, l'aide du rotamètre préalablement étalonné, en commençant par la valeur la plus basse, vers les valeurs les plus élevées jusqu'au point d'engorgement.

Les données expérimentales ne sont relevées que lorsque l'état d'équilibre hydrodynamique est atteint (les valeurs restant constantes pendant plus de quinze minutes).

Les mesures à relever sont:

- le flux de gaz à l'entrée de la colonne à l'aide de rotamètres,
- la pression et la température du gaz à l'entrée du rotamètre,
- la perte de charge à travers le lit mobile,
- la hauteur dynamique du lit mobile,
- le flux de liquide.

### **III.3. Méthodes de mesure et calculs.**

#### **III.3.1. Débit de gaz.**

Lors de nos expériences, le débit de gaz a été mesuré à l'aide d'un débitmètre à flotteur préalablement étalonné à l'aide d'un organe déprimogène "diaphragme " dont les prises de pression sont situées selon la norme "VENA CONTRACTA" (annexe A.1 ).

#### **III.3.2. Débit de liquide.**

Le débit liquide a été mesuré à l'aide d'un débitmètre à flotteur étalonné par mesure du temps nécessaire au remplissage d'un réservoir de volume connu (annexe A.2 ).

#### **III.3.3. Pertes de charge.**

Les pertes de charge à travers le lit fluidisé ont été mesurées à l'aide d'un manomètre différentiel à tubes en "U" remplis d'eau. Les deux extrémités du tube en "U" sont reliées à l'aide d'un flexible en plastique souple aux deux prises de pression placées

immédiatement au dessous de la grille support et au dessous de la grille du distributeur de liquide.

Afin d'atténuer les fluctuations de pression, un système a été conçu, permettant de séparer l'eau entraînée par le gaz à travers le système de mesure (figure 18).

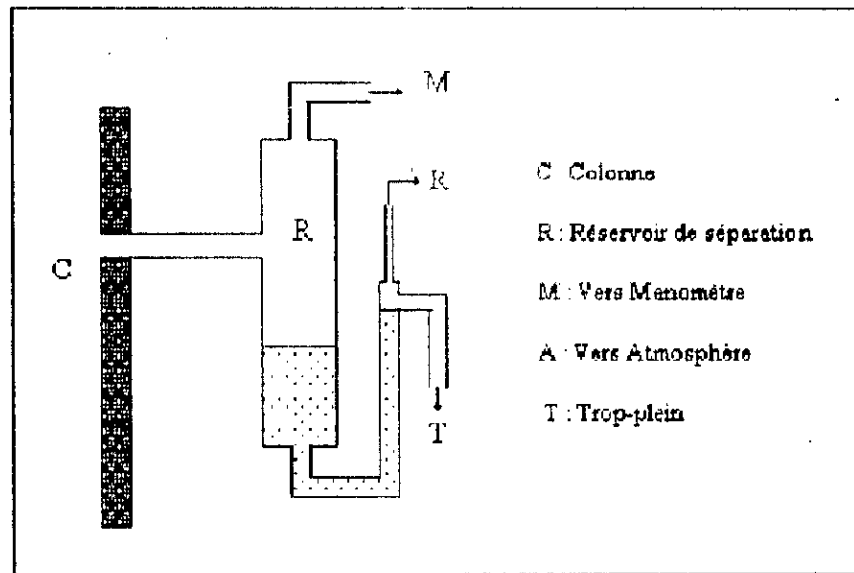


Figure 18: Système de prise de pression

### III.3.4. Vitesse minimum de fluidisation.

La technique la plus simple est l'appréciation visuelle, ce qui implique une part d'arbitraire; cette technique permet cependant de distinguer les lits fixes des lits partiellement fluidisés.

Le lit fluidisé est observé, lorsque à un niveau donné de la colonne, les billes bougent les unes par rapport aux autres et changent de voisines.

La technique utilisée est celle qui consiste à considérer la vitesse minimum de fluidisation comme l'intersection des droites caractérisant le lit fixe et le lit fluidisé lors de la représentation des pertes de charge en fonction du flux gazeux (Wild et Col. [70] et Begovitch [7]).



### III.3.5. Expansion du lit.

La hauteur du lit triphasé est déterminée par observation visuelle à travers la paroi de la colonne comme étant la limite entre le lit triphasique et la zone de désengorgement où règne un écoulement diphasique gaz- liquide (Danuka [12], Epstein [17]).

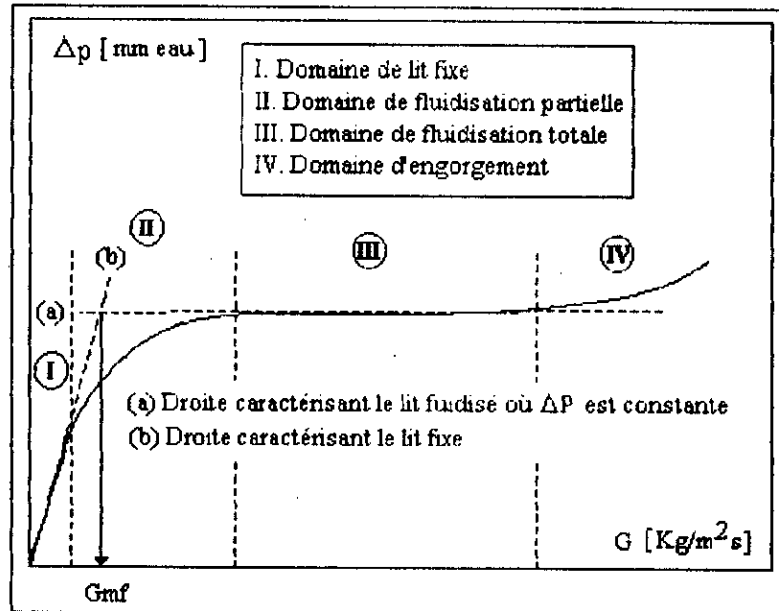


Figure 19 : Détermination de la vitesse minimum de fluidisation

La différence entre le lit triphasique et le lit diphasique est bien nette, ce qui permet une mesure très précise tant que la vitesse de gaz est relativement modérée.

Aux débits de gaz plus élevés, apparaissent des fluctuations dans les hauteurs du lit qui rendent la hauteur plus difficile à déterminer. L'incertitude reste cependant assez modérée (7-8%).

### III.4. Propriétés des fluides.

#### III.4.1. Propriétés du gaz.

Les propriétés physiques de l'air comprimé utilisé sont déterminées à l'aide des mesures locales de pression et de température, et des données standards. La masse volumique du gaz ( $\rho_g$ ) est déterminée à l'aide de la formule:

$$\rho_g = 3,485.10^{-3} \left( \frac{P}{t_g + 273} \right) \quad (\text{III.1.})$$

où  $0 < t_g < 140 \text{ } ^\circ\text{C}$

La viscosité dynamique du gaz ( $\eta_g$ ) est déterminée à l'aide de la formule:

$$\eta_g = 1,711.10^{-5} \left( \frac{t_g + 273}{273} \right)^{0,718} \quad (\text{III.2.})$$

### III.4.2 Propriétés du liquide.

Les valeurs et formules pour déterminer la densité, la viscosité et la tension superficielle de l'eau ont été tirées de Handbook of Chemistry and Physics:

Température °C	Densité	Température °C	Viscosité [mN.s.m <sup>-2</sup> ]	Tension superficielle [dyn.cm <sup>-1</sup> ]
14	0,99924	10	1,303	74,30
16	0,99894	15	1,037	73,62
18	0,99860	20	1,001	72,88
20	0,99820			

### III.5. Propriétés du solide.

Le solide est constitué de deux lots de sphères creuses de polypropylène dont les caractéristiques sont présentées sur le tableau 11.

Tableau 11: Propriétés du garnissage.

Type de garnissage	Masse volumique $\rho_p$ [Kg/m <sup>3</sup> ]	Diamètre $d_p$ [mm]
Sphères creuses de polypropylène	868	10
Sphères creuses de polypropylène	736	15

## CHAPITRE IV

### RESULTATS EXPERIMENTAUX ET ANALYSE

#### IV.1. Pertes de charge

IV.1.1. Effet du flux de gaz

IV.1.2. Effet du flux liquide

IV.1.3. Effet de l'aire libre de la grille support de garnissage

IV.1.4. Effet de la hauteur statique du garnissage

IV.1.5. Comparaison des résultats expérimentaux

IV.1.6. Estimation de l'expansion du lit

#### IV.2. Etude l'expansion du lit

IV.2.1. Effet du flux de gaz

IV.2.2. Effet du flux liquide

IV.2.3. Effet de l'aire libre de la grille support de garnissage

IV.2.4. Effet de la hauteur statique du garnissage

IV.2.5. Comparaison des résultats expérimentaux

IV.2.6. Estimation de l'expansion du lit

#### IV.3. Vitesse de fluidisation

IV.3.1. Effet du flux liquide

IV.3.2. Effet de l'aire libre de la grille support de garnissage

IV.3.3. Effet de la hauteur statique du garnissage

IV.3.4. Effet des dimensions du garnissage

IV.3.5. Estimation de la vitesse minimum de fluidisation

#### IV.4. Corrélations des paramètres hydrodynamiques

IV.4.1. Corrélations des pertes de charge

IV.4.2. Corrélations de l'expansion du lit

## CHAPITRE IV

### RESULTATS EXPERIMENTAUX ET ANALYSE

Ce chapitre porte sur la présentation de l'ensemble des résultats expérimentaux relatifs aux mesures des pertes de charge, de la vitesse minimum de fluidisation, ainsi que de l'expansion du lit.

#### V.1. Pertes de charge

Nous avons déterminé expérimentalement les pertes de charge associées à l'écoulement triphasé gaz-liquide-solide, d'un mélange air/eau circulant à contre-courant à travers un lit constitué d'un garnissage solide.

L'effet du flux gazeux et liquide, de l'aire libre de la grille support de garnissage, de la hauteur statique de garnissage, sur l'évolution des pertes de charge a été étudié.

Les conditions opératoires sont celles résumées sur le tableau 10. Les caractéristiques du garnissage sont données dans le tableau 11.

#### IV 1 1. Influence du flux gazeux.

L'observation visuelle du lit lorsque le flux gazeux augmente, à débit liquide constant, met en évidence l'existence de quatre états hydrodynamiques, dans le domaine de variation du flux de gaz exploré:

( I ) état de lit fixe caractérisé par une hauteur constante du lit: le liquide s'écoule vers le bas à travers le centre du garnissage, tandis que le gaz s'écoule de manière ascendante à travers le lit, et de manière prédominante le long des parois de la colonne. Cet état est caractérisé par un domaine étroit de variation du flux gazeux et par l'augmentation notable des pertes de charge avec l'accroissement du flux gazeux.

( II ) le deuxième état (ou état de fluidisation partielle), commence avec le début du mouvement des particules. Cet état est caractérisé par la fluidisation d'une certaine proportion des particules du garnissage, sans mouvement intense, et par l'accroissement des pertes de charge avec le flux gazeux, d'une manière moins accentuée que lors de l'état de lit fixe.

( III ) le troisième état est caractérisé par un mouvement intense des phases, et particulièrement des sphères du garnissage, qui se déplacent avec vigueur dans toutes les directions de la colonne. Cet état est caractérisé par un profil de perte de charge pratiquement constant, et par un domaine de variation du flux de gaz plus large que lors des deux états précédents. Il est en outre caractérisé par un brassage intense des phases liquide et gazeuse, donnant naissance à des tourbillons de gaz et de liquide qui s'interpénètrent. Cette rapide interpénétration des tourbillons conduit à la formation de films et courants liquides qui se mélangent intimement avec le courant gazeux. Les courants et films liquides se brisent continuellement et se rompent en des tourbillons plus fins. Le rôle du mouvement intense des sphères du garnissage à grande vitesse et dans toutes les directions de la colonne, consiste à subdiviser les tourbillons de liquide en tourbillons plus petits et de les distribuer sur la longueur et la section du lit, ce qui augmente l'aire interfaciale et le temps de contact entre la phase liquide et la phase gazeuse. Il est évident que cet état hydrodynamique est le plus approprié pour le transfert de matière et de chaleur.

( IV ) le quatrième état (engorgement du lit) est caractérisé par une nette augmentation de l'entraînement liquide par le flux gazeux, et par une augmentation rapide et significative des pertes de charge avec le flux gazeux. Le liquide ne pouvant traverser la colonne est refoulé par le courant gazeux en tête de colonne. La limite de l'état d'engorgement dépend essentiellement du débit liquide et de l'aire libre de la grille support de garnissage.

Les résultats expérimentaux présentés sur les figures 20 à 27 représentant la variation des pertes de charge avec le flux gazeux, à débit liquide constant, montrent clairement l'existence de trois domaines bien distincts, de variation des pertes de charge :

a) un domaine où les pertes de charge augmentent avec le flux gazeux. Ce domaine regroupe en fait les états de lit fixe ( zone I ) et de fluidisation partielle ( zone II ). On remarque qu'à partir du point "B", sur les figures 24 à 27, représentant la fin du lit fixe et le début de la zone de fluidisation partielle l'accroissement des pertes de charge est moins accentué et leur augmentation est expliquée par la mise en fluidisation successive des couches de garnissage jusqu'au point "C" .

b) un domaine (Zone III) où les pertes de charge demeurent pratiquement constantes avec l'augmentation du flux gazeux, caractérisé par une fluidisation totale des particules du garnissage,

c) un domaine (Zone IV) caractérisé par une augmentation brusque et rapide des pertes de charge due à l'état d'engorgement du lit.

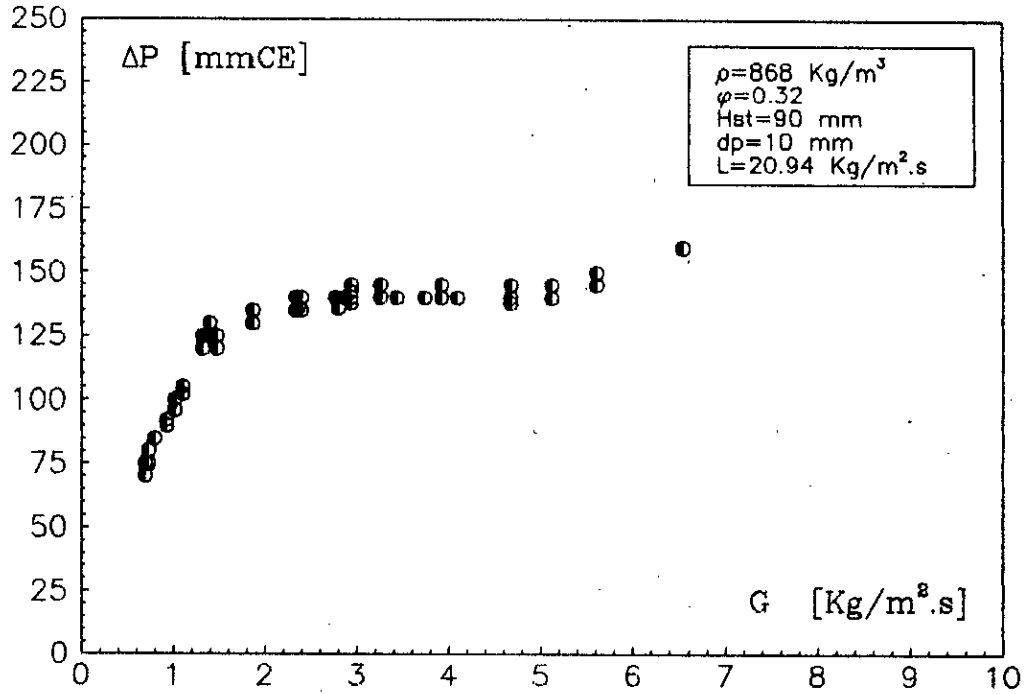


Figure 20 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux

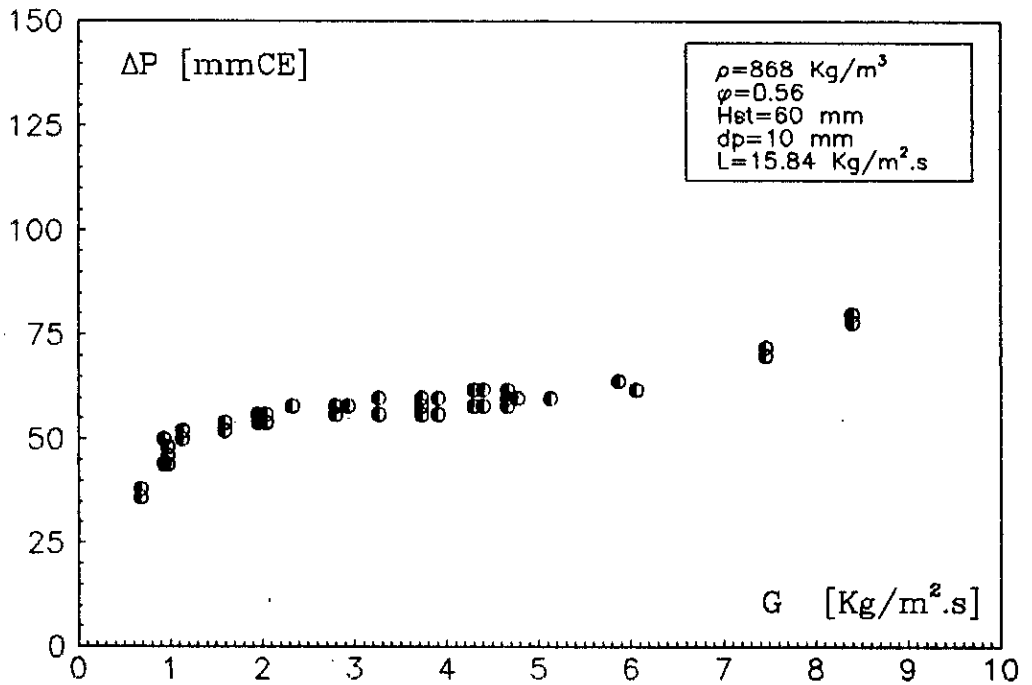


Figure 21 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux

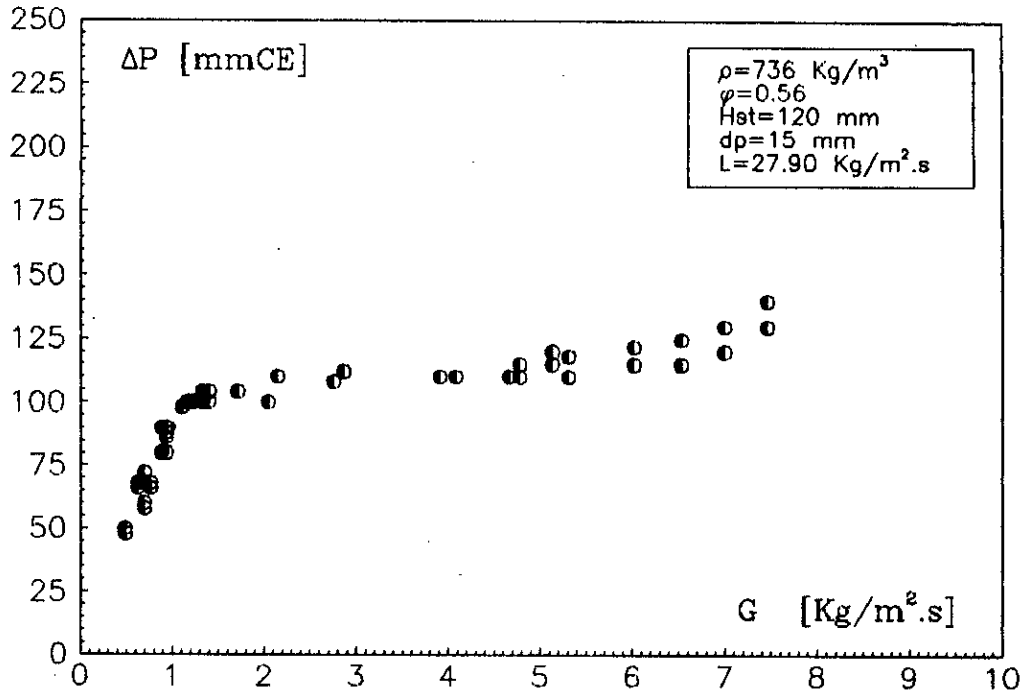


Figure 22 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux

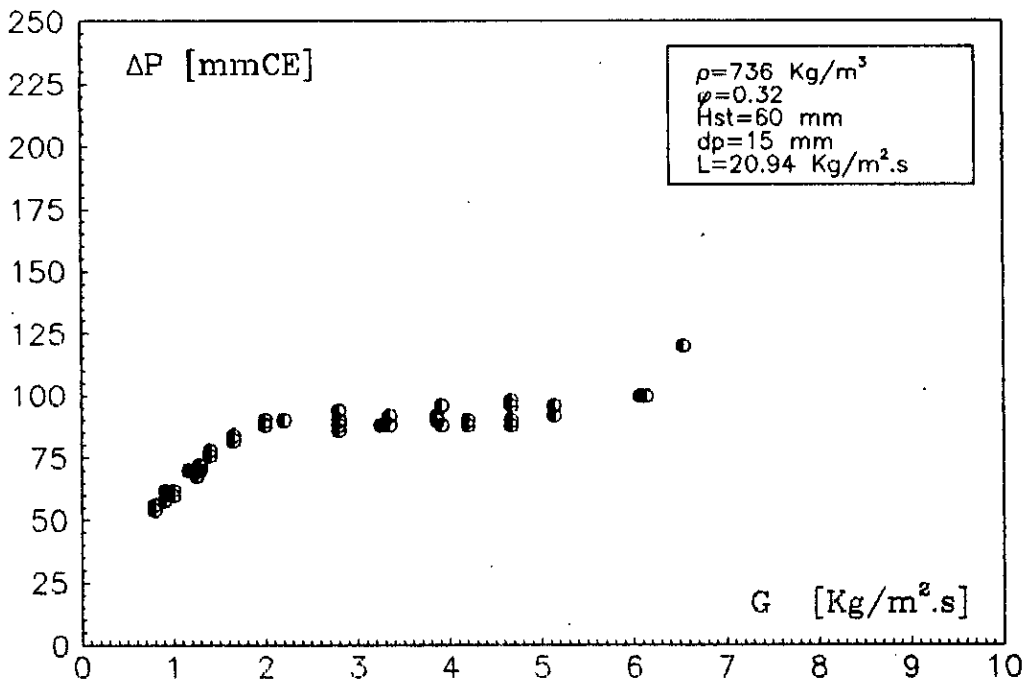


Figure 23 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux

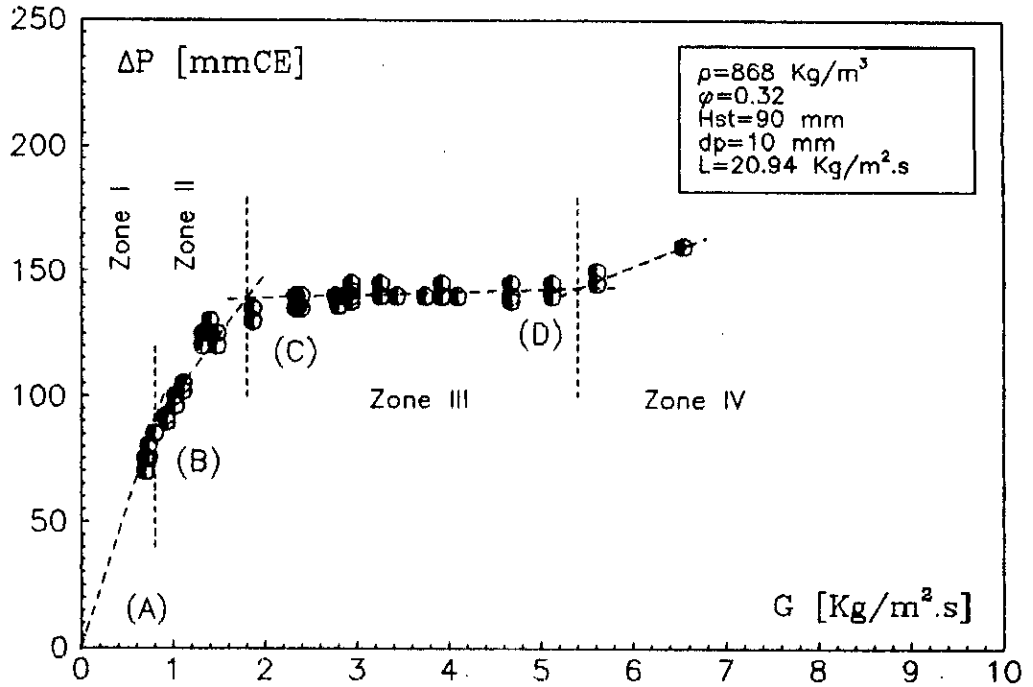


Figure 24 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux :  
 Domaines de variation

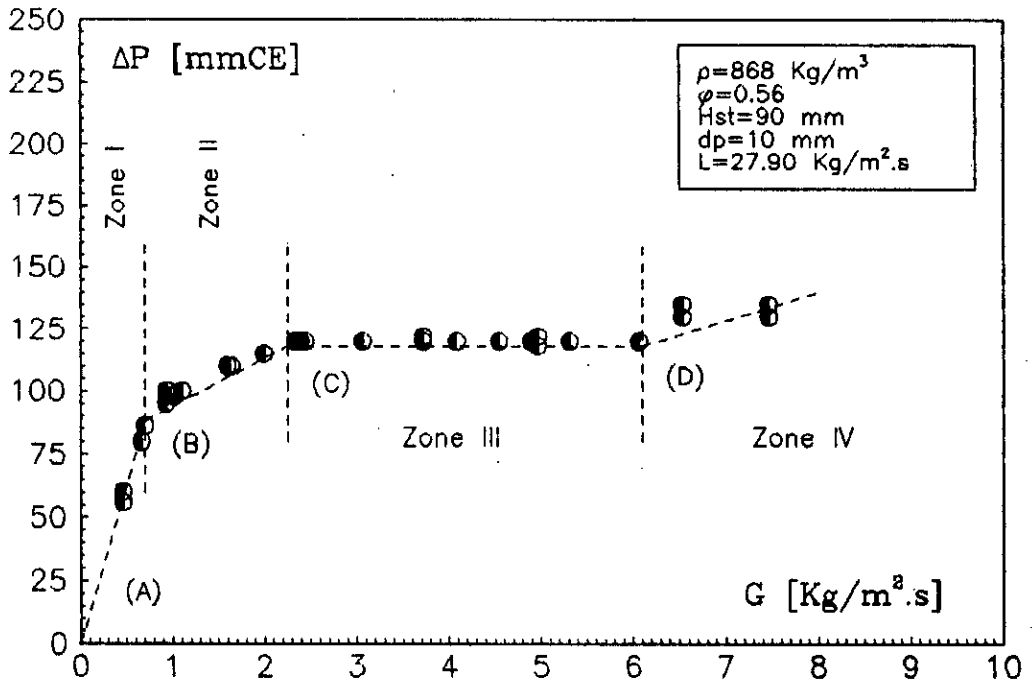


Figure 25 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux :  
 Domaines de variation



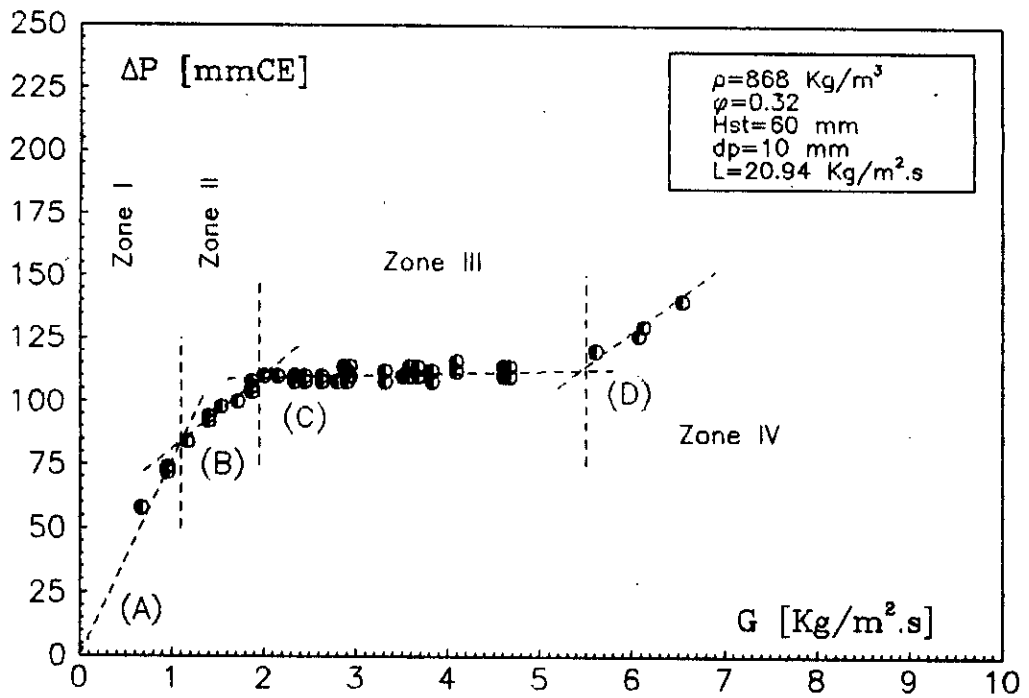


Figure 26 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux :  
 Domaines de variation

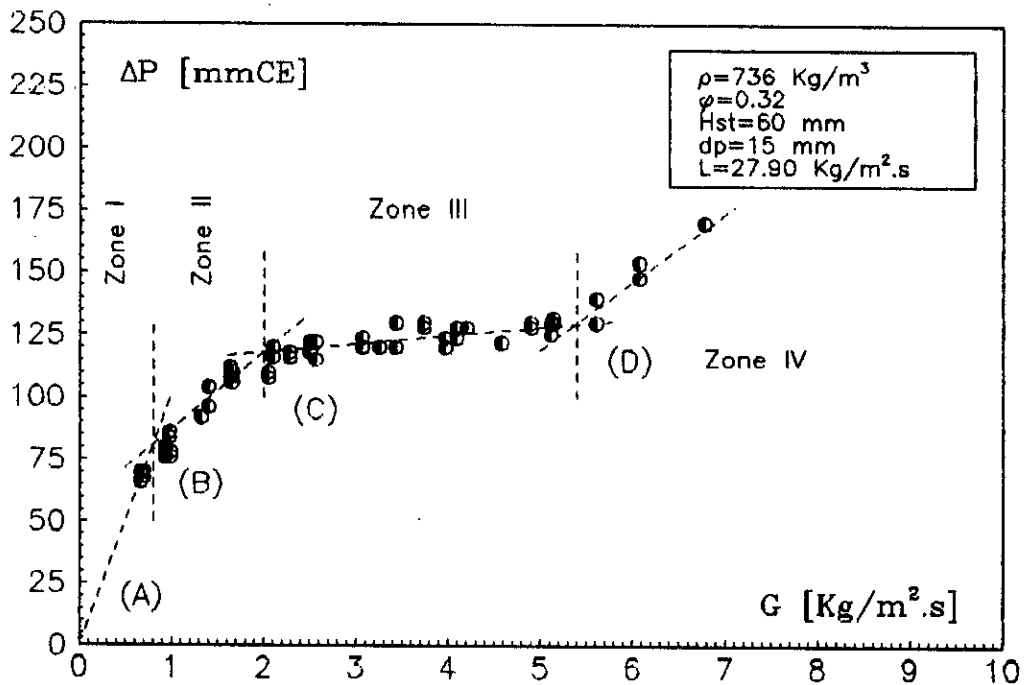


Figure 27 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux :  
 Domaines de variation

#### IV.1.2. Influence du débit liquide

les figures 28 à 31 à représentent les courbes de variation des pertes de charges, du lit pour des systèmes donnés, avec la variation du flux liquide.

Les résultats font apparaître que pour les mêmes conditions expérimentales (  $H_{st}$  constant, même distributeur de gaz et même type de particules) les pertes de charge augmentent de manière notable avec l'augmentation du débit de l'arrosage liquide à flux de gaz constant. Cette augmentation est observé pour tous les stades hydrodynamiques du lit.

Pour le stade de fluidisation totale, les pertes de charge peuvent être considérées comme étant la somme du poids apparent du garnissage, de la rétention liquide et gazeuse.

#### IV.1.3. Influence de l'aire libre de la grille support de garnissage

Les figures 32 à 35 représentent la variation des pertes de charges en fonction du flux gazeux avec la variation de l'aire libre de la grille support ( $\phi$ ) comme paramètre, à flux liquide ( $L$ ), et la hauteur statique du garnissage ( $H_{st}$ ) constants, et pour le même type de garnissage.

Les courbes illustrant ces variations font apparaître que les pertes de charge augmentent de manière appréciable quand l'aire libre de la grille support décroît. En effet lorsque l'aire libre de la grille support diminue, la section libre de passage du gaz et du liquide diminue, ce qui favorise l'augmentation du frottement entre les deux phases, et conduit à l'augmentation de la rétention liquide, ce qui a pour effet l'augmentation de la résistance hydraulique du lit.

D'autre part, le drainage continu du liquide à partir du lit fluidisé dépend du pourcentage d'ouverture de la grille support: si l'aire libre de la grille support n'est pas suffisamment large, l'engorgement est initié près de la grille support, ce qui se traduit d'abord par l'accroissement de la rétention liquide et donc des pertes de charge. Si, l'on augmente encore le flux gazeux dans les mêmes conditions, le lit est engorgé, ce qui réduit, de manière significative, la flexibilité des flux gazeux et liquide.

Ces considérations nous amènent à conclure que l'aire libre de grille de support affecte fortement le comportement hydrodynamique du système. Ces mêmes conclusions ont été notées également par Gel' perin et col. [21], Kito et col. [33], [34], [35]. Gel' perin et col. [21] estiment que les conditions d'engorgement de l'Absorbeur à Contact Turbulent

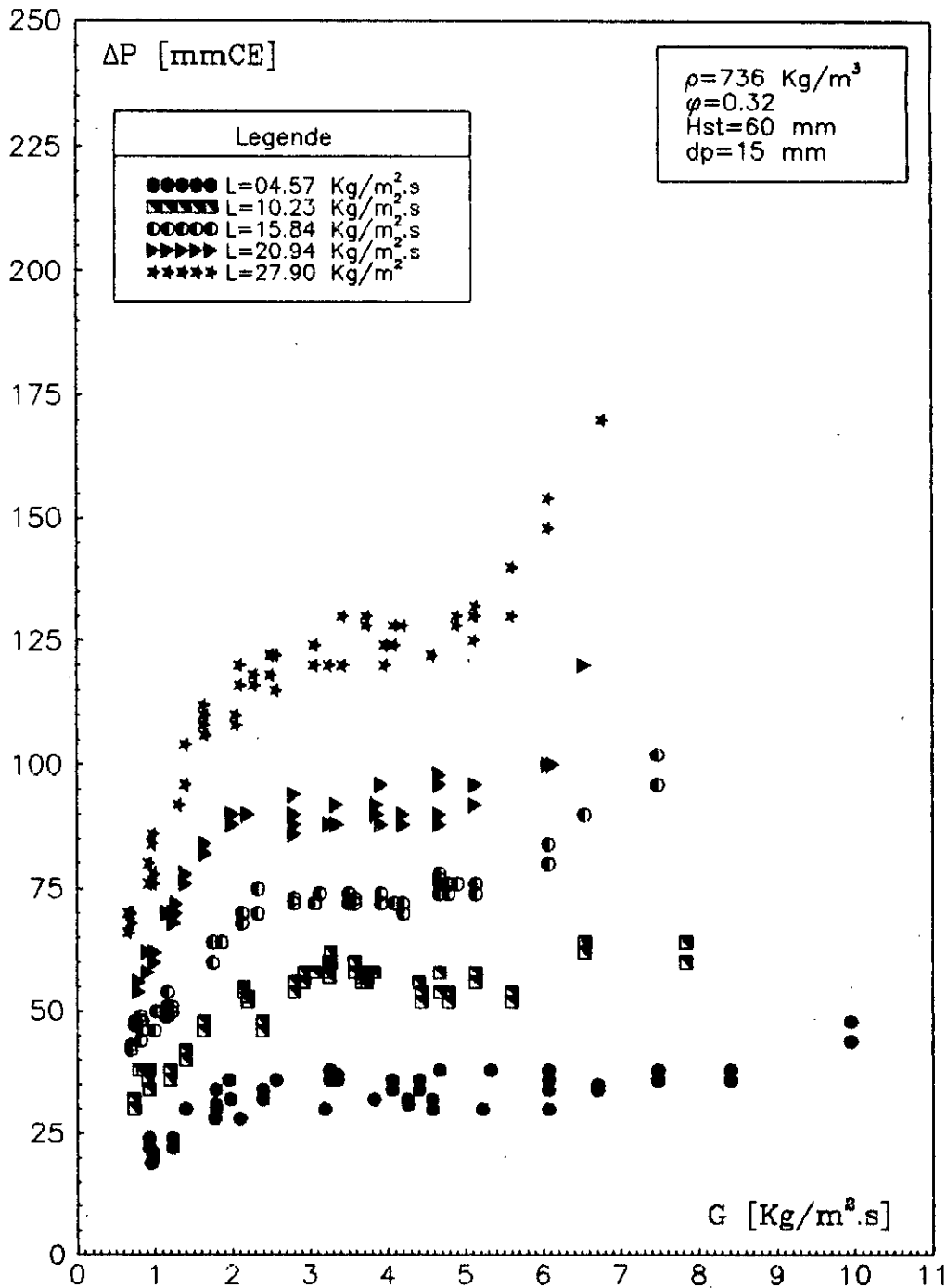


Figure 28 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux :  
Effet de l'arrosage liquide

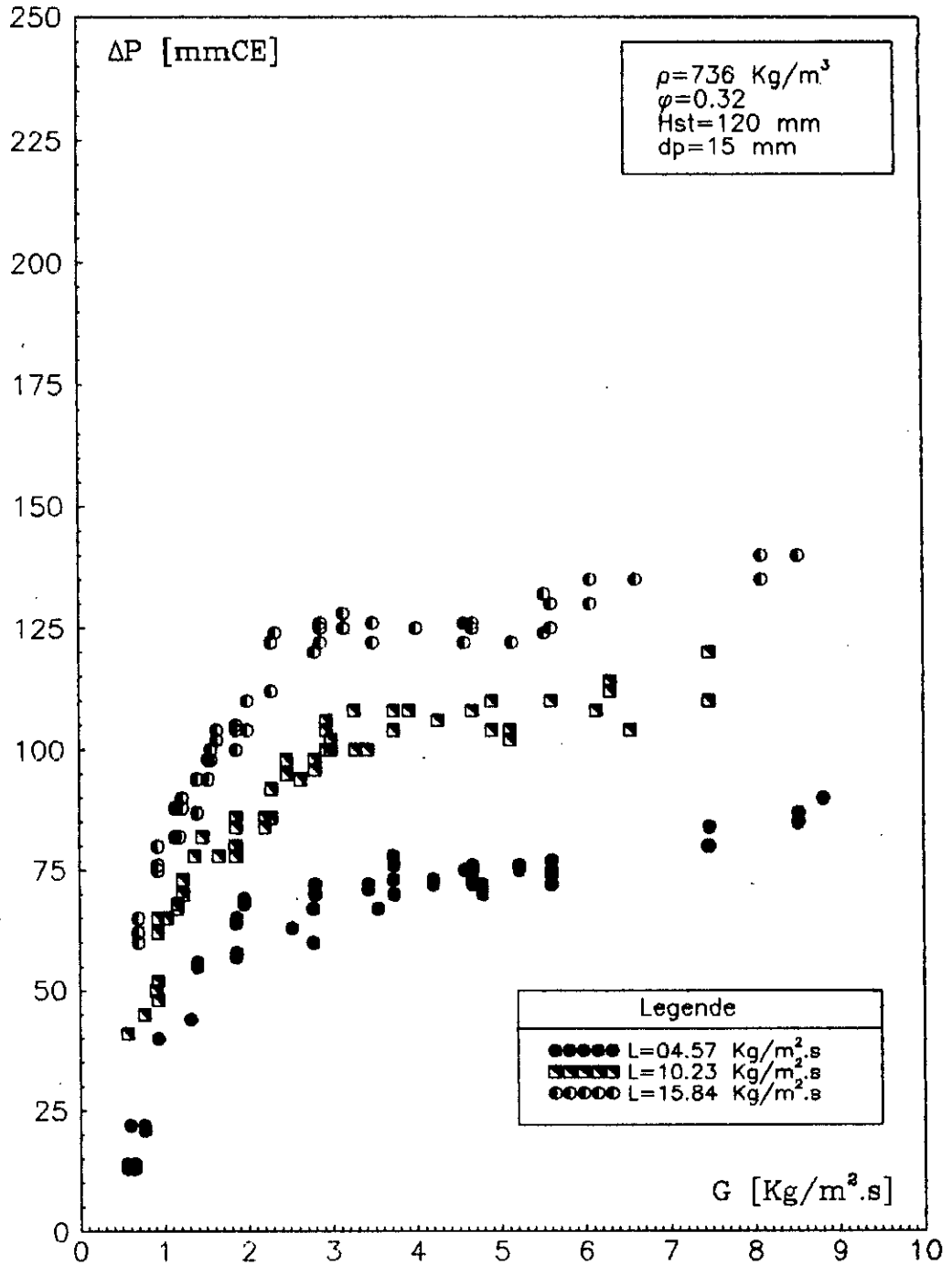


Figure 29 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux :  
Effet de l'arrosage liquide

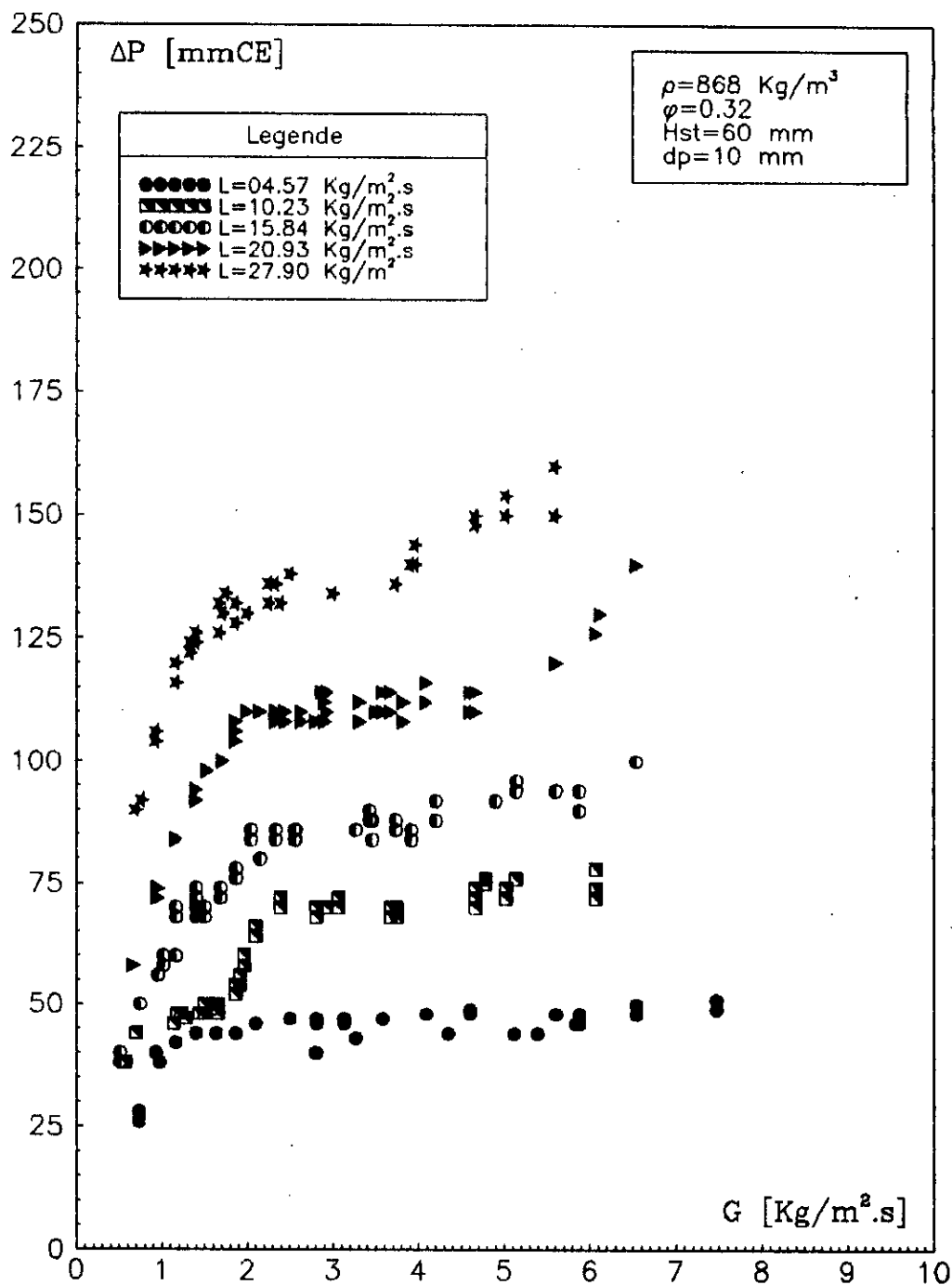


Figure 30 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux :  
Effet de l'arrosage liquide

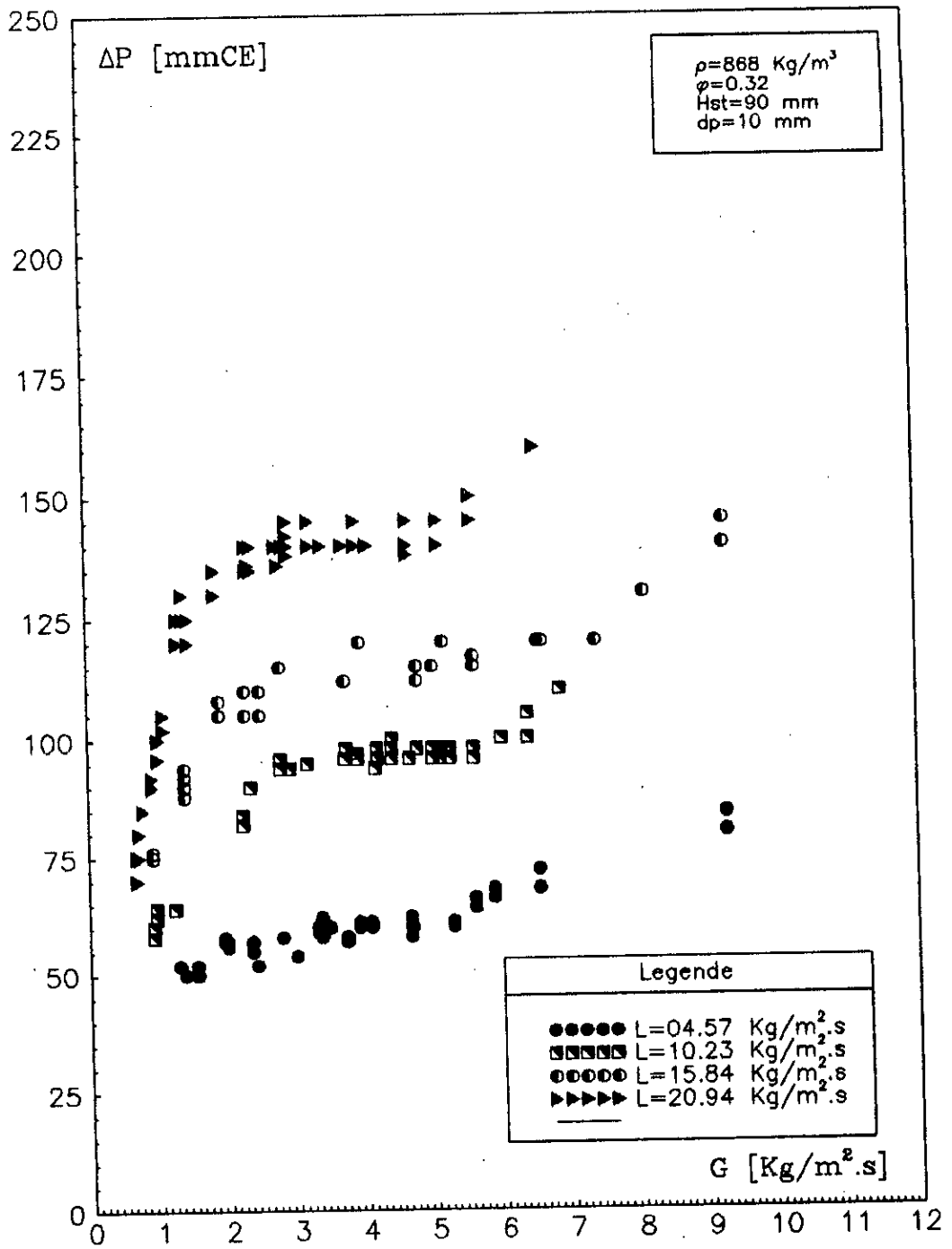


Figure 31 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux :  
 Effet de l'arrosage liquide

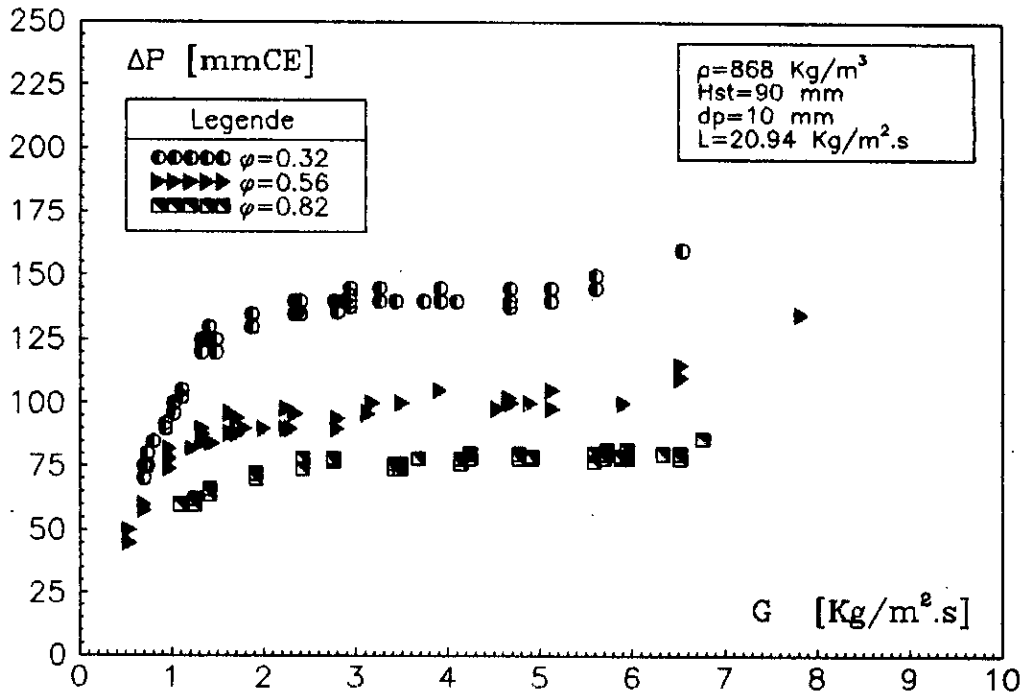


Figure 32 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux :  
Effet de l'aire libre de la grille support de garnissage

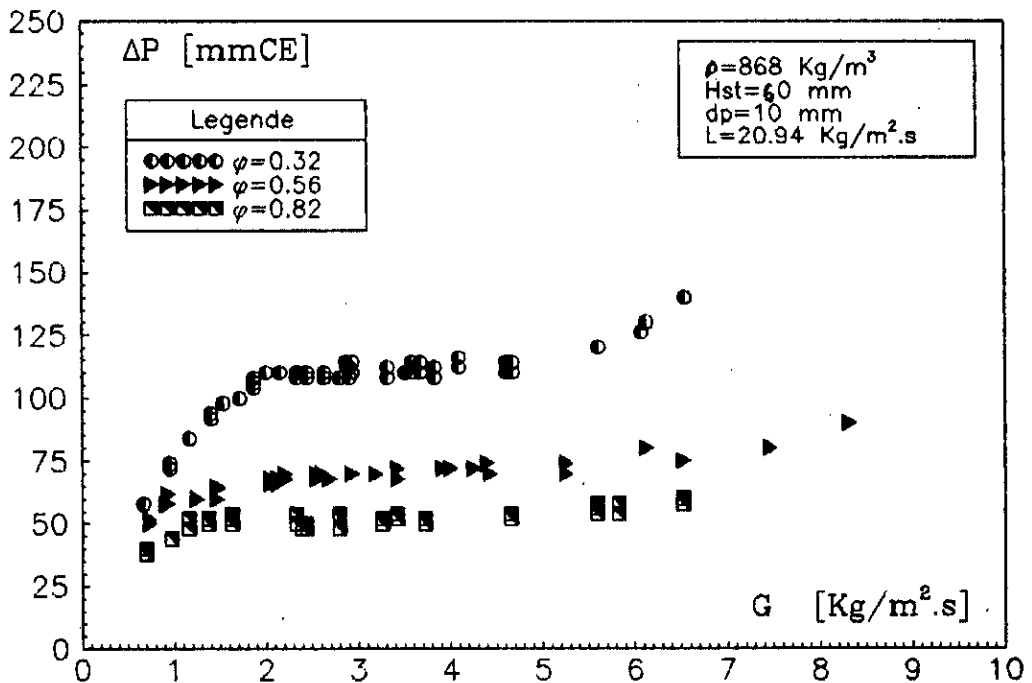


Figure 33 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux :  
Effet de l'aire libre de la grille support de garnissage

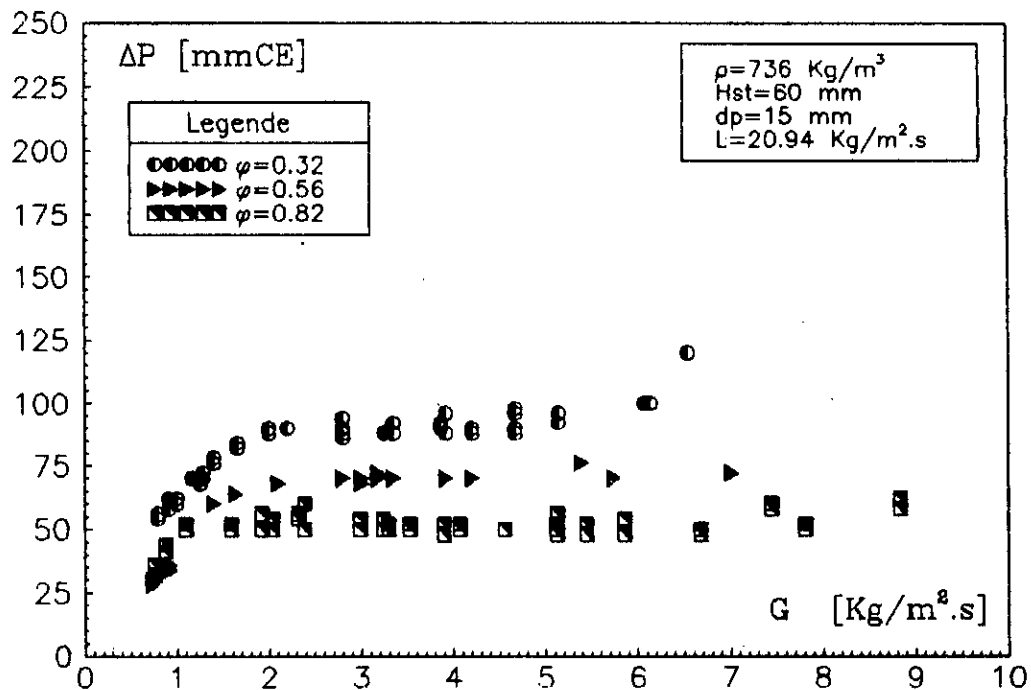


Figure 34 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux :  
Effet de l'aire libre de la grille support de garnissage

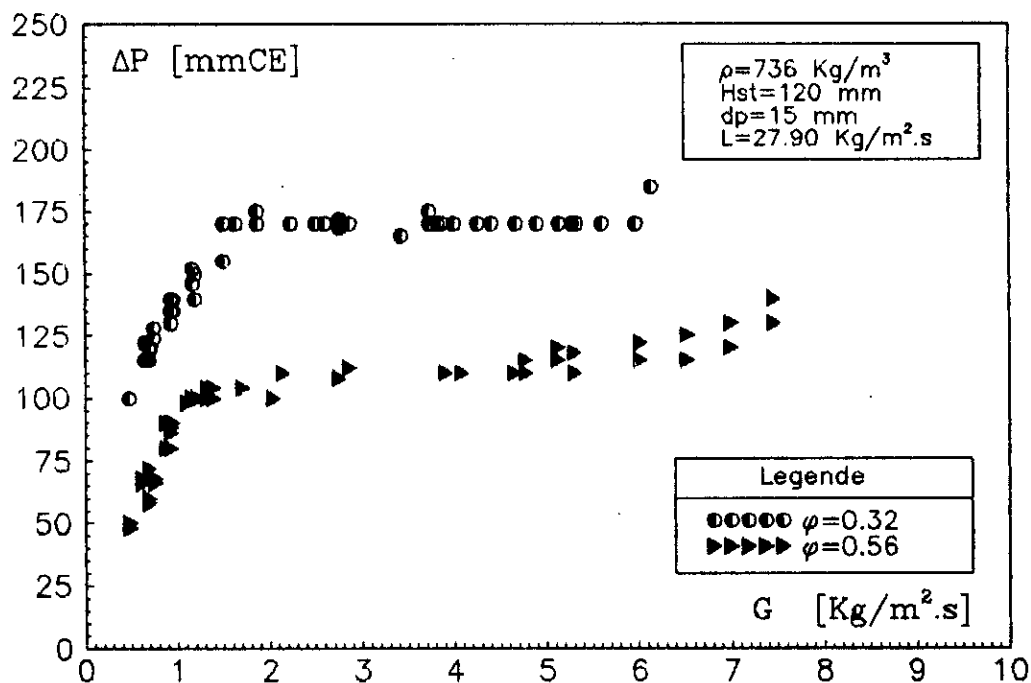


Figure 35 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux :  
Effet de l'aire libre de la grille support de garnissage



(A.C.T.) dépendent fortement des caractéristiques de la grille support et proposent des corrélations dans ce sens.

Les résultats de la variation des pertes de charge avec la variation de l'aire libre de la grille support, dépendent fortement du flux liquide.

Les figures 32 à 35 représentent la variation des pertes de charge en fonction de l'aire libre de la grille support de garnissage pour le même garnissage, la même hauteur statique et des flux liquides différents, mettent clairement en évidence que l'effet de la variation de la grille support est nettement accentué par l'accroissement du flux liquide. En effet, pour de faibles flux liquides ( $L=4,57 \text{ Kg/m}^2\text{s}$ ) l'effet de la variation de la grille support sur les pertes de charge est quasiment nul, tandis qu'il devient significatif pour des débits liquides plus importants ( $L=15,84 \div 27,90 \text{ Kg/m}^2\text{s}$ )

#### VI.1.4. Influence de la hauteur statique du garnissage.

Les figures 36 à 39 représentent la variation des pertes de charges pour des hauteurs statiques de garnissage différents, pour le même garnissage et même flux liquide.

Les courbes illustrant ces variations, font apparaître que les pertes de charge augmentent, notablement, avec l'accroissement de la hauteur statique du garnissage. Cet effet est observé pour les deux types de garnissage étudiés, et à travers tout le domaine de variation des flux liquide et gazeux.

Cet effet de la hauteur statique de garnissage, a été mis en évidence par plusieurs auteurs, notamment, Balabekov et Col. [2], [3], Krainev et Col. [39], Wozniak [72], Tichy et Col., [59], Vunjak-novakovic et Col. [66], [68], qui tous s'accordent à dire que les pertes de charge augmentent avec l'accroissement de la hauteur statique.

#### IV.1.5 Comparaison des résultats expérimentaux

Pour calculer les pertes de charge ( $\Delta p$ ) à l'aide de corrélations, il est nécessaire d'estimer au préalable la rétention liquide ( $\epsilon_{l,sl}$ ). Nous estimerons la rétention liquide à l'aide de plusieurs corrélations dont la fiabilité sera testée en confrontant les résultats des pertes de charge expérimentaux avec ceux calculés à l'aide de corrélations faisant intervenir la rétention liquide.

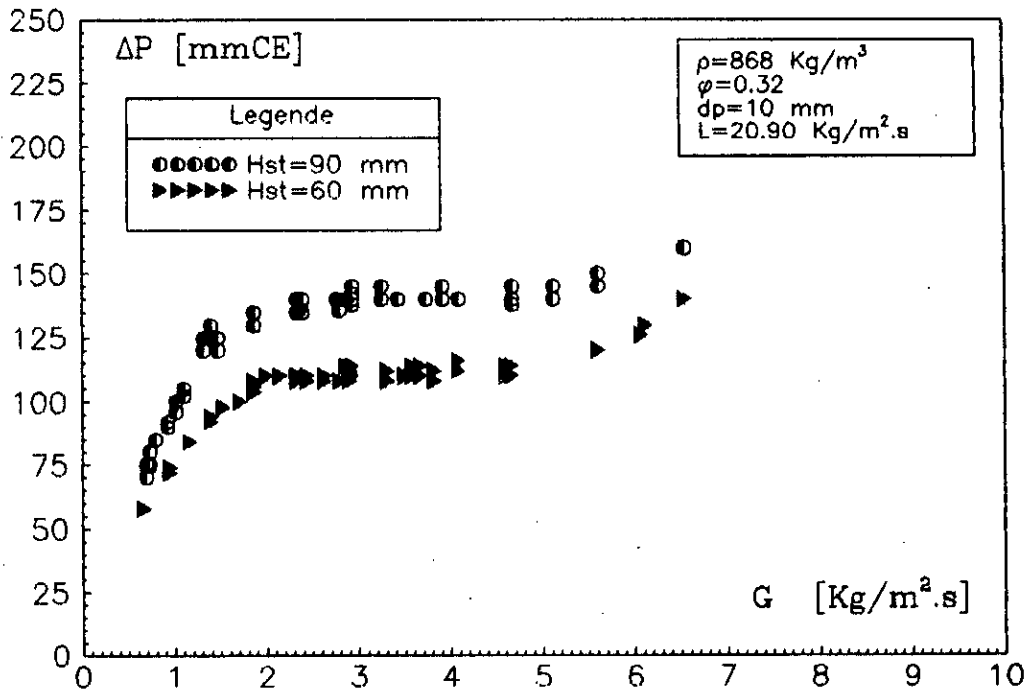


Figure 36 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux :  
 Effet de la hauteur statique de garnissage

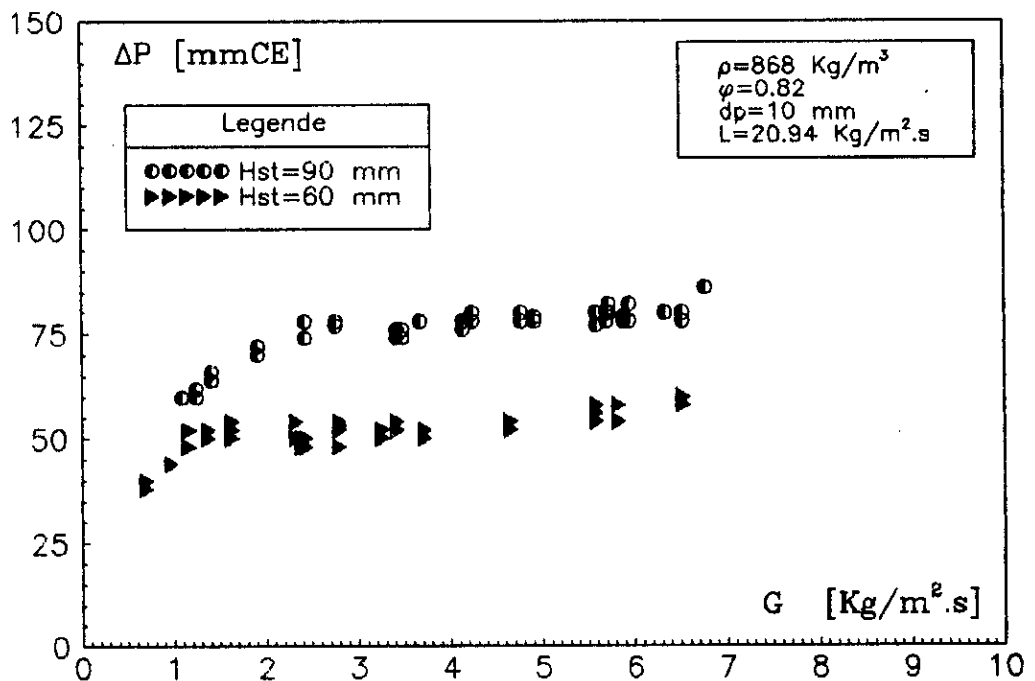


Figure 37 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux :  
 Effet de la hauteur statique de garnissage

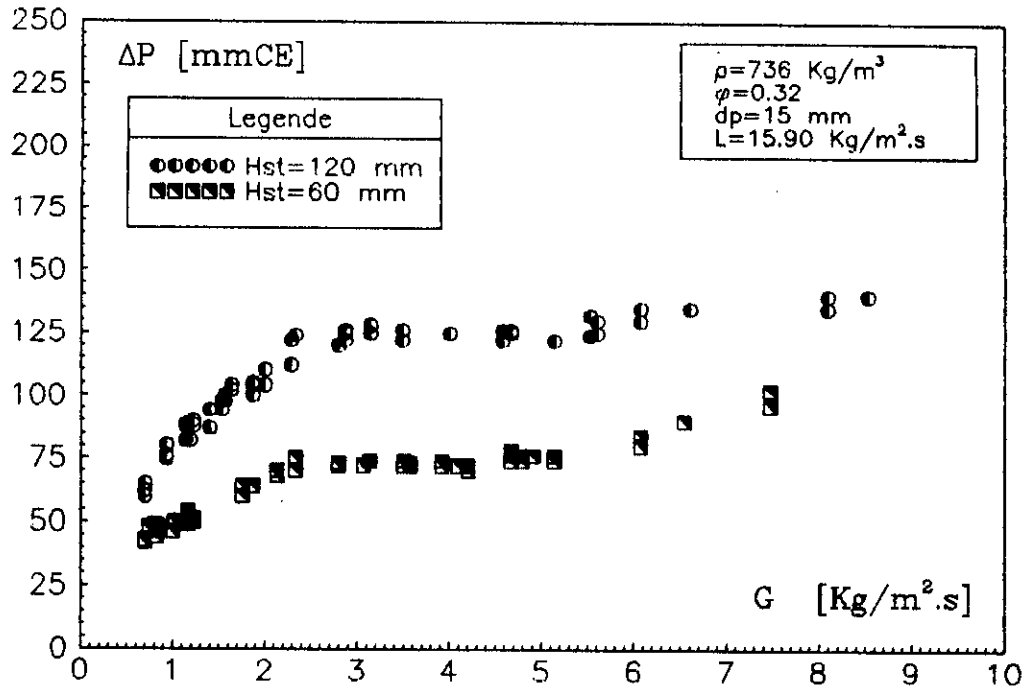


Figure 38 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux :  
Effet de la hauteur statique de garnissage

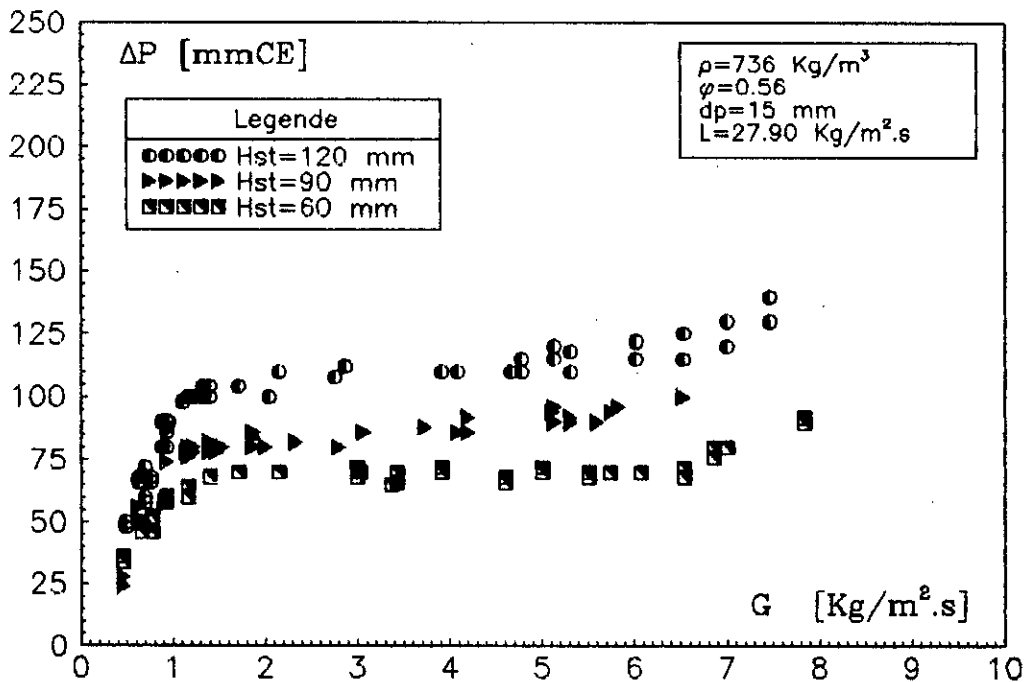


Figure 39 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux :  
Effet de la hauteur statique de garnissage

Les figures 40 et 41 représentent les résultats des estimations de la rétention liquide à partir des corrélations de Vunjak-Novakovic [67], Handl [27], Aksel'rod et Yakonenko [1], et Gel'perin [21].

Les figures 42 à 45 représentent la comparaison des résultats expérimentaux des pertes de charge avec les valeurs estimées à partir de la relation de Vunjak-Novakovic [68] :

$$\Delta P = [(1 - \varepsilon_0) \cdot (\rho_p - \rho_g) + (\varepsilon_{1st} - 0.02) \cdot \rho_l] \cdot g \cdot Hst \quad (IV.1)$$

où la rétention de liquide a été estimée suivant les corrélations de certains auteurs. Il apparaît que les estimations des pertes de charges concordent avec les résultats expérimentaux dans le cas où la rétention liquide est estimée selon la corrélation de Vunjak-Novakovic [67].

#### IV.1.6. Estimation des pertes de charge.

Nous avons déjà établi, que la variation des pertes de charge avec le flux gazeux comprenait quatre domaines bien distincts caractérisés par les limites suivantes:

- zone I: lit fixe où  $0 \leq G < U_{gmf}$
- zone II: lit partiellement fluidisé où  $G_{mf} \leq G < G_{mf,d}$
- zone III: lit entièrement fluidisé où  $G_{mf,d} \leq G < G_{mf,d}$
- zone IV: lit engorgé où  $G \geq G_{mf,d}$

Pour la zone de lit fixe, les pertes de charge peuvent être estimées à l'aide de l'équation de Leva [42 ], comme dans le cas des colonnes à garnissage conventionnelles:

$$\frac{\Delta P}{Hst} = \frac{0,064}{d_p^{2,4}} (G^2 / \rho_g) 10^{9,58 \cdot 10^{-2}} (L / \rho_L) \quad (IV.2)$$

Pour le domaine de fluidisation partielle et de fluidisation développé, les pertes de charge sont considérées comme étant la somme des contributions dues au poids apparent du garnissage et la rétention liquide ( Vunjak-Novakovic et col. [68] )

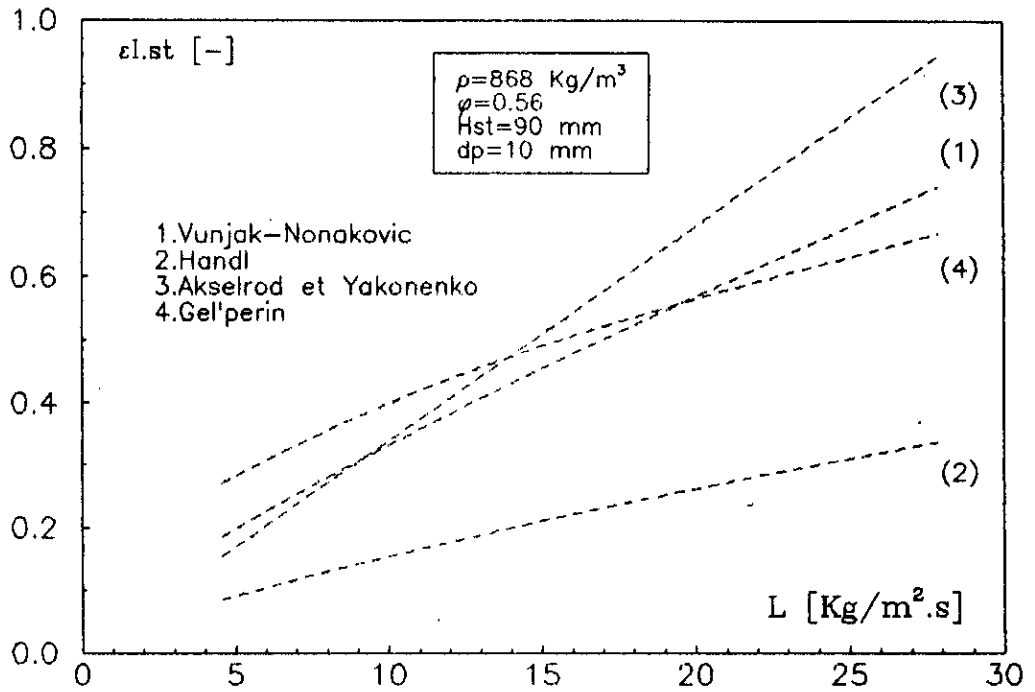


Figure 40 : Estimation de la rétention liquide suivant le flux liquide

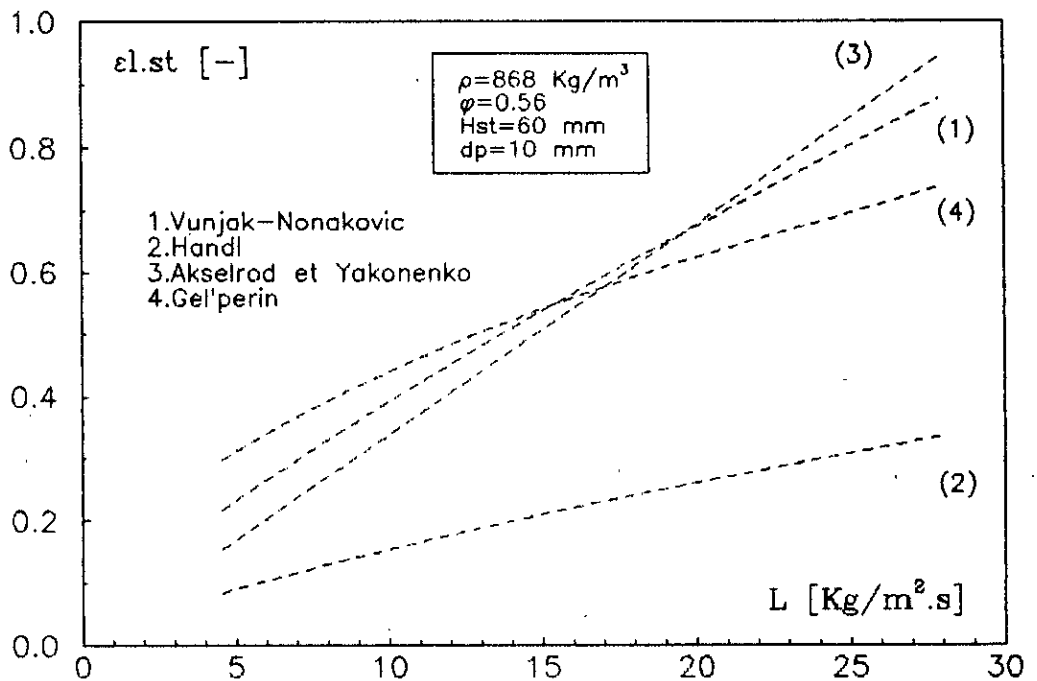


Figure 41 : Estimation de la rétention liquide suivant le flux liquide

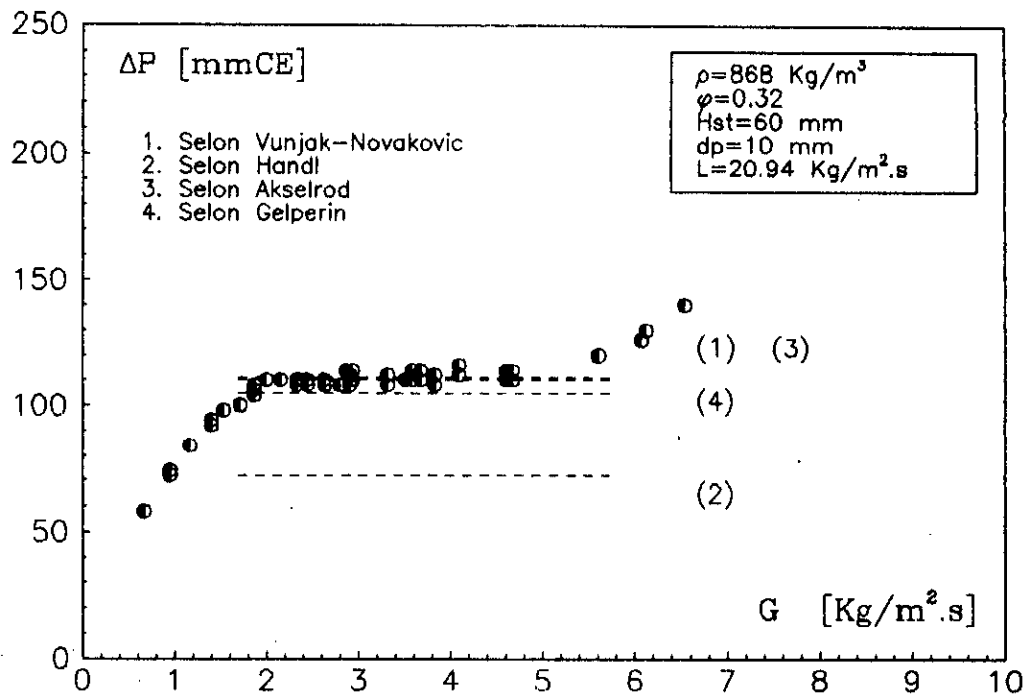


Figure 42 : Comparaison des résultats expérimentaux avec les estimations de différents auteurs

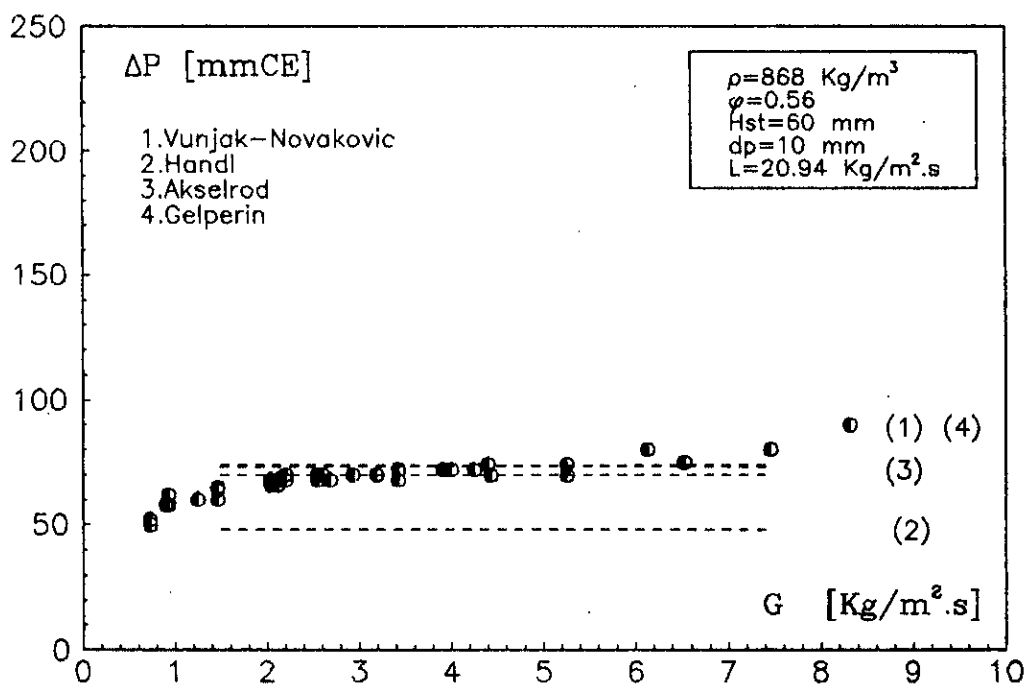


Figure 43 : Comparaison des résultats expérimentaux avec les estimations de différents auteurs

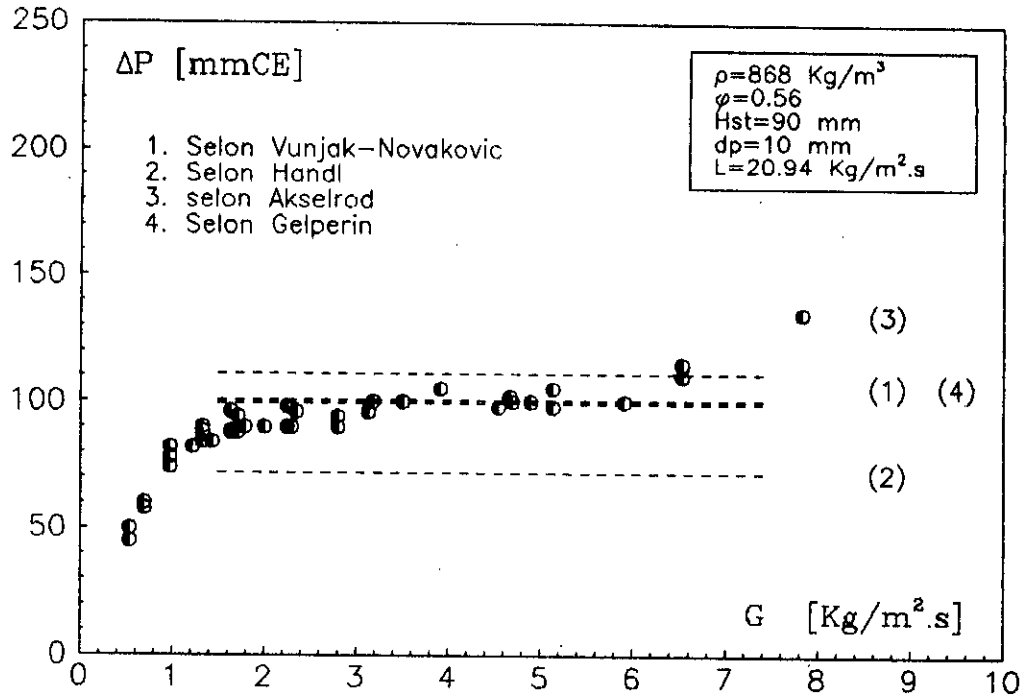


Figure 44 : Comparaison des résultats expérimentaux avec les estimations de différents auteurs

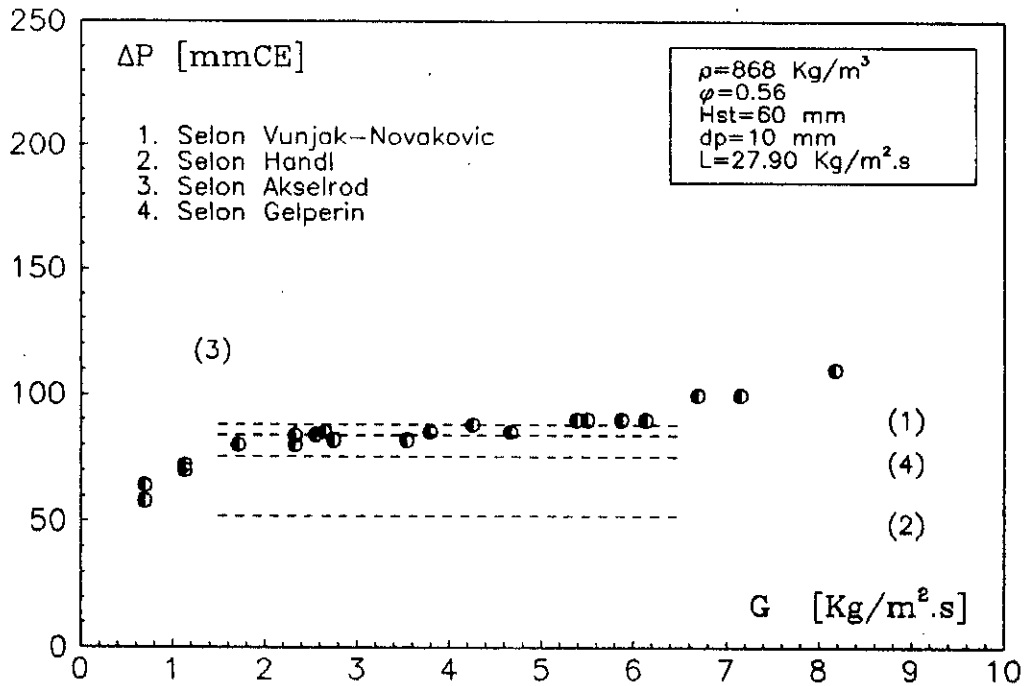


Figure 45 : Comparaison des résultats expérimentaux avec les estimations de différents auteurs

L'étude comparative des résultats obtenus par différentes corrélations, montre que la relation de Vunjak-Novakovic est la plus appropriée pour estimer les pertes de charge, et que l'estimation de la rétention liquide dans le domaine de fluidisation totale est plus proche des résultats dans le cas de la corrélation de vunjak-Novakovic (IV.9).

En général la rétention liquide ( $\varepsilon_{lst}$ ) est estimée selon que soit dans le domaine de fluidisation partielle ou de fluidisation développée à l'aide des corrélations suivantes:

a) d'après Balabekov et Col. [2] :

$$\varepsilon_{lst} = C \left[ 0,828 \left( \frac{L}{U_g} \right)^2 \right]^{k+1} (1-\varepsilon_0) \frac{\rho_p}{\rho_l} \quad (\text{IV.3})$$

$$\text{-Pour fluidisation partielle: } C = 0,05 ; k = 0,8 \quad (\text{IV.4})$$

$$\text{-pour fluidisation totale : } C = \left[ \frac{0,695}{\varphi^2} \right] \left[ \frac{0,005}{dp} \right] \left[ \frac{\rho_p}{\rho_l} \right]^{-0,74} \left[ \frac{L}{10^2} \right]^2 \quad (\text{IV.5})$$

$$k = \left[ \frac{1,58}{\varphi^{-0,16}} \right] \left[ \frac{0,005}{dp} \right]^{-0,1} \quad (\text{IV.6})$$

b) D'après Gel'perin et Kruglyakov [25] :

$$\varepsilon_{lst} = \rho_l^{0,73} L^{0,31} Hst^{0,78} dp^{-0,07} (c+4,54.Hst^{0,78}) \quad (\text{IV.7})$$

$$\text{-Pour fluidisation partielle: } C = 0$$

$$\text{-pour fluidisation développé: } C = \left[ \frac{U_g - U_{gmf}}{\varphi^{0,86}} \right]$$

b) D'après Vunjak-Novakovic et col. [68] :

-Pour le lit fixe: (Au dessous du point de charge):

$$\varepsilon_{lst} = 2,48 \cdot 10^{-3} \left[ \frac{Hst}{D_c} \right]^{-0,567} dp^{-0,56} L^{0,719} + 0,02 \quad (\text{IV.8})$$



-Pour le lit fluidisé:

$$\epsilon_{lst} = 4,43 \cdot 10^{-3} dp^{-0,494} L^{0,812} \left[ \frac{\rho_p}{\rho_l} \right]^{0,090} \left[ \frac{H_{st}}{D_c} \right]^{-0,433} + 0,02 \quad (IV.9)$$

En conclusion, les résultats font apparaître que les pertes de charge à travers le lit augmentent avec l'accroissement du flux liquide, de la hauteur statique du garnissage et avec la dimension de l'aire libre de grille support. A travers l'effet du flux liquide et de l'aire libre de la grille support de garnissage, la rétention liquide apparaît comme étant le paramètre déterminant pour l'évaluation des pertes de charge.

La prédiction des pertes de charge, dépend, dès lors, de l'estimation correcte de la rétention liquide. D'autre part, l'évaluation des pertes de charge dépendra également de l'état hydrodynamique du lit et de l'augmentation du flux gazeux. En effet, selon que l'on soit en régime de lit fixe, de fluidisation partielle ou de fluidisation totale, il faudra choisir la corrélation appropriée pour l'estimation des pertes de charge.

## IV.2. Etude de l'expansion du lit.

Nous avons déterminé expérimentalement l'expansion du lit associée à l'écoulement triphasé du mélange air/eau circulant à contre-courant à travers le lit de garnissage solide.

Les effets des variables opératoires, telles que les flux gazeux ( $G$ ) et liquide ( $L$ ), l'aire de la grille support de garnissage ( $\phi$ ), et la hauteur statique du lit ( $H_{st}$ ), ont été étudiés dans le cas de deux garnissages de dimensions et de masses volumiques ( $d_p$  et  $\rho_p$ ) différentes.

### IV.2.1. Influence de flux gazeux.

Les résultats expérimentaux présentés sur les figures 46 à 49 représentant la variation de l'expansion du lit en fonction du débit gazeux, à débit liquide constant, montrent que pour les mêmes conditions expérimentales, l'expansion du lit croît avec l'augmentation du flux gazeux. Ces résultats sont en conformité avec les observations de différents auteurs.

Ceci peut être expliqué par le fait que lors de l'augmentation du flux gazeux, à un débit liquide constant, la rétention de la phase gazeuse augmente, la rétention liquide demeurant pratiquement constante.

D'autre part, les courbes représentant la variation de l'expansion du lit, font apparaître, en général, l'existence de trois zones distinctes. Ceci est observé pour les différents distributeurs de gaz et pour les différentes particules. Un exemple de courbes est donné sur les figures 50 à 53.

Pour ces systèmes représentatifs des différentes conditions opératoires, nous avons calculé les pentes des courbes représentant la variation de l'expansion du lit en fonction du flux gazeux, en assimilant ces courbes à trois droites représentant les trois zones de variation de l'expansion, les pentes des droites représentant les domaines de variation de l'expansion du lit ont été calculées par régression linéaire et les expressions de l'évolution de l'expansion du lit en fonction du flux gazeux sont résumées sur le tableau A.6 porté en annexe.

L'existence de ces trois zones de variation de l'expansion du lit, peut être interprétée par le profil de variation des rétentions de gaz et de liquide, avec l'augmentation du flux gazeux.

En effet, la rétention du gaz augmente de manière pratiquement uniforme lors de l'accroissement du flux gazeux, par contre la rétention liquide augmente brusquement lors du stade de fluidisation partielle (Zone I), et se stabilise ensuite à une valeur pratiquement constante (Zone II). Par la suite, avec l'augmentation du flux gazeux, on arrive au début d'engorgement, caractérisé par l'entraînement du liquide se traduisant par un accroissement significatif de la rétention liquide et une brusque et rapide augmentation de l'expansion (Zone III).

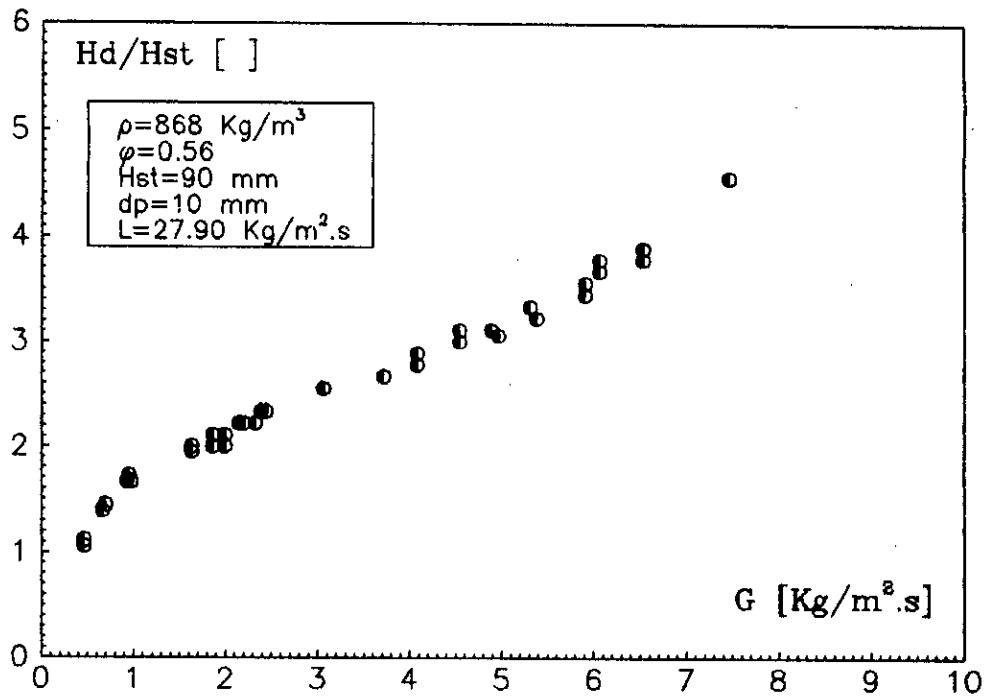


Figure 46 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux

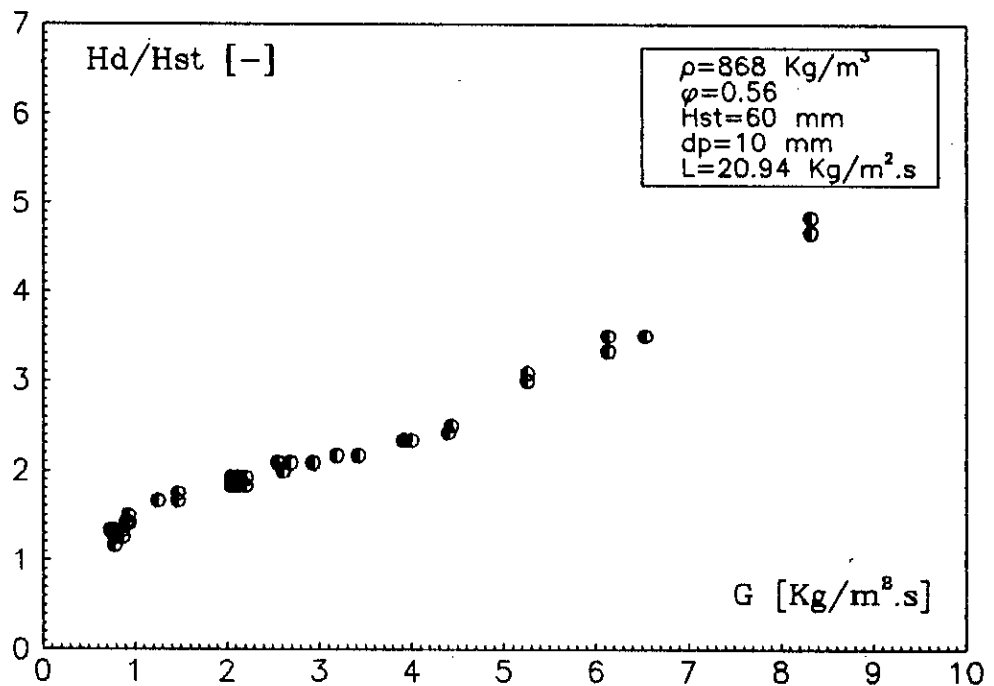


Figure 47 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux

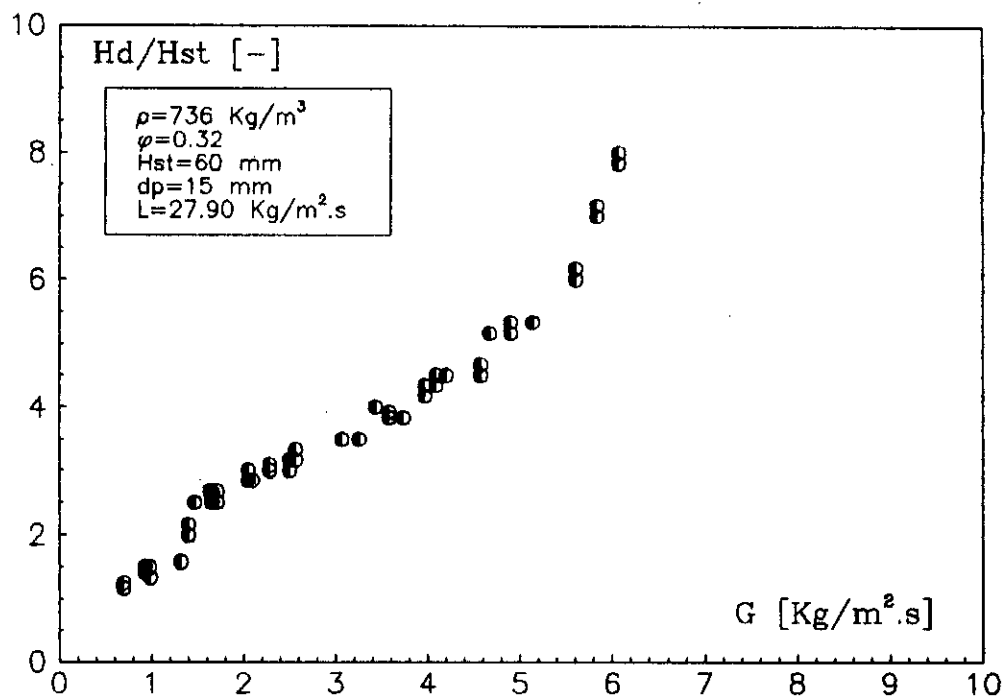


Figure 48 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux

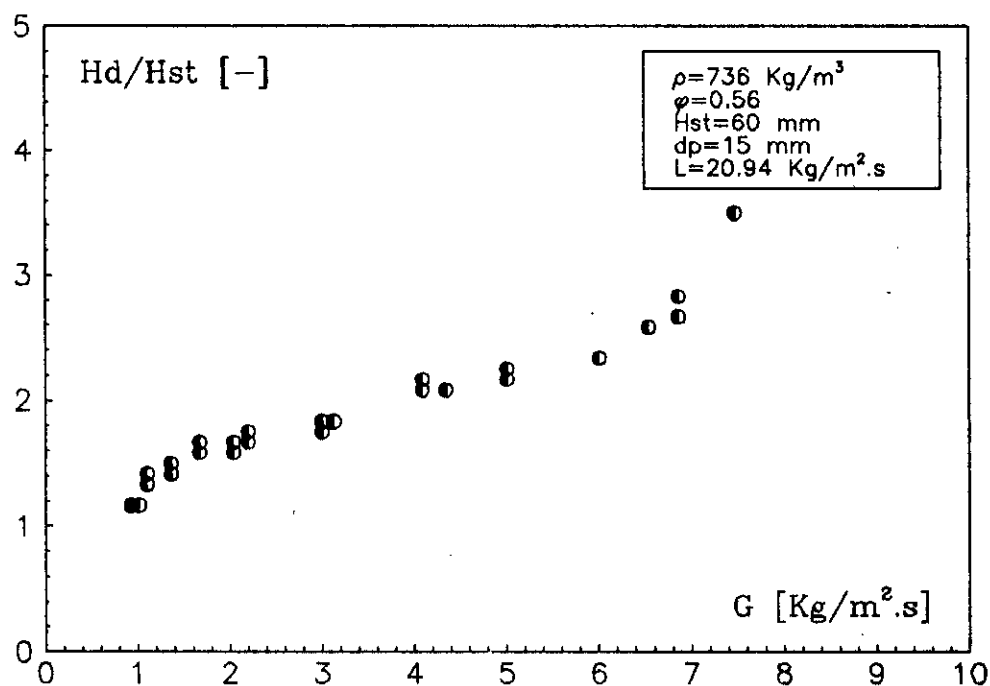


Figure 49 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux

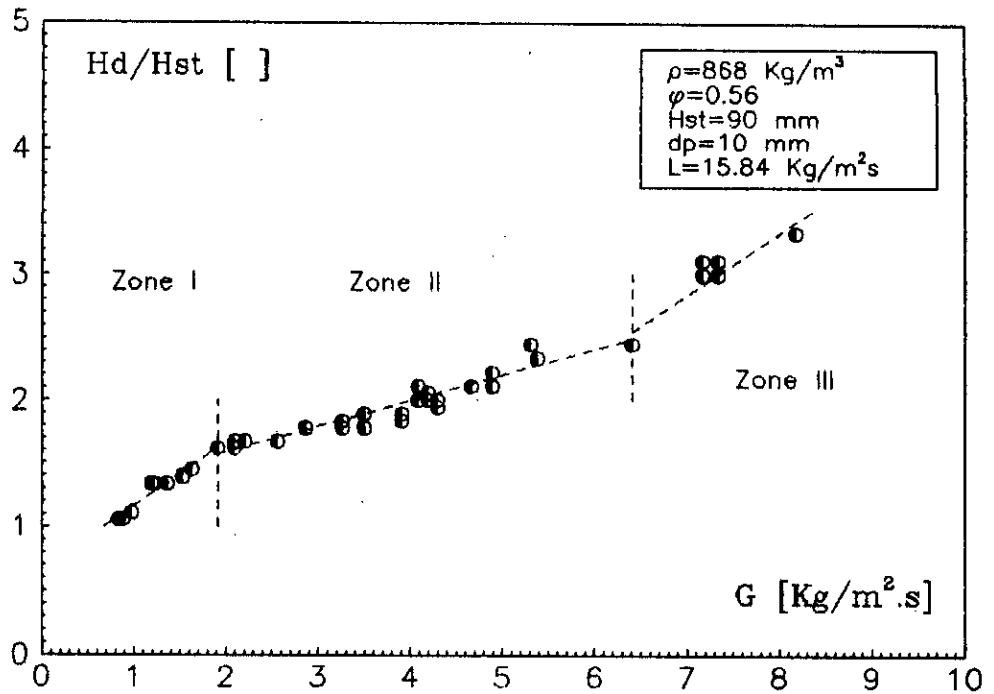


Figure 50 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux :  
Zones de variation de l'expansion

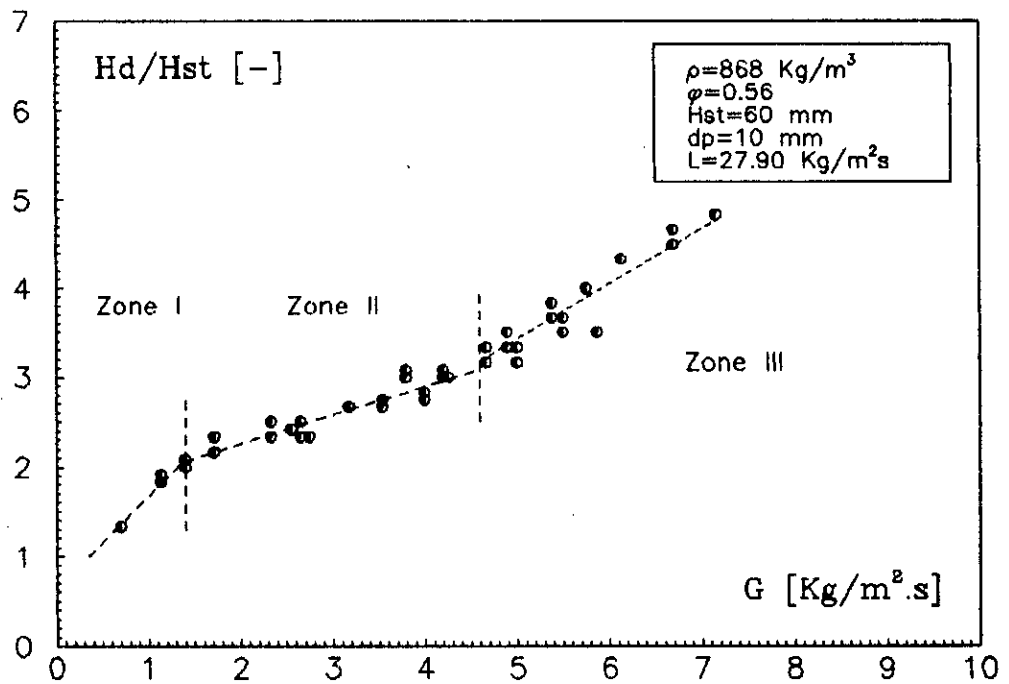


Figure 51 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux :  
Zones de variation de l'expansion

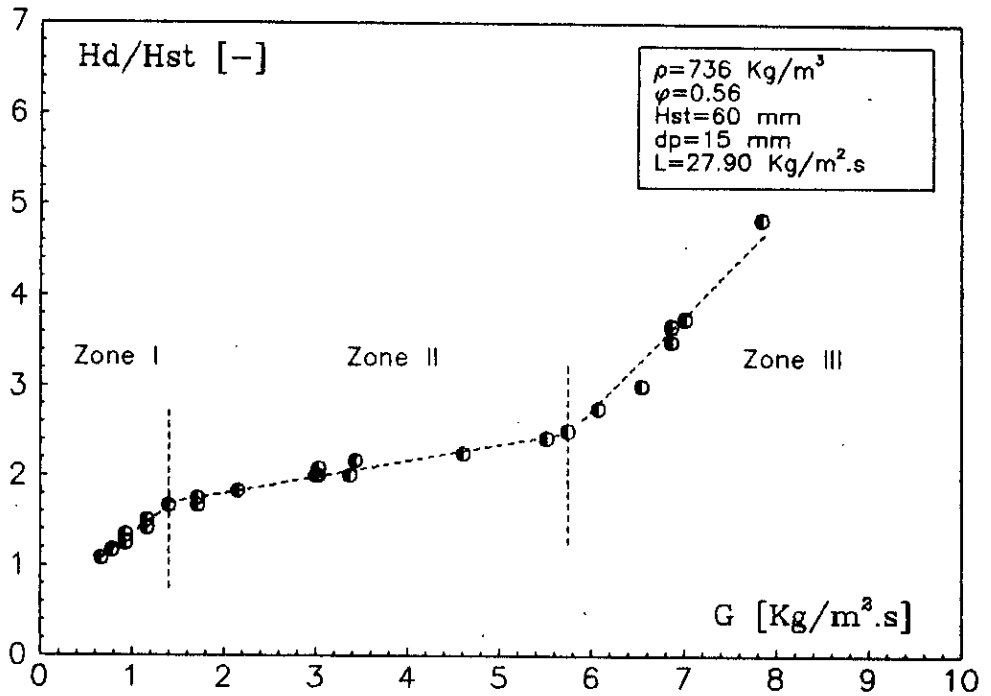


Figure 52 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux :  
Zones de variation de l'expansion

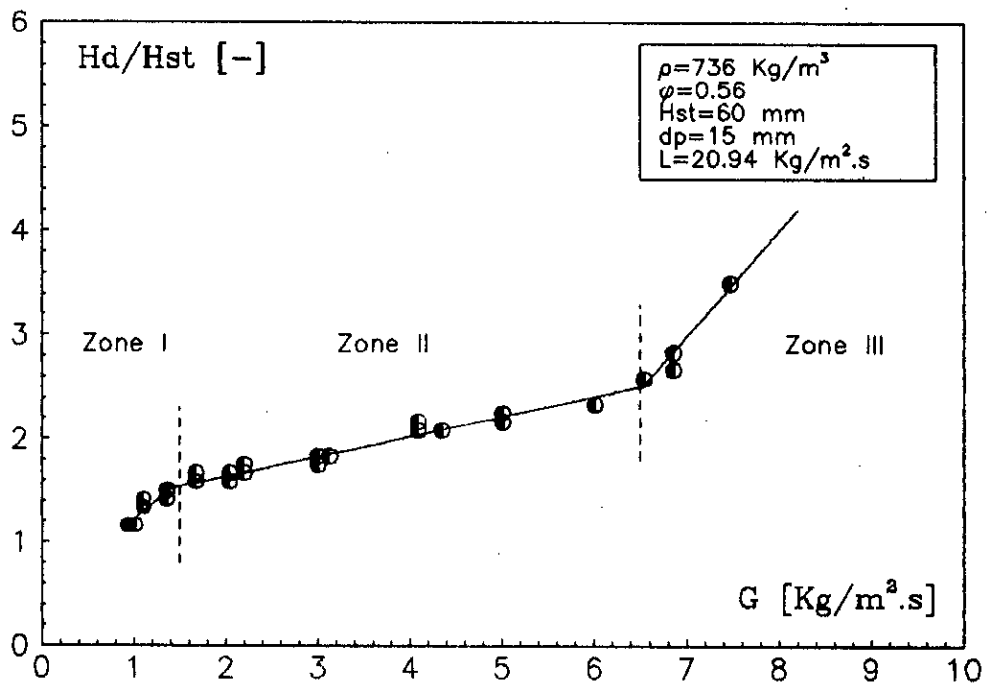


Figure 53 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux :  
Zones de variation de l'expansion

### IV.2.2. Influence du débit liquide.

Les figures 54 à 57 représentent les courbes de variation de l'expansion pour des systèmes données, avec la variation du débit liquide.

Les résultats expérimentaux font apparaître que pour les mêmes conditions expérimentales ( $H_{st}$  constante, même distributeur de gaz et même type de particule), l'expansion du lit croît de manière appréciable avec l'augmentation du débit liquide à débit de gaz constant, ce qui confirme les résultats de Chen et Douglas [10].

L'augmentation de l'expansion du lit avec le débit liquide, à débit de gaz constant, peut être expliquée par le fait que lors de l'accroissement de l'arrosage liquide, la rétention liquide augmente, alors que la rétention de la phase gazeuse demeure pratiquement constante, ce qui est en accord avec l'équation:

$$\frac{H_d}{H_{st}} = \frac{\epsilon_{l,st} + \epsilon_{s,st}}{1 - \epsilon_g} \quad (IV.10)$$

### IV.2.3. Influence de l'aire libre de la grille support de garnissage.

Les figures 58 à 61 montrent la variation de l'expansion du lit en fonction de l'aire libre de la grille support de garnissage à débit liquide, masse volumique, diamètre de particules de garnissage et hauteur statique constants.

Les courbes illustrant ces variations font apparaître que l'expansion du lit augmente, de manière significative, quand la section libre de la grille support diminue. En effet, lorsque l'aire de la grille support diminue, la vitesse superficielle du gaz croît, ce qui favorise l'expansion et d'autre part, la fraction liquide dans le lit augmente ce qui favorise également l'expansion. Cet effet a été mis également en évidence par Levsh et col. [44], et Kito col. [30], [34], [35].

Les résultats font aussi apparaître que l'augmentation de l'expansion du lit avec la diminution de l'aire libre de la grille support est accentuée par l'augmentation du flux gazeux.

Le même effet est observé pour le débit liquide. En effet pour de grands débits liquides ( $L=27,90 \text{ Kg/m}^2.s$ ) l'augmentation de l'expansion est appréciable, alors qu'il devient pratiquement nul pour un débit liquide de  $4,57 \text{ Kg/m}^2.s$ .

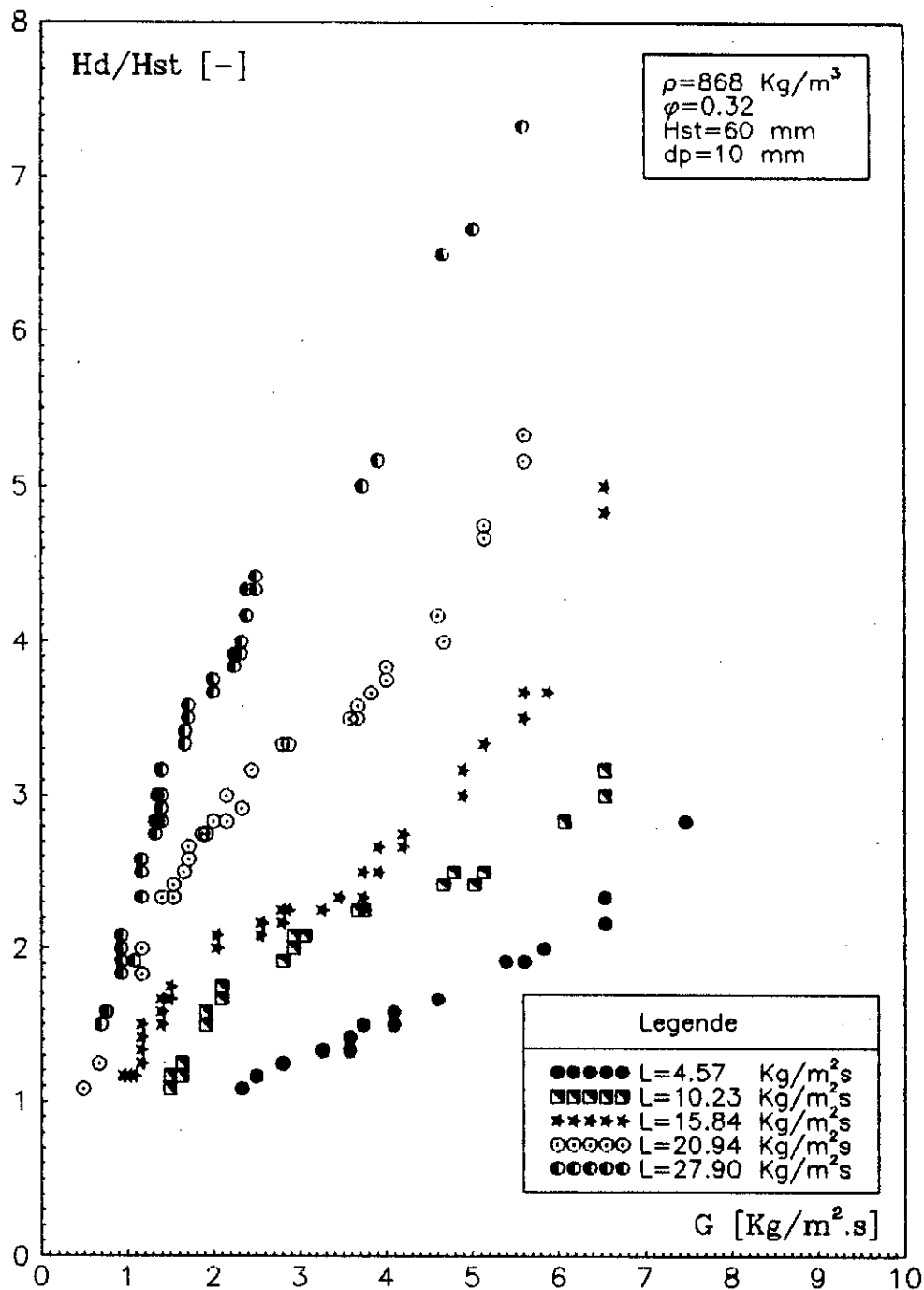


Figure 54 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux :  
Effet de l'arrosage liquide



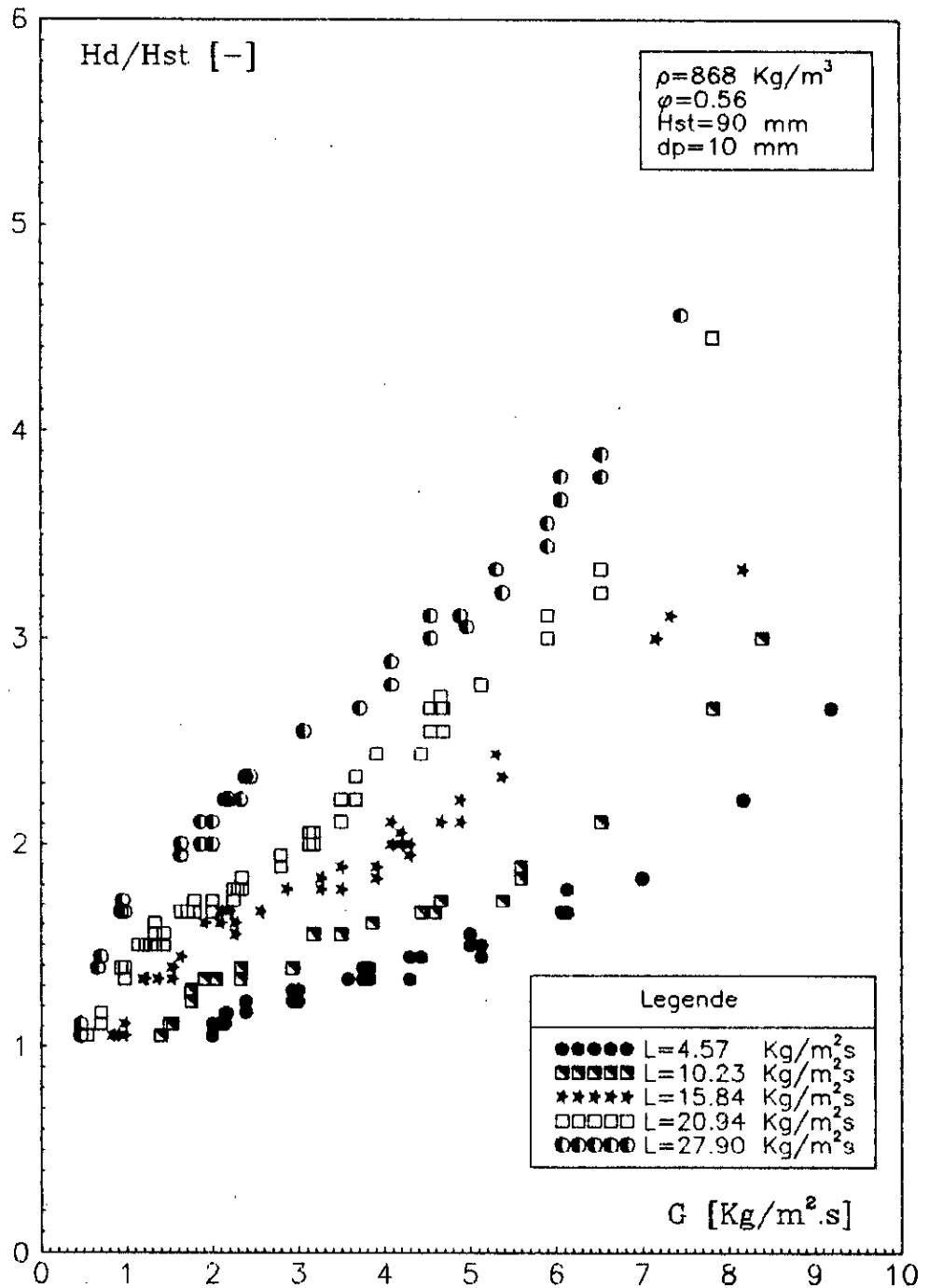


Figure 55 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux :  
Effet de l'arrosage liquide

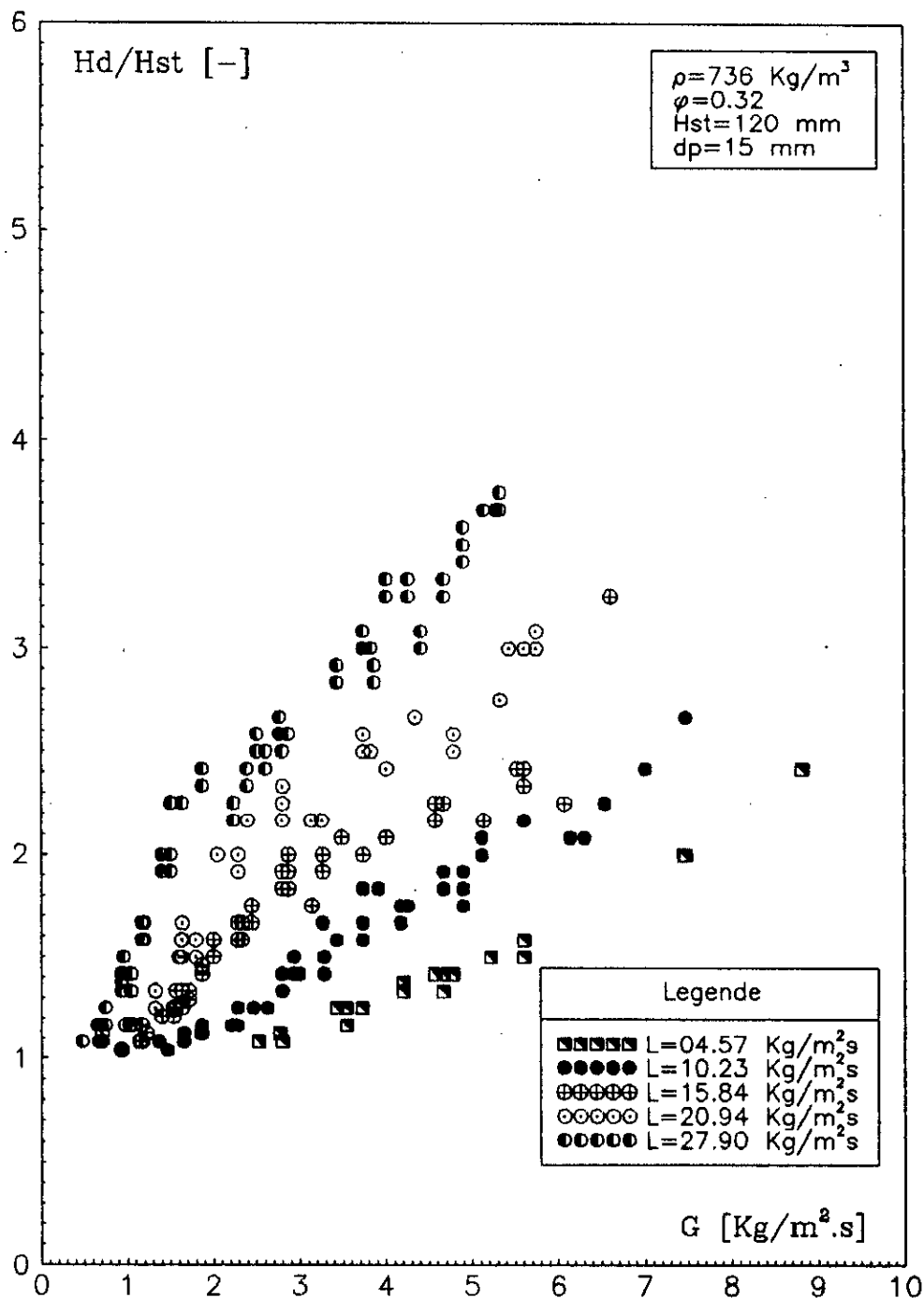


Figure 56 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux :  
Effet de l'arrosage liquide

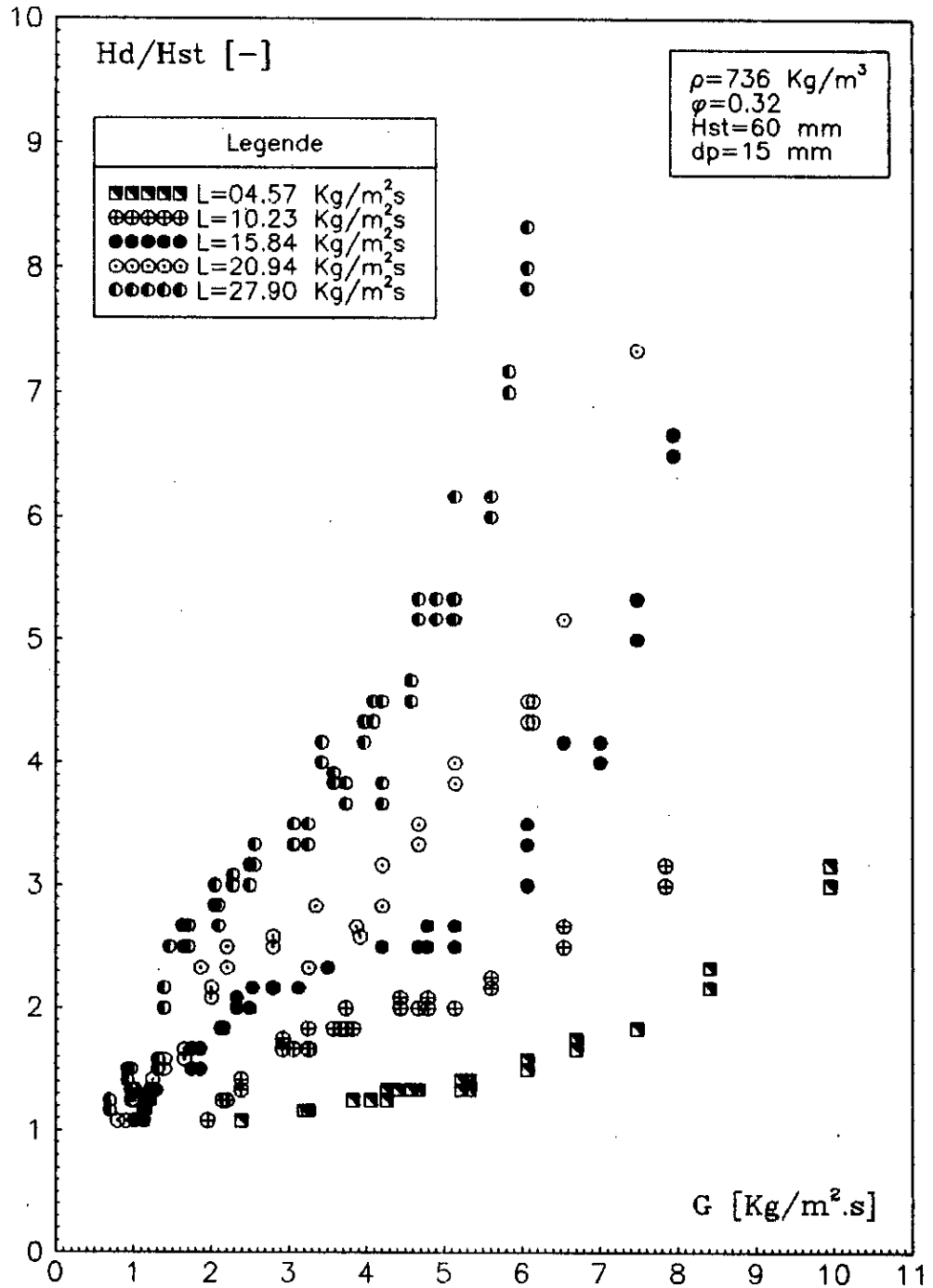


Figure 57 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux :  
Effet de l'arrosage liquide

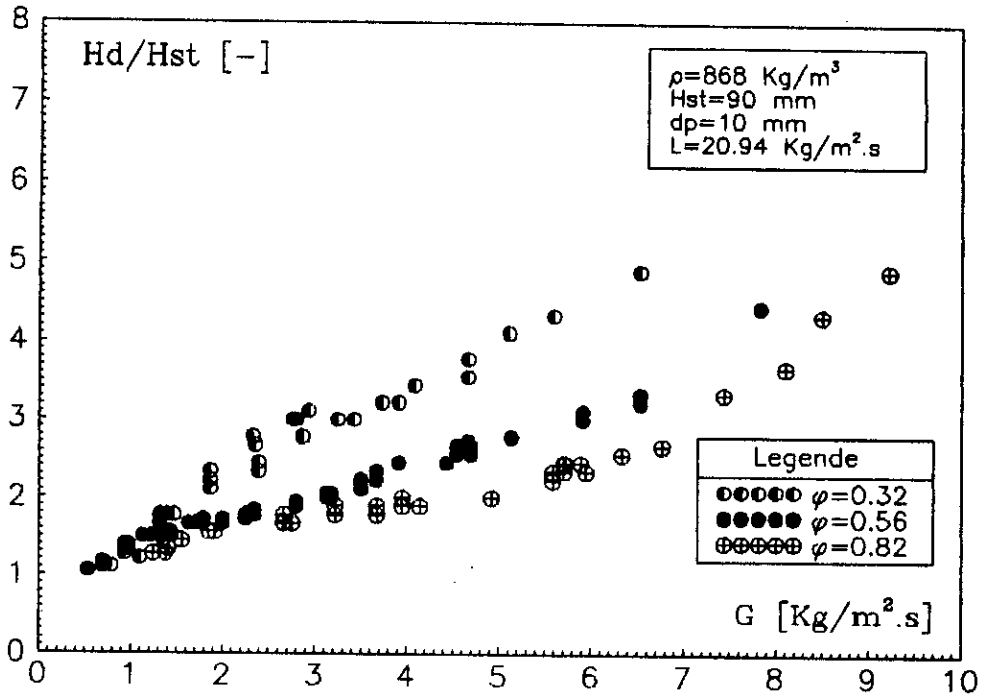


Figure 58 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux :  
Effet de l'aire libre de la grille support

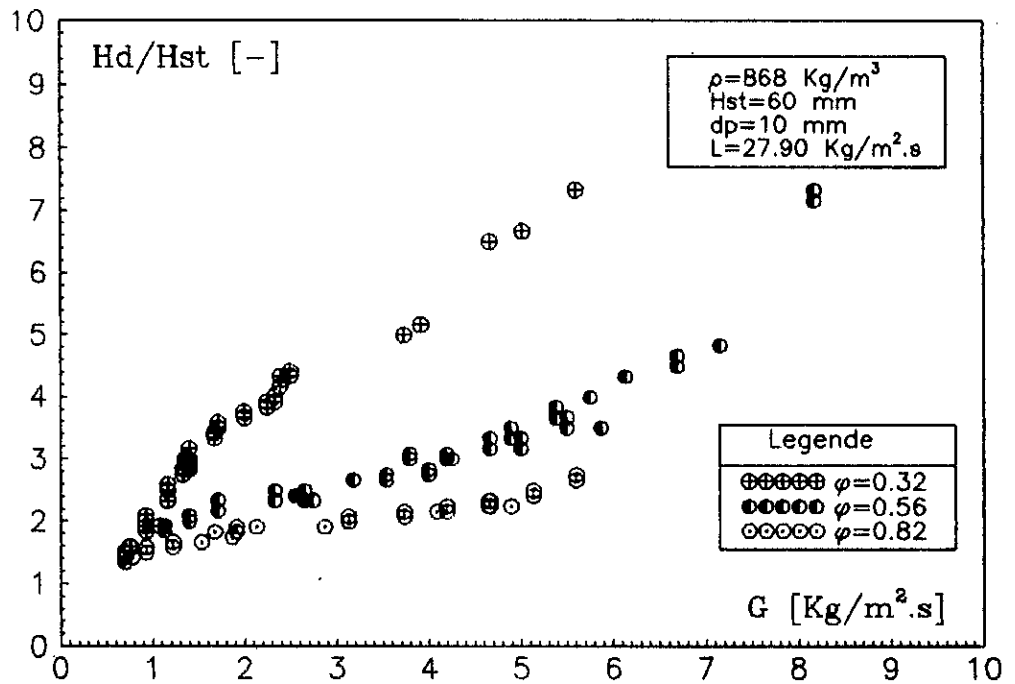


Figure 59 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux :  
Effet de l'aire libre de la grille support

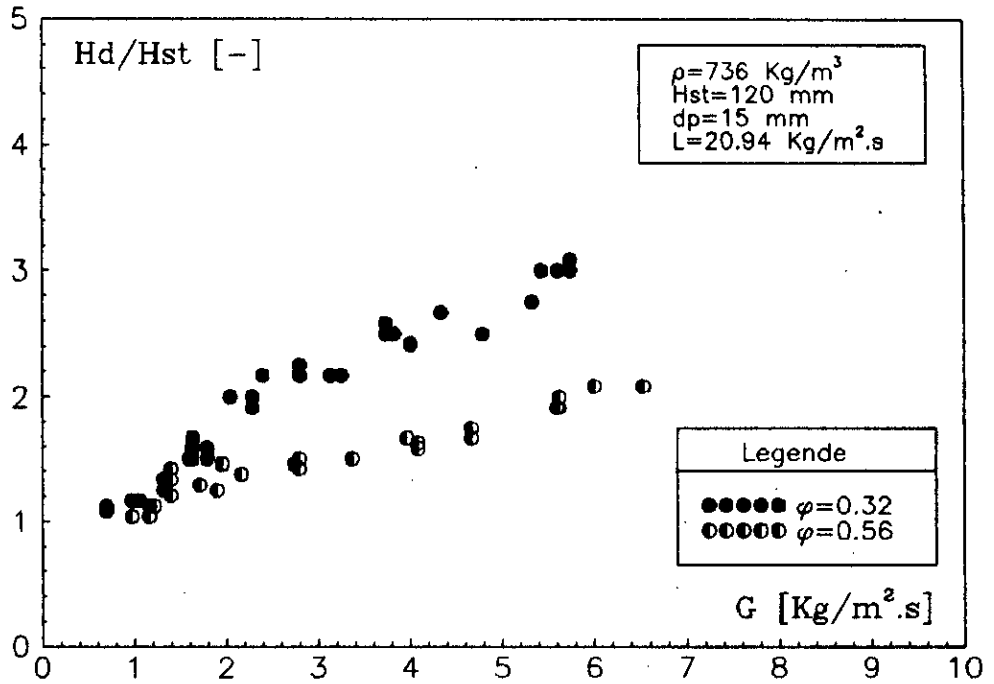


Figure 60 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux :  
Effet de l'aire libre de la grille support

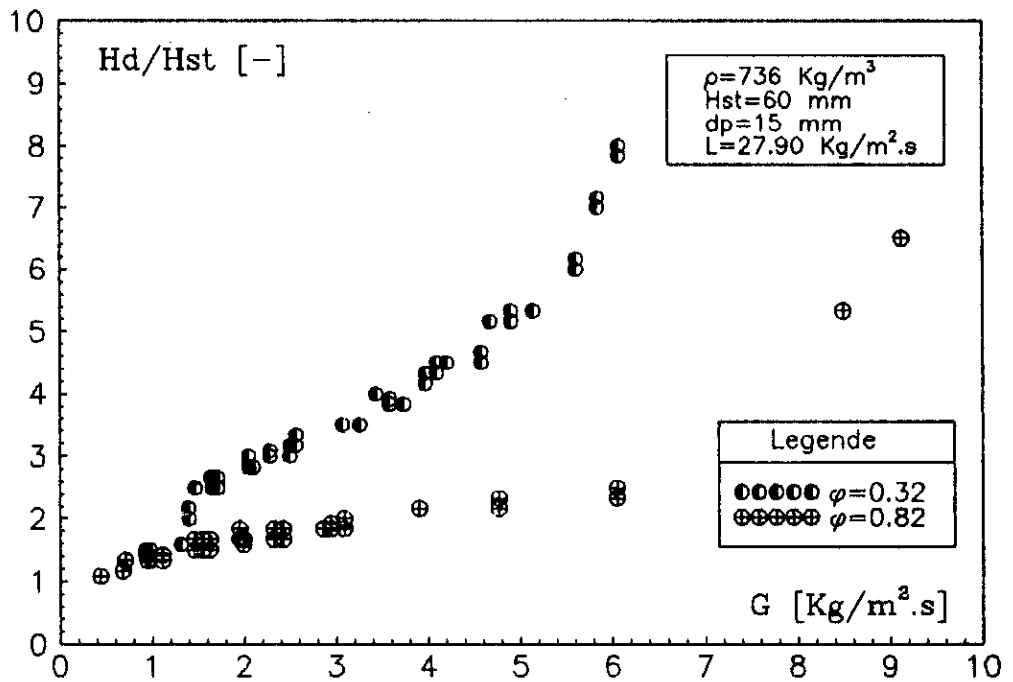


Figure 61 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux :  
Effet de l'aire libre de la grille support

#### IV.2.4. Effet de la hauteur statique de garnissage.

Les exemples sur les figures 62 à 65, illustrant la variation de l'expansion du lit en fonction de la hauteur statique, pour des systèmes identiques, font apparaître que la hauteur statique de garnissage n'a pas d'effet notable sur l'expansion du lit. Ce qui confirme les résultats de Tichy et Douglas [60].

#### IV.2.5. Comparaison des résultats expérimentaux

Nous avons estimé l'expansion du lit à l'aide de deux types d'équation:

- les équations de Tichy et Douglas [60], et Khanna [29] qui sont empiriques et ne nécessitent pas la connaissance préalable des rétentions de gaz et de liquide;
- les équations de O'Neil [51], et Vunjak-Novakovic [68], basées sur l'influence des rétentions de gaz et de liquide sur l'expansion du lit.

Dans le cas de l'équation de Vunjak-Novakovic [68], nous avons estimé la rétention de gaz par la relation de Kito [31] et la rétention liquide à partir des corrélations de Vunjak-Novakovic [67], Handl [27], Akselrod et Yakovenko [1], et Gel'perin [21].

Les figures 66 à 69 représentent la comparaison des valeurs expérimentales pour un système donné avec les valeurs calculées à partir des équations et corrélations de différents auteurs.

Il apparaît d'après les figures 66 à 69, que les relations de Tichy et Douglas [60] et Khanna [29], prédisent, le mieux, l'expansion du lit.

La relation de O'Neil [51], surestime l'expansion aux faibles flux de gaz et la sur-estime aux flux de gaz plus grands.

L'équation de Vunjak-Novakovic sur-estime en général l'expansion du lit, quelque soient les corrélations utilisées, pour calculer les rétentions de gaz et de liquide.

Cette sur-estimation serait due à une à une sur-évaluation de la rétention de gaz par l'équation de Kito [31]

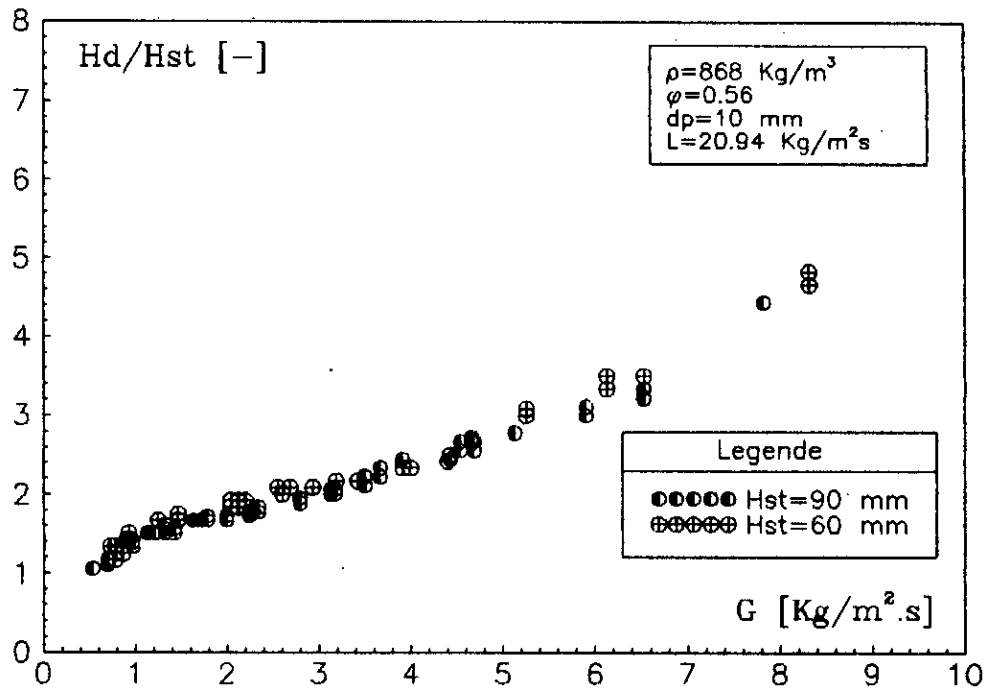


Figure 62 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux :  
 Effet de l'aire libre de la grille support

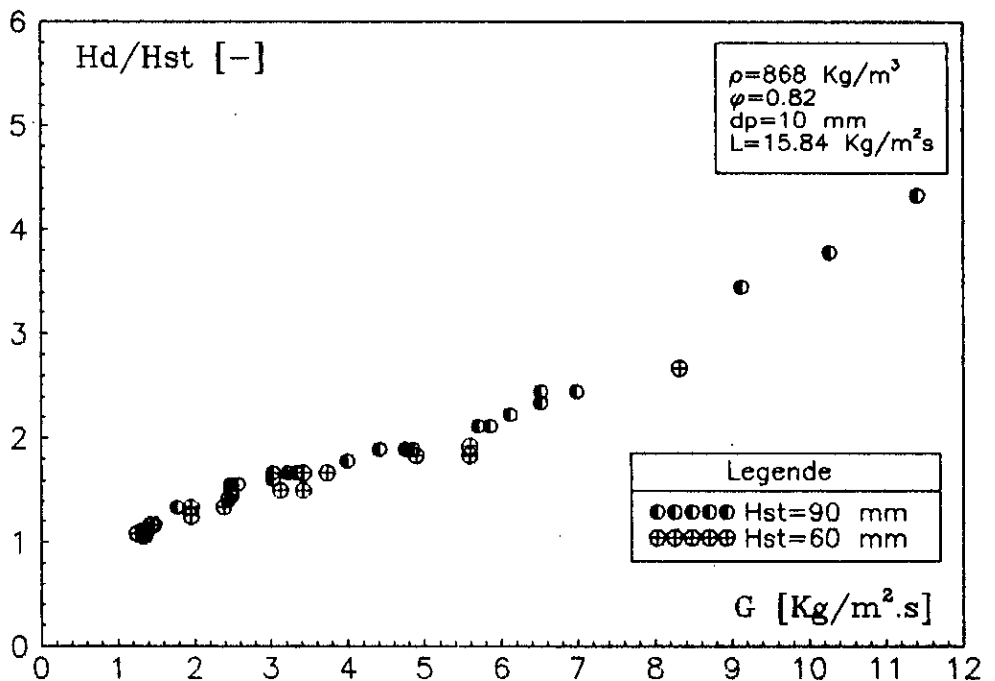


Figure 63 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux :  
 Effet de l'aire libre de la grille support

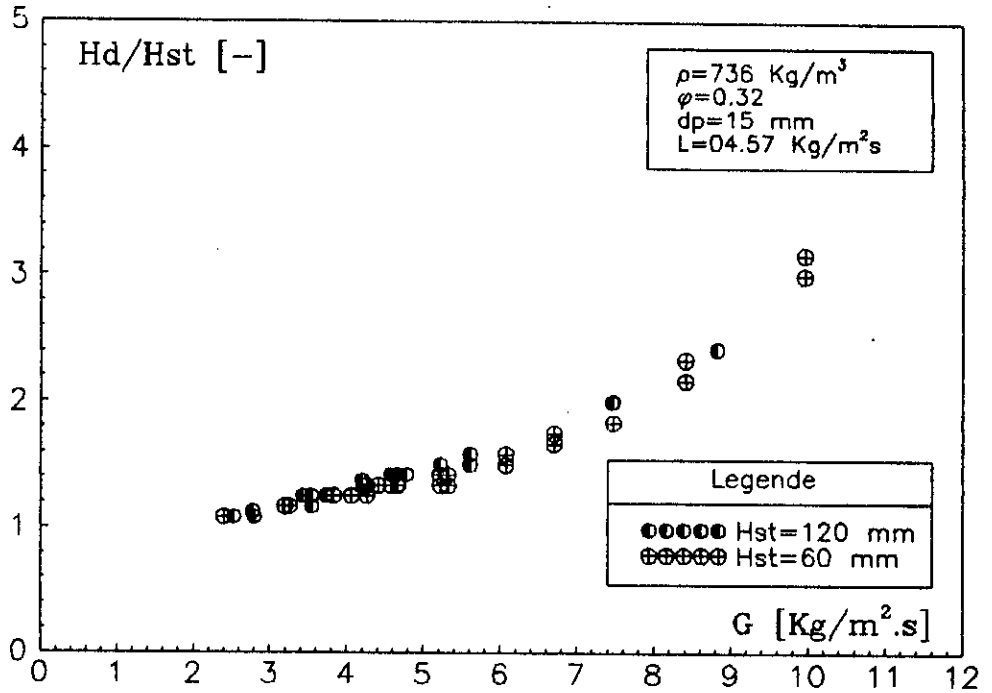


Figure 64 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux :  
Effet de l'aire libre de la grille support

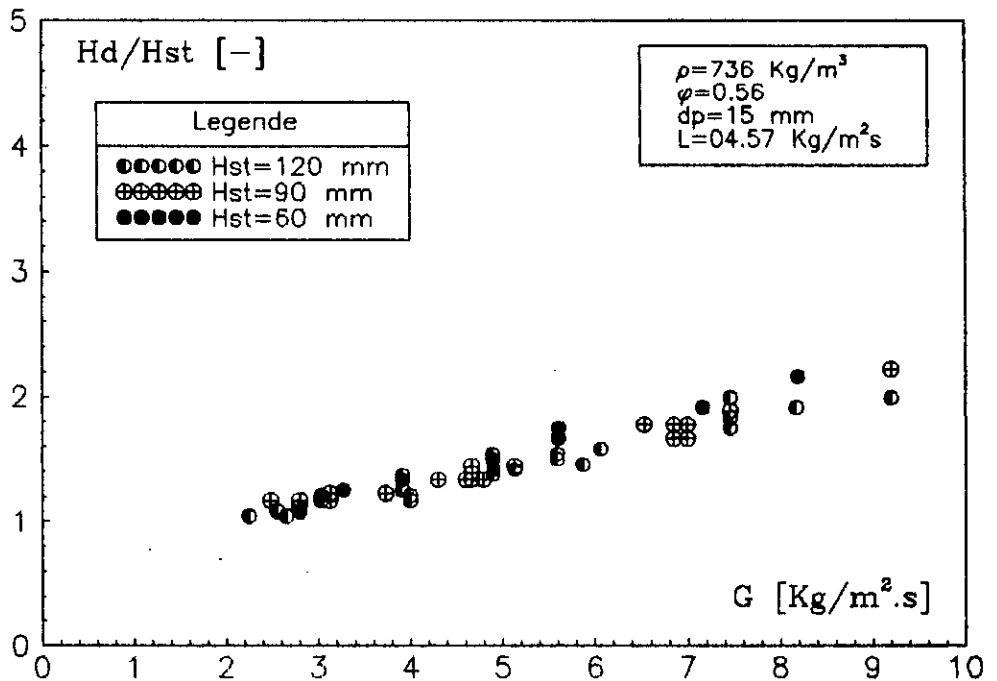


Figure 65 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux :  
Effet de l'aire libre de la grille support



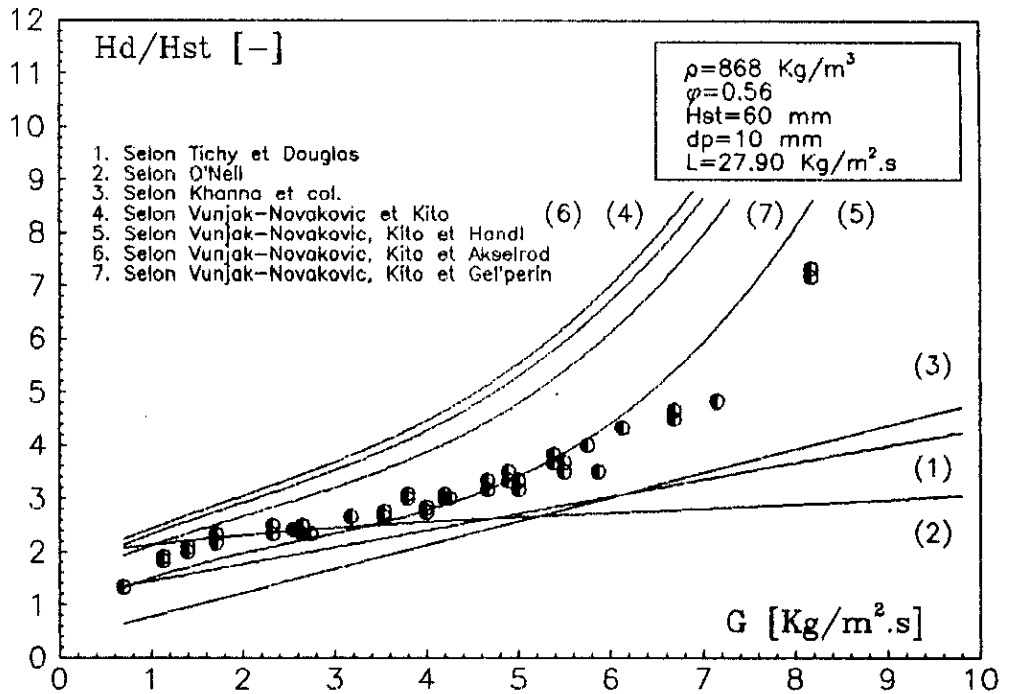


Figure 66 : Comparaison des résultats expérimentaux avec les estimations de différents auteurs

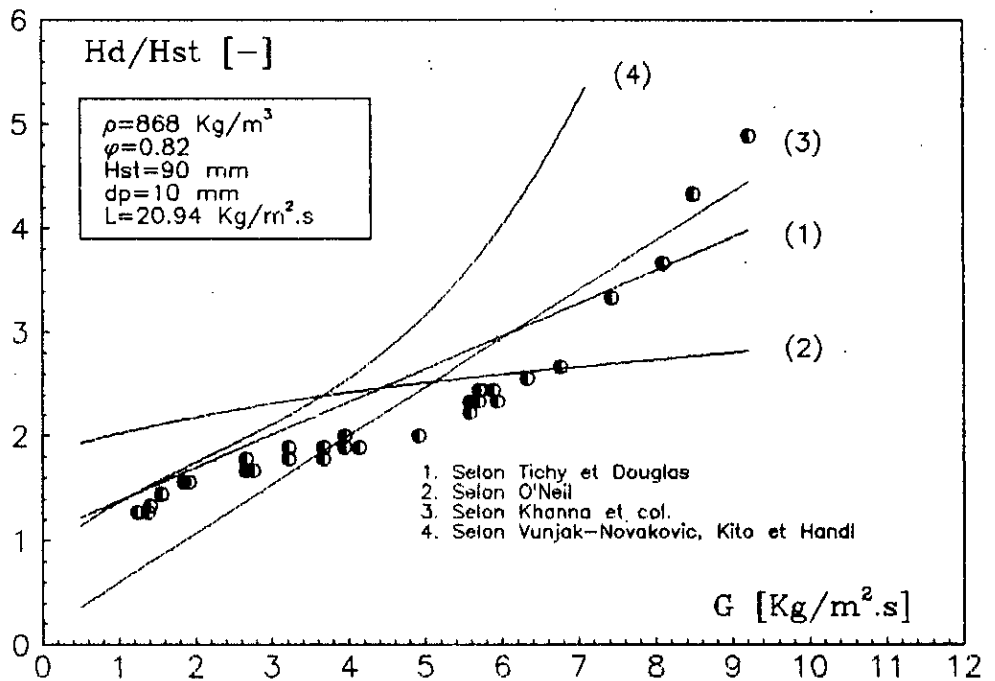


Figure 67 : Comparaison des résultats expérimentaux avec les estimations de différents auteurs

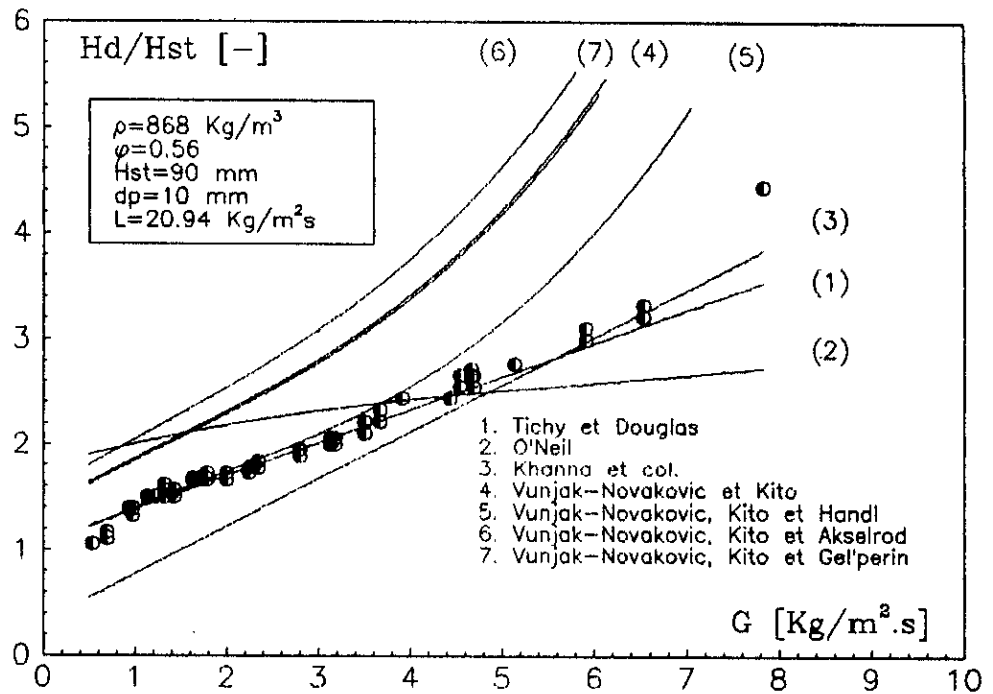


Figure 68 : Comparaison des résultats expérimentaux avec les estimations de différents auteurs

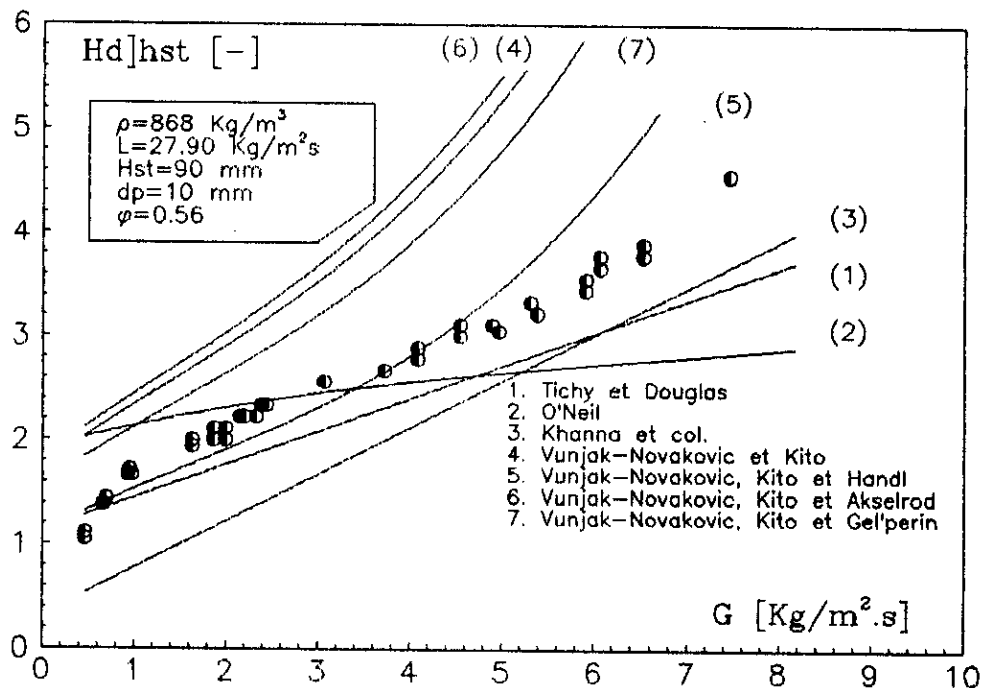


Figure 69 : Comparaison des résultats expérimentaux avec les estimations de différents auteurs

#### IV.2.6. Estimation de l'expansion du lit

La prédiction de l'expansion du lit dépend principalement de l'estimation de la rétention du gaz ( $\varepsilon_g$ ) et de la rétention liquide ( $\varepsilon_{l,st}$ ), ainsi que de la géométrie de la grille support de garnissage.

Les corrélations empiriques proposées par certains auteurs sont valables uniquement pour des conditions expérimentales particulières et ont donc d'un usage assez restreint. Les relations basées sur des modèles hydrodynamiques, et notamment celle de O'Neil et col. [50] et Vunjak-Novakovic [68] sont plus générales.

Pour le type "II.ACT", l'expansion du lit peut être estimée par les relations suivantes:

1) d'après Vunjak-Novakovic [68]:

$$\frac{Hd}{Hst} = \frac{(1-\varepsilon_0) + \varepsilon_{l,st}}{1-\varepsilon_g} \quad (IV.11)$$

dans cette relation il y a lieu d'utiliser les relations appropriés pour estimer la rétention liquide et la rétention de gaz selon que l'on soit dans le domaine de fluidisation partielle ou de fluidisation développée.

-Estimation de la rétention de gaz ( $\varepsilon_g$ ):

-dans le domaine de fluidisation partielle, la vitesse interstitielle du gaz  $Ug'$  (définie comme étant  $\left(\frac{Ug}{\varepsilon_g}\right)$ ) est constante et est égale à  $Ug'$  au point d'engorgement du lit

fixe et peut être estimée par la relation :

$$ug' = \left(\frac{UgF}{\varepsilon_g}\right) = \left(\frac{Ugmf}{\varepsilon_0 - \varepsilon_{l,st}}\right) \quad (IV.12)$$

d'où:

$$\varepsilon_g = \left(\frac{Ug}{Ugmf}\right) [\varepsilon_0 - \varepsilon_{l,st}] \quad (IV.13)$$

où  $UgF$  représente la vitesse d'engorgement du lit fixe correspondant.

-dans le domaine de fluidisation développée la rétention du gaz est estimée à partir de la relation de Vunjak-Novakovic [67] :

$$\varepsilon_g = 0.628 U_g^{0.237} \quad (\text{IV.14})$$

ou à partir de la relation de Gel' perin [21] :

$$\varepsilon_g = 0.93 \left[ \frac{d_p U_g^* \rho_g}{\mu_g} \right]^{0.4} \left[ \frac{d_p^3 (\rho_p - \rho_g) \rho_g}{\mu_g^2} \right]^{-0.2} \quad (\text{IV.15})$$

où:

$$U_g^* = \frac{U_g}{1 - \varepsilon_{lst}(H_{st}/H_d)} \quad (\text{IV.16})$$

-Estimation de la rétention liquide:

-pour les domaines de fluidisation partielle et de fluidisation développée, la rétention liquide peut être estimée à partir de la relation:

$$\varepsilon_{lst} = 4.43 \cdot 10^{-3} d_p^{-0.494} L^{0.812} \left[ \frac{\rho_p}{\rho_l} \right]^{0.090} \left[ \frac{H_{st}}{D_c} \right]^{-0.433} + 0.02 \quad (\text{IV.17})$$

2) d'après O'Neil et col. [51]:

$$\frac{H_d}{H_{st}} = \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon} \quad (\text{IV.18})$$

où:  $\varepsilon$  est la fraction de vide à l'état fluidisé, calculée comme suit:

$$\varepsilon = \{K[27+4K/108]^{1/2+K/2}\}^{1/3} - \{K[27+4K/108]^{1/2-K/2}\}^{1/3} \quad (\text{IV.19})$$

et K est défini comme suit:

$$K = [U_g^{1/2} + U_l^{1/2} (\rho_l/\rho_g)^{1/4}] / [0.775 (gd_p \rho_l / 6\rho_g)^{1/4}] \quad (\text{IV.20})$$

Les résultats montrent que l'expansion du lit dépend essentiellement du flux gazeux et liquide, qu'elle est fortement affectée par l'aire libre de la grille support de garnissage et qu'elle est indépendante de la hauteur statique du garnissage.

Les résultats ont également mis en évidence l'existence de trois zones de variation de l'expansion avec l'augmentation du flux gazeux. Les courbes font apparaître l'existence de deux points d'inflexion délimitant ces domaines:

- le domaine ( I ) est caractérisé par une rapide augmentation de l'expansion; correspondant probablement au début de fluidisation qui est caractérisé par une augmentation simultanée de la rétention du gaz et dans une moindre mesure de celle du liquide,

- le domaine ( II ) où l'augmentation de l'expansion avec le flux gazeux diminue. Ce domaine correspond à la zone de fluidisation développée caractérisée par une rétention liquide pratiquement constante, et c'est uniquement la rétention du gaz qui contribue à l'accroissement de l'expansion.

- le domaine ( III ), caractérisé par une rapide augmentation de l'expansion. Ceci étant dû au fait, que la vitesse du gaz s'approchant de la vitesse d'engorgement, une quantité de liquide est entraînée par le courant gazeux augmentant ainsi la rétention liquide, et favorisant donc l'expansion. Tichy et Douglas [60] signalèrent également que l'expansion du lit augmentait rapidement quand la vitesse du gaz s'approchait de la vitesse d'engorgement.

En définitive, il apparaît donc, que la variation de l'expansion du lit est essentiellement gouvernée par la variation de la rétention du gaz et celle du liquide, laquelle est affectée à son tour par l'ouverture de la grille support de garnissage.

### IV.3. Vitesse minimum de fluidisation

Nous avons déterminé la vitesse minimum de fluidisation définie, comme l'intersection des droites caractérisant le lit fixe et le lit entièrement fluidisé sur les courbes représentant les pertes de charge ( $\Delta p$ ) en fonction du flux gazeux .

#### IV.3.1 Effet du flux liquide sur la vitesse minimum de fluidisation

Les figures 70 à 73 représentent l'évolution de la vitesse minimum de fluidisation, pour différents débits liquides, et pour des systèmes représentant les différentes conditions expérimentales.

Les résultats expérimentaux font apparaître que la vitesse minimum de fluidisation décroît quand le flux liquide augmente. Cette propriété peut être expliquée, pour le type II.ACT, (Fluidisation avec engorgement naissant), en considérant que la vitesse minimum de fluidisation, représente en fait, la vitesse d'engorgement du lit fixe, qui dépend à son tour du débits des courants gazeux et liquide et qui décroît avec l'augmentation du flux liquide.

#### IV.3.2. Effet de l'aire libre de la grille support de garnissage.

Les résultats expérimentaux présentés sur les figures 74 à 77 représentant l'évolution de la vitesse minimum de fluidisation en fonction de l'arrosage liquide, pour des grilles support de différentes ouvertures, font apparaître que lorsque l'aire libre de la grille support décroît, la vitesse minimum de fluidisation diminue. Ceci confirme les résultats de Gel'perin et col. [21], Balabékov et col. [3], Kito et col. [34].

D'autre part, pour les valeurs de  $\varphi = 0,56$  et  $0,82$ , la vitesse minimum de fluidisation devient pratiquement identique, ce qui confirme les résultats de Kito et col. [34], prédisant cet effet lorsque le paramètre  $\frac{\varphi \cdot d}{D_c}$  devient supérieure à  $0,005$ .

L'influence de l'aire libre de la grille support de garnissage sur la vitesse minimum de fluidisation, peut être interprétée de la manière suivante: lorsque l'aire libre de la grille support diminue, l'écoulement du courant liquide est ralenti, ce qui engendre une accumulation de liquide près de la grille support qui est ensuite refoulé par le courant gazeux en tête de colonne, initiant ainsi l'engorgement du lit fixe c'est à dire le début de fluidisation du lit mobile. Cette limite est d'autant plus basse, que la section de passage du liquide est plus petite.

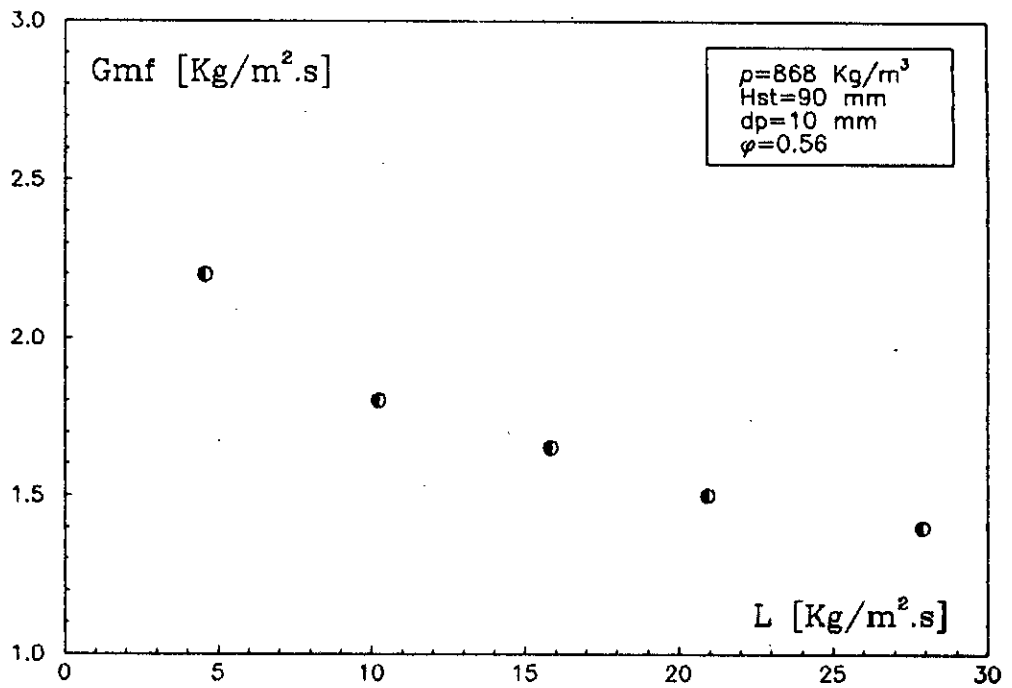


Figure 70 : Evolution de la vitesse minimum de fluidisation avec le flux liquide

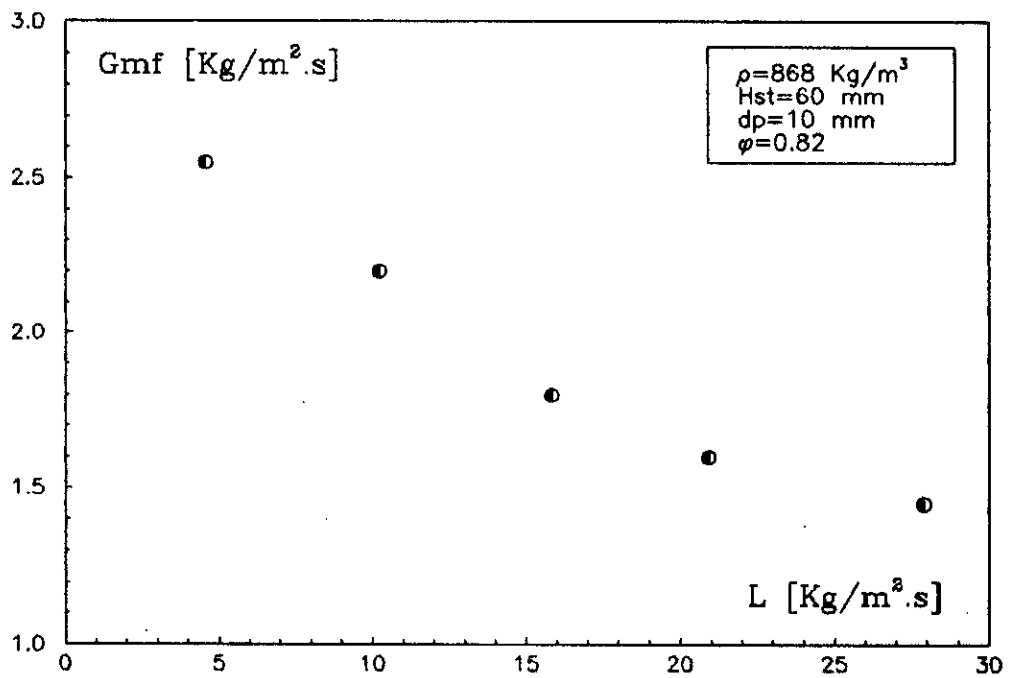


Figure 71 : Evolution de la vitesse minimum de fluidisation avec le flux liquide

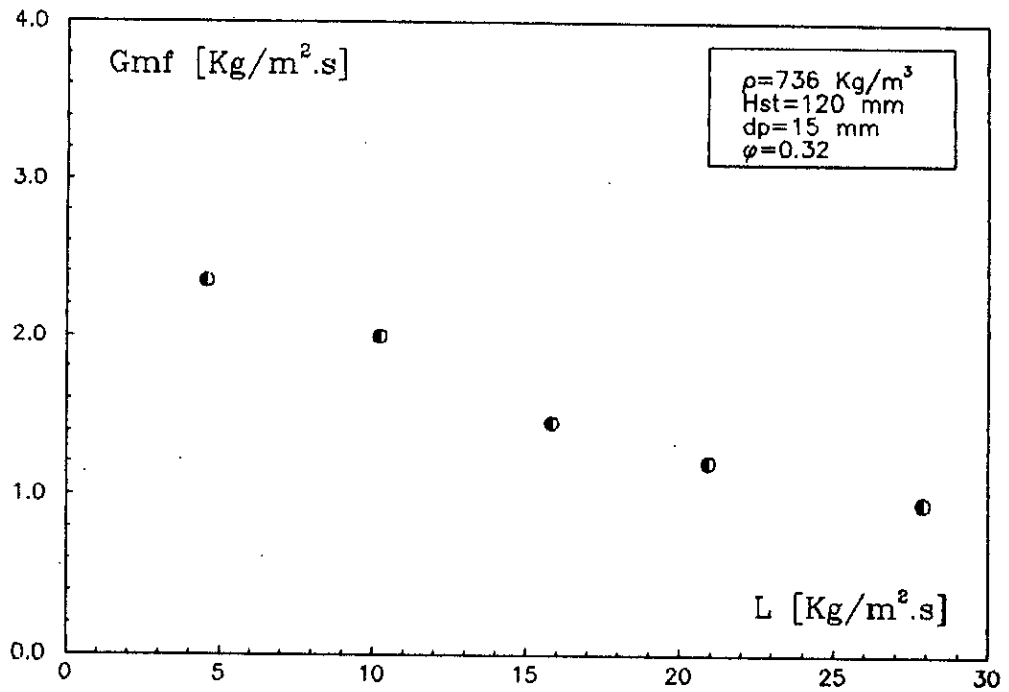


Figure 72 : Evolution de la vitesse minimum de fluidisation avec le flux liquide

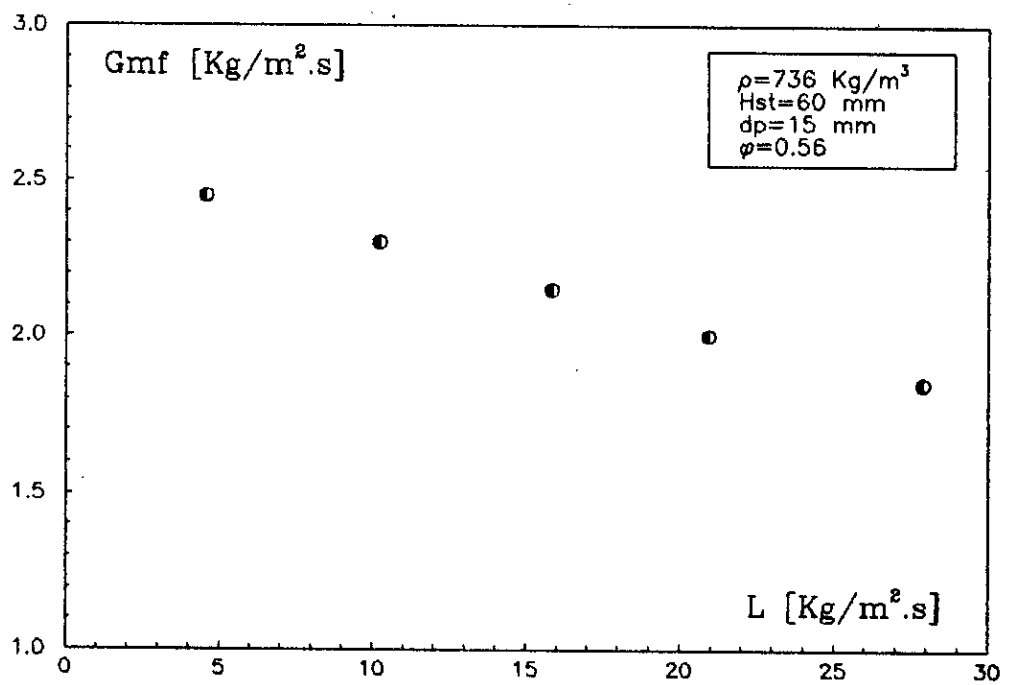


Figure 73 : Evolution de la vitesse minimum de fluidisation avec le flux liquide



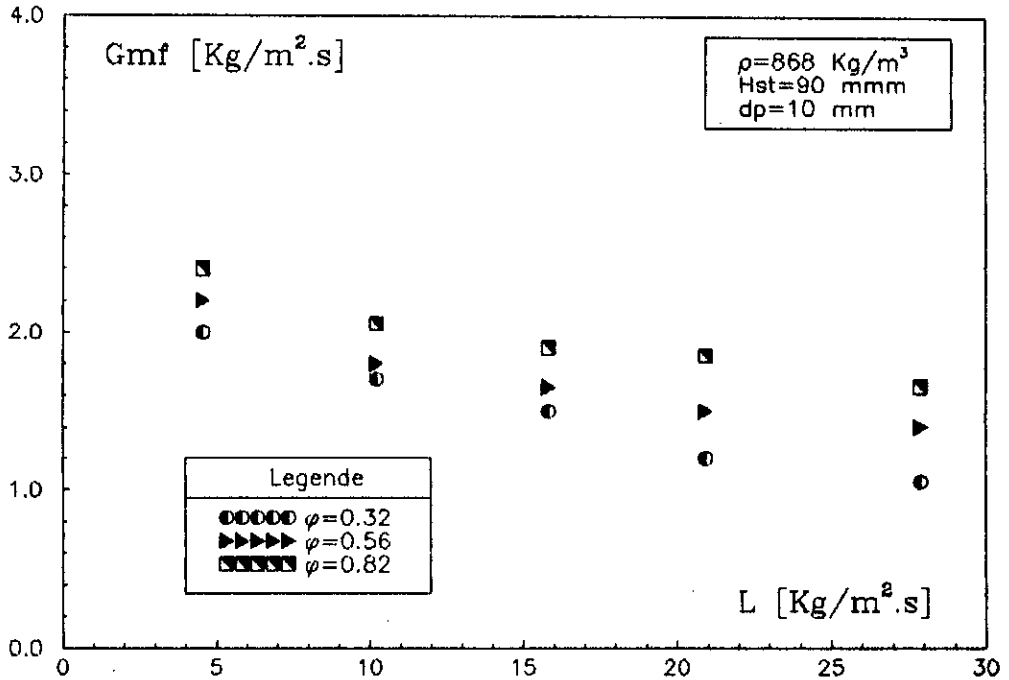


Figure 74 : Evolution de la vitesse minimum de fluidisation avec le flux liquide :  
Effet de l'aire libre de la grille support de garnissage

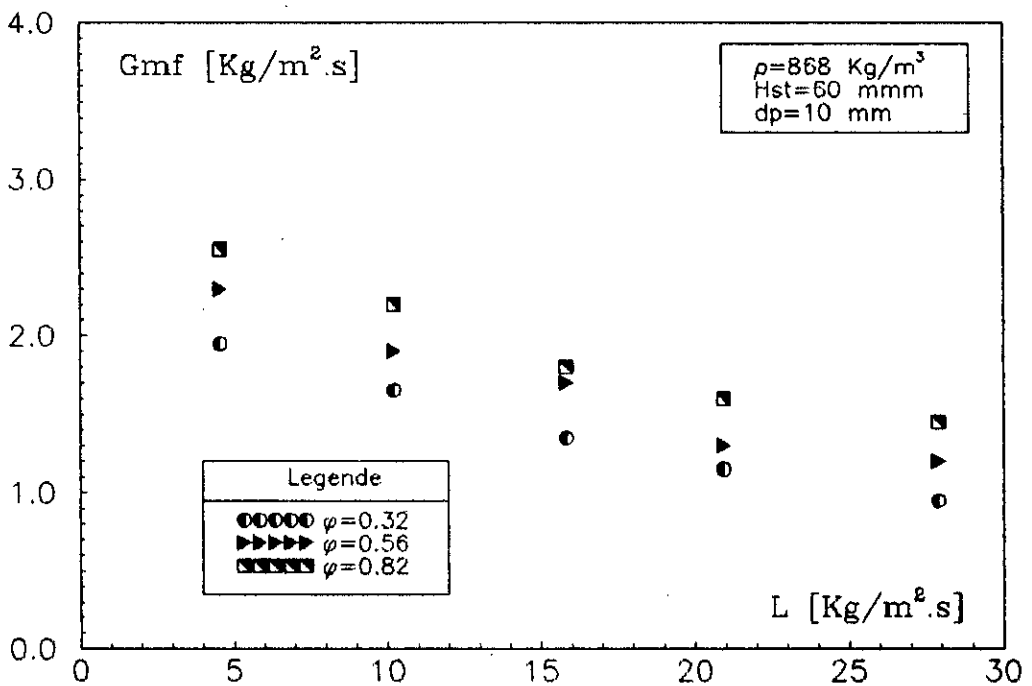


Figure 75 : Evolution de la vitesse minimum de fluidisation avec le flux liquide :  
Effet de l'aire libre de la grille support de garnissage

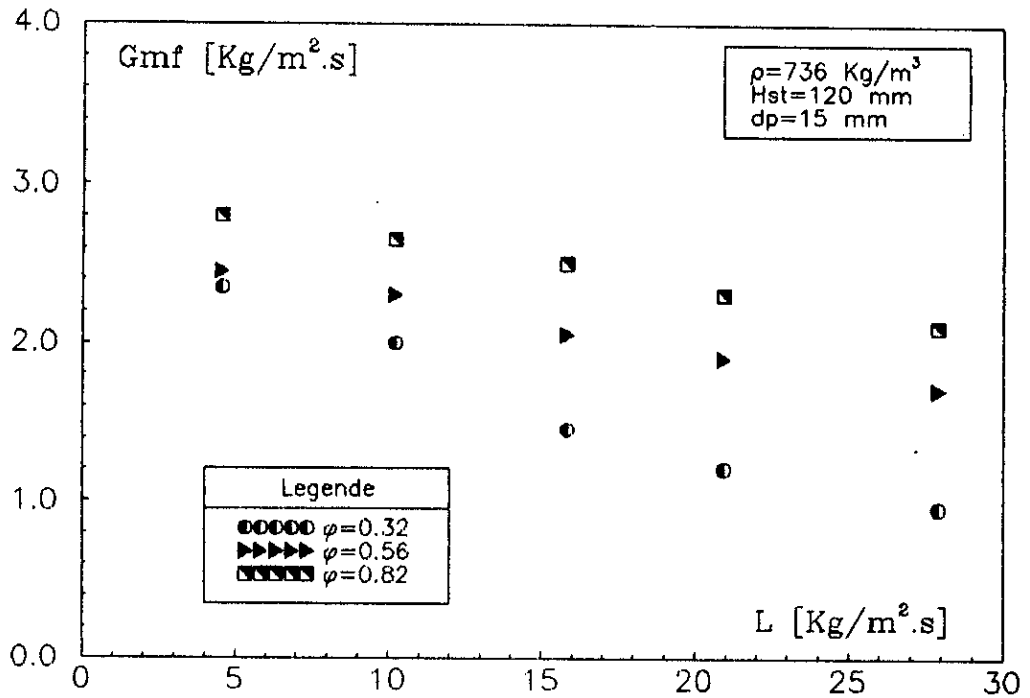


Figure 76 : Evolution de la vitesse minimum de fluidisation avec le flux liquide :  
Effet de l'aire libre de la grille support de garnissage

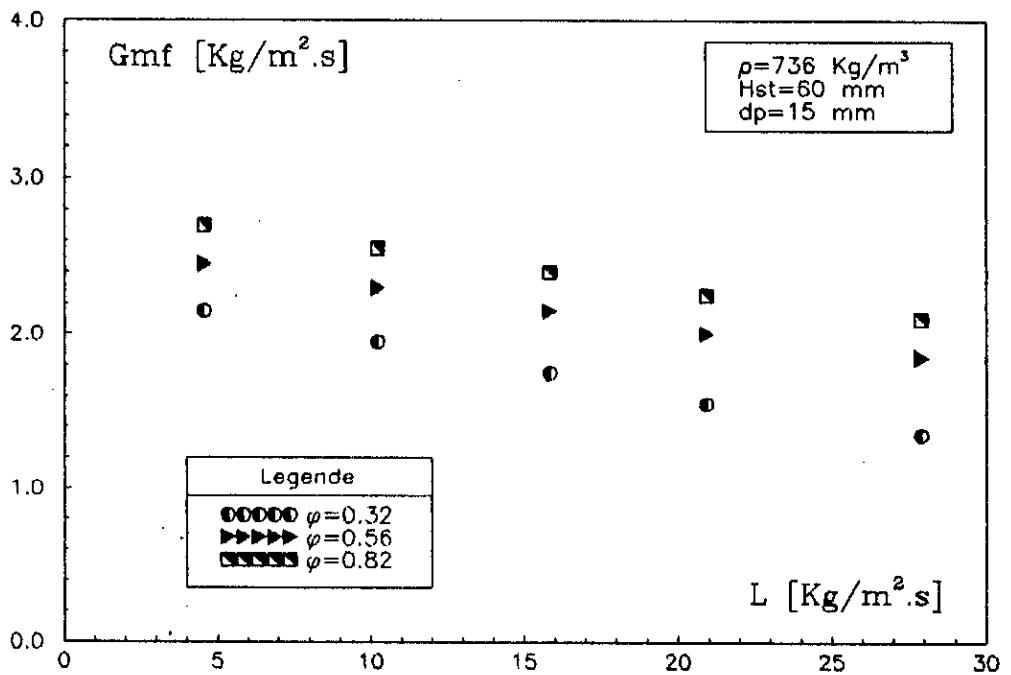


Figure 77 : Evolution de la vitesse minimum de fluidisation avec le flux liquide :  
Effet de l'aire libre de la grille support de garnissage

### IV.3.3. Effet des dimensions des particules de garnissage

Nous avons examiné l'effet du diamètre des particules pour deux garnissages, de masse volumique différente ( $\rho_{p1}=868 \text{ Kg/m}^3$  et  $\rho_{p2}=736 \text{ Kg/m}^3$ ), néanmoins, la différence des masses volumiques n'affectera pas la comparaison des vitesses minimum de fluidisation, si l'on admet que la vitesse d'engorgement du lit fixe, qui détermine la vitesse minimum de fluidisation, ne dépend pas de la densité du garnissage.

Les figures 78 à 81 illustrant la variation de la vitesse minimum de fluidisation avec l'arrosage liquide, pour des garnissages de dimensions différentes, font apparaître, qu'avec l'augmentation du diamètre des particules, la vitesse minimum de fluidisation augmente. Ces résultats sont analogues à ceux de Chen et Douglas [10], Kito et col. [34], Vunjak-Novakovic [68], Kuroda et Tabei [41].

Lorsque le diamètre des particules sphériques diminue, la fraction de vide de la couche solide diminue, c'est à dire que la section libre offerte au passage des courants liquide et gazeux diminue, ce qui favorise l'engorgement du lit fixe et donc la vitesse minimum de fluidisation du lit mobile.

### VI.3.4. Estimation de la vitesse minimum de fluidisation

L'estimation de la vitesse minimum de fluidisation pour l'Absorbeur à Contact Turbulent, dépend du mode de fluidisation envisagé.

Pour le mode de fluidisation type "I.A.C.T.", la vitesse minimum de fluidisation du lit est représentée par la vitesse d'engorgement du lit fixe correspondant, et par conséquent la vitesse minimum de fluidisation sera estimée sur cette base.

Vunjak-Novakovic propose l'équation suivante:

$$\log_{10} \left[ \frac{U_{gmfd}^2}{g} \frac{\rho_p}{e^3} \frac{\rho_g}{\rho_l} \right] = 0,247 - 1,615 \left[ \frac{L}{G_{mf}} \right]^{0,25} \left[ \frac{\rho_g}{\rho_l} \right]^{0,125} \quad (\text{IV.21})$$

Pour déterminer la vitesse minimum de fluidisation du lit entièrement fluidisé ( $U_{gmfd}$ ), le même auteur propose l'équation:

$$U_{gmfd} = 0,545 \left[ \frac{U_{gmfd}}{e\alpha - e_{l,st}} \right] \quad (\text{IV.22})$$

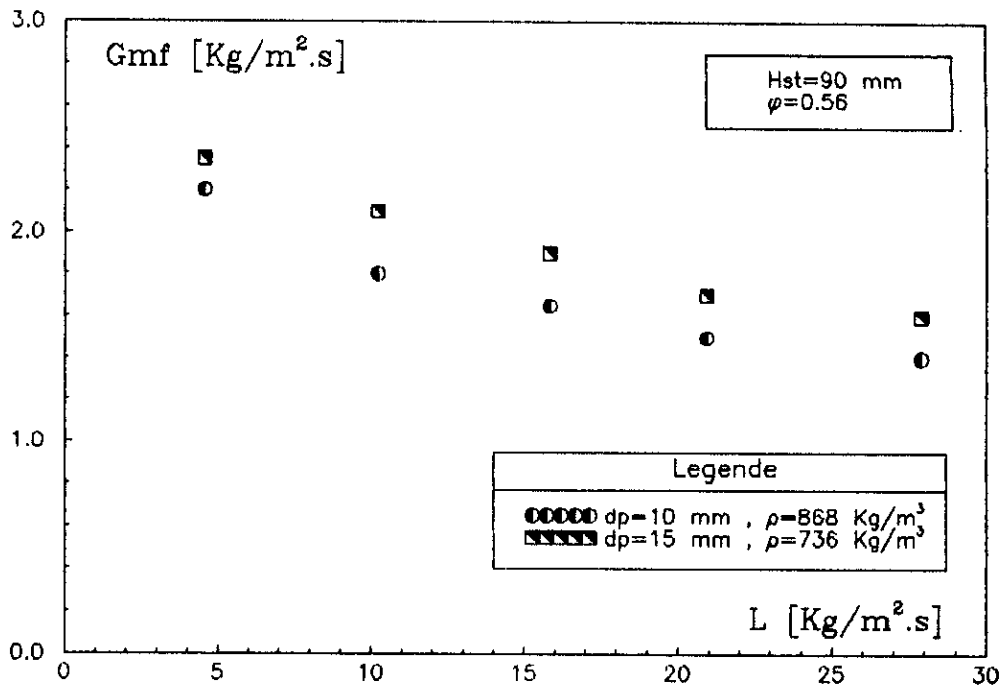


Figure 78 : Evolution de la vitesse minimum de fluidisation avec le flux liquide :  
Effet des dimensions du garnissage

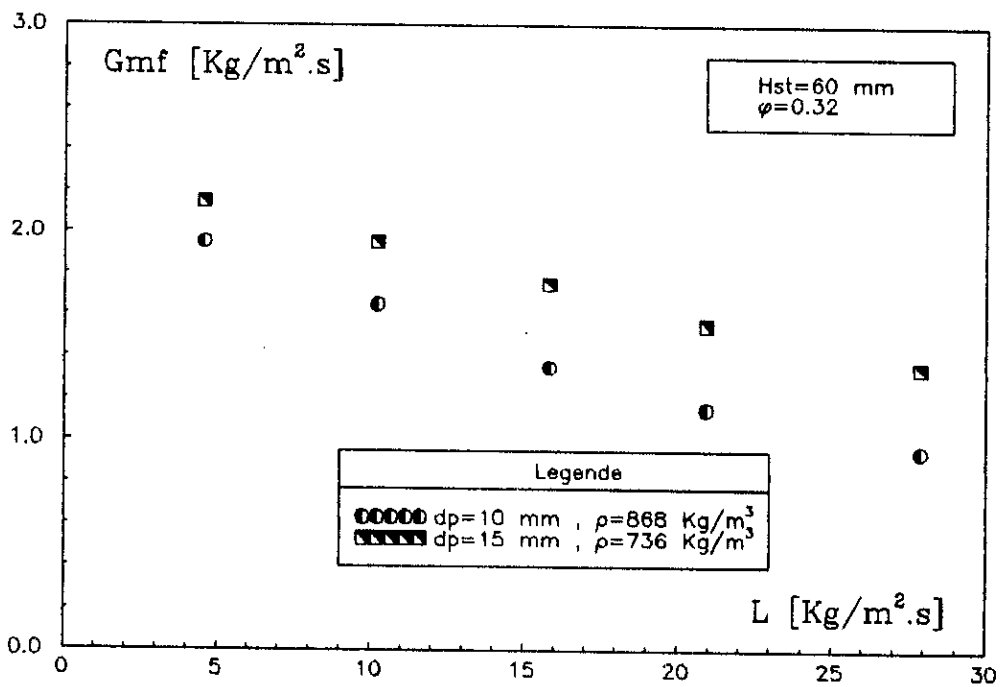


Figure 79 : Evolution de la vitesse minimum de fluidisation avec le flux liquide :  
Effet des dimensions du garnissage

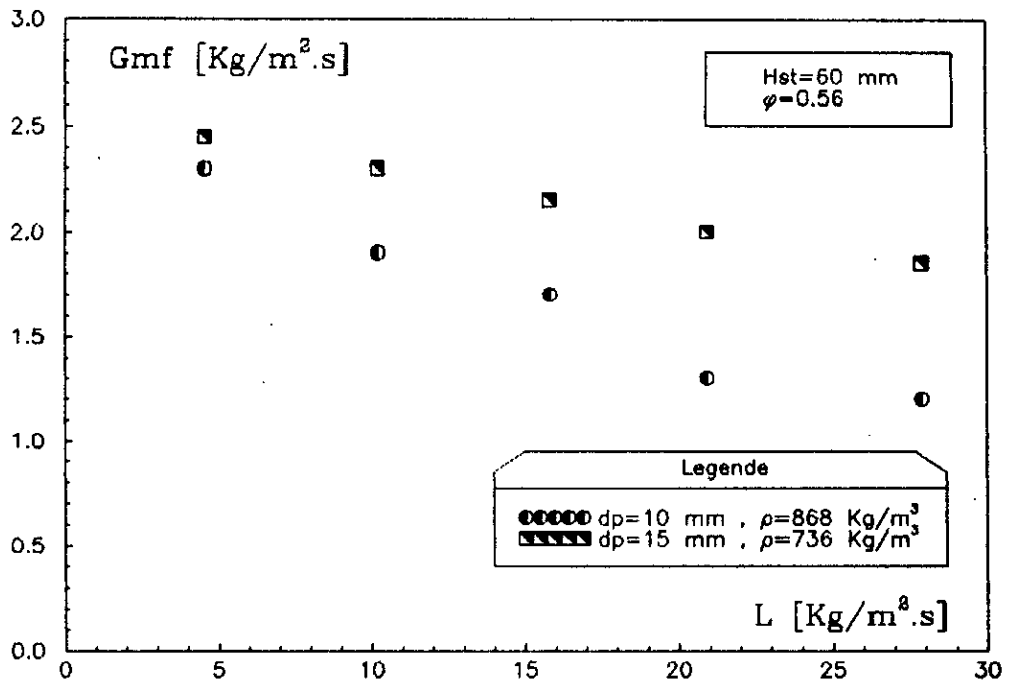


Figure 80 : Evolution de la vitesse minimum de fluidisation avec le flux liquide :  
Effet des dimensions du garnissage

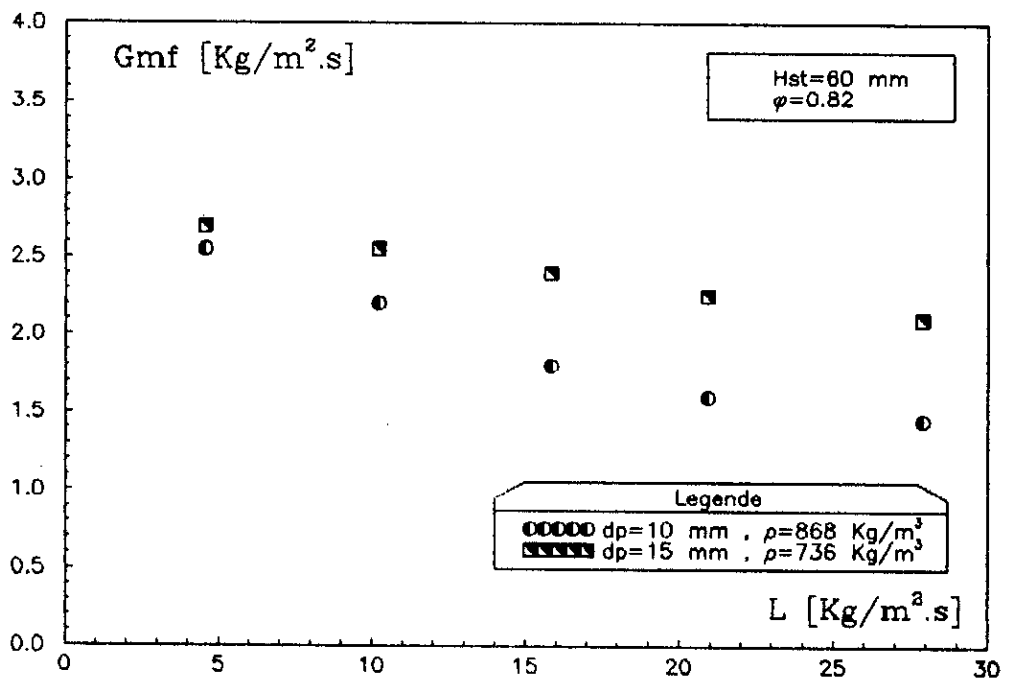


Figure 81 : Evolution de la vitesse minimum de fluidisation avec le flux liquide :  
Effet des dimensions du garnissage

Kuroda et Tabei [41], proposèrent une équation basée sur leur modèle :

$$C_{fi} \left( \frac{\rho_g U_{g_{mf}}^2}{d_p} \right) = (\rho_{ws} - \rho_g) g \quad (\text{IV.23})$$

l'inconvénient de cette méthode est qu'il faut au préalable connaître la rétention liquide au minimum de fluidisation.

Les résultats expérimentaux font apparaître que la vitesse minimum de fluidisation décroît avec l'augmentation du flux liquide. Ces résultats ont été également relevés par Chen et Douglas [10], Kito et col. [33], Vunjak-Novakovic [68], et Kuroda Tabei [41].

L'aire libre de la grille support de garnissage affecte fortement la vitesse minimum de fluidisation: avec la diminution de l'aire libre de la grille support, la vitesse minimum de fluidisation diminue de manière appréciable, ceci a été noté pour les deux types de garnissage, par contre cet effet diminuait avec l'augmentation de la fraction de vide de la grille.

#### IV.4. Corrélations des paramètres hydrodynamiques

L'estimation d'un paramètre par une corrélation, déduite pour un système spécifique, présente en général certaines limites et sa généralisation à d'autres systèmes est aléatoire. Il convient donc de corréler nos résultats, par une corrélation spécifique au système étudié.

##### VI.4.1. Corrélation pour les pertes de charge

Nous avons utilisé l'équation générale des pertes de charge :

$$(-\Delta p) = [(1 - \varepsilon_0) \rho_p + \varepsilon_l \rho_l + \varepsilon_g \rho_g] g H_{st} \quad (\text{VI.24})$$

qui fait apparaître que celles-ci sont la somme d'un terme statique et d'un terme dynamique:

- le terme statique  $[(1 - \varepsilon_0) \rho_p g H_{st}]$  qui représente le poids du garnissage;
- le terme dynamique  $[(\varepsilon_l \rho_l + \varepsilon_g \rho_g) g H_{st}]$  qui représente le poids du liquide et celui du gaz retenus dans le lit.

L'analyse des résultats expérimentaux a mis en évidence, que les pertes de charge sont affectées de manière significative par, le flux liquide ( $L$ ), la géométrie du système représentée par l'aire libre de la grille support, le diamètre de la colonne et la hauteur statique ( $\varphi$  et  $H_{st}/D_c$ ).

En conclusion, une équation en termes adimensionnels pour les pertes de charge, serait de la forme:

$$\frac{-\Delta p}{\rho_g U_g^2} = \frac{(1 - \varepsilon_0) \rho_p g H_{st}}{\rho_g U_g^2} a_1 Re_g^{a_2} Re_l^{a_3} \left(\frac{H_{st}}{D_c}\right)^{a_4} \varphi^{a_5} \quad (\text{IV.25})$$

La régression linéaire par la méthode des moindres carrés de 1494 données expérimentales a abouti à la relation (IV.26):

$$(-\Delta p) = \left[ \frac{(1 - \varepsilon_0) \rho_p g H_{st} \rho_g}{G^2} 267.4933 \cdot 10^5 \left(\frac{d_p U_l \rho_l}{\mu_l}\right)^{-1.7946} \left(\frac{d_p U_l \rho_l}{\mu_l}\right)^{0.2511} \left(\frac{H_{st}}{D_c}\right)^{1.1891} \varphi^{-0.2361} \right] \frac{G^2}{\rho_g}$$

Nous avons présenté sur les figures 82 à 85 les résultats estimés par cette corrélation pour quelques exemples.

Les figures 86 à 89 montrent l'erreur, sur l'estimation des pertes de charge, à l'aide de notre corrélation et ceci pour le domaine de fluidisation totale où les pertes de charge sont pratiquement constantes.

#### IV.4.2. Corrélation de l'expansion du lit

La comparaison entre nos valeurs expérimentales et celles prévues par les corrélations de Tichy et Douglas [60], O'Neil [50], Khanna et col [29], Vunjak-Novakovic [68], présentées sur les figures 66 à 69 met en évidence, en général, les limites de ces corrélations. Il convient donc de proposer une corrélation spécifique au système étudié.

Nous avons tenté d'obtenir une corrélation basée sur l'expression de l'expansion (II.18) dans laquelle nous avons remplacé les termes représentant la rétention liquide et la rétention gazeuse par les corrélations de Vunjak-Novakovic [67], dont on a essayé de recalculer les coefficients. Cette méthode se révéla infructueuse.

Nous avons par la suite recalculé les coefficients de l'expression de Tichy et Douglas [60] pour nos valeurs et nous avons obtenu l'expression:

$$\frac{H_d}{H_{st}} = -1.1569 + 0.3479 G - 0.0733 \cdot 10^{-2} dp + 0.6508 L^{0.6} dp^{0.5} + 3.5536 L^{0.5} dp^{-0.5} \quad (IV.27)$$

Cette corrélation donne des droites estimant assez bien l'allure générale de la variation de l'expansion, notamment avec la variation du flux liquide et l'aire libre de la grille support de garnissage. Par contre elle sous-estime nettement l'expansion aux basses valeurs du flux gazeux.

En définitive, nous avons essayé de déduire une corrélation basée sur:

-l'allure générale de l'expansion ( $H_d/H_{st}$  en fonction de  $G$ ) qui s'apparente nettement à un polynôme du troisième degré. Ceci est valable et a été vérifié pour chaque système expérimental;



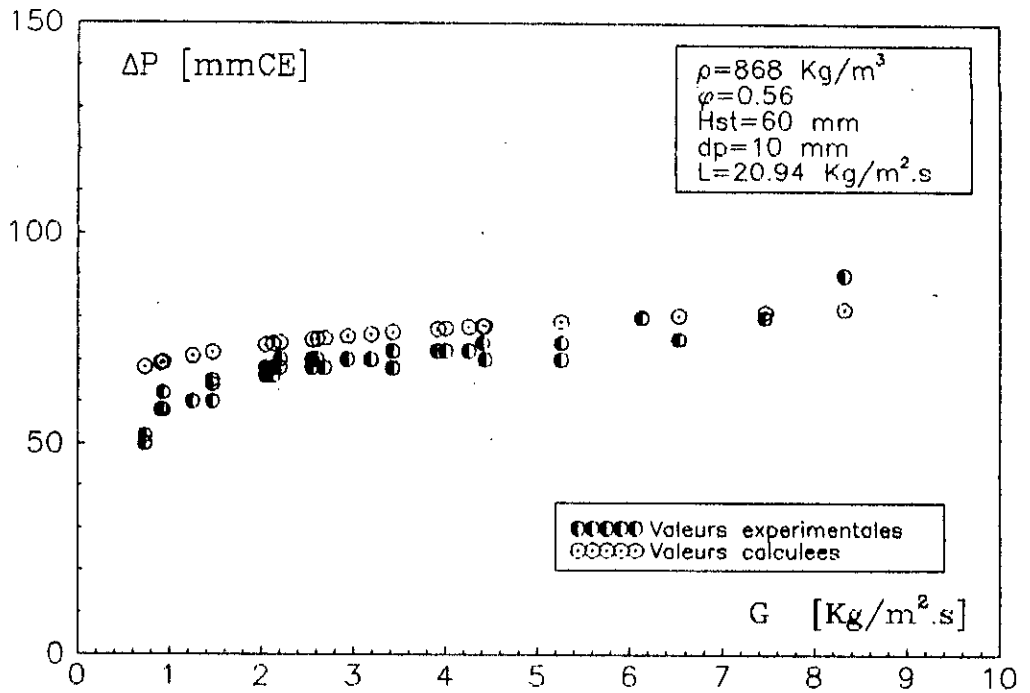


Figure 82 : Estimation des pertes de charge par corrélation

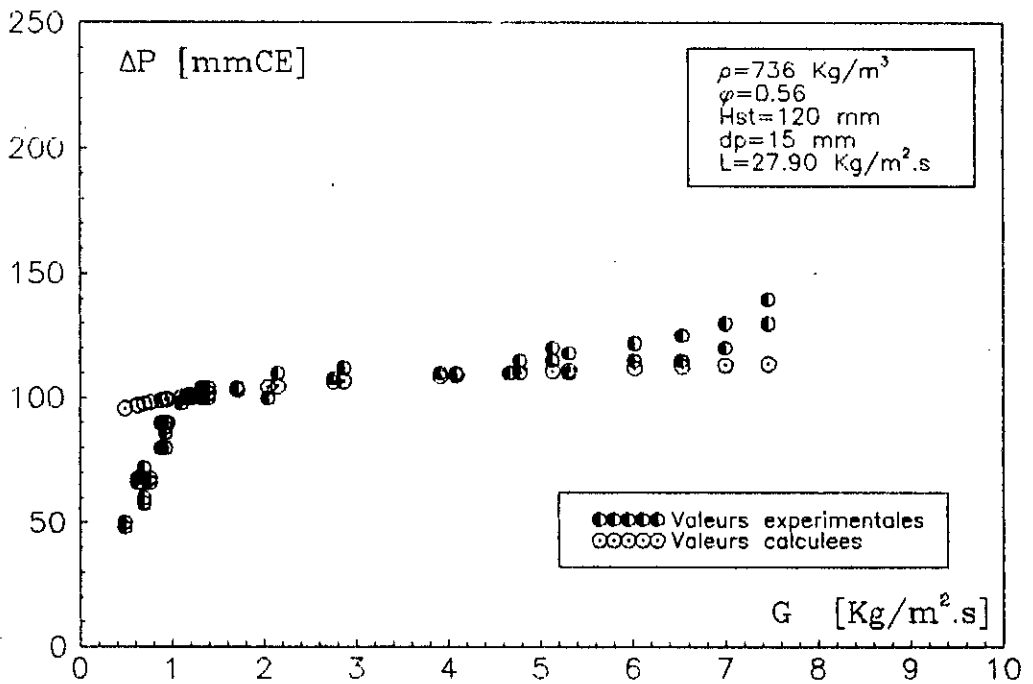


Figure 83 : Estimation des pertes de charge par corrélation

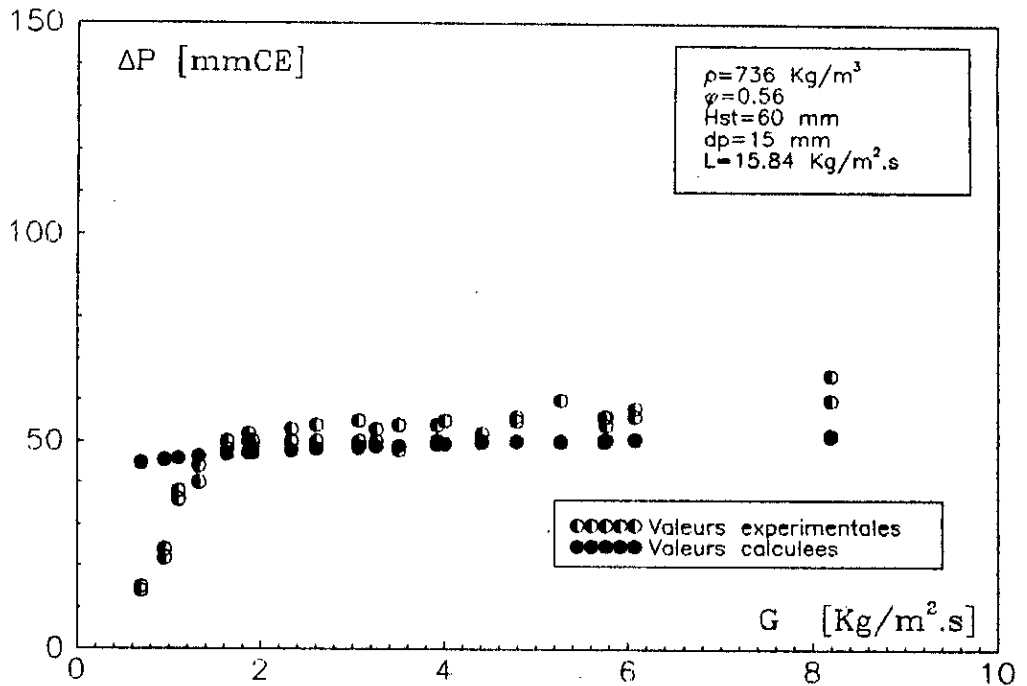


Figure 84 : Estimation des pertes de charge par corrélation:

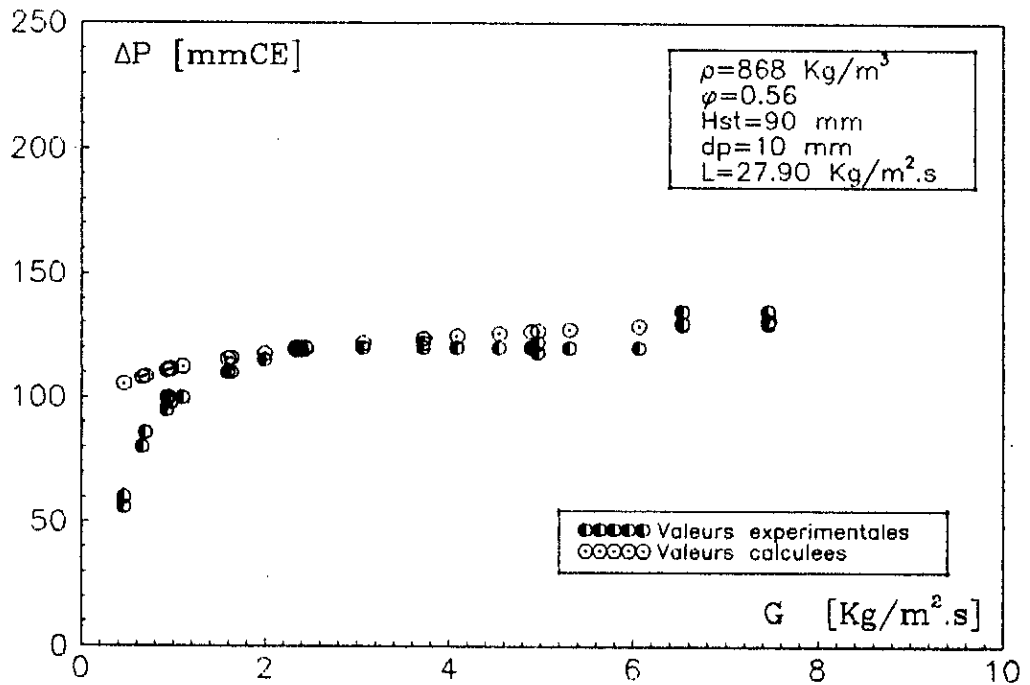


Figure 85 : Estimation des pertes de charge par corrélation

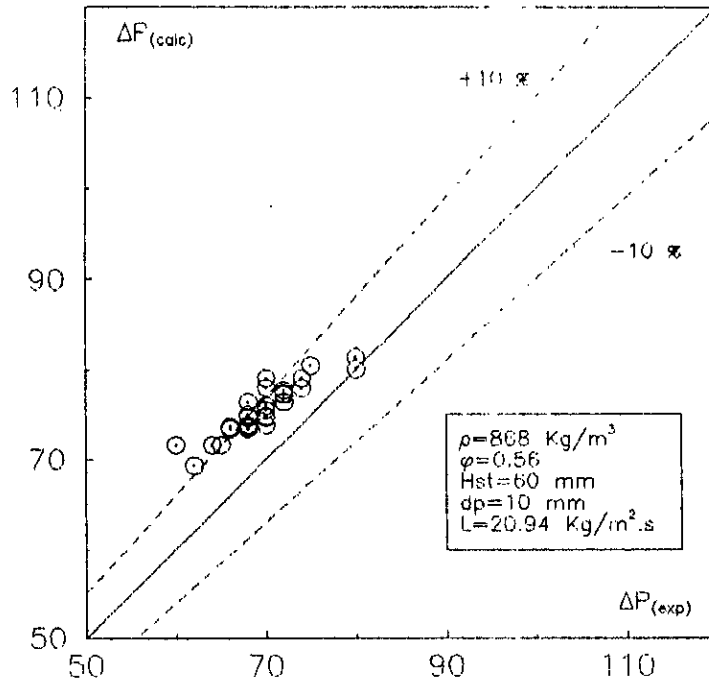


Figure 86 : Estimation des pertes de charge par corrélation :  
 Comparaison des valeurs calculées et expérimentales

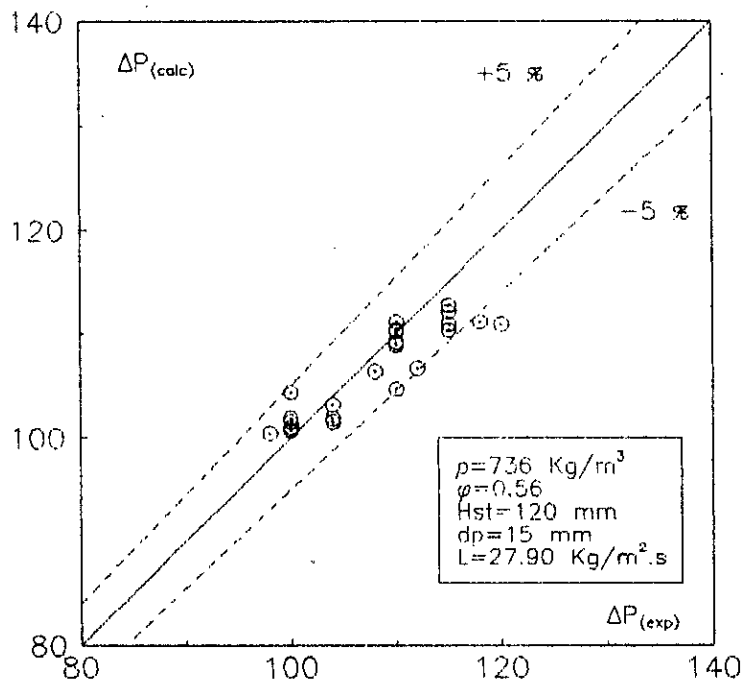


Figure 87 : Estimation des pertes de charge par corrélation :  
 Comparaison des valeurs calculées et expérimentales

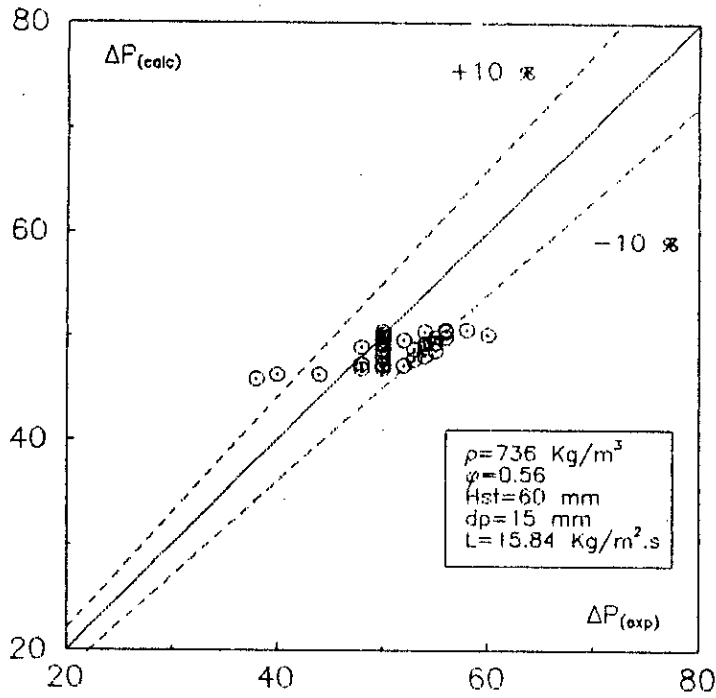


Figure 88 : Estimation des pertes de charge par corrélation :  
 Comparaison des valeurs calculées et expérimentales

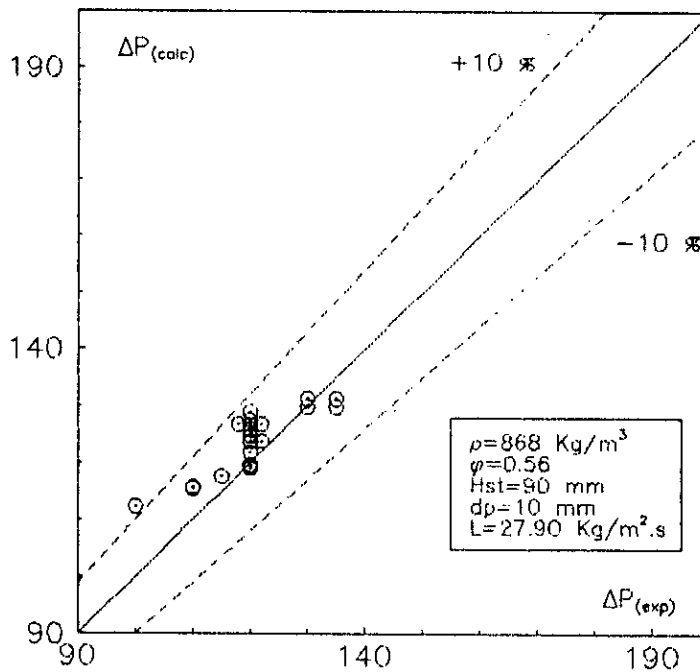


Figure 89 : Estimation des pertes de charge par corrélation :  
 Comparaison des valeurs calculées et expérimentales

-l'influence des paramètres significatifs: selon nos résultats, nous avons mis en évidence l'influence du flux liquide ( $L$ ), et de l'aire libre de la grille support ( $\phi$ ), par contre aucun effet de la hauteur statique du garnissage ( $H_{st}$ ) n'a été mis en évidence. D'autre part, Tichy et Douglas [60], ont mis en évidence que la masse volumique du garnissage ( $\rho_p$ ) n'avait pas d'influence sur l'expansion du lit.

-l'expansion, pour un débit de gaz nul, est égale à l'unité ( $\left. \frac{H_d}{H_{st}} \right|_{G=0} = 1$ ).

En fonction de ces considérations, la meilleure corrélation serait de la forme:

$$\frac{H_d}{H_{st}} = 1 + [a_1 G + a_2 G^2 + a_3 G^3] \phi^{a_4} L^{a_5} \quad (IV.28)$$

Le modèle proposé étant non linéaire et non linéarisable analytiquement: nous avons utilisé la méthode itérative de Gauss-Newton. On obtient la corrélation (IV.29) par la régression de 1998 données expérimentales:

$$\frac{H_d}{H_{st}} = 1 + [4,0999 \cdot 10^{-3} G + 7,4031 \cdot 10^{-3} G^2 + 9,4272 \cdot 10^{-5} G^3] \phi^{-1,3700} L^{1,2200} \quad (IV.29)$$

Nous avons porté sur les figures 90 à 93 cette corrélation avec les points expérimentaux, pour quelques systèmes représentatifs.

Sur les figures 94 à 97, nous présentons la comparaison des valeurs estimées et expérimentales, et les marges d'erreur.

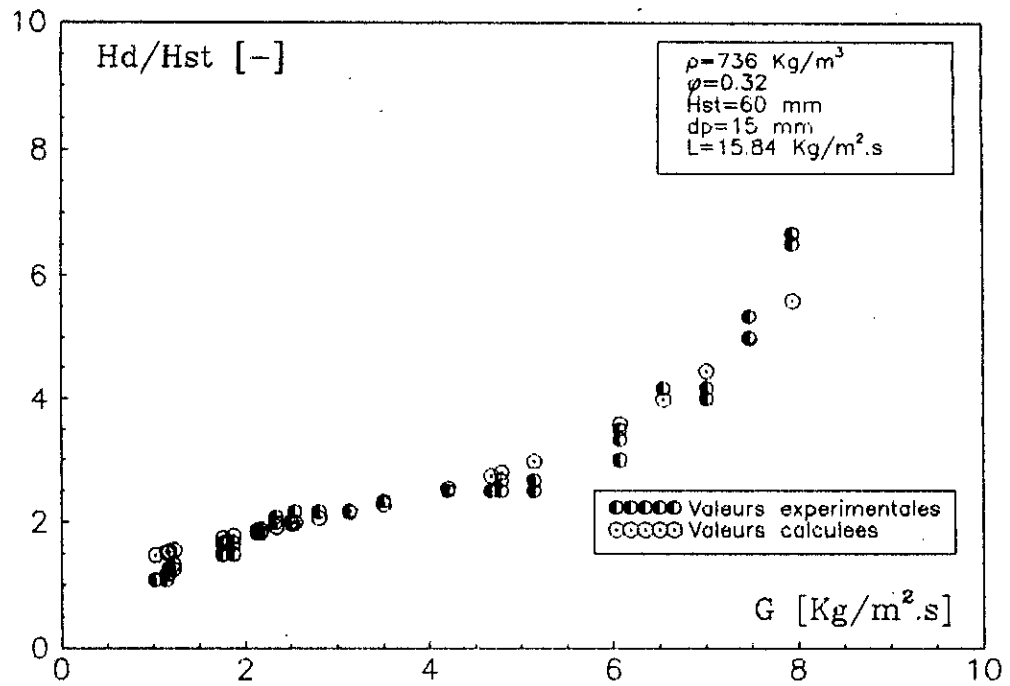


Figure 90 : Estimation de l'expansion du lit par corrélation

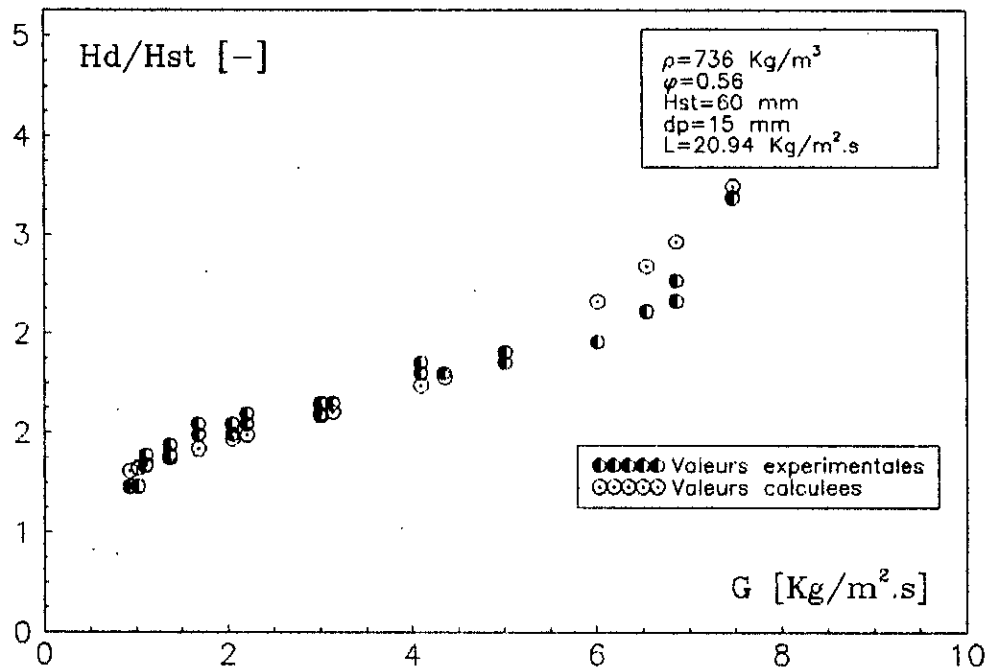


Figure 91 : Estimation de l'expansion du lit par corrélation

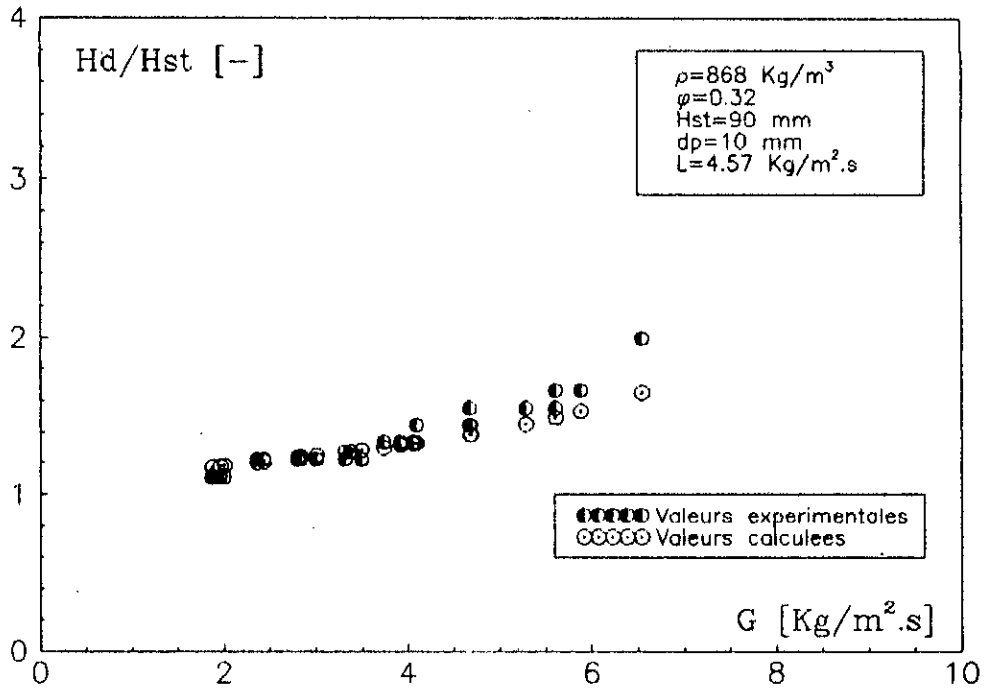


Figure 92 : Estimation de l'expansion du lit par corrélation

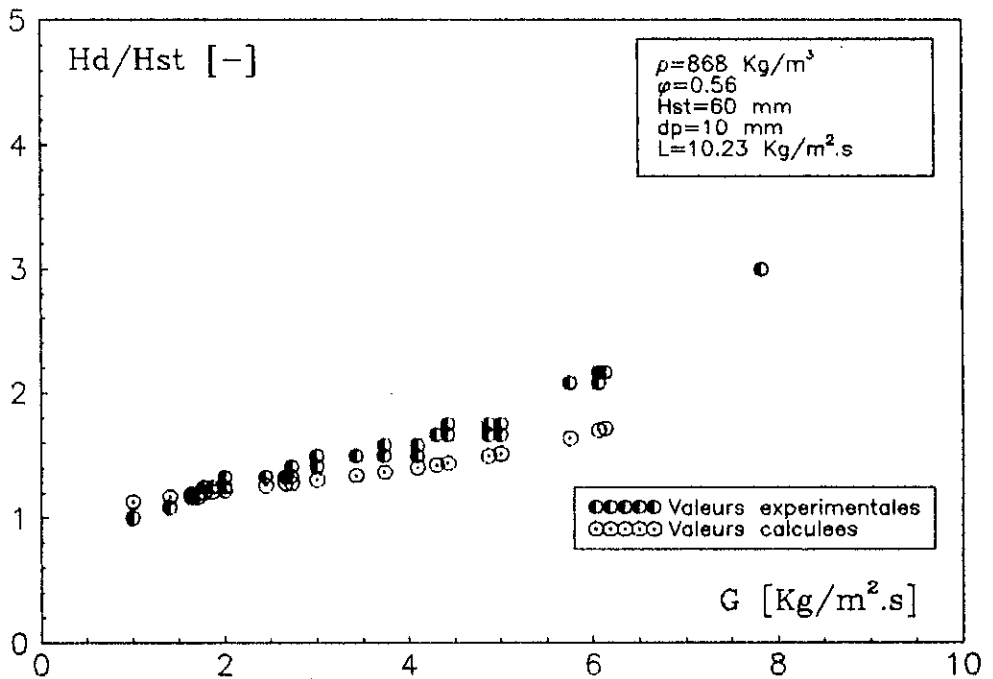


Figure 93 : Estimation de l'expansion du lit par corrélation

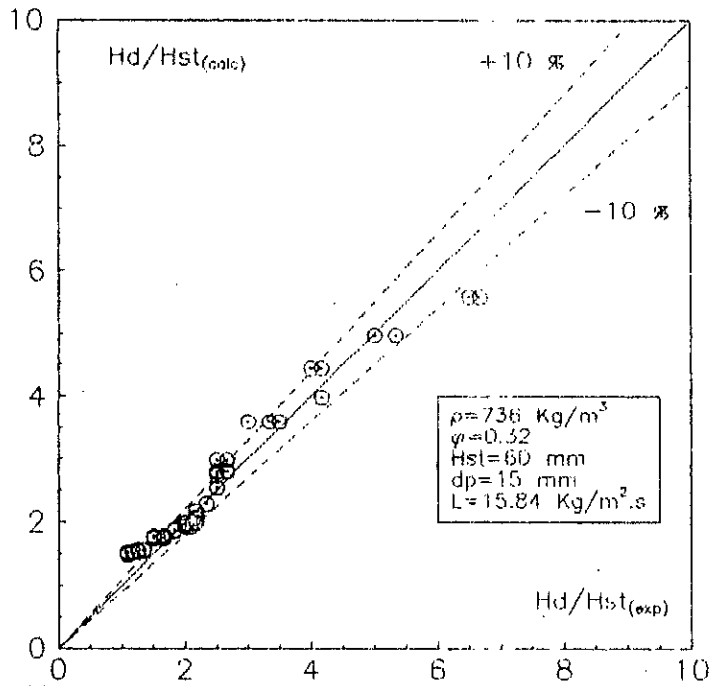


Figure 94 : Estimation de l'expansion du lit par corrélation :  
 Comparaison des valeurs calculées et expérimentales

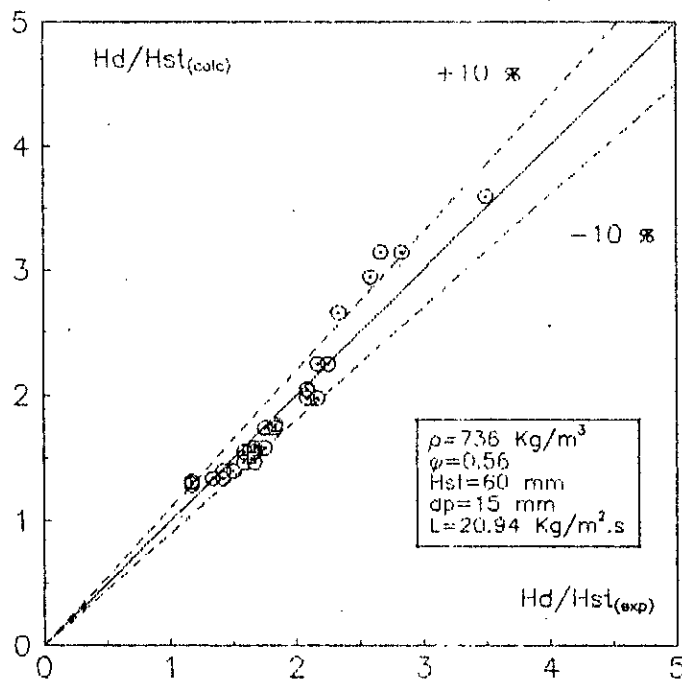


Figure 95 : Estimation de l'expansion du lit par corrélation :  
 Comparaison des valeurs calculées et expérimentales



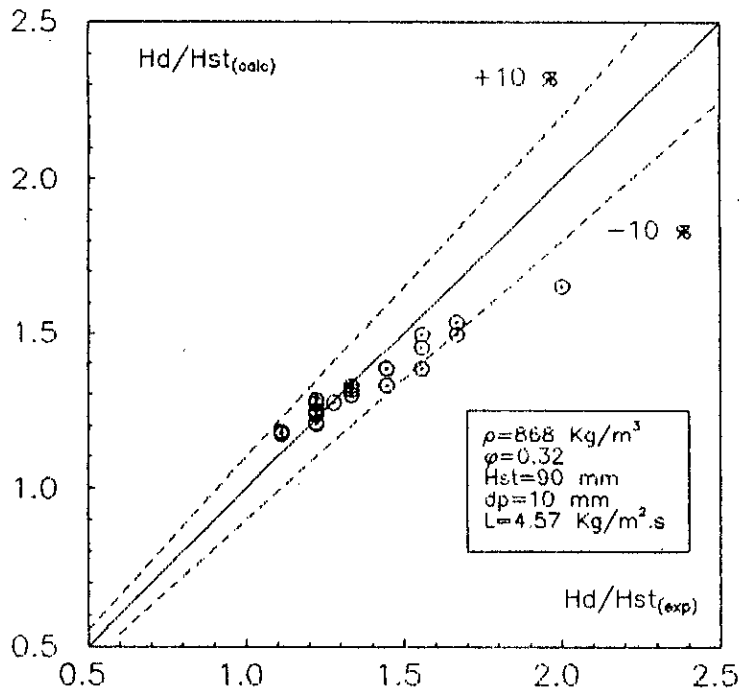


Figure 96 : Estimation de l'expansion du lit par corrélation :  
 Comparaison des valeurs calculées et expérimentales

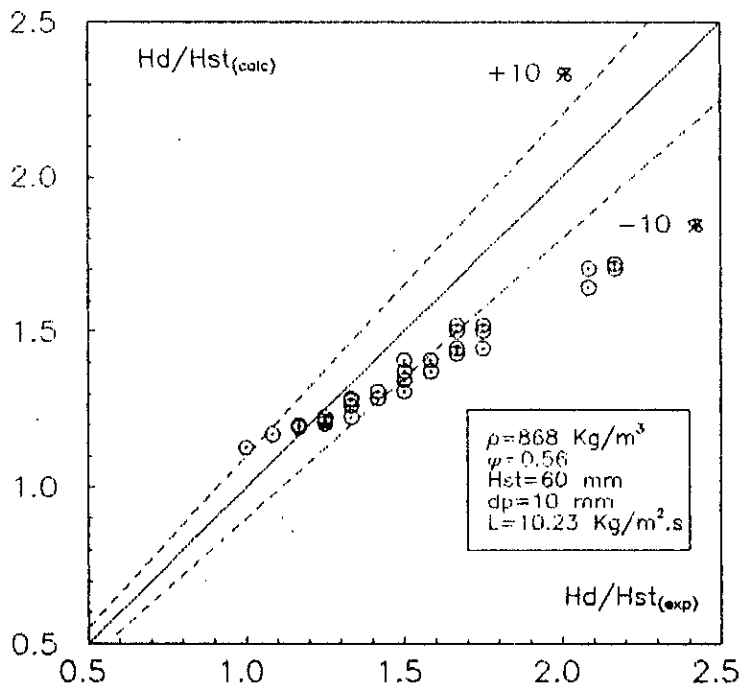


Figure 97 : Estimation de l'expansion du lit par corrélation :  
 Comparaison des valeurs calculées et expérimentales

## CONCLUSION GENERALE

Nous avons étudié expérimentalement l'hydrodynamique du Contacteur à Lit Turbulent. Ce procédé consiste en la mise en contact d'un courant gazeux constituant la phase continue et d'un courant liquide, à contre-courant, à travers un lit contenant un garnissage solide constitué de particules sphériques de faible masse volumique.

Pour mener cette étude, nous avons conçu et réalisée la colonne d'étude devant assurer les conditions de fonctionnement suivantes:

- une distribution uniforme du liquide sous forme de gouttelettes au dessus du lit, à travers toute la section de la colonne, assurée par le distributeur de liquide spécialement conçu et réalisée à cet effet;
- une distribution uniforme du gaz à travers le lit, à l'aide du distributeur de gaz.

L'étude hydrodynamique du système air/eau a porté sur deux garnissages de diamètre 0,010 et 0,015 mm, de masses volumiques respectives 868 et 736 Kg/m<sup>3</sup>. L'effet des flux gazeux et liquide (G et L), de la hauteur statique de garnissage (Hst) et de l'aire libre de la grille support ( $\varphi$ ), sur les paramètres hydrodynamiques a été étudié. Cette étude a mis en évidence les résultats suivants:

1) une influence significative des variables opératoires, telles que; les flux liquides et gazeux (G et L), la hauteur statique et les caractéristiques de garnissage (Hst,  $\rho_p$  et  $d_p$ ), ainsi que la fraction de vide de la grille support sur les paramètres hydrodynamiques, à savoir, les pertes de charge ( $\Delta p$ ), l'expansion du lit (Hd/Hst), et la vitesse minimum de fluidisation (Gmf).

a) Les résultats expérimentaux montrent que l'expansion du lit dépendait du flux gazeux et liquide, qu'elle était fortement affectée par l'ouverture de la grille support de garnissage et qu'elle était indépendante de la hauteur statique de garnissage.

Les résultats ont également mis en évidence l'existence de trois zones de variation de l'expansion avec l'augmentation du flux gazeux.

b) Les résultats expérimentaux font apparaître que la vitesse minimum de fluidisation décroît avec l'augmentation du flux liquide et avec la diminution du diamètre des particules.

Avec la diminution de l'aire libre de la grille support, la vitesse minimum de fluidisation diminue de manière appréciable. Cet effet diminue avec l'augmentation de la fraction de vide de la grille support.

c) Les résultats font apparaître que les pertes de charge à travers le lit augmentent avec l'accroissement du flux liquide, de la hauteur statique du garnissage et avec la dimension de l'aire libre de la grille support. L'évolution des pertes de charge pour chaque système expérimental étudié dépend fortement du flux gazeux.

2) l'existence des domaines de fluidisation (lit fixe, lit partiellement fluidisé, lit totalement fluidisé et état d'engorgement), dont les limites varient suivant la géométrie du système, les caractéristiques du garnissage, et l'arrosage liquide.

3) une influence notable des variables opératoires sur les zones de fonctionnement optimales en régime de fluidisation et ce pour les différents systèmes expérimentaux.

L'analyse de nos résultats expérimentaux a porté également sur la comparaison de nos résultats expérimentaux des pertes de charge et de l'expansion du lit avec les estimations de plusieurs corrélations de différent auteurs.

Parmi ces corrélations, certaines expriment assez bien nos résultats expérimentaux, néanmoins, leur utilisation ne peut être généralisée pour de larges intervalles des flux gazeux et liquide.

Nous avons proposé des corrélations pour les pertes de charge et pour l'expansion du lit spécifiques au système étudié et basées sur un très grand nombres de résultats expérimentaux.

$$(-\Delta p) = \left( \frac{(1-\epsilon_0)\rho_p g H_{st} \rho_g}{G^2} \right)^{267.4933} 10^5 \left( \frac{d_p U_{t,c} \rho_g}{\mu_g} \right)^{-1.7946} \left( \frac{d_p U_l \rho_l}{\mu_l} \right)^{0.2511} \left( \frac{H_{st}}{D_c} \right)^{1.1891} \phi^{-0.2361} \frac{G^2}{\rho_g}$$

$$\frac{H_d}{H_{st}} = 1 + [4,0999 \cdot 10^{-3} G - 7,4031 \cdot 10^{-4} G^2 + 9,4272 \cdot 10^{-5} G^3] \phi^{-1.3700} L^{1.2200}$$

Pour chaque paramètre hydrodynamique, nous proposons une méthode d'estimation tenant compte de l'état hydrodynamique du lit

**Références bibliographiques.**

- [1] Aksel'rod, L. A., et M. M. Yakovenko,  
"Certain Hydrodynamic Aspect of Mass Transfer Equipement with Mobile Spherical Packing"  
Theor. Found. Chem Eng., 3, 124 (1969).
- [2] Balabekov, O.S., P.G. Ramankov, E.Ya. Tarat and M.F. Mikhalev,  
"Operating Conditions of Columns with Wetted Moving Spherical Packing",  
J. Appl. Chem. U.S.S.R., 42, 1454, (1969).
- [3] Balabekov, O.S., E.Ya. Tarat, P.G. Ramankov and M.F. Mikhalev,  
"Hydrodynamic Design Calculations for Equipement with Wetted Fluidized Spherical Packing",  
J. Appl. Chem. U.S.S.R., 42, 2128, (1969).
- [4] Balabekov, O.S., E.Ya. Tarat, P.G. Ramankov and M.F. Mikhalev,  
"Hydrodynamics of an Absorber with a Fluidized Bed of Plastic Rings",  
J. Appl. Chem. U.S.S.R., 44, 1068, (1971).
- [5] Barile, R.G. and D.W. Meyer.  
"Turbulent Bed Cooling Tower",  
Chem. Eng. prog. symposium series, 67, N°119, 134 (1971).
- [6] Barile, R.G., J.L. Dengler, and T.A. Hertwig.  
"Performance and Design of a Turbulent Bed Colding Tower",  
AIChE Symposium Series, 70, N°138, 154 (1974).
- [7] Begovitch, J. M., et J. S. Watson,  
"Hydrodynamics Characteristics of Three Fluidised Beds",  
J. F. Davidson and D. L. Kearns, Ed., 190, Cambridge Univ. Press (1978).
- [8] Blyakher, I.G., L.Ya. Zhivaikin, and N.A. Yurovskaya,  
"Investigation of Hydrodynamics and Mass Transfer in Equipement with Movable Packing",  
In. Chem. Eng., 7 (3), 485 (1967).
- [9] Borgwardt, R.,  
"Limestone Scrubbing of SO<sub>2</sub> at EPA Pilot Plant",  
U.S. E.P.A. Report (Aug., 1972).
- [10] Chen, B.H., and W.J.M. Douglas.  
"Liquid Holdup and Minimum Fluidisation Velocity in Turbulent Contactor",  
Can. J. Chem. Eng., 46, 245 (1968)

- [11] Chen, B.H., and W.J.M. Douglas,  
"Axial Mixing of Liquid in Turbulent Bed Contactor",  
Can. J. Chem. Eng. Prog., 59 (12), 85 (1963).
- [12] Dhanuka, V. R., J. B. Stepanek,  
"Gas and Liquid Holdup and Pressure drop Measurements in a Three-Phase Fluidized Bed",  
in "Fluidization",  
Ed. J. F. Davdson et D. L. Kearns, cambridge Univ. Press, Cambridge, Angleterre, P.179 (1978).
- [13] Douglas, H. R., I. W. A. Snider, and G.H. Tomlison II,  
"The Turbulent Contact Absorber",  
Chem. Eng. Prog., 59, N) 12, 85 (1963).
- [14] Douglas, W.J.M.,  
"Heat and Mass Transfer in a Turbulent Bed Contactor",  
Eng. Prog., 60 (7), 66 (1964).
- [15] Elenkov, and A. Kossev,  
"Mass Transfer in the Liquid Phase in Apparatus with Mobile Packing",  
Theor. Found. Chem. Eng., 4, 100 (1970).
- [16] Epstein, N., et al.,  
"Scrubbing Tset Facility at the TVA Shawnee Power Plant",  
AIChE Mtg., Philadelphia Nov., (1973).
- [17] Epstein, N.,  
"Three Phase Fluidization: Some Knowledge Graps",  
Can. J. Chem. Eng., 59. 649 (1981).
- [18] Fan L. S.,  
"Gas-Liquid-Solid. Fluidization Engineering",  
Ed. Butterworth Publishers, Stoneham, USA, (1989).
- [19] Gel'Perin, N.I., V.Z. Grishko, V.I. Sarchenko, and V.M. Shchedro,  
"Investigation of the Operation of Absorbtion Appartus with a Refluxed Ball Packing Type of Pseudo Liquified Layer",  
Khimicheskoc, Neftyanoe Mashinostroenie, N°1. Jan. 22 (1966).
- [20] Gel'Perin, N.I., U.Y, Latyshev, and L.I. Blyakman,  
"Rectification in Column with Fluidised Beds of Spherical Packing",  
Int. Chem. Eng., 8, 691 (1968).
- [21] Gel'Perin N. I., V. I. Savchenko, and V. Z. Grishko,  
"Some Hydrodynamics Laws of Apparatus Packed with Fluidized Spheres",  
Theo. Chem. Eng., 2, 65, (1968).

- [22] Gel'Perin, N.I., V.Z. Grishko, and V.A. Mikhailov.  
"Determination of Phase Contact Surface in Mass Transfer Equipment with Fluidized Spherical Packing",  
Theor. Found. Chem. Eng., 6, 534 (1972).
- [23] Gel'Perin, N.I., E.N. Bukharkin, V.Z. Grishko, M.I. Tsylin,  
"A Study of Contact Heat and Mass Transfer in Equipment with Fluidized Spherical Packing",  
Int. Chem. Eng., 13, N°4, 615 (1973).
- [24] Gel'Perin, V.A. Liferenko, V.Z. Grishko, V.I. Sokolov, A.T. Eremin,  
"Study of the Mass Transfer Characteristics of a Pilot-Plant Absorber Containing Fluidized Spherical Packing in the Purification of Gases from Phenol",  
Int. Chem. Eng., 15 N°4, 675 (1975).
- [25] Gel'Perin, N.I., and B. S. Kruglyakov.  
Sov. Chem. Ind., 53, 66 (1977).
- [26] Groeneveld, K. J. V.,  
"Ph.D. Dissertation",  
Technical University, Delft, The Netherlands, (1967).
- [27] Handl, R.,  
"Ph.D. Dissertation",  
Technical University, Clausthal, F.R.G., (1976).
- [28] Kielback, A.W.,  
"The Development of Floating-Bed Scrubbers",  
Chem. Eng. Prog. Symp. Ser. 57, N°35, 51 (1959).
- [29] Khanna, R.T.,  
Ph.D. Dissertation,  
McGill University (1971).
- [30] Kito, M., M. Shimada, T. Sakai, S. Sugiyama, and C. Y. Wen,  
"Performance of Turbulent Bed Contactor. Gas Holdup and Interfacial Area under Liquid Stagnant Flow",  
in "Fluidization Technology", ed. by D.L. Kealrns, I. p 411, Hemisphere (1976).
- [31] Kito, M., M. Sawada, M. Shimada, M. Takada, T. Sakai, and S. Sugiyama,  
"Gas holdup in a Mobile Beds with stagnant liquid Flow",  
Int. Chem. Eng., 16 N°4, 701 (1976).
- [32] Kito, M., M. Shimada, R. Ingima, T. Sakai, M. Takada, S. Sugiyama,  
"Liquid Vapor Interfacial Area for a Liquid Batch Type Mobile Bed Contactor",  
Int. Chem. Eng., 16, N°4, 705 (1976).

- [33] Kito, M., Y. Kayama, T. Sakai, S. Sugiyama,  
"Minimum Fluidisation Velocity in a Mobile Bed",  
Int. Chem. Eng., 16, N°4, 711 (1976).
- [34] Kito, M., T. Monma, Y. Kayama, T. Sakai, and S. Sugiyama,  
"Pressure Drop and Bed Expansion in a Mobile Bed",  
Kagaku Kogaku Konbunshu, 2(5), 476 (1976).
- [35] Kito, K. Tabei, and K. Murata,  
"Gas and Liquid Holdups in Mobile Beds under the Countercurrent Flow of Air and  
Liquid",  
Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. 17(4), 568 (1978).
- [36] Kossev, A., G. Peev, and D. Elenkov,  
"On the Interfacial Area in Floating Bed Contactors",  
Verfahrenstechnik, 5(8), 340 (1971).
- [37] Kossev, A., and D. Elenkov,  
"Mass transfer in the Gas Phase in Apparatus with a Mobile Packing",  
Theor. Found. Chem. Eng., 7, 795 (1973).
- [38] Koval', Zh. A., A. V. Bepalov, O. G. Kuleshov, and A. P. Zhukov,  
"Experimental Study of Lengthwise Liquid Mixing in a Column Having a Mobile Bed  
Packing",  
Theor. Found. Chem. Eng., 9, 289 (1975).
- [39] Krainev, N. I., M. I. Niyazov, I. P. Levsh, and S. U. Umarov,  
"Hydrodynamics of an Absorber with a Fluidised Bed of Plastic Rings",  
Y. Appl. Chem. U.S.S.R., 41, 1961 (1968).
- [40] Kunii D., and O. Levenspiel,  
"Fluidization Engineering",  
Wiley, New-York (1969).
- [41] Kuroda, M., K. Tabei,  
"Theoretical Discussion of the Minimum Fluidizing Velocity in a Mobile Bed",  
Int. Chem. Eng., 21, N°2, 219 (1981).
- [42] Leva, M.,  
"Fluidization",  
Mc Graw-Hill (1959).
- [43] Leung, L.S., B.K. O'Neill, and D.J. Nicklin,  
in Proceeding of the 1st Pacific Area Chemical Engineering Congress (PACHEC), III, p  
82, Tokyo (1972).
- [44] Levsh, I.P., N.I. Krainev, and M.I. Niyazov,  
"Calculations of the Pressure Drop and Heights of Three-Phase Fluidized Beds",  
Int. Chem. Eng. N°2 311 (1968)

- [45] Levsh, I.P., N.I. Niyazov N.I. Krainev, F.F. Ganikhanova,  
"Mass Transfer in Absorbers with Fluidized Packed Beds",  
Int. Chem. Eng., 8, N°3, 379 (1968).
- [46] Levsh, I.P., N.I. Krainev, N.I. Niyazov,  
"Hydrodynamic Calculation of Absorbers with Fluidized Beds",  
Int. Chem. Eng., 8, N°4, 619 (1968).
- [47] Mayak, V.I., and V.I. Matrozov,  
"Hydraulic Résistance of Plate Columns with Fluidized Packing",  
Theor. Found. Chem. Eng. 3, 64 (1969).
- [48] Miconnet, M.P., P. Guignon and J.F. Large,  
"The Scrubbing of Acid Gases in Columns with Fixed or Mobile Packing",  
Int. Chem. eng., 22, 133 (1982).
- [49] Muroyama, K., and L.S. Fan,  
"Fundamentals of Gas-liquid-Solid Fluidization",  
AIChE J. 31, 1 (1985).
- [50] O'Neill, B.K. , D.J. Nicklin, N.J. Morgan and L.S. Leung,  
"The Hydrodynamics of Gas-Liquid Contacting in Tower with Fluidized Packing",  
Can. J. Chem. Eng. 50, 595 (1972).
- [51] O'Neill, B.K., D.J. Nicklin, and L.S. Leung,  
"Fluidization and its Applications",  
Ed. by H. Angelo, J.P. Couderc, H. Gilbert, and C. Laguerie, p 365, Cepadues-Editions,  
Toulouse (1974).
- [52] Petrov, P. M., Tassaev, Zh.  
Chem.-Ing. Technol., 50, 887 (1978).
- [53] Rama, O.P., D.P. Rao and V. Subba Rao.  
"Hydrodynamics of a Mobile Bed Contactor with Low Density Packing Particules of  
Different Shapes",  
Can. J. Chem. Eng.,61, 863 (1983).
- [54] Rama, O.P., D.P. Rao and V. Subba Rao.  
"Liquid-Phase Axial Mixing Study in a Bed Contactor with Low Density Particules",  
Can. J. Chem. Eng.,63, 444 (1985).
- [55] Strumillo, C., J. Adamioc, T.Kudra,  
"Packed Columns with Expanding Beds",  
14, N°4, 652 (1974).
- [56] Strumillo, C., and T. Kudra,  
"Interfacial Area in Three-Phase Fluidized Beds",  
Chem. Eng sci 32, 229. (1979).



- [57] Tabei, K., M. Hasatani and M. Kuroda,  
"Effective Gas-Liquid Interfacial Area in a Mobile Bed Contactor",  
Int. Chem. Eng., 29, N°4, 679, (1989).
- [58] Tarat, E. Ya., Burkat, V. S., Dudorova, V. S. J.,  
Appl. Chem. USSR (Engl. Trans.) 47, 105 (1974).
- [59] Tichy, A. Wong, and W.J.M. Douglas,  
"Pressure Drop in a Mobile-Bed Contactor",  
Can. J. Chem. Eng., 50, 215 (1972).
- [60] Tichy, and W.J.M. Douglas,  
"Bed Expansion in a Mobile-Bed Contactor",  
Can. J. Chem. Eng., 50, 702 (1972).
- [61] Tichy, and W.J. M. Douglas,  
"Certain Hydrodynamic Characteristics of Mobile-Bed Contactors",  
Can. J. Chem. Eng., 51, 618 (1973).
- [62] Ushida, S.C.S. Wong, and C.Y. Wen,  
"Mechanics of a Turbulent Contact Absorber",  
Can. J. Chem. Eng., 55, 392 (1977).
- [63] Ushida, T. Suzuki and H. Maejima,  
"The Flooduid Condition of Turbulent Contact Absorber",  
Can. J. Chem. Eng., 58, 406 (1980).
- [64] Uysal, B.Z.,  
"Hydrodynamic and Particulate Recovery Studies in Mobile-Bed Contacting",  
Ph.D. Thesis, Mc-Gill Univ. (1978).
- [65] Visvanathan, C. and L.S. Leung,  
"Design of a Fluidized Bed Scrubbers",  
Int. Eng. Chem. Process Des. Dep., 24, 677 (1985).
- [66] Vunjak-Novakovic, G.V., D.V. Vukovic, A. Obermayer, and A. Vogelpahl,  
"Hydrodynamics and Mass Transfer Performance of a Turbulent Contact bsorber",  
in "Fluidization", Ed. by G.R. Grace and Matson p.253, Plenum Press New York (1980).
- [67] Vunjak-Novakovic, G.V., D.V. Vukovic, and H. Littman,  
"Hydrodynamics of Turbulent Bed Contactors 1. Opération Regimes and Liquid Holdup",  
Ind. Eng. Chem. Res., 26(5), 958 (1987).
- [68] Vunjak-Novakovic, G.V., D.V. Vukovic, and H. Littman,  
"Hydrodynamics of Turbulent Bed Contactors 2. Pressure Drop, Bed Expansion, and  
Minimum Fluidizing Velocity",  
Ind. Eng. Chem. Res., 26(5), 967 (1987).

- [69] Wallis, G. B.,  
"One Dimensional Two-Phase Flow",  
McGraw Hill, New York (1969).
- [70] Wild, G., M. Saberian, J. L. Shwartz et J. C. Charpentier,  
"Les Réacteurs à Lits Fluidisés Gaz-Liquide-Solide. Etat de l'Art et Perspectives Industrielles",  
Entropie N° 106, 3, (1982).
- [71] Wozniak, M., and K. Ostergaard,  
"An Investigation of Mass Transfer in a Countercurrent Three-Phase Fluidized Bed",  
Chem. Eng. sc., 28, 167 (1978).
- [72] Wozniak, M.  
"Pressure Drop and Effective Interfacial Area in a Column with a Mobile Bed",  
Int. Chem. Eng., 17(3), 553 (1977).
- [73] Zhukov V. A. P. et al,  
"Investigations of Mass Transfer in the gas Phase in an Apparatus with Mobile-Bed Packing with Allowance for Longwise Liquide Mixing,"  
Theor. Chem. Eng., 11, 371, (1967).

**Communications présentées :**

"Etude de l'Expansion dans un Lit à Contact Turbulent", Congrès Européen de Fluidisation, Las-Palmas (Espagne) du 16 au 18 février 1994

"Etude de l'Hydrodynamique de l'Absorbeur à Contact Turbulent", Séminaire National de Génie des Procédés, U.S.T.H.B.-Alger (Algérie) du 8 au 10 février 1994

## NOMENCLATURE

## Lettres latines

- $a_d$  : Aire interfaciale effective par unité de volume de lit dilaté  
 $a_l$  : Aire interfaciale effective par unité de volume de liquide  
 $a_p$  : Aire de la surface géométrique des particules par unité de volume de lit statique  
 $a_{st}$  : Aire interfaciale effective par unité de volume de lit statique  
 $A$  : Aire interfaciale effective par unité de section droite de la colonne  
 $C_{Ai}$  : Concentration du gaz réactant à l'interface liquide  
 $C_{B0}$  : Concentration de la phase liquide au sein du liquide  
 $C_{fi}$  : Coefficient de friction apparent pour la phase gazeuse  
 $C_{fs}$  : Coefficient de friction apparent pour le courant d'une phase à travers le lit fixe  
 $d$  : Diamètre équivalent des rainures ou orifice dans la grille support  
 $d_p$  : Diamètre des particules  
 $D$  : Diamètre équivalent de la surface libre de la grille support  
 $D_c$  : Diamètre de la colonne  
 $D_l$  : Diffusivité molaire en phase liquide  
 $D_G$  : Diffusivité molaire en phase gazeuse  
 $G$  : Vitesse massique du flux par unité de section pour le gaz  
 $G_{mf}$  : Vitesse massique du flux par unité de section pour le début de fluidisation  
 $G_{Mg}$  : Vitesse molaire du gaz par unité de section de la colonne  
 $h_l$  : Hauteur du liquide dans la colonne correspondant à la rétention liquide  
 $H_d$  : Hauteur du lit dilaté  
 $H_d$  : Hauteur statique du lit  
 $H_{0g}$  : Hauteur globale de l'unité de transfert côté gaz  
 $H_e$  : Constante de la loi de Henry  
 $k_g$  : Coefficient de transfert de masse à l'interface gaz-liquide côté gaz  
 $k_l$  : Coefficient de transfert de masse à l'interface gaz-liquide côté liquide  
 $k_{lad}$  : Coefficient volumétrique de transfert de masse côté liquide  
 $k_{lA}$  : Coefficient volumétrique de transfert de masse côté gaz sur l'unité d'aire de la section droite de la colonne  
 $k_r$  : Constante de la réaction de pseudo-premier ordre  
 $K_g$  : Coefficient global de transfert de masse gaz-liquide  
 $K_{gast}$  : Coefficient volumétrique global de transfert de masse de la phase gazeuse par rapport à la hauteur du lit statique

$L$ :	Flux massique du liquide par unité de section de la colonne
$M_A$ :	Poids moléculaire de l'air
$N_{0g}$ :	Nombre d'unité de transfert globale de la phase gaz
$-\Delta P_c$ :	Pertes de charge totales à travers la colonne
$-\Delta P$ :	Pertes de charge à travers le lit
$-\Delta P_g$ :	Pertes de charge dues à la grille support
$-\Delta P_w$ :	Pertes de charge dues aux parois de la colonne
$-\Delta P_\sigma$ :	Pertes de charge dues à la tension superficielle gaz-liquide
$U_g$ :	Vitesse superficielle du gaz
$U_{gmf}$ :	Vitesse superficielle du gaz au minimum de fluidisation
$U_{gmfd}$ :	Vitesse superficielle du gaz au minimum de fluidisation en fluidisation totale
$U_l$ :	Vitesse superficielle du liquide
$U_t$ :	Vitesse terminale de la particule

### Lettres grecques

$\varepsilon_d$ :	Porosité du lit dilaté
$\varepsilon_0$ :	Porosité du lit statique
$\varepsilon_g$ :	Rétention de gaz
$\varepsilon_{gmf}$ :	Rétention de gaz au minimum de fluidisation
$\varepsilon_l$ :	Rétention liquide
$\varepsilon_{lmf}$ :	Rétention liquide au minimum de fluidisation
$\varepsilon_{l,st}$ :	Rétention liquide rapportée au volume de lit statique
$\varepsilon_{l,st,st}$ :	Rétention liquide opératoire rapportée au volume de lit statique
$\varepsilon_s$ :	Rétention solide
$\varepsilon_{s,st}$ :	Rétention solide rapportée au volume de lit statique
$\mu_g$ :	Viscosité du gaz
$\mu_l$ :	Viscosité du liquide
$\Omega$ :	Section de la colonne
$\rho_g$ :	Masse volumique du gaz
$\rho_l$ :	Masse volumique du liquide
$\rho_p$ :	Masse volumique du garnissage sec
$\rho_{ws}$ :	Masse volumique du garnissage mouillé
$\sigma$ :	Tension superficielle gaz/liquide
$\varphi$ :	Rapport de l'aire libre de la grille support par rapport à la section droite de la colonne

## LISTE DES FIGURES

	Page
Figure 1 : Classification des modes de fluidisation d'après la nature relative des courants	6
Figure 2 : Classification de base des systèmes triphasiques	7
Figure 3 : Diagramme d'écoulement des courants des systèmes triphasiques	9
Figure 4 : Représentation typique des pertes de charge dans une colonne à garnissage	11
Figure 5 : Gradient de pression représentant les modes de fluidisation de l'Absorbeur à Contact Turbulent	11
Figure 6 : Régimes opératoires pour les types de fluidisation "I ACT" et "II ACT"	13
Figure 7 : Domaines de variation des pertes de charge	17
Figure 8 : Evolution de la rétention liquide avec la vitesse superficielle du liquide	23
Figure 9 : Evolution de la rétention de gaz avec la vitesse superficielle du gaz	27
Figure 10 : Evolution de la vitesse minimum de fluidisation avec la vitesse superficielle du liquide	32
Figure 11 : Evolution de l'expansion du lit avec la vitesse superficielle du gaz	38
Figure 12 : Schéma général de l'installation expérimentale	54
Figure 13 : Colonne d'étude	56
Figure 14 : Distributeur de liquide: Disposition des tubes verticaux	58
Figure 15 : Coupe d'un tube parallèle du distributeur de liquide	58
Figure 16 : Distributeur de gaz	59
Figure 17 : Grille support de garnissage	60
Figure 18 : Prise de pression	63
Figure 19 : Mesure de la vitesse minimum de fluidisation	64
Figure 20 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux	69
Figure 20 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux	69
Figure 22 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux	70
Figure 23 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux	70
Figure 24 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux : Domaines de variation	71
Figure 25 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux : Domaines de Variation	71
Figure 26 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux : Domaines de Variation	72
Figure 27 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux : Domaines de variation	72
Figure 28 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux : Influence de l'arrosage liquide	74
Figure 29 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux : Influence de l'arrosage liquide	75
Figure 30 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux : Influence de l'arrosage liquide	76
Figure 31 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux : Influence de l'arrosage liquide	77

Figure 32 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux : Effet de l'aire libre de la grille support	78
Figure 33 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux : Effet de l'aire libre de la grille support	78
Figure 34 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux : Effet de l'aire libre de la grille support	79
Figure 35 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux : Effet de l'aire libre de la grille support	79
Figure 36 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux : Influence de la hauteur statique de garnissage	81
Figure 37 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux : Influence de la hauteur statique de garnissage	81
Figure 38 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux : Influence de la hauteur statique de garnissage	82
Figure 39 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux : Influence de la hauteur statique de garnissage	82
Figure 40 : Estimation de la rétention liquide	83
Figure 41 : Estimation de la rétention liquide	83
Figure 42 : Comparaison des résultats avec les estimations selon différents auteurs	84
Figure 43 : Comparaison des résultats avec les estimations selon différents auteurs	84
Figure 44 : Comparaison des résultats avec les estimations selon différents auteurs	85
Figure 45 : Comparaison des résultats avec les estimations selon différents auteurs	85
Figure 46 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux	90
Figure 47 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux	90
Figure 48 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux	91
Figure 49 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux	91
Figure 50 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux : Zones de variation de l'expansion	92
Figure 50 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux : Zones de variation de l'expansion	92
Figure 52 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux : Zones de variation de l'expansion	93
Figure 53 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux : Zones de variation de l'expansion	93
Figure 54 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux : Effet de l'arrosage liquide	95
Figure 55 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux : Effet de l'arrosage liquide	96
Figure 56 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux : Effet de l'arrosage liquide	97
Figure 57 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux : Effet de l'arrosage liquide	98
Figure 58 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux : Effet de l'aire libre de la grille support de garnissage	99
Figure 59 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux : Effet de l'aire libre de la grille support de garnissage	99

Figure 60 :	Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux : Effet de l'aire libre de la grille support de garnissage	100
Figure 61 :	Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux : Effet de l'aire libre de la grille support de garnissage	100
Figure 62 :	Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux : Effet de la hauteur statique de garnissage	102
Figure 63 :	Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux : Effet de la hauteur statique de garnissage	102
Figure 64 :	Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux : Effet de la hauteur statique de garnissage	103
Figure 65 :	Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux : Effet de la hauteur statique de garnissage	103
Figure 66 :	Comparaison des résultats avec les estimations selon différents auteurs	104
Figure 67 :	Comparaison des résultats avec les estimations selon différents auteurs	104
Figure 68 :	Comparaison des résultats avec les estimations selon différents auteurs	105
Figure 69 :	Comparaison des résultats avec les estimations selon différents auteurs	105
Figure 70 :	Variation de la vitesse minimum de fluidisation avec le flux liquide	110
Figure 71 :	Variation de la vitesse minimum de fluidisation avec le flux liquide	110
Figure 72 :	Variation de la vitesse minimum de fluidisation avec le flux liquide	111
Figure 73 :	Variation de la vitesse minimum de fluidisation avec le flux liquide	111
Figure 74 :	Variation de la vitesse minimum de fluidisation avec le flux liquide : Effet de l'aire libre de la grille support	112
Figure 75 :	Variation de la vitesse minimum de fluidisation avec le flux liquide : Effet de l'aire libre de la grille support	112
Figure 76 :	Variation de la vitesse minimum de fluidisation avec le flux liquide : Effet de l'aire libre de la grille support	113
Figure 77 :	Variation de la vitesse minimum de fluidisation avec le flux liquide : Effet de l'aire libre de la grille support	113
Figure 78 :	Variation de la vitesse minimum de fluidisation avec le flux liquide : Effet de la dimension du garnissage	115
Figure 79 :	Variation de la vitesse minimum de fluidisation avec le flux liquide : Effet de la dimension du garnissage	115
Figure 80 :	Variation de la vitesse minimum de fluidisation avec le flux liquide : Effet de la dimension du garnissage	116
Figure 81 :	Variation de la vitesse minimum de fluidisation avec le flux liquide : Effet de la dimension du garnissage	116
Figure 82 :	Estimation des pertes de charge par corrélation	120
Figure 83 :	Estimation des pertes de charge par corrélation	120
Figure 84 :	Estimation des pertes de charge par corrélation	121
Figure 85 :	Estimation des pertes de charge par corrélation	121
Figure 86 :	Estimation des pertes de charge par corrélation: Comparaison des valeurs calculées et expérimentales	122

Figure 87 : Estimation des pertes de charge par corrélation: Comparaison des valeurs calculées et expérimentales	122
Figure 88 : Estimation des pertes de charge par corrélation: Comparaison des valeurs calculées et expérimentales	123
Figure 89 : Estimation des pertes de charge par corrélation: Comparaison des valeurs calculées et expérimentales	123
Figure 90 : Estimation de l'expansion du lit par corrélation	125
Figure 91 : Estimation de l'expansion du lit par corrélation	125
Figure 92 : Estimation de l'expansion du lit par corrélation	126
Figure 93 : Estimation de l'expansion du lit par corrélation	126
Figure 94 : Estimation de l'expansion du lit par corrélation: Comparaison des valeurs calculées et expérimentales	127
Figure 95 : Estimation de l'expansion du lit par corrélation: Comparaison des valeurs calculées et expérimentales	127
Figure 96 : Estimation de l'expansion du lit par corrélation: Comparaison des valeurs calculées et expérimentales	128
Figure 97 : Estimation de l'expansion du lit par corrélation: Comparaison des valeurs calculées et expérimentales	128



## LISTE DES DIFFERENTS TABLEAUX

	Page
Tableau 1 : Classification des systèmes triphasiques suivant le mouvement des particules	5
Tableau 2 : Corrélations pour l'estimation des pertes de charge	19
Tableau 3 : Corrélations pour l'estimation de la rétention liquide	24
Tableau 4 : Corrélations pour l'estimation de la rétention de gaz	28
Tableau 5 : Corrélations pour l'estimation de la vitesse minimum de fluidisation	33
Tableau 6 : Corrélations pour l'estimation de l'expansion du lit fluidisé	39
Tableau 7 : Conditions expérimentales pour la détermination du coefficient local de transfert de matière côté liquide ( $k_{lA}$ ), pour les différents auteurs	45
Tableau 8 : Conditions expérimentales et méthodes utilisées pour la détermination du coefficient global de transfert de matière ( $K_{gA}$ ), pour les différents auteurs	46
Tableau 9 : Conditions expérimentales pour la détermination du coefficient local de transfert de matière côté gaz ( $k_{gA}$ ), pour les différents auteurs	49
Tableau 10 : Conditions expérimentales de la présente étude	61
Tableau 11 : Caractéristiques du garnissage	65

## ANNEXE A1 : Etalonnage des débitmètres de liquide

On a utilisé alternativement deux débitmètres ( "A" et "B" ) pour la mesure des débits de liquide.

Le débitmètre "A" a été étalonné pour des flux massiques allant de 0 à 20,94 Kg/m<sup>2</sup>.s et le débitmètre "B" pour l'intervalle de 20,94 à 27,90 Kg/m<sup>2</sup>.s. Ceci a été nécessaire pour opérer dans les intervalles d'utilisation fiables et s'éloigner, ainsi, des limites des débitmètres.

L'étalonnage a été obtenu en mesurant à l'aide d'un chronomètre ( gradué en 1/10<sup>e</sup> de seconde ) le temps nécessaire pour le remplissage d'un réservoir de volume connu ( 20 l ± 0,2 ). L'opération a été répétée cinq fois et on obtient les courbes d'étalonnage ci après.

L'erreur relative sur le flux massique du liquide ( L [Kg/m<sup>2</sup>.s] ) s'exprime par la relation :

$$\frac{\Delta L}{L} = \frac{\Delta v}{v} + \frac{\Delta t}{t} + \frac{\Delta \rho_l}{\rho_l} + \frac{2 \cdot \Delta D_c}{D_c}$$

où

v: Volume du liquide mesuré

t: Temps de remplissage du réservoir de volume connu

$\rho_l$ : Masse volumique du liquide

D<sub>c</sub>: Diamètre de la colonne

On trouve  $\frac{\Delta L}{L}$  de l'ordre de 1.10 %.

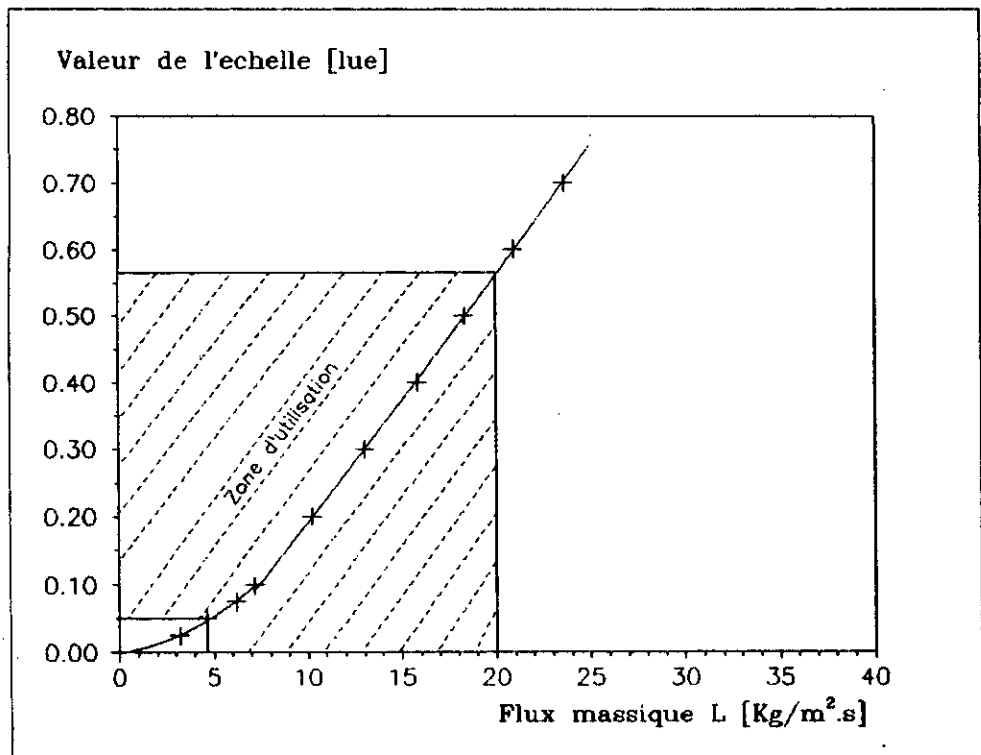


Figure A1: Courbe d'étalonnage du débitmètre (A)

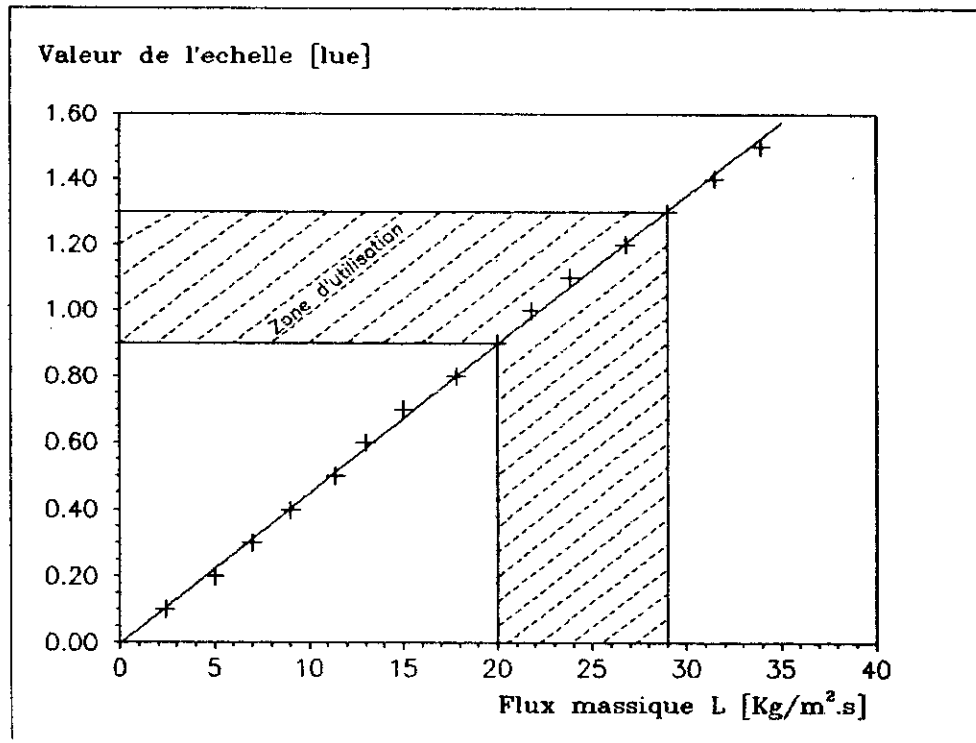


Figure A2: Courbe d'étalonnage du débitmètre (B)

## ANNEXE A2 : Etalonnage du rotamètre de gaz

Le rotamètre utilisé a été étalonné à l'aide d'un banc d'étalonnage à diaphragme. L'étalonnage du rotamètre a été conduit en plaçant le rotamètre en série avec le banc d'étalonnage.

L'expression donnant le débit massique  $G_g$  [Kg/s], en fonction de l'échelle ainsi que l'erreur relative sur le débit massique ont été trouvées à l'aide d'un logiciel d'étalonnage du rotamètre :

$$G_g [T/P]^{1/2} \cdot 10^4 [SI] = 12,5594 \% \text{ Echelle} - 0,03826$$

L'erreur relative sur le débit massique est de : 1,47 %.

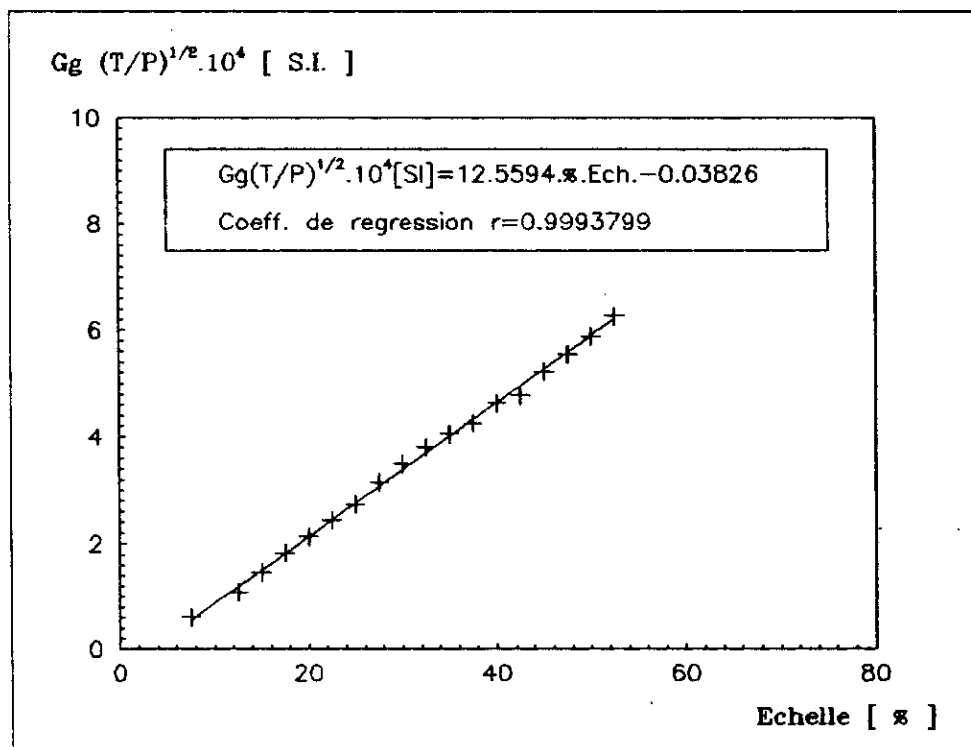


Figure A2 : Courbe d'étalonnage du rotamètre

**ANNEXE A3 : Porosité du lit de garnissage**

La porosité a été déterminée en mesurant le volume d'eau contenue dans le lit contenant une hauteur donnée de garnissage à l'état statique.

La porosité du lit dépend du diamètre des particules sphériques du garnissage et dans une moindre mesure de la hauteur statique.

les résultats sont donnés sur le tableau A3 :

Tableau A3 : Porosité du lit de garnissage

Diamètre des sphères de garnissage (dp) [mm]	Hauteur statique (Hst) [mm]	Porosité ( $\epsilon$ )
10	90	0,370
	60	0,362
15	120	0,405
	90	0,398
	60	0,392

TABLEAU A.4.1: Résultats des mesures des pertes de charge Série I :

Série I : $\rho_p = 868 \text{ Kg/m}^3$ $d_p = 10 \text{ mm}$ $\varphi = 0.32$ $Hst = 90 \text{ mm}$ $T = 287 \text{ K}$														
L = 4.57 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 10.23 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 15.84 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 20.94 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 27.90 Kg/m <sup>2</sup> s		
N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]
1	1.302	52	1	0.932	58	1	0.932	75	1	0.699	75	1	0.530	120
2	1.379	50	2	0.932	60	2	0.932	76	2	0.699	70	2	0.932	140
3	1.560	52	3	0.937	60	3	1.400	88	3	0.733	80	3	1.166	160
4	1.560	50	4	0.975	62	4	1.400	92	4	0.733	75	4	1.166	150
5	1.959	57	5	0.975	64	5	1.400	90	5	0.796	85	5	1.400	150
6	1.959	58	6	1.251	64	6	1.400	94	6	0.932	92	6	1.400	160
7	2.003	57	7	2.249	82	7	1.914	108	7	0.932	90	7	1.434	160
8	2.003	56	8	2.249	84	8	1.914	105	8	1.021	96	8	1.498	160
9	2.362	55	9	2.362	90	9	2.287	105	9	1.104	102	9	1.498	165
10	2.362	57	10	2.803	94	10	2.287	110	10	1.104	105	10	1.867	170
11	2.803	58	11	2.803	96	11	2.504	105	11	1.318	120	11	2.210	170
12	3.005	54	12	2.939	94	12	2.504	110	12	1.318	125	12	2.393	180
13	3.316	60	13	3.195	95	13	2.803	115	13	1.400	125	13	2.569	180
14	3.316	59	14	3.738	96	14	3.738	112	14	1.400	130	14	2.803	180
15	3.375	62	15	3.760	98	15	3.963	120	15	1.474	125	15	2.803	170
16	3.375	58	16	3.920	97	16	4.788	115	16	1.867	130	16	3.070	180
17	3.375	60	17	3.920	96	17	4.788	112	17	1.867	135	17	3.729	170
18	3.494	60	18	4.179	94	18	5.015	115	18	2.335	135	18	3.738	170
19	3.738	58	19	4.205	98	19	5.171	120	19	2.362	136	19	4.094	170
20	3.738	57	20	4.205	96	20	5.608	117	20	2.399	140	20	4.673	180
21	3.920	61	21	4.411	98	21	5.608	115	21	2.399	135	21	4.673	170
22	3.920	60	22	4.411	96	22	6.543	120	22	2.770	140	22	5.011	170
23	4.094	61	23	4.422	98	23	6.608	120	23	2.803	136	23	5.011	180
24	4.094	60	24	4.422	100	24	7.388	120	24	2.872	140	24	5.608	180
25	4.673	58	25	4.673	96	25	8.094	130	25	2.939	142	25	5.608	190
26	4.673	62	26	4.788	98	26	9.253	145	26	2.939	138	26	6.543	180
27	4.673	60	27	5.011	98	27	9.253	140	27	2.939	140			
28	4.690	60	28	5.011	96				28	3.256	145			
29	5.286	60	29	5.119	96				29	3.256	140			
30	5.286	61	30	5.140	98				30	3.432	140			
31	5.608	64	31	5.262	98				31	3.738	140			
32	5.608	66	32	5.262	96				32	3.920	145			
33	5.882	68	33	5.608	96				33	3.920	140			
34	5.882	66	34	5.608	98				34	4.673	140			
35	6.543	68	35	6.014	100				35	5.119	145			
36	6.543	72	36	6.394	105				36	5.608	145			
37	9.253	84	37	6.394	100				37	5.608	150			
38	9.253	80	38	6.868	110				38	6.543	160			

TABLEAU A.4.2: Résultats des mesures des pertes de charge Série II :

Série II : $\rho_p = 868 \text{ Kg/m}^3$ $d_p = 10 \text{ mm}$ $\phi = 0.56$ $H_{st} = 90 \text{ mm}$ $T = 287 \text{ K}$														
L = 4.57 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 10.23 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 15.84 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 20.94 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 27.90 Kg/m <sup>2</sup> s		
N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]
1	2.084	56	1	0.662	26	1	0.464	40	1	0.536	45	1	0.464	60
2	2.084	57	2	0.662	28	2	0.662	40	2	0.536	50	2	0.464	56
3	2.166	62	3	0.883	37	3	0.662	45	3	0.697	60	3	0.662	80
4	2.166	60	4	0.883	36	4	0.832	58	4	0.697	58	4	0.697	86
5	2.200	60	5	1.164	48	5	0.832	50	5	0.976	74	5	0.931	95
6	2.200	62	6	1.164	50	6	0.883	52	6	0.976	78	6	0.931	100
7	2.392	60	7	1.397	50	7	0.883	54	7	0.976	82	7	0.954	100
8	2.934	56	8	1.499	62	8	0.976	60	8	1.221	82	8	0.976	98
9	2.934	57	9	1.749	68	9	1.193	72	9	1.326	88	9	1.104	100
10	2.934	60	10	1.749	70	10	1.362	76	10	1.326	84	10	1.593	110
11	3.000	60	11	1.910	70	11	1.362	78	11	1.326	90	11	1.631	110
12	3.576	58	12	1.910	68	12	1.531	80	12	1.432	84	12	1.997	115
13	3.576	64	13	2.042	66	13	1.631	80	13	1.631	88	13	2.331	120
14	3.751	60	14	2.331	68	14	1.910	80	14	1.631	96	14	2.388	120
15	3.751	58	15	2.331	70	15	2.098	78	15	1.710	94	15	2.445	120
16	3.832	60	16	2.331	66	16	2.211	82	16	1.710	88	16	3.065	120
17	4.302	60	17	2.564	72	17	2.211	78	17	1.786	90	17	3.722	120
18	4.302	58	18	2.934	68	18	2.272	80	18	1.999	90	18	3.722	122
19	4.432	58	19	2.934	70	19	2.564	82	19	2.249	90	19	4.087	120
20	4.665	58	20	3.179	70	20	2.564	78	20	2.249	98	20	4.547	120
21	5.002	60	21	3.501	70	21	2.867	80	21	2.298	90	21	4.892	120
22	5.131	62	22	3.501	72	22	2.867	82	22	2.345	96	22	4.967	118
23	5.131	58	23	3.863	70	23	3.264	84	23	2.798	94	23	4.967	122
24	6.065	60	24	3.863	68	24	3.264	80	24	2.798	90	24	5.311	120
25	6.065	62	25	4.431	68	25	3.501	82	25	3.128	96	25	6.065	120
26	6.132	58	26	4.431	70	26	3.913	80	26	3.179	100	26	6.532	135
27	6.132	60	27	4.502	70	27	4.087	80	27	3.501	100	27	6.532	130
28	6.998	62	28	4.599	70	28	4.198	85	28	3.913	105	28	7.465	130
29	6.998	60	29	4.599	72	29	4.198	80	29	4.541	98	29	7.465	135
30	8.178	60	30	5.311	72	30	4.665	80	30	4.665	102			
31	8.178	70	31	5.382	70	31	4.892	80	31	4.693	100			
32	9.200	68	32	5.598	72	32	5.311	80	32	4.892	100			
			33	5.598	70	33	6.410	88	33	5.131	98			
			34	6.532	80	34	7.171	100	34	5.131	105			
			35	6.532	70	35	7.340	98	35	5.911	100			
			36	7.830	80	36	7.340	104	36	6.532	110			
			37	8.399	90	37	8.178	110	37	6.532	115			
						38	8.178	100	38	7.830	135			

TABLEAU A.4.3: Résultats des mesures des pertes de charge Série III :

Série III : $\rho_p = 868 \text{ Kg/m}^3$ $d_p = 10 \text{ mm}$ $\phi = 0.82$ $H_{st} = 90 \text{ mm}$ $T = 288 \text{ K}$											
L = 4.57 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 10.23 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 15.84 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 20.94 Kg/m <sup>2</sup> s		
N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]
1	2.412	48	1	1.477	50	1	0.802	42	1	1.090	60
2	2.685	54	2	1.649	52	2	0.860	40	2	1.245	60
3	2.937	54	3	1.649	50	3	0.860	42	3	1.245	62
4	2.952	54	4	1.775	48	4	1.101	48	4	1.409	66
5	3.024	48	5	1.835	50	5	1.101	46	5	1.915	70
6	3.164	54	6	2.220	55	6	1.206	50	6	1.915	72
7	3.191	54	7	2.220	54	7	1.206	48	7	2.426	78
8	3.191	52	8	2.628	58	8	1.378	60	8	2.426	74
9	3.285	54	9	3.058	55	9	1.378	62	9	2.760	78
10	3.673	54	10	3.114	60	10	1.469	62	10	2.760	77
11	3.943	48	11	3.210	60	11	1.738	64	11	3.420	76
12	4.319	54	12	3.381	56	12	1.738	66	12	3.420	74
13	4.319	52	13	3.481	60	13	1.787	64	13	3.481	74
14	4.848	48	14	3.533	57	14	1.811	64	14	3.481	76
15	5.192	56	15	3.533	54	15	2.497	68	15	3.675	78
16	5.216	56	16	4.030	60	16	2.760	68	16	4.142	78
17	5.300	50	17	4.047	60	17	3.223	72	17	4.142	76
18	5.879	54	18	4.460	58	18	3.406	68	18	4.247	78
19	5.879	56	19	4.562	58	19	3.481	66	19	4.247	80
20	6.833	58	20	4.562	54	20	3.628	66	20	4.772	80
21	6.833	56	21	4.631	54	21	3.900	68	21	4.772	78
			22	4.772	56	22	4.047	70	22	4.917	78
			23	4.837	54	23	4.407	68	23	4.917	79
			24	5.132	58	24	4.715	68	24	5.586	80
			25	5.268	60	25	4.856	70	25	5.586	77
			26	5.588	53	26	4.927	70	26	5.703	80
			27	5.797	60	27	5.101	68	27	5.703	80
			28	5.797	58	28	5.525	64	28	5.703	78
			29	5.861	54	29	5.770	68	29	5.726	80
			30	5.861	56	30	5.861	70	30	5.726	82
			31	6.120	54	31	6.122	68	31	5.889	79
			32	7.903	60	32	6.520	68	32	5.889	78
			33	7.903	62	33	6.986	76	33	5.948	78
			34	8.497	53	34	7.804	82	34	5.948	82
			35	10.268	56	35	7.804	80	35	6.334	80
			36	10.268	58	36	9.183	90	36	6.520	78
			37	10.539	62	37	10.268	88	37	6.520	80
			38	10.539	58	38	10.268	92	38	6.766	86



TABLEAU A.4.4: Résultats des mesures des pertes de charge Série IV :

Série IV : $\rho_p = 868 \text{ Kg/m}^3$ $dp = 10 \text{ mm}$ $\varphi = 0.32$ $Hst = 60 \text{ mm}$ $T = 286 \text{ K}$														
L = 4.57 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 10.23 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 15.84 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 20.94 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 27.90 Kg/m <sup>2</sup> s		
N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]
1	0.733	28	1	0.572	38	1	0.511	40	1	0.668	58	1	0.697	90
2	0.733	26	2	0.699	44	2	0.745	50	2	0.955	72	2	0.764	92
3	0.932	40	3	1.142	46	3	0.955	56	3	0.955	74	3	0.931	106
4	0.978	38	4	1.179	48	4	1.021	58	4	1.166	84	4	0.931	104
5	1.166	42	5	1.223	48	5	1.021	60	5	1.400	94	5	1.164	116
6	1.400	44	6	1.277	47	6	1.166	60	6	1.400	92	6	1.164	120
7	1.634	44	7	1.434	48	7	1.166	70	7	1.533	98	7	1.327	122
8	1.867	44	8	1.498	50	8	1.166	68	8	1.713	100	8	1.327	124
9	2.101	46	9	1.634	49	9	1.400	68	9	1.867	104	9	1.352	124
10	2.504	47	10	1.656	48	10	1.400	70	10	1.867	106	10	1.397	124
11	2.803	40	11	1.656	50	11	1.501	68	11	2.003	110	11	1.397	126
12	2.814	47	12	1.867	54	12	1.501	70	12	2.153	110	12	1.671	126
13	2.814	46	13	1.867	52	13	1.686	74	13	2.335	110	13	1.671	132
14	3.133	46	14	1.914	54	14	1.867	78	14	2.335	108	14	1.711	130
15	3.133	47	15	1.914	56	15	1.867	76	15	2.449	110	15	1.749	134
16	3.270	43	16	1.967	60	16	2.046	84	16	2.632	108	16	1.864	128
17	3.582	47	17	1.967	58	17	2.153	80	17	2.632	110	17	1.864	132
18	4.094	48	18	2.101	64	18	2.335	84	18	2.803	108	18	1.999	130
19	4.351	44	19	2.101	66	19	2.558	86	19	2.907	112	19	2.249	136
20	4.607	48	20	2.393	70	20	2.558	84	20	2.907	108	20	2.249	132
21	4.607	49	21	2.814	68	21	2.569	86	21	2.939	110	21	2.331	136
22	5.119	44	22	2.814	70	22	3.270	86	22	2.939	114	22	2.388	132
23	5.391	44	23	2.939	70	23	3.430	90	23	3.316	112	23	2.500	138
24	5.608	48	24	3.070	70	24	3.430	88	24	3.507	110	24	3.000	134
25	5.842	46	25	3.070	72	25	3.462	88	25	3.582	110	25	3.731	136
26	5.882	48	26	3.675	70	26	3.738	88	26	3.582	114	26	3.913	140
27	5.882	46	27	3.675	68	27	3.738	86	27	3.675	110	27	3.965	140
28	6.543	48	28	3.758	70	28	3.920	86	28	3.675	114	28	3.965	144
29	6.543	50	29	4.673	72	29	4.205	88	29	3.830	112	29	4.665	150
30	7.478	51	30	4.673	74	30	4.205	92	30	4.094	116	30	4.665	148
31	7.478	49	31	4.673	70	31	4.901	92	31	4.094	112	31	5.019	154
			32	4.788	75	32	4.907	92	32	4.607	110	32	5.019	150
			33	4.788	76	33	5.146	94	33	4.607	114	33	5.598	150
			34	5.028	74	34	5.608	94	34	4.673	114	34	5.598	160
			35	5.028	72	35	5.882	94	35	5.608	120			
			36	5.140	76	36	5.882	90	36	6.076	126			
			37	6.076	74	37	6.543	100	37	6.127	130			
			38	6.076	78				38	6.543	140			

TABLEAU A.4.5: Résultats des mesures des pertes de charge Série V :

Série V : $\rho_p = 868 \text{ Kg/m}^3$ $d_p = 10 \text{ mm}$ $\phi = 0.56$ $H_{st} = 60 \text{ mm}$ $T = 287 \text{ K}$														
L = 4.57 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 10.23 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 15.84 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 20.94 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 27.90 Kg/m <sup>2</sup> s		
N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]
1	1.631	32	1	0.662	22	1	0.680	36	1	0.731	50	1	0.697	58
2	1.631	30	2	0.662	24	2	0.680	38	2	0.731	52	2	0.697	64
3	1.864	36	3	0.976	30	3	0.931	44	3	0.907	58	3	1.135	72
4	2.098	38	4	0.998	31	4	0.976	46	4	0.931	62	4	1.135	70
5	2.331	40	5	1.104	38	5	0.976	44	5	0.931	58	5	1.710	80
6	2.345	40	6	1.397	40	6	0.976	48	6	1.248	60	6	2.331	80
7	2.689	40	7	1.397	43	7	1.135	52	7	1.466	65	7	2.331	84
8	2.750	40	8	1.631	46	8	1.135	50	8	1.466	60	8	2.553	84
9	2.758	39	9	1.710	44	9	1.593	52	9	1.466	64	9	2.654	85
10	2.758	40	10	1.769	46	10	1.955	56	10	2.042	68	10	2.750	82
11	2.934	40	11	1.769	44	11	1.955	54	11	2.042	66	11	3.540	82
12	3.650	40	12	1.864	46	12	2.042	54	12	2.125	66	12	3.793	85
13	3.650	42	13	1.999	48	13	2.042	56	13	2.125	68	13	4.254	88
14	3.913	42	14	1.999	44	14	2.331	58	14	2.206	70	14	4.665	85
15	3.913	40	15	2.445	48	15	2.798	58	15	2.206	68	15	5.382	90
16	4.087	40	16	2.658	48	16	2.798	56	16	2.553	68	16	5.503	90
17	4.665	42	17	2.658	46	17	2.934	58	17	2.553	70	17	5.871	90
18	4.780	42	18	2.727	48	18	3.264	60	18	2.606	70	18	6.132	90
19	4.780	40	19	3.000	50	19	3.264	56	19	2.689	68	19	6.693	100
20	5.456	42	20	3.424	48	20	3.731	56	20	2.934	70	20	7.155	100
21	5.456	43	21	3.424	50	21	3.731	60	21	3.190	70	21	8.178	110
22	5.598	44	22	3.731	48	22	3.731	58	22	3.424	72	22	8.178	110
23	6.196	44	23	3.731	50	23	3.913	56	23	3.424	68			
24	6.196	42	24	4.092	49	24	3.913	60	24	3.913	72			
25	7.465	46	25	4.092	47	25	4.302	62	25	4.001	72			
26	7.465	48	26	4.302	48	26	4.302	58	26	4.254	72			
			27	4.302	50	27	4.403	58	27	4.403	74			
			28	4.425	48	28	4.403	62	28	4.431	70			
			29	4.868	48	29	4.665	62	29	5.258	74			
			30	4.868	50	30	4.665	60	30	5.258	70			
			31	5.001	52	31	4.780	60	31	6.132	80			
			32	5.754	50	32	5.131	60	32	6.532	75			
			33	5.754	53	33	5.871	64	33	7.465	80			
			34	6.065	50	34	6.065	62	34	8.319	90			
			35	6.065	54	35	7.465	70						
			36	6.132	54	36	7.465	72						
			37	6.132	52	37	8.399	80						
			38	7.830	60	38	8.399	78						

TABLEAU A.4.6: Résultats des mesures des pertes de charge Série VI:

Série VI : $\rho_p = 868 \text{ Kg/m}^3$ $d_p = 10 \text{ mm}$ $\phi = 0.82$ Hst = 60 mm $T = 287 \text{ K}$														
L = 4.57 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 10.23 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 15.84 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 20.94 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 27.90 Kg/m <sup>2</sup> s		
N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]
1	0.854	17	1	0.744	28	1	0.748	22	1	0.697	40	1	0.697	60
2	0.931	17	2	1.019	27	2	0.748	22	2	0.697	38	2	0.697	58
3	1.432	16	3	1.301	30	3	1.248	32	3	0.976	44	3	0.780	60
4	1.910	24	4	1.786	38	4	1.248	30	4	1.164	52	4	0.780	62
5	1.910	24	5	1.786	36	5	1.432	30	5	1.164	48	5	0.791	60
6	2.331	27	6	2.500	34	6	1.466	34	6	1.377	50	6	0.931	60
7	2.331	26	7	3.106	37	7	1.466	32	7	1.377	52	7	1.221	66
8	2.345	20	8	3.106	36	8	1.955	32	8	1.631	54	8	1.221	64
9	2.606	20	9	3.913	34	9	1.955	33	9	1.631	50	9	1.531	60
10	3.031	26	10	3.913	36	10	2.098	38	10	1.631	52	10	1.671	66
11	3.031	27	11	5.110	38	11	2.098	36	11	2.331	54	11	1.671	60
12	5.598	30	12	5.110	37	12	2.388	30	12	2.331	50	12	1.864	58
13	5.598	28	13	6.298	38	13	2.445	34	13	2.392	48	13	1.864	60
			14	6.298	34	14	2.445	32	14	2.392	50	14	1.910	62
			15	6.298	39	15	3.128	34	15	2.445	50	15	1.910	60
			16	6.298	36	16	3.128	35	16	2.445	48	16	2.331	62
			17	6.532	33	17	3.424	39	17	2.798	53	17	2.331	60
			18	6.532	35	18	3.424	40	18	2.798	48	18	2.564	60
			19	7.155	40	19	3.424	38	19	2.798	54	19	2.564	64
						20	3.731	40	20	2.798	52	20	2.867	64
						21	3.731	38	21	3.264	52	21	2.867	62
						22	4.898	40	22	3.264	50	22	3.128	68
						23	5.598	40	23	3.424	52	23	3.731	60
						24	6.065	40	24	3.424	54	24	3.731	62
						25	8.319	44	25	3.731	52	25	3.731	64
						26	8.319	42	26	3.731	50	26	4.087	68
									27	4.665	54	27	4.665	68
									28	4.665	52	28	4.665	66
									29	5.598	54	29	4.892	70
									30	5.598	56	30	4.892	74
									31	5.598	58	31	5.131	77
									32	5.832	54	32	5.131	76
									33	5.832	58	33	5.598	76
									34	6.532	60	34	5.598	80
									35	6.532	58	35	5.598	68
												36	5.832	84
												37	5.832	80
												38	6.532	90

TABLEAU A.4.7: Résultats des mesures des pertes de charge Série VII:

Série VII : $\rho_p = 736 \text{ Kg/m}^3$ $d_p = 15 \text{ mm}$ $\phi = 0.32$ $Hst = 120 \text{ mm}$ $T = 286 \text{ K}$														
L = 4.57 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 10.23 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 15.84 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 20.94 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 27.90 Kg/m <sup>2</sup> s		
N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]
1	0.558	14	1	0.569	41	1	0.699	65	1	0.569	47	1	0.476	100
2	0.558	13	2	0.765	45	2	0.699	62	2	0.699	84	2	0.652	122
3	0.599	22	3	0.911	50	3	0.932	75	3	0.699	87	3	0.667	115
4	0.652	14	4	0.932	52	4	0.932	80	4	0.699	85	4	0.699	115
5	0.765	22	5	0.932	62	5	0.932	76	5	0.826	92	5	0.717	120
6	0.932	40	6	1.042	65	6	1.142	88	6	0.826	86	6	0.745	128
7	1.318	44	7	1.166	68	7	1.190	82	7	0.973	100	7	0.745	124
8	1.400	56	8	1.233	73	8	1.223	88	8	1.021	100	8	0.932	130
9	1.863	57	9	1.233	70	9	1.223	90	9	1.063	98	9	0.932	135
10	1.863	64	10	1.367	78	10	1.400	94	10	1.063	107	10	0.955	140
11	1.867	57	11	1.468	82	11	1.533	94	11	1.318	125	11	0.955	135
12	1.867	64	12	1.636	78	12	1.533	98	12	1.318	120	12	1.166	146
13	1.959	68	13	1.852	80	13	1.565	100	13	1.634	140	13	1.195	140
14	2.530	63	14	1.867	84	14	1.634	102	14	2.046	140	14	1.195	150
15	2.780	67	15	2.210	84	15	1.867	100	15	2.287	147	15	1.501	155
16	2.780	60	16	2.287	92	16	1.867	104	16	2.287	145	16	1.501	170
17	2.803	70	17	2.470	95	17	2.003	104	17	2.399	140	17	1.634	170
18	3.432	71	18	2.470	98	18	2.003	110	18	2.803	145	18	1.867	170
19	3.545	67	19	2.632	94	19	2.287	122	19	2.803	140	19	2.235	170
20	3.729	78	20	2.803	96	20	2.287	112	20	2.803	147	20	2.505	170
21	3.729	73	21	2.803	98	21	2.335	124	21	3.133	145	21	2.611	170
22	3.738	70	22	2.939	100	22	2.803	120	22	3.133	140	22	2.770	168
23	3.738	76	23	2.999	102	23	2.872	122	23	3.256	140	23	2.803	170
24	4.205	73	24	3.270	108	24	2.872	125	24	3.256	145	24	2.872	170
25	4.578	75	25	3.288	100	25	3.146	128	25	3.738	140	25	3.432	165
26	4.673	75	26	3.738	104	26	3.146	125	26	3.830	140	26	3.738	175
27	4.673	73	27	3.738	108	27	3.489	126	27	3.830	145	27	3.738	170
28	4.788	70	28	3.920	108	28	4.008	125	28	4.008	145	28	3.869	170
29	4.788	72	29	4.262	106	29	4.578	126	29	4.008	140	29	4.005	170
30	5.224	76	30	4.673	108	30	5.140	122	30	4.343	145	30	4.262	170
31	5.608	75	31	4.901	110	31	5.529	132	31	4.343	150	31	4.411	170
32	5.608	77	32	4.901	104	32	5.529	124	32	4.788	145	32	4.673	170
33	7.460	80	33	5.119	104	33	5.608	130	33	4.788	140	33	4.901	170
34	7.478	84	34	5.608	110	34	5.608	125	34	5.328	145	34	5.140	170
35	7.478	80	35	6.143	108	35	6.076	130	35	5.429	145	35	5.328	170
36	8.526	85	36	6.309	112	36	6.608	135	36	5.608	145	36	5.608	170
37	8.526	87	37	6.543	104	37	8.094	135	37	5.746	145	37	5.973	170
38	8.824	90	38	7.478	110	38	8.526	140				38	6.143	185

TABLEAU A.4.8: Résultats des mesures des pertes de charge Série VIII:

Série VIII : $\rho_p = 736 \text{ Kg/m}^3$ $d_p = 15 \text{ mm}$ $\phi = 0.56$ $Hst = 120 \text{ mm}$ $T = 286 \text{ K}$														
L = 4.57 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 10.23 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 15.84 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 20.94 Kg/m <sup>2</sup> s			L = 27.90 Kg/m <sup>2</sup> s		
N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	$\Delta P$ [mm.CE]
1	1.667	17	1	0.696	6	1	0.696	16	1	0.559	20	1	0.487	48
2	1.710	12	2	0.794	14	2	0.696	10	2	0.662	38	2	0.624	66
3	1.710	14	3	0.794	12	3	0.696	20	3	0.662	40	3	0.697	60
4	1.910	20	4	0.877	10	4	0.696	14	4	0.731	34	4	0.697	68
5	1.930	18	5	0.929	10	5	0.881	26	5	0.731	32	5	0.697	72
6	2.098	30	6	0.929	20	6	0.929	34	6	0.764	34	6	0.883	80
7	2.249	52	7	1.162	40	7	0.929	32	7	0.764	36	7	0.931	80
8	2.249	55	8	1.162	42	8	0.929	30	8	0.931	46	8	0.931	86
9	2.553	62	9	1.395	34	9	1.102	40	9	0.931	48	9	0.954	90
10	2.553	60	10	1.395	50	10	1.162	52	10	0.976	58	10	1.104	98
11	2.658	52	11	1.395	54	11	1.323	50	11	1.164	60	11	1.221	100
12	2.658	54	12	1.395	48	12	1.395	80	12	1.164	82	12	1.326	100
13	2.798	72	13	1.628	76	13	1.469	60	13	1.164	64	13	1.326	104
14	2.798	70	14	1.628	72	14	1.561	90	14	1.221	78	14	1.397	104
15	3.031	70	15	1.861	78	15	1.628	90	15	1.221	76	15	1.710	104
16	3.031	74	16	1.861	80	16	1.628	88	16	1.397	90	16	2.042	100
17	3.913	72	17	1.861	82	17	1.746	82	17	1.710	90	17	2.149	110
18	3.913	78	18	2.245	78	18	1.746	88	18	1.955	90	18	2.758	108
19	3.913	74	19	2.245	80	19	1.861	90	19	1.955	100	19	3.913	110
20	3.913	66	20	2.440	82	20	1.952	84	20	2.166	100	20	4.087	110
21	4.001	74	21	2.440	78	21	2.039	86	21	2.166	96	21	4.665	110
22	4.001	70	22	2.745	78	22	2.685	86	22	2.750	96	22	4.780	115
23	4.892	76	23	2.745	82	23	2.793	88	23	2.798	98	23	4.780	110
24	4.892	72	24	2.793	84	24	3.059	90	24	2.798	90	24	5.131	115
25	4.892	74	25	2.793	78	25	3.059	80	25	3.369	90	25	5.131	120
26	5.598	76	26	3.173	78	26	3.259	78	26	3.369	96	26	5.311	118
27	5.598	74	27	3.173	82	27	3.725	80	27	3.965	100	27	5.311	110
28	5.598	70	28	3.662	80	28	3.906	80	28	3.965	90	28	6.022	115
29	5.598	80	29	3.906	80	29	3.906	90	29	4.198	90	29	6.022	122
30	5.871	70	30	4.657	82	30	4.425	80	30	4.665	90	30	6.532	125
31	5.871	68	31	4.657	80	31	4.994	80	31	4.665	100	31	6.532	115
32	6.532	80	32	5.821	78	32	5.123	88	32	5.598	100	32	6.998	120
33	6.532	70	33	5.821	80	33	5.726	80	33	5.598	96	33	6.998	130
34	7.465	78	34	6.054	85	34	6.520	100	34	5.621	100	34	7.465	140
35	7.465	80	35	6.520	80	35	6.986	94	35	6.003	102	35	7.465	130
36	8.178	77	36	6.520	82	36	6.986	88	36	6.003	94			
37	9.200	78	37	7.918	80	37	8.163	96	37	6.532	102			
			38	7.918	90	38	8.163	98	38	6.532	98			



TABLEAU A.4.10: Résultats des mesures des pertes de charge Série XI :

Série XI : $\rho_p = 736 \text{ Kg/m}^3$ $d_p = 15 \text{ mm}$ $\phi = 0.56$ $H_{st} = 90 \text{ mm}$ $T = 287 \text{ K}$														
L = 4.57 Kg/m <sup>2</sup> .s			L = 10.23 Kg/m <sup>2</sup> .s			L = 15.84 Kg/m <sup>2</sup> .s			L = 20.94 Kg/m <sup>2</sup> .s			L = 27.90 Kg/m <sup>2</sup> .s		
N°	G	$\Delta P$	N°	G	$\Delta P$	N°	G	$\Delta P$	N°	G	$\Delta P$	N°	G	$\Delta P$
	[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm.CE]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm.CE]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm.CE]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm.CE]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm.CE]
1	1.859	27	1	0.931	12	1	0.680	12	1	0.697	32	1	0.464	24
2	1.859	28	2	1.061	13	2	0.731	20	2	0.697	30	2	0.464	28
3	2.098	40	3	1.104	13	3	0.954	28	3	0.931	42	3	0.624	50
4	2.098	38	4	1.104	20	4	0.954	29	4	0.931	44	4	0.624	56
5	2.331	50	5	1.104	20	5	1.164	40	5	0.976	30	5	0.680	50
6	2.331	54	6	1.426	39	6	1.164	38	6	1.061	40	6	0.907	57
7	2.482	53	7	1.426	40	7	1.221	54	7	1.061	44	7	0.907	58
8	2.798	56	8	1.593	50	8	1.397	54	8	1.164	60	8	0.931	74
9	2.798	50	9	1.593	52	9	1.397	52	9	1.164	58	9	1.140	78
10	3.127	54	10	1.646	45	10	1.624	72	10	1.327	70	10	1.164	80
11	3.576	58	11	1.646	44	11	1.631	66	11	1.327	78	11	1.164	76
12	3.576	57	12	1.711	52	12	1.864	60	12	1.531	74	12	1.221	78
13	3.731	53	13	1.711	54	13	1.864	64	13	1.531	70	13	1.221	80
14	3.731	56	14	1.864	65	14	1.955	72	14	2.166	70	14	1.397	82
15	4.302	60	15	1.864	60	15	1.955	68	15	2.166	80	15	1.397	78
16	4.302	57	16	1.864	46	16	2.445	68	16	2.553	80	16	1.466	78
17	4.599	58	17	1.864	52	17	2.934	72	17	2.553	70	17	1.531	80
18	4.665	62	18	2.098	60	18	2.934	68	18	2.708	70	18	1.864	80
19	4.665	60	19	2.331	64	19	2.934	60	19	2.708	72	19	1.864	86
20	4.665	58	20	2.331	70	20	2.934	70	20	3.000	75	20	1.864	84
21	4.793	60	21	2.388	62	21	3.731	70	21	3.264	74	21	1.999	80
22	4.793	57	22	2.388	60	22	3.731	60	22	3.264	76	22	2.331	82
23	5.131	57	23	2.934	60	23	4.254	70	23	3.501	80	23	2.798	80
24	5.131	58	24	2.934	66	24	4.254	72	24	3.501	70	24	3.065	86
25	5.131	59	25	3.913	64	25	4.302	66	25	3.731	70	25	3.731	88
26	6.298	56	26	3.913	58	26	4.665	70	26	3.731	80	26	4.087	86
27	6.532	58	27	4.001	58	27	4.892	72	27	3.751	76	27	4.198	92
28	6.532	56	28	4.001	62	28	4.892	70	28	3.751	70	28	4.198	86
29	6.850	58	29	4.431	66	29	5.598	70	29	4.198	70	29	5.110	94
30	6.850	62	30	4.431	60	30	5.598	72	30	4.198	80	30	5.131	96
31	6.998	60	31	4.665	60	31	6.065	70	31	4.254	80	31	5.131	90
32	6.998	58	32	4.665	62	32	6.532	78	32	4.254	78	32	5.311	90
33	7.465	58	33	4.892	68	33	6.532	70	33	4.892	70	33	5.311	92
34	7.465	60	34	5.110	64	34	6.532	72	34	4.892	80	34	5.598	90
35	9.200	62	35	5.598	70	35	7.699	80	35	5.002	80	35	5.754	94
36	9.200	60	36	5.832	64	36	7.699	70	36	5.002	70	36	5.832	96
			37	8.178	70				37	5.598	80	37	6.532	100
			38	8.809	70				38	5.598	78			

TABLEAU A.4.11: Résultats des mesures des pertes de charge Série XIII :

Série XIII : $\rho_p = 736 \text{ Kg/m}^3$ $d_p = 15 \text{ mm}$ $\phi = 0.32$ $H_{st} = 60 \text{ mm}$ $T = 286 \text{ K}$														
L = 4.57 Kg/m <sup>2</sup> .s			L = 10.23 Kg/m <sup>2</sup> .s			L = 15.84 Kg/m <sup>2</sup> .s			L = 20.94 Kg/m <sup>2</sup> .s			L = 27.90 Kg/m <sup>2</sup> .s		
N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	$\Delta P$ [mm.CE]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	$\Delta P$ [mm.CE]
1	0.932	24	1	0.733	32	1	0.699	42	1	0.796	54	1	0.663	66
2	0.932	22	2	0.796	38	2	0.745	47	2	0.796	56	2	0.663	70
3	0.955	19	3	0.911	36	3	0.816	48	3	0.911	62	3	0.699	70
4	0.978	20	4	0.932	34	4	0.816	49	4	0.911	58	4	0.699	68
5	0.978	21	5	0.932	38	5	0.839	48	5	1.000	62	5	0.932	76
6	1.233	24	6	1.195	38	6	1.000	46	6	1.000	60	6	0.978	86
7	1.233	22	7	1.400	40	7	1.021	50	7	1.166	70	7	0.978	84
8	1.400	30	8	1.626	46	8	1.142	50	8	1.250	68	8	1.318	92
9	1.771	28	9	2.153	54	9	1.166	54	9	1.250	70	9	1.400	96
10	1.788	30	10	2.204	53	10	1.166	50	10	1.285	72	10	1.400	104
11	1.790	34	11	2.393	48	11	1.223	51	11	1.285	70	11	1.634	108
12	1.959	36	12	2.803	54	12	1.752	60	12	1.400	76	12	1.656	110
13	1.980	32	13	2.929	58	13	1.752	64	13	1.400	78	13	1.656	106
14	2.399	34	14	2.929	56	14	1.867	64	14	1.656	82	14	2.053	110
15	2.399	32	15	3.070	58	15	2.129	68	15	1.656	84	15	2.053	108
16	2.569	36	16	3.256	59	16	2.129	70	16	2.003	88	16	2.101	116
17	3.195	30	17	3.256	58	17	2.335	70	17	2.003	90	17	2.287	118
18	3.256	36	18	3.270	62	18	2.803	73	18	2.204	90	18	2.287	116
19	3.351	37	19	3.270	60	19	3.070	72	19	2.803	86	19	2.505	118
20	3.830	32	20	3.582	58	20	3.133	74	20	2.803	90	20	2.569	122
21	4.061	34	21	3.582	60	21	3.504	74	21	2.803	94	21	3.070	120
22	4.061	36	22	3.675	57	22	3.582	73	22	2.803	88	22	3.256	120
23	4.262	32	23	3.738	56	23	3.920	74	23	3.256	88	23	3.432	120
24	4.411	34	24	3.738	58	24	3.920	72	24	3.351	92	24	3.432	130
25	4.411	36	25	3.830	58	25	4.094	72	25	3.351	88	25	3.738	128
26	4.579	32	26	4.411	56	26	4.205	72	26	3.869	92	26	3.738	130
27	4.673	38	27	4.439	54	27	4.673	76	27	3.869	90	27	3.971	124
28	5.224	30	28	4.673	54	28	4.673	74	28	3.920	88	28	3.971	120
29	5.328	38	29	4.673	58	29	4.673	78	29	3.920	96	29	4.094	124
30	6.076	36	30	4.795	54	30	4.673	77	30	4.205	90	30	4.094	128
31	6.076	38	31	5.140	56	31	4.907	76	31	4.673	96	31	4.205	128
32	6.705	35	32	5.140	58	32	5.140	74	32	4.673	88	32	4.578	122
33	6.705	34	33	5.608	54	33	5.140	76	33	4.673	98	33	4.901	130
34	7.478	36	34	6.543	62	34	6.076	80	34	5.140	92	34	5.140	132
35	7.478	38	35	6.543	64	35	6.076	84	35	5.140	96	35	5.608	140
36	8.413	36	36	7.843	64	36	6.543	90	36	6.076	100	36	6.076	154
37	8.413	38	37	7.843	60	37	7.478	96	37	6.143	100	37	6.076	148
38	9.955	44				38	7.478	102	38	6.543	120	38	6.777	170



TABLEAU A.4.12: Résultats des mesures des pertes de charge Série XIV :

Série XIV : $\rho_p = 736 \text{ Kg/m}^3$ $d_p = 15 \text{ mm}$ $\phi = 0.56$ $H_{st} = 60 \text{ mm}$ $T = 286 \text{ K}$														
L = 4.57 Kg/m <sup>2</sup> .s			L = 10.23 Kg/m <sup>2</sup> .s			L = 15.84 Kg/m <sup>2</sup> .s			L = 20.94 Kg/m <sup>2</sup> .s			L = 27.90 Kg/m <sup>2</sup> .s		
N°	G	$\Delta P$	N°	G	$\Delta P$	N°	G	$\Delta P$	N°	G	$\Delta P$	N°	G	$\Delta P$
	[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm.CE]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm.CE]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm.CE]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm.CE]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm.CE]
1	1.330	6	1	1.021	6	1	0.699	14	1	0.733	28	1	0.465	36
2	1.434	8	2	1.021	8	2	0.699	15	2	0.733	30	2	0.465	34
3	1.713	10	3	1.380	14	3	0.955	24	3	0.932	36	3	0.663	50
4	1.867	14	4	1.380	12	4	0.955	22	4	0.932	34	4	0.663	46
5	1.867	16	5	1.565	22	5	1.106	36	5	1.400	60	5	0.781	46
6	2.101	28	6	1.565	24	6	1.106	38	6	1.634	64	6	0.781	52
7	2.335	32	7	1.867	39	7	1.328	44	7	2.101	68	7	0.932	60
8	2.335	33	8	1.867	38	8	1.328	40	8	2.803	70	8	0.932	58
9	2.803	37	9	2.204	42	9	1.634	48	9	3.005	68	9	1.166	60
10	2.803	36	10	2.204	44	10	1.634	50	10	3.005	70	10	1.166	64
11	3.270	40	11	2.335	46	11	1.867	52	11	3.185	72	11	1.400	68
12	3.920	42	12	2.335	44	12	1.914	48	12	3.185	70	12	1.713	70
13	3.920	40	13	2.449	40	13	1.914	50	13	3.351	70	13	2.153	70
14	4.901	40	14	2.449	44	14	2.335	53	14	3.920	70	14	3.005	68
15	4.901	42	15	2.814	46	15	2.335	50	15	4.205	70	15	3.005	72
16	5.608	42	16	2.814	40	16	2.611	50	16	5.391	76	16	3.036	70
17	5.608	40	17	3.036	44	17	2.611	54	17	5.746	70	17	3.375	65
18	7.168	44	18	3.036	48	18	3.070	55	18	7.017	72	18	3.430	70
19	7.168	46	19	3.351	50	19	3.070	50				19	3.430	66
20	8.192	48	20	3.351	46	20	3.256	50				20	3.920	70
21	8.192	46	21	3.920	44	21	3.256	53				21	3.920	72
			22	3.920	46	22	3.504	54				22	4.607	68
			23	4.259	48	23	3.504	48				23	4.607	66
			24	4.259	46	24	3.920	50				24	5.011	70
			25	4.343	44	25	3.920	54				25	5.011	72
			26	4.343	46	26	4.411	50				26	5.512	70
			27	4.655	50	27	4.411	52				27	5.512	68
			28	4.655	44	28	4.788	50				28	5.746	70
			29	5.320	48	29	4.788	56				29	6.076	70
			30	5.320	50	30	5.267	50				30	6.543	68
			31	5.746	50	31	5.746	50				31	6.543	72
			32	5.746	48	32	5.746	56				32	6.862	80
			33	6.394	48	33	5.764	56				33	6.862	76
			34	6.394	50	34	5.764	54				34	7.011	80
			35	6.543	50	35	6.076	56				35	7.843	92
			36	6.543	48	36	6.076	58				36	7.843	90
			37	7.478	54	37	8.192	66						
			38	7.478	50	38	8.192	60						

TABLEAU A.4.13: Résultats des mesures des pertes de charge Série XV :

Série XV : $\rho_p = 736 \text{ Kg/m}^3$ $d_p = 15 \text{ mm}$ $\phi = 0.82$ $Hst = 60 \text{ mm}$ $T = 288 \text{ K}$														
L = 4.37 Kg/m <sup>2</sup> .s			L = 10.23 Kg/m <sup>2</sup> .s			L = 15.84 Kg/m <sup>2</sup> .s			L = 20.94 Kg/m <sup>2</sup> .s			L = 27.90 Kg/m <sup>2</sup> .s		
N°	G	$\Delta P$	N°	G	$\Delta P$	N°	G	$\Delta P$	N°	G	$\Delta P$	N°	G	$\Delta P$
	[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm.CE]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm.CE]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm.CE]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm.CE]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm.CE]
1	1.395	8	1	0.763	8	1	0.696	16	1	0.763	32	1	0.439	40
2	1.560	15	2	1.059	10	2	0.696	17	2	0.763	36	2	0.439	44
3	1.560	16	3	1.395	24	3	0.929	30	3	0.881	44	3	0.624	30
4	1.628	18	4	1.463	21	4	0.929	31	4	1.102	50	4	0.681	58
5	1.746	18	5	1.463	19	5	1.018	32	5	1.102	52	5	0.681	62
6	1.746	20	6	1.765	32	6	1.018	30	6	1.591	52	6	0.696	40
7	2.039	26	7	1.765	34	7	1.162	36	7	1.591	50	7	0.713	60
8	2.039	24	8	2.327	42	8	1.162	37	8	1.926	50	8	0.713	62
9	2.804	34	9	2.327	40	9	1.191	37	9	2.039	54	9	0.713	44
10	2.804	36	10	2.433	42	10	1.191	36	10	2.039	50	10	0.952	60
11	2.929	34	11	2.433	44	11	1.360	44	11	2.327	54	11	0.952	52
12	2.995	34	12	3.059	44	12	1.360	46	12	2.327	56	12	0.952	58
13	2.995	36	13	3.059	42	13	1.395	44	13	2.390	60	13	0.952	50
14	3.135	36	14	3.173	42	14	1.395	42	14	2.390	50	14	1.115	56
15	3.135	34	15	3.173	46	15	1.528	40	15	2.995	50	15	1.115	58
16	3.904	34	16	3.643	44	16	1.528	42	16	2.995	54	16	1.463	62
17	3.904	37	17	3.643	40	17	1.587	46	17	3.245	54	17	1.560	58
18	4.164	36	18	3.906	44	18	2.094	50	18	3.304	50	18	1.560	62
19	4.164	32	19	3.906	46	19	2.094	48	19	3.304	52	19	1.628	64
20	4.591	34	20	4.591	40	20	2.122	48	20	3.533	52	20	1.628	60
21	4.591	38	21	4.591	44	21	2.122	50	21	3.904	52	21	1.952	58
22	5.841	36	22	4.657	46	22	2.653	50	22	4.080	52	22	1.952	62
23	6.122	37	23	4.657	42	23	2.653	48	23	4.080	50	23	1.996	58
24	6.122	40	24	4.657	40	24	2.871	48	24	4.562	50	24	2.327	60
25	6.903	40	25	4.657	44	25	2.929	48	25	5.123	50	25	2.327	64
			26	5.447	44	26	3.059	46	26	5.123	52	26	2.428	60
			27	5.447	40	27	3.059	48	27	5.132	56	27	2.428	58
			28	6.054	36	28	3.418	50	28	5.132	48	28	2.862	58
			29	6.054	40	29	3.418	46	29	5.447	48	29	2.862	62
						30	3.744	46	30	5.447	52	30	2.949	58
						31	3.744	48	31	5.861	54	31	2.949	56
						32	4.080	48	32	5.861	48	32	3.092	58
						33	4.080	46	33	6.681	50	33	3.906	58
						34	4.191	46	34	7.452	58	34	3.906	56
						35	4.191	48	35	7.452	60	35	6.054	58
						36	4.994	46	36	7.816	52	36	6.054	56
						37	5.101	46	37	8.837	62	37	8.497	78
						38	6.122	46	38	8.837	58	38	8.497	80

**TABEAU A.4.14: Résultats des mesures de l'expansion du lit (Hd/Hst), Série I**

Série I : $\rho_p = 868 \text{ Kg/m}^3$ $d_p = 10 \text{ mm}$ $\phi = 0.32$ $H_{st} = 90 \text{ mm}$ $T = 287 \text{ K}$																			
L = 4.57 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 10.23 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 15.84 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 20.94 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 27.90 Kg/m <sup>2</sup> .s			
N°	G	Hd	Hd/Hst	N°	G	Hd	Hd/Hst	N°	G	Hd	Hd/Hst	N°	G	Hd	Hd/Hst	N°	G	Hd	Hd/Hst
	[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]
1	1,999	100	1,111	1	1,397	95	1,056	1	0,832	95	1,056	1	0,536	95	1,056	1	0,464	95	1,056
2	1,999	95	1,056	2	1,499	100	1,111	2	0,883	95	1,056	2	0,697	105	1,167	2	0,464	100	1,111
3	2,084	100	1,111	3	1,531	100	1,111	3	0,976	100	1,111	3	0,697	100	1,111	3	0,662	125	1,389
4	2,149	100	1,111	4	1,749	110	1,222	4	0,976	95	1,056	4	0,931	125	1,389	4	0,697	130	1,444
5	2,149	105	1,167	5	1,749	115	1,278	5	1,193	120	1,333	5	0,976	120	1,333	5	0,931	150	1,667
6	2,166	105	1,167	6	1,910	120	1,333	6	1,221	120	1,333	6	0,976	125	1,389	6	0,954	155	1,722
7	2,392	105	1,170	7	2,042	120	1,333	7	1,362	120	1,333	7	1,221	135	1,500	7	0,976	150	1,667
8	2,392	110	1,220	8	2,042	120	1,333	8	1,531	125	1,389	8	1,326	135	1,500	8	1,631	180	2,000
9	2,934	115	1,278	9	2,331	120	1,333	9	1,531	120	1,333	9	1,326	140	1,556	9	1,631	175	1,944
10	2,934	110	1,222	10	2,331	125	1,389	10	1,631	130	1,444	10	1,326	145	1,611	10	1,864	180	2,000
11	3,000	115	1,278	11	2,331	120	1,333	11	1,910	145	1,611	11	1,432	140	1,556	11	1,864	190	2,111
12	3,000	110	1,222	12	2,331	120	1,333	12	2,098	145	1,611	12	1,631	150	1,667	12	1,997	180	2,000
13	3,576	120	1,333	13	2,934	125	1,389	13	2,098	150	1,667	13	1,710	150	1,667	13	2,149	200	2,222
14	3,751	125	1,389	14	2,934	125	1,389	14	2,211	150	1,667	14	1,786	150	1,667	14	2,206	200	2,222
15	3,751	120	1,333	15	3,179	140	1,556	15	2,272	140	1,556	15	1,999	155	1,722	15	2,331	200	2,222
16	3,832	125	1,389	16	3,501	140	1,556	16	2,272	145	1,611	16	2,249	155	1,722	16	2,388	210	2,333
17	4,302	130	1,444	17	3,863	145	1,611	17	2,564	150	1,667	17	2,298	160	1,778	17	2,445	210	2,333
18	4,302	120	1,333	18	3,863	145	1,611	18	2,867	160	1,778	18	2,345	160	1,778	18	3,065	230	2,556
19	4,432	130	1,444	19	4,431	150	1,667	19	3,264	165	1,833	19	2,345	165	1,833	19	3,722	240	2,667
20	5,002	135	1,500	20	4,431	150	1,667	20	3,264	160	1,778	20	2,798	175	1,944	20	4,087	260	2,889
21	5,002	140	1,556	21	4,599	150	1,667	21	3,501	160	1,778	21	2,798	170	1,889	21	4,087	250	2,778
22	5,131	135	1,500	22	4,665	155	1,722	22	3,501	170	1,889	22	3,128	180	2,000	22	4,547	270	3,000
23	5,131	130	1,444	23	5,382	155	1,722	23	3,913	170	1,889	23	3,128	185	2,056	23	4,547	280	3,111
24	6,065	150	1,667	24	5,382	155	1,722	24	3,913	165	1,833	24	3,179	185	2,056	24	4,892	280	3,111
25	6,132	160	1,778	25	5,598	170	1,889	25	4,087	180	2,000	25	3,179	180	2,000	25	4,967	275	3,056
26	6,132	150	1,667	26	5,598	165	1,833	26	4,087	190	2,111	26	3,501	190	2,111	26	5,311	300	3,333
27	6,998	165	1,833	27	6,532	190	2,111	27	4,198	185	2,056	27	3,501	200	2,222	27	5,382	290	3,222
28	8,178	200	2,222	28	6,532	190	2,111	28	4,198	180	2,000	28	3,669	210	2,333	28	5,911	320	3,556
29	9,200	240	2,667	29	7,830	240	2,667	29	4,302	175	1,944	29	4,431	220	2,444	29	5,911	310	3,444
				30	7,830	240	2,667	30	4,302	180	2,000	30	4,541	230	2,556	30	6,065	330	3,667
				31	8,399	280	3,000	31	4,665	190	2,111	31	4,693	240	2,667	31	6,065	340	3,778
				32	8,399	280	3,000	32	4,892	190	2,111	32	5,131	250	2,778	32	6,532	350	3,889
								33	4,892	200	2,222	33	5,911	280	3,111	33	6,532	340	3,778
								34	5,311	220	2,444	34	5,911	270	3,000	34	7,465	410	4,556
								35	5,382	210	2,333	35	6,532	290	3,222				
								36	7,171	270	3,000	36	6,532	300	3,333				
								37	7,340	280	3,111	37	7,830	400	4,444				
								38	8,178	300	3,333								

ANNEXES

**TABEAU A.4.15: Résultats des mesures de l'expansion du lit (Hd/Hst), Série II**

Serie II : $\rho_p = 868 \text{ kg/m}^3$ $d_p = 10 \text{ mm}$ $\phi = 0.56$ $H_{st} = 90 \text{ mm}$ $T = 287 \text{ K}$																			
L = 4.57 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 10.23 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 15.84 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 20.94 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 27.90 Kg/m <sup>2</sup> .s			
N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]
1	1,999	100	1,111	1	1,397	95	1,056	1	0,832	95	1,056	1	0,536	95	1,056	1	0,464	95	1,056
2	1,999	95	1,056	2	1,499	100	1,111	2	0,883	95	1,056	2	0,697	105	1,167	2	0,464	100	1,111
3	2,084	100	1,111	3	1,531	100	1,111	3	0,976	100	1,111	3	0,697	100	1,111	3	0,662	125	1,389
4	2,149	100	1,111	4	1,749	110	1,222	4	1,193	120	1,333	4	0,931	125	1,389	4	0,697	130	1,444
5	2,149	105	1,167	5	1,749	115	1,278	5	1,221	120	1,333	5	0,976	125	1,389	5	0,931	150	1,667
6	2,166	105	1,167	6	1,910	120	1,333	6	1,362	120	1,333	6	1,135	135	1,500	6	0,954	155	1,722
7	2,392	105	1,170	7	2,042	120	1,333	7	1,531	125	1,389	7	1,326	135	1,500	7	0,976	150	1,667
8	2,392	110	1,220	8	2,331	120	1,333	8	1,531	120	1,333	8	1,326	140	1,556	8	1,631	180	2,000
9	2,934	115	1,278	9	2,331	125	1,389	9	1,631	130	1,444	9	1,326	145	1,611	9	1,631	175	1,944
10	2,934	110	1,222	10	2,934	125	1,389	10	1,910	145	1,611	10	1,432	140	1,556	10	1,864	180	2,000
11	3,000	115	1,278	11	3,179	140	1,556	11	2,098	145	1,611	11	1,631	150	1,667	11	1,864	190	2,111
12	3,000	110	1,222	12	3,501	140	1,556	12	2,098	150	1,667	12	1,710	150	1,667	12	1,997	190	2,111
13	3,576	120	1,333	13	3,863	145	1,611	13	2,211	150	1,667	13	1,786	150	1,667	13	1,997	180	2,000
14	3,751	125	1,389	14	4,431	150	1,667	14	2,272	145	1,611	14	1,999	155	1,722	14	2,149	200	2,222
15	3,751	120	1,333	15	4,599	150	1,667	15	2,564	150	1,667	15	2,249	155	1,722	15	2,206	200	2,222
16	3,832	120	1,333	16	4,665	155	1,722	16	2,867	160	1,778	16	2,249	160	1,778	16	2,331	200	2,222
17	3,832	125	1,389	17	5,382	155	1,722	17	2,867	160	1,778	17	2,298	160	1,778	17	2,388	210	2,333
18	4,302	130	1,444	18	5,598	170	1,889	18	3,264	165	1,833	18	2,345	160	1,778	18	2,445	210	2,333
19	4,302	120	1,333	19	5,598	165	1,833	19	3,264	160	1,778	19	2,345	165	1,833	19	3,065	230	2,556
20	4,432	130	1,444	20	6,532	190	2,111	20	3,501	160	1,778	20	2,798	175	1,944	20	3,722	240	2,667
21	5,002	135	1,500	21	7,830	240	2,667	21	3,501	170	1,889	21	3,128	180	2,000	21	4,087	260	2,889
22	5,002	140	1,556	22	8,399	280	3,000	22	3,913	170	1,889	22	3,128	185	2,056	22	4,087	250	2,778
23	5,131	135	1,500					23	3,913	165	1,833	23	3,501	190	2,111	23	4,547	270	3,000
24	5,131	130	1,444					24	4,087	180	2,000	24	3,501	200	2,222	24	4,547	280	3,111
25	6,065	150	1,667					25	4,087	190	2,111	25	3,669	210	2,333	25	4,892	280	3,111
26	6,132	160	1,778					26	4,198	185	2,056	26	3,913	220	2,444	26	4,967	275	3,056
27	6,132	150	1,667					27	4,198	180	2,000	27	4,431	220	2,444	27	5,311	300	3,333
28	6,998	165	1,833					28	4,302	175	1,944	28	4,541	230	2,556	28	5,382	290	3,222
29	6,998	165	1,833					29	4,302	180	2,000	29	4,541	240	2,667	29	5,911	320	3,556
30	8,178	200	2,222					30	4,665	190	2,111	30	4,665	245	2,722	30	5,911	310	3,444
31	8,178	200	2,222					31	4,892	190	2,111	31	4,665	240	2,667	31	6,065	330	3,667
32	9,200	240	2,667					32	4,892	190	2,111	32	4,693	230	2,556	32	6,065	340	3,778
								33	4,892	200	2,222	33	4,693	240	2,667	33	6,532	350	3,889
								34	5,311	220	2,444	34	5,131	250	2,778	34	6,532	340	3,778
								35	5,382	210	2,333	35	5,911	280	3,111	35	7,465	410	4,556
								36	7,171	270	3,000	36	5,911	270	3,000				
								37	7,340	280	3,111	37	6,532	290	3,222				
								38	8,178	300	3,333	38	6,532	300	3,333				
												39	7,830	400	4,444				

**TABEAU A.4.16: Résultats des mesures de l'expansion du lit (Hd/Hst), Série III**

Serie III : $\rho_p = 868 \text{ kg/m}^3$ $d_p = 10 \text{ mm}$ $\phi = 0.56$ $H_{st} = 90 \text{ mm}$ $T = 287 \text{ K}$															
L = 4.57 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 10.23 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 15.84 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 20.94 Kg/m <sup>2</sup> .s			
N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]
1	2,412	100	1,111	1	1,688	100	1,111	1	1,315	100	1,111	1	1,245	115	1,278
2	2,587	100	1,111	2	2,095	110	1,222	2	1,330	95	1,056	2	1,383	115	1,278
3	2,679	100	1,111	3	2,292	120	1,333	3	1,357	95	1,056	3	1,409	120	1,333
4	2,685	105	1,167	4	2,396	120	1,333	4	1,375	100	1,111	4	1,555	130	1,444
5	2,685	110	1,222	5	2,534	120	1,333	5	1,392	100	1,111	5	1,846	140	1,556
6	2,937	110	1,222	6	2,942	140	1,556	6	1,775	120	1,333	6	1,846	140	1,556
7	2,952	110	1,222	7	3,210	130	1,444	7	2,476	140	1,556	7	1,915	140	1,556
8	2,952	115	1,278	8	3,481	140	1,556	8	2,476	135	1,500	8	2,665	150	1,667
9	3,164	110	1,222	9	3,481	145	1,611	9	2,497	130	1,444	9	2,665	160	1,778
10	3,285	110	1,222	10	3,533	135	1,500	10	2,497	140	1,556	10	2,760	150	1,667
11	3,285	120	1,333	11	4,030	150	1,667	11	2,572	140	1,556	11	3,223	160	1,778
12	3,673	115	1,278	12	4,047	150	1,667	12	3,029	145	1,611	12	3,223	170	1,889
13	3,943	120	1,333	13	4,047	160	1,778	13	3,223	150	1,667	13	3,675	170	1,889
14	4,319	130	1,444	14	4,460	150	1,667	14	3,329	150	1,667	14	3,675	160	1,778
15	4,848	130	1,444	15	4,460	160	1,778	15	3,999	160	1,778	15	3,950	170	1,889
16	4,848	140	1,556	16	4,927	170	1,889	16	4,415	170	1,889	16	3,950	180	2,000
17	5,192	140	1,556	17	4,927	160	1,778	17	4,756	170	1,889	17	4,142	170	1,889
18	5,216	140	1,556	18	5,132	160	1,778	18	4,856	170	1,889	18	4,917	180	2,000
19	5,300	140	1,556	19	5,268	170	1,889	19	5,703	190	2,111	19	5,586	210	2,333
20	5,879	140	1,556	20	5,588	160	1,778	20	5,861	190	2,111	20	5,586	200	2,222
21	5,879	150	1,667	21	5,703	160	1,778	21	6,122	200	2,222	21	5,703	220	2,444
22	6,833	160	1,778	22	5,797	170	1,889	22	6,520	210	2,333	22	5,703	210	2,333
23	6,833	150	1,667	23	6,419	180	2,000	23	6,520	220	2,444	23	5,726	220	2,444
				24	7,903	190	2,111	24	6,986	220	2,444	24	5,889	220	2,444
				25	7,903	200	2,222	25	9,127	310	3,444	25	5,948	210	2,333
				26	8,497	220	2,444	26	10,268	340	3,778	26	6,334	230	2,556
								27	11,410	390	4,333	27	6,766	240	2,667
												28	7,434	300	3,333
												29	8,098	330	3,667
												30	8,497	390	4,333
												31	9,221	440	4,889

TABLEAU A.4.17: Résultats des mesures de l'expansion du lit (Hd/Hst), Série IV

Serie IV : $\rho_p = 868 \text{ kg/m}^3$ $d_p = 10 \text{ mm}$ $\phi = 0.82$ $H_{st} = 90 \text{ mm}$ $T = 286 \text{ K}$																			
L = 4.57 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 10.23 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 15.84 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 20.94 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 27.90 Kg/m <sup>2</sup> .s			
N	G	Hd	Hd/Hst	N°	G	Hd	Hd/Hst	N°	G	Hd	Hd/Hst	N°	G	Hd	Hd/Hst	N°	G	Hd	Hd/Hst
	[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]
1	2,335	65	1,083	1	1,498	70	1,167	1	0,955	70	1,167	1	0,487	65	1,083	1	0,697	90	1,500
2	2,504	70	1,167	2	1,498	65	1,083	2	1,021	70	1,167	2	0,668	75	1,250	2	0,748	95	1,583
3	2,803	75	1,250	3	1,634	70	1,167	3	1,083	70	1,167	3	1,166	110	1,833	3	0,764	95	1,583
4	2,814	75	1,250	4	1,634	75	1,250	4	1,166	80	1,333	4	1,166	120	2,000	4	0,931	115	1,917
5	3,270	80	1,333	5	1,914	90	1,500	5	1,166	90	1,500	5	1,400	140	2,333	5	0,931	110	1,833
6	3,582	80	1,333	6	1,914	95	1,583	6	1,166	75	1,250	6	1,533	145	2,417	6	0,931	120	2,000
7	3,582	85	1,417	7	2,101	100	1,667	7	1,166	85	1,417	7	1,533	140	2,333	7	0,931	125	2,083
8	3,738	90	1,500	8	2,101	105	1,750	8	1,400	95	1,583	8	1,656	150	2,500	8	1,081	115	1,917
9	4,094	90	1,500	9	2,814	115	1,917	9	1,400	90	1,500	9	1,713	160	2,667	9	1,164	140	2,333
10	4,094	95	1,583	10	2,939	125	2,083	10	1,400	100	1,667	10	1,713	155	2,583	10	1,164	150	2,500
11	4,607	100	1,667	11	2,939	120	2,000	11	1,501	100	1,667	11	1,867	165	2,750	11	1,164	155	2,583
12	5,391	115	1,917	12	3,070	125	2,083	12	1,501	105	1,750	12	1,914	165	2,750	12	1,327	165	2,750
13	5,608	115	1,917	13	3,675	135	2,250	13	2,046	120	2,000	13	2,003	170	2,833	13	1,327	170	2,833
14	5,842	120	2,000	14	3,758	135	2,250	14	2,046	125	2,083	14	2,153	170	2,833	14	1,352	180	3,000
15	6,543	130	2,167	15	4,673	145	2,417	15	2,558	130	2,167	15	2,153	180	3,000	15	1,352	170	2,833
16	6,543	140	2,333	16	4,788	150	2,500	16	2,558	125	2,083	16	2,335	175	2,917	16	1,397	170	2,833
17	7,478	170	2,833	17	5,028	145	2,417	17	2,569	130	2,167	17	2,449	190	3,167	17	1,397	175	2,917
				18	5,140	150	2,500	18	2,803	135	2,250	18	2,803	200	3,333	18	1,397	190	3,167
				19	6,076	170	2,833	19	2,803	130	2,167	19	2,872	200	3,333	19	1,397	180	3,000
				20	6,543	190	3,167	20	2,812	130	2,167	20	3,582	210	3,500	20	1,671	200	3,333
				21	6,543	180	3,000	21	2,872	135	2,250	21	3,675	210	3,500	21	1,671	205	3,417
								22	3,270	135	2,250	22	3,675	215	3,583	22	1,710	215	3,583
								23	3,462	140	2,333	23	3,830	220	3,667	23	1,710	210	3,500
								24	3,738	150	2,500	24	4,008	225	3,750	24	1,999	220	3,667
								25	3,738	140	2,333	25	4,008	230	3,833	25	1,999	225	3,750
								26	3,920	160	2,667	26	4,607	250	4,167	26	2,249	235	3,917
								27	3,920	150	2,500	27	4,673	240	4,000	27	2,249	230	3,833
								28	4,205	160	2,667	28	5,140	280	4,667	28	2,331	235	3,917
								29	4,205	165	2,750	29	5,140	285	4,750	29	2,331	240	4,000
								30	4,901	190	3,167	30	5,608	320	5,333	30	2,388	260	4,333
								31	4,901	180	3,000	31	5,608	310	5,167	31	2,388	250	4,167
								32	5,146	200	3,333					32	2,500	260	4,333
								33	5,608	210	3,500					33	2,500	265	4,417
								34	5,608	220	3,667					34	3,731	300	5,000
								35	5,882	220	3,667					35	3,913	310	5,167
								36	6,543	300	5,000					36	4,665	390	6,500
								37	6,543	290	4,833					37	5,019	400	6,667
																38	5,598	440	7,333

**TABLEAU A.4.18: Résultats des mesures de l'expansion du lit (Hd/Hst), Série V**

Série V: $\rho_p = 868 \text{ Kg/m}^3$ $d_p = 10 \text{ mm}$ $\varphi = 0.56$ $H_{st} = 60 \text{ mm}$ $T = 287 \text{ K}$																			
L = 4.57 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 10.23 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 15.84 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 20.94 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 27.90 Kg/m <sup>2</sup> .s			
N°	G	Hd	Hd/Hst	N°	G	Hd	Hd/Hst	N°	G	Hd	Hd/Hst	N°	G	Hd	Hd/Hst	N°	G	Hd	Hd/Hst
	[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]
1	2,345	65	1,083	1	0,998	60	1,000	1	0,931	70	1,167	1	0,731	80	1,333	1	0,697	80	1,333
2	2,689	70	1,167	2	1,397	65	1,083	2	0,976	70	1,167	2	0,780	70	1,167	2	1,135	115	1,917
3	2,750	70	1,167	3	1,631	70	1,167	3	1,135	75	1,250	3	0,780	80	1,333	3	1,135	110	1,833
4	2,758	70	1,167	4	1,710	70	1,167	4	1,466	80	1,333	4	0,780	75	1,250	4	1,397	125	2,083
5	2,934	70	1,167	5	1,769	75	1,250	5	1,466	85	1,417	5	0,868	80	1,333	5	1,397	120	2,000
6	3,650	70	1,167	6	1,864	75	1,250	6	1,593	80	1,333	6	0,868	75	1,250	6	1,710	140	2,333
7	3,913	75	1,250	7	1,999	80	1,333	7	1,593	75	1,250	7	0,907	85	1,417	7	1,710	130	2,167
8	3,913	75	1,250	8	1,999	75	1,250	8	1,955	90	1,500	8	0,931	90	1,500	8	2,331	140	2,333
9	4,001	75	1,250	9	2,445	80	1,333	9	1,955	100	1,667	9	0,931	85	1,417	9	2,331	150	2,500
10	4,087	75	1,250	10	2,658	80	1,333	10	2,042	90	1,500	10	1,248	100	1,667	10	2,553	145	2,417
11	4,665	80	1,333	11	2,727	80	1,333	11	2,331	110	1,833	11	1,466	100	1,667	11	2,654	140	2,333
12	4,665	85	1,417	12	2,727	85	1,417	12	2,727	95	1,583	12	1,466	105	1,750	12	2,654	150	2,500
13	4,780	85	1,417	13	3,000	90	1,500	13	2,798	100	1,667	13	2,042	115	1,917	13	3,179	160	2,667
14	4,780	80	1,333	14	3,000	85	1,417	14	2,934	100	1,667	14	2,042	110	1,833	14	3,540	165	2,750
15	5,456	90	1,500	15	3,424	90	1,500	15	2,934	105	1,750	15	2,125	110	1,833	15	3,540	160	2,667
16	5,456	95	1,583	16	3,731	90	1,500	16	3,264	105	1,750	16	2,125	115	1,917	16	3,793	185	3,083
17	6,132	90	1,500	17	3,731	95	1,583	17	3,264	100	1,667	17	2,206	115	1,917	17	3,793	180	3,000
18	6,132	95	1,583	18	4,092	95	1,583	18	3,731	105	1,750	18	2,206	110	1,833	18	4,001	165	2,750
19	6,196	100	1,667	19	4,092	90	1,500	19	3,731	120	2,000	19	2,553	125	2,083	19	4,001	170	2,833
20	8,319	130	2,167	20	4,302	100	1,667	20	3,731	100	1,667	20	2,606	120	2,000	20	4,198	185	3,083
				21	4,425	105	1,750	21	3,731	110	1,833	21	2,689	125	2,083	21	4,198	180	3,000
				22	4,425	100	1,667	22	3,913	115	1,917	22	2,934	125	2,083	22	4,254	180	3,000
				23	4,868	100	1,667	23	3,913	120	2,000	23	3,190	130	2,167	23	4,665	200	3,333
				24	4,868	105	1,750	24	4,302	135	2,250	24	3,424	130	2,167	24	4,892	200	3,333
				25	5,001	105	1,750	25	4,302	130	2,167	25	3,913	140	2,333	25	4,892	210	3,500
				26	5,001	100	1,667	26	4,403	125	2,083	26	4,001	140	2,333	26	5,002	200	3,333
				27	5,754	125	2,083	27	4,403	130	2,167	27	4,403	145	2,417	27	5,002	190	3,167
				28	6,065	125	2,083	28	4,665	130	2,167	28	4,431	150	2,500	28	5,382	220	3,667
				29	6,065	130	2,167	29	4,665	135	2,250	29	5,258	185	3,083	29	5,382	230	3,833
				30	6,132	130	2,167	30	4,665	140	2,333	30	5,258	180	3,000	30	5,503	220	3,667
				31	7,830	180	3,000	31	4,780	120	2,000	31	6,132	200	3,333	31	5,503	210	3,500
								32	5,131	135	2,250	32	6,132	210	3,500	32	5,754	240	4,000
								33	5,131	140	2,333	33	6,532	210	3,500	33	6,132	260	4,333
								34	5,736	130	2,167	34	8,319	290	4,833	34	6,693	280	4,667
								35	5,871	150	2,500	35	8,319	280	4,667	35	6,693	270	4,500
								36	5,871	160	2,667					36	7,155	290	4,833
								37	6,065	150	2,500					37	8,178	440	7,333
								38	7,465	220	3,667					38	8,178	430	7,167

ANNEXES

**TABLEAU A.4.19: Résultats des mesures de l'expansion du lit (Hd/Hst), Série VI**

Série VI: $\rho_p = 868 \text{ Kg/m}^3$ $d_p = 10 \text{ mm}$ $\varphi = 0.82$ $H_{st} = 60 \text{ mm}$ $T = 287 \text{ K}$															
L = 10.23 Kg/m <sup>3</sup> s				L = 15.84 Kg/m <sup>3</sup> s				L = 20.94 Kg/m <sup>3</sup> s				L = 27.90 Kg/m <sup>3</sup> s			
N°	G [Kg/m <sup>3</sup> s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]	N°	G [Kg/m <sup>3</sup> s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]	N°	G [Kg/m <sup>3</sup> s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]	N°	G [Kg/m <sup>3</sup> s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]
1	2,500	65	1,083	1	1,248	65	1,083	1	0,697	65	1,083	1	0,697	90	1,500
2	3,913	80	1,333	2	1,432	70	1,167	2	0,976	75	1,250	2	0,697	85	1,417
3	5,110	85	1,417	3	1,466	70	1,167	3	1,164	80	1,333	3	0,780	85	1,417
4	5,110	80	1,333	4	1,955	75	1,250	4	1,164	75	1,250	4	0,931	90	1,500
5	6,298	100	1,667	5	1,955	80	1,333	5	1,377	80	1,333	5	0,931	95	1,583
6	6,298	105	1,750	6	2,388	80	1,333	6	1,377	85	1,417	6	1,221	100	1,667
7	7,155	120	2,000	7	2,445	85	1,417	7	1,631	90	1,500	7	1,221	95	1,583
				8	3,128	90	1,500	8	1,631	85	1,417	8	1,531	100	1,667
				9	3,424	90	1,500	9	2,331	100	1,667	9	1,671	110	1,833
				10	3,424	100	1,667	10	2,331	95	1,583	10	1,864	105	1,750
				11	3,731	100	1,667	11	2,392	95	1,583	11	1,910	115	1,917
				12	4,898	110	1,833	12	2,445	100	1,667	12	1,910	110	1,833
				13	5,598	115	1,917	13	2,798	100	1,667	13	2,125	115	1,917
				14	5,598	110	1,833	14	2,798	110	1,833	14	2,867	115	1,917
				15	8,319	160	2,667	15	2,798	105	1,750	15	3,128	120	2,000
								16	3,264	110	1,833	16	3,731	125	2,083
								17	3,424	110	1,833	17	3,731	125	2,083
								18	3,424	115	1,917	18	3,731	130	2,167
								19	3,731	120	2,000	19	4,087	130	2,167
								20	4,665	120	2,000	20	4,198	130	2,167
								21	4,665	115	1,917	21	4,198	135	2,250
								22	5,598	120	2,000	22	4,648	140	2,333
								23	5,832	130	2,167	23	4,665	135	2,250
								24	5,832	130	2,167	24	4,892	135	2,250
								25	6,532	150	2,500	25	5,131	150	2,500
												26	5,131	145	2,417
												27	5,598	165	2,750
												28	5,598	160	2,667
												29	5,598	165	2,750



TABLEAU A.4.20: Résultats des mesures de l'expansion du lit (Hd/Hst), Série VII

Série VII: $\rho_p = 736 \text{ Kg/m}^3$ $d_p = 10 \text{ mm}$ $\varphi = 0.32$ $H_{st} = 120 \text{ mm}$ $T = 286 \text{ K}$																			
L = 4.57 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 10.23 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 15.04 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 20.94 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 27.90 Kg/m <sup>2</sup> .s			
N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]
1	2,530	130	1,083	1	0,932	125	1,042	1	0,932	125	1,042	1	0,699	135	1,125	1	0,476	130	1,083
2	2,780	135	1,125	2	1,367	130	1,083	2	1,142	130	1,083	2	0,699	130	1,083	2	0,699	140	1,167
3	2,803	130	1,083	3	1,656	130	1,083	3	1,166	140	1,167	3	0,973	140	1,167	3	0,745	150	1,250
4	3,432	150	1,250	4	1,656	135	1,125	4	1,223	135	1,125	4	1,021	140	1,167	4	0,932	165	1,375
5	3,545	140	1,167	5	1,852	135	1,125	5	1,400	145	1,208	5	1,063	140	1,167	5	0,932	170	1,417
6	3,545	150	1,250	6	1,867	135	1,125	6	1,533	145	1,208	6	1,318	160	1,333	6	0,955	180	1,500
7	3,729	150	1,250	7	1,867	140	1,167	7	1,533	150	1,250	7	1,318	150	1,250	7	0,955	170	1,417
8	3,738	150	1,250	8	2,210	140	1,167	8	1,565	160	1,333	8	1,596	180	1,500	8	1,166	200	1,667
9	4,205	165	1,375	9	2,287	140	1,167	9	1,634	160	1,333	9	1,626	180	1,500	9	1,195	190	1,583
10	4,205	160	1,333	10	2,287	150	1,250	10	1,714	160	1,333	10	1,634	190	1,583	10	1,195	200	1,667
11	4,578	170	1,417	11	2,470	150	1,250	11	1,714	155	1,292	11	1,634	200	1,667	11	1,400	240	2,000
12	4,673	160	1,333	12	2,803	170	1,333	12	1,867	170	1,417	12	1,793	190	1,583	12	1,400	230	1,917
13	4,673	170	1,417	13	2,803	170	1,417	13	1,867	175	1,458	13	1,793	180	1,500	13	1,501	240	2,000
14	4,788	170	1,417	14	2,939	170	1,417	14	2,003	180	1,500	14	2,046	240	2,000	14	1,634	270	2,250
15	5,224	180	1,500	15	2,939	180	1,500	15	2,003	190	1,583	15	2,287	240	2,000	15	1,867	290	2,417
16	5,608	180	1,500	16	3,270	200	1,667	16	2,287	200	1,667	16	2,287	230	1,917	16	1,867	280	2,333
17	5,608	190	1,583	17	3,288	180	1,500	17	2,287	190	1,583	17	2,399	260	2,167	17	2,235	270	2,250
18	7,460	240	2,000	18	3,432	190	1,583	18	2,335	190	1,583	18	2,803	260	2,167	18	2,393	290	2,417
19	7,478	240	2,000	19	3,738	200	1,667	19	2,335	200	1,667	19	2,803	270	2,250	19	2,505	310	2,583
20	8,824	290	2,417	20	3,738	190	1,583	20	2,449	210	1,750	20	2,803	280	2,333	20	2,505	300	2,500
				21	3,920	220	1,833	21	2,449	200	1,667	21	3,133	260	2,167	21	2,770	320	2,667
				22	4,179	200	1,667	22	2,803	220	1,833	22	3,256	260	2,167	22	2,770	310	2,583
				23	4,179	210	1,750	23	2,803	230	1,917	23	3,738	310	2,583	23	2,872	310	2,583
				24	4,262	210	1,750	24	2,872	230	1,917	24	3,738	300	2,500	24	3,432	340	2,833
				25	4,673	230	1,917	25	2,872	240	2,000	25	3,830	300	2,500	25	3,432	350	2,917
				26	4,673	220	1,833	26	3,270	230	1,917	26	4,008	290	2,417	26	3,738	360	3,000
				27	4,901	230	1,917	27	3,270	240	2,000	27	4,343	320	2,667	27	3,738	370	3,083
				28	4,901	220	1,833	28	3,489	250	2,083	28	4,788	310	2,583	28	3,830	360	3,000
				29	5,119	240	2,000	29	3,738	240	2,000	29	4,788	300	2,500	29	4,005	400	3,333
				30	5,119	250	2,083	30	4,008	250	2,083	30	5,328	330	2,750	30	4,005	390	3,250
				31	5,608	260	2,167	31	4,578	260	2,167	31	5,429	360	3,000	31	4,262	390	3,250
				32	6,143	250	2,083	32	4,578	270	2,250	32	5,608	360	3,000	32	4,262	400	3,333
				33	6,309	250	2,083	33	4,673	270	2,250	33	5,746	370	3,083	33	4,673	400	3,333
				34	6,543	270	2,250	34	5,140	260	2,167	34	5,746	360	3,000	34	4,901	430	3,583
				35	7,011	290	2,417	35	5,529	290	2,417					35	4,901	420	3,500
				36	7,478	320	2,667	36	5,608	280	2,333					36	5,140	440	3,667
				37				37	5,608	290	2,417					37	5,328	440	3,667
				38				38	6,608	390	3,250					38	5,328	450	3,750

**TABLEAU A.4.21. Résultats des mesures de l'expansion du lit (Hd/Hst), Série VIII**

Série VIII: $\rho_p = 736 \text{ Kg/m}^3$ $d_p = 15 \text{ mm}$ $\varphi = 0.56$ $H_{st} = 120 \text{ mm}$ $T = 287 \text{ K}$																			
L = 4.57 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 10.23 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 15.84 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 20.94 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 27.90 Kg/m <sup>2</sup> .s			
N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]
1	2,249	125	1,042	1	1,395	125	1,042	1	0,929	130	1,083	1	0,976	125	1,042	1	0,624	125	1,042
2	2,553	130	1,083	2	1,628	135	1,125	2	1,323	125	1,042	2	1,164	135	1,125	2	0,697	125	1,042
3	2,658	125	1,042	3	1,861	140	1,167	3	1,395	140	1,167	3	1,164	125	1,042	3	0,883	135	1,125
4	2,798	130	1,083	4	2,245	140	1,167	4	1,395	145	1,208	4	1,221	135	1,125	4	0,931	140	1,167
5	3,031	140	1,167	5	2,245	145	1,208	5	1,561	155	1,292	5	1,397	160	1,333	5	0,931	125	1,042
6	3,031	145	1,208	6	2,440	165	1,375	6	1,628	145	1,208	6	1,397	145	1,208	6	0,931	145	1,208
7	3,913	160	1,333	7	2,440	160	1,333	7	1,628	140	1,167	7	1,397	170	1,417	7	0,954	150	1,250
8	3,913	165	1,375	8	2,745	150	1,250	8	1,746	140	1,167	8	1,710	155	1,292	8	1,104	165	1,375
9	3,913	150	1,250	9	2,793	165	1,375	9	1,746	145	1,208	9	1,901	150	1,250	9	1,164	160	1,333
10	4,001	145	1,208	10	2,793	160	1,333	10	1,861	140	1,167	10	1,955	175	1,458	10	1,164	165*	1,375
11	4,001	140	1,167	11	3,173	155	1,292	11	1,861	150	1,250	11	2,166	165	1,375	11	1,221	180	1,500
12	4,892	165	1,375	12	3,662	150	1,250	12	1,952	160	1,333	12	2,750	175	1,458	12	1,221	170	1,417
13	4,892	180	1,500	13	3,906	170	1,417	13	2,039	140	1,167	13	2,798	180	1,500	13	1,326	160	1,333
14	4,892	185	1,542	14	3,906	175	1,458	14	2,039	145	1,208	14	2,798	170	1,417	14	1,397	170	1,417
15	5,131	170	1,417	15	4,657	180	1,500	15	2,685	170	1,417	15	3,369	180	1,500	15	1,710	185	1,542
16	5,598	180	1,500	16	4,657	175	1,458	16	2,793	160	1,333	16	3,965	200	1,667	16	2,042	190	1,583
17	5,598	185	1,542	17	5,821	210	1,750	17	2,793	165	1,375	17	4,087	190	1,583	17	2,042	195	1,625
18	5,871	175	1,458	18	6,054	220	1,833	18	3,059	170	1,417	18	4,665	200	1,667	18	2,149	190	1,583
19	6,065	190	1,583	19	6,520	230	1,917	19	3,259	160	1,333	19	4,665	210	1,750	19	2,798	210	1,750
20	7,465	210	1,750	20	6,520	210	1,750	20	3,259	165	1,375	20	5,598	230	1,917	20	2,867	210	1,750
21	7,465	220	1,833	21	6,520	240	2,000	21	3,725	185	1,542	21	5,621	230	1,917	21	2,867	215	1,792
22	7,465	240	2,000	22	6,520	215	1,792	22	4,425	180	1,500	22	5,621	240	2,000	22	3,264	240	2,000
23	8,178	230	1,917	23	7,918	260	2,167	23	4,994	180	1,500	23	6,003	250	2,083	23	3,264	230	1,917
24	9,200	240	2,000	24	8,384	230	1,917	24	5,123	200	1,667	24	6,532	250	2,083	24	4,087	250	2,083
								25	5,588	190	1,583					25	4,665	270	2,250
								26	5,726	200	1,667					26	4,665	280	2,333
								27	6,986	240	2,000					27	5,131	280	2,333
								28	8,163	270	2,250					28	5,311	290	2,417
																29	6,022	290	2,417
																30	6,022	300	2,500
																31	6,532	290	2,417
																32	7,465	370	3,083

**TABLEAU A.4.22. Résultats des mesures de l'expansion du lit (Hd/Hst), Série IX.**

Série IX: $\rho_p = 736 \text{ Kg/m}^3$ $d_p = 15 \text{ mm}$ $\phi = 0.82$ $H_{st} = 120 \text{ mm}$ $T = 288 \text{ K}$																			
$L = 4.57 \text{ Kg/m}^2 \cdot s$				$L = 10.23 \text{ Kg/m}^2 \cdot s$				$L = 15.84 \text{ Kg/m}^2 \cdot s$				$L = 20.94 \text{ Kg/m}^2 \cdot s$				$L = 27.90 \text{ Kg/m}^2 \cdot s$			
N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]
1	2,207	135	1,125	1	1,463	125	1,042	1	1,162	125	1,042	1	1,162	140	1,167	1	1,133	160	1,333
2	2,207	130	1,083	2	1,628	130	1,083	2	1,162	130	1,083	2	1,162	135	1,125	2	1,350	170	1,417
3	2,478	140	1,167	3	1,628	125	1,042	3	1,395	145	1,208	3	1,395	150	1,250	3	1,350	180	1,500
4	2,495	140	1,167	4	1,628	135	1,125	4	2,039	155	1,292	4	1,395	155	1,292	4	1,496	170	1,417
5	2,495	135	1,125	5	1,628	140	1,167	5	2,039	160	1,333	5	1,952	170	1,417	5	1,952	200	1,667
6	2,850	150	1,250	6	1,861	160	1,333	6	2,081	155	1,292	6	1,952	160	1,333	6	2,122	200	1,667
7	2,850	155	1,292	7	1,861	150	1,250	7	2,081	155	1,292	7	2,649	170	1,417	7	2,327	200	1,667
8	3,059	160	1,333	8	2,094	150	1,250	8	2,245	150	1,250	8	2,649	175	1,458	8	2,862	230	1,917
9	3,059	150	1,250	9	2,094	155	1,292	9	2,245	160	1,333					9	2,862	220	1,833
10	3,173	150	1,250	10	2,327	150	1,250	10	2,704	175	1,458					10	3,994	230	1,917
11	3,173	155	1,292	11	2,440	160	1,333	11	2,704	170	1,417								
12	3,315	160	1,333	12	2,549	150	1,250	12	2,793	160	1,333								
13	3,315	150	1,250	13	2,560	150	1,250	13	2,793	170	1,417								
14	3,492	155	1,292	14	2,929	150	1,250	14	2,804	165	1,375								
15	4,080	170	1,417	15	2,995	160	1,333	15	2,804	160	1,333								
16	4,080	160	1,333	16	2,995	170	1,417	16	3,059	150	1,250								
17	4,395	165	1,333	17	3,418	150	1,250	17	3,059	160	1,333								
18	4,395	165	1,375	18	3,817	170	1,417												
19	6,520	190	1,583	19	3,817	175	1,458												
20	6,520	200	1,667	20	4,657	160	1,333												
21	6,520	195	1,625	21	4,657	150	1,250												
22	6,632	190	1,583																
23	6,632	200	1,667																
24	8,837	260	2,167																

**TABLEAU A.4.23. Résultats des mesures de l'expansion du lit (Hd/Hst), Série XI.**

Série XI: $\rho_p = 736 \text{ Kg/m}^3$ $d_p = 15 \text{ mm}$ $\phi = 0.56$ $H_{st} = 90 \text{ mm}$ $T = 287 \text{ K}$																			
L = 4.57 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 10.23 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 15.84 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 20.94 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 27.90 Kg/m <sup>2</sup> .s			
N°	G	Hd	Hd/Hst	N°	G	Hd	Hd/Hst	N°	G	Hd	Hd/Hst	N°	G	Hd	Hd/Hst	N°	G	Hd	Hd/Hst
	[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]
1	2,482	105	1,167	1	1,593	95	1,056	1	1,221	100	1,111	1	1,164	100	1,111	1	0,624	95	1,056
2	2,798	105	1,167	2	1,711	95	1,056	2	1,624	100	1,111	2	1,164	95	1,056	2	0,907	100	1,111
3	2,798	100	1,111	3	1,864	115	1,278	3	1,624	105	1,167	3	1,327	110	1,222	3	0,907	110	1,222
4	3,127	105	1,167	4	1,864	110	1,222	4	1,631	110	1,222	4	1,531	115	1,278	4	0,931	105	1,167
5	3,127	110	1,222	5	1,864	100	1,111	5	1,631	105	1,167	5	1,531	110	1,222	5	1,041	110	1,222
6	3,731	110	1,222	6	2,098	115	1,278	6	1,864	110	1,222	6	2,166	120	1,333	6	1,140	105	1,167
7	4,302	120	1,333	7	2,098	110	1,222	7	1,864	115	1,278	7	2,166	125	1,389	7	1,164	115	1,278
8	4,599	120	1,333	8	2,331	120	1,333	8	1,955	105	1,167	8	2,553	115	1,278	8	1,164	110	1,222
9	4,665	125	1,389	9	2,388	115	1,278	9	2,445	115	1,278	9	2,708	135	1,500	9	1,221	110	1,222
10	4,665	130	1,444	10	2,388	110	1,222	10	2,934	125	1,389	10	2,708	140	1,556	10	1,397	120	1,333
11	4,665	120	1,333	11	2,934	115	1,278	11	2,934	120	1,333	11	3,000	135	1,500	11	1,397	115	1,278
12	4,793	120	1,333	12	2,934	120	1,333	12	3,731	135	1,500	12	3,264	130	1,444	12	1,466	120	1,333
13	5,131	130	1,444	13	3,913	140	1,556	13	3,731	130	1,444	13	3,501	150	1,667	13	1,531	130	1,444
14	6,532	160	1,778	14	3,913	130	1,444	14	4,254	125	1,389	14	3,501	140	1,556	14	1,864	135	1,500
15	6,850	150	1,667	15	4,001	120	1,333	15	4,254	125	1,389	15	3,731	150	1,667	15	1,864	125	1,389
16	6,850	160	1,778	16	4,431	120	1,333	16	4,302	140	1,556	16	3,731	160	1,778	16	1,864	140	1,556
17	6,998	160	1,778	17	4,665	125	1,389	17	4,665	150	1,667	17	3,751	135	1,500	17	1,999	140	1,556
18	6,998	150	1,667	18	4,892	140	1,556	18	4,892	130	1,444	18	4,198	150	1,667	18	2,331	150	1,667
19	7,465	170	1,889	19	4,892	135	1,500	19	5,598	140	1,556	19	4,254	150	1,667	19	2,331	155	1,722
20	9,200	200	2,222	20	5,110	150	1,667	20	6,065	160	1,778	20	4,254	145	1,611	20	2,798	145	1,611
				21	5,598	145	1,611	21	6,532	175	1,944	21	4,892	170	1,889	21	3,065	155	1,722
				22	5,832	135	1,500	22	6,532	170	1,889	22	4,892	180	2,000	22	3,731	175	1,944
				23	5,832	140	1,556	23	6,532	175	1,944	23	5,002	160	1,778	23	3,731	170	1,889
				24	6,532	160	1,778	24	7,699	230	2,556	24	5,598	175	1,944	24	4,087	165	1,833
				25	6,532	150	1,667					25	5,598	180	2,000	25	4,198	180	2,000
				26	8,178	220	2,444									26	4,198	170	1,889
				27	8,178	230	2,556									27	5,110	180	2,000
				28	8,809	240	2,667									28	5,131	200	2,222
				29	8,809	230	2,556									29	5,131	190	2,111
																30	5,311	200	2,222
																31	5,311	210	2,333
																32	5,598	230	2,556
																33	5,754	220	2,444
																34	5,754	230	2,556
																35	5,832	210	2,333
																36	6,361	210	2,333
																37	6,361	220	2,444
																38	6,532	260	2,889

TABLEAU A.4.24. Résultats des mesures de l'expansion du lit (Hd/Hst), Série XIII.

Série XIII: $\rho_p = 736 \text{ Kg/m}^3$ $d_p = 15 \text{ mm}$ $\phi = 0.32$ $H_{st} = 60 \text{ mm}$ $T = 286 \text{ K}$																			
L = 4.57 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 10.23 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 15.84 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 20.94 Kg/m <sup>2</sup> .s			L = 27.90 Kg/m <sup>2</sup> .s				
N°	G	Hd	Hd/Hst	N°	G	Hd	Hd/Hst	N°	G	Hd	Hd/Hst	N°	G	Hd	Hd/Hst	N°	G	Hd	Hd/Hst
	[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]
1	2,399	65	1,083	1	1,959	65	1,083	1	1,021	65	1,083	1	0,796	65	1,083	1	0,699	75	1,250
2	3,195	70	1,167	2	2,153	75	1,250	2	1,142	70	1,167	2	0,911	65	1,083	2	0,699	70	1,167
3	3,256	70	1,167	3	2,204	75	1,250	3	1,142	65	1,083	3	0,978	75	1,250	3	0,932	85	1,417
4	3,830	75	1,250	4	2,393	85	1,417	4	1,166	70	1,167	4	0,978	80	1,333	4	0,932	90	1,500
5	4,061	75	1,250	5	2,393	80	1,333	5	1,166	75	1,250	5	1,000	75	1,250	5	0,978	90	1,500
6	4,262	80	1,333	6	2,929	105	1,750	6	1,223	80	1,333	6	1,021	80	1,333	6	1,318	90	1,500
7	4,262	75	1,250	7	2,929	100	1,667	7	1,223	75	1,250	7	1,250	80	1,333	7	1,400	120	2,000
8	4,411	80	1,333	8	3,070	100	1,667	8	1,752	90	1,500	8	1,250	85	1,417	8	1,400	130	2,167
9	4,579	80	1,333	9	3,256	100	1,667	9	1,752	100	1,667	9	1,285	80	1,333	9	1,468	150	2,500
10	4,673	80	1,333	10	3,256	110	1,833	10	1,867	100	1,667	10	1,400	90	1,500	10	1,656	150	2,500
11	5,224	80	1,333	11	3,270	100	1,667	11	1,867	90	1,500	11	1,400	95	1,583	11	1,714	150	2,500
12	5,224	85	1,417	12	3,582	110	1,833	12	2,129	110	1,833	12	1,656	100	1,667	12	1,714	160	2,667
13	5,328	85	1,417	13	3,675	110	1,833	13	2,170	110	1,833	13	1,656	95	1,583	13	2,053	170	2,833
14	5,328	80	1,333	14	3,738	110	1,833	14	2,335	120	2,000	14	1,867	140	2,333	14	2,101	170	2,833
15	6,076	90	1,500	15	3,738	120	2,000	15	2,335	125	2,083	15	2,003	125	2,083	15	2,287	185	3,083
16	6,076	95	1,583	16	3,830	110	1,833	16	2,504	120	2,000	16	2,003	130	2,167	16	2,287	180	3,000
17	6,705	105	1,750	17	4,439	125	2,083	17	2,505	120	2,000	17	2,204	150	2,500	17	2,505	190	3,167
18	6,705	100	1,667	18	4,439	120	2,000	18	2,540	130	2,167	18	2,210	150	2,500	18	2,569	200	3,333
19	7,478	110	1,833	19	4,675	120	2,000	19	2,803	130	2,167	19	2,803	130	2,167	19	3,070	210	3,500
20	8,413	130	2,167	20	4,795	125	2,083	20	3,133	130	2,167	20	2,803	150	2,500	20	3,256	210	3,500
21	8,413	140	2,333	21	4,795	120	2,000	21	3,504	140	2,333	21	2,803	155	2,583	21	3,432	240	4,000
22	9,955	190	3,167	22	5,140	120	2,000	22	4,205	150	2,500	22	3,256	140	2,333	22	3,432	250	4,167
23	9,955	180	3,000	23	5,608	135	2,250	23	4,673	150	2,500	23	3,351	170	2,833	23	3,582	235	3,917
				24	5,608	130	2,167	24	4,788	150	2,500	24	3,869	160	2,667	24	3,582	230	3,833
				25	6,543	150	2,500	25	4,788	160	2,667	25	3,920	155	2,583	25	3,971	260	4,333
				26	6,543	160	2,667	26	5,140	150	2,500	26	3,920	155	2,583	26	3,971	250	4,167
				27	7,843	190	3,167	27	5,140	160	2,667	27	4,205	170	2,833	27	4,094	260	4,333
				28	7,843	180	3,000	28	6,076	180	3,000	28	4,205	190	3,167	28	4,094	270	4,500
								29	6,076	210	3,500	29	4,673	200	3,333	29	4,205	270	4,500
								30	6,076	200	3,333	30	4,673	210	3,500	30	4,578	280	4,667
								31	6,543	250	4,167	31	5,140	230	3,833	31	4,578	270	4,500
								32	7,011	250	4,167	32	5,140	240	4,000	32	4,673	310	5,167
								33	7,011	240	4,000	33	6,076	260	4,333	33	4,673	320	5,333
								34	7,478	300	5,000	34	6,076	270	4,500	34	5,119	310	5,167
								35	7,478	320	5,333	35	6,143	270	4,500	35	5,140	310	5,167
								36	7,946	400	6,667	36	6,143	260	4,333	36	5,608	370	6,167
								37	7,946	390	6,500	37	6,543	310	5,167	37	5,842	420	7,000
												38	7,478	440	7,333	38	6,076	470	7,833

**TABLEAU A.4.25. Résultats des mesures de l'expansion du lit (Hd/Hst), Série XIV.**

Série XIV: $\rho_p = 736 \text{ Kg/m}^3$ $d_p = 15 \text{ mm}$ $\phi = 0.56$ $H_{st} = 60 \text{ mm}$ $T = 286 \text{ K}$																			
L = 4.57 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 10.23 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 15.84 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 20.94 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 27.90 Kg/m <sup>2</sup> .s			
N°	G	Hd	Hd/Hst	N°	G	Hd	Hd/Hst	N°	G	Hd	Hd/Hst	N°	G	Hd	Hd/Hst	N°	G	Hd	Hd/Hst
	[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]		[Kg/m <sup>2</sup> .s]	[mm]	[-]
1	2,803	65	1,083	1	1,867	70	1,167	1	1,328	70	1,167	1	0,932	70	1,167	1	5,512	145	2,417
2	3,270	75	1,250	2	2,204	80	1,333	2	1,634	75	1,250	2	1,021	70	1,167	2	5,746	150	2,500
3	3,920	80	1,333	3	2,335	80	1,333	3	1,867	80	1,333	3	1,106	85	1,417	3	6,076	165	2,750
4	4,901	85	1,417	4	2,335	75	1,250	4	1,914	85	1,417	4	1,106	80	1,333	4	6,543	180	3,000
5	4,901	90	1,500	5	2,449	80	1,333	5	2,335	90	1,500	5	1,364	85	1,417	5	6,862	220	3,667
6	5,608	105	1,750	6	2,449	85	1,417	6	2,611	90	1,500	6	1,364	90	1,500	6	6,862	210	3,500
7	5,608	100	1,667	7	2,814	85	1,417	7	3,070	95	1,583	7	1,674	100	1,667	7	7,011	225	3,750
8	7,168	115	1,917	8	2,814	80	1,333	8	3,256	90	1,500	8	1,674	95	1,583	8	7,843	290	4,833
9	8,192	130	2,167	9	3,036	80	1,333	9	3,256	95	1,583	9	2,046	100	1,667				
				10	3,036	85	1,417	10	3,504	100	1,667	10	2,204	105	1,750				
				11	3,351	90	1,500	11	3,504	90	1,500	11	2,204	100	1,667				
				12	3,351	85	1,417	12	3,920	95	1,583	12	3,005	105	1,750				
				13	3,920	95	1,583	13	3,920	100	1,667	13	3,005	110	1,833				
				14	4,259	100	1,667	14	4,008	100	1,667	14	3,133	110	1,833				
				15	4,259	95	1,583	15	4,411	110	1,833	15	4,094	125	2,083				
				16	4,343	95	1,583	16	4,788	110	1,833	16	4,094	130	2,167				
				17	4,343	100	1,667	17	5,267	120	2,000	17	4,351	125	2,083				
				18	4,655	95	1,583	18	5,746	120	2,000	18	5,011	130	2,167				
				19	5,746	115	1,917	19	5,764	130	2,167	19	5,011	135	2,250				
				20	5,746	110	1,833	20	5,764	125	2,083	20	6,014	140	2,333				
				21	6,394	120	2,000	21	6,076	130	2,167	21	6,543	155	2,583				
				22	6,543	135	2,250	22	8,192	170	2,833	22	6,862	160	2,667				
				23	6,543	130	2,167					23	6,862	170	2,833				
				24	7,478	140	2,333					24	7,478	210	3,500				
				25	7,478	145	2,417												

**TABLEAU A.4.26. Résultats des mesures de l'expansion du lit (Hd/Hst), Série XV.**

Série XV: $\rho_p = 736 \text{ Kg/m}^3$ $d_p = 15 \text{ mm}$ $\varphi = 0.82$ $H_{st} = 60 \text{ mm}$ $T = 288 \text{ K}$																			
L = 4.57 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 10.23 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 15.84 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 20.94 Kg/m <sup>2</sup> .s				L = 27.90 Kg/m <sup>2</sup> .s			
N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]	N°	G [Kg/m <sup>2</sup> .s]	Hd [mm]	Hd/Hst [-]
1	2,995	65	1,083	1	2,327	70	1,167	1	1,162	65	1,083	1	0,881	70	1,167	1	0,439	65	1,083
2	3,135	70	1,167	2	2,433	75	1,250	2	1,191	65	1,083	2	1,102	70	1,167	2	0,681	70	1,167
3	3,135	65	1,083	3	2,433	80	1,333	3	1,360	70	1,167	3	1,102	75	1,250	3	0,713	80	1,333
4	3,904	80	1,333	4	3,059	90	1,500	4	1,395	70	1,167	4	1,591	80	1,333	4	0,952	85	1,417
5	4,164	75	1,250	5	3,059	85	1,417	5	1,528	70	1,167	5	1,591	75	1,250	5	0,952	80	1,333
6	4,591	75	1,250	6	3,173	80	1,333	6	1,587	75	1,250	6	1,926	90	1,500	6	1,115	80	1,333
7	5,841	100	1,667	7	3,643	85	1,417	7	1,587	70	1,167	7	2,039	90	1,500	7	1,115	85	1,417
8	6,122	90	1,500	8	3,643	80	1,333	8	2,081	75	1,250	8	2,039	80	1,333	8	1,463	100	1,667
9	6,122	100	1,667	9	3,906	80	1,333	9	2,081	80	1,333	9	2,327	90	1,500	9	1,463	90	1,500
10	6,903	115	1,917	10	3,906	85	1,417	10	2,094	85	1,417	10	2,327	95	1,583	10	1,560	90	1,500
11	6,903	110	1,833	11	4,591	80	1,333	11	2,094	80	1,333	11	2,390	90	1,500	11	1,560	100	1,667
				12	4,591	90	1,500	12	2,122	75	1,250	12	2,995	90	1,500	12	1,628	100	1,667
				13	4,657	95	1,583	13	2,653	80	1,333	13	3,245	115	1,917	13	1,628	90	1,500
				14	4,657	90	1,500	14	2,871	90	1,500	14	3,245	110	1,833	14	1,952	100	1,667
				15	4,657	100	1,667	15	2,929	90	1,500	15	3,304	90	1,500	15	1,952	110	1,833
				16	5,447	105	1,750	16	2,929	80	1,333	16	3,304	100	1,667	16	1,996	100	1,667
				17	5,447	100	1,667	17	3,059	90	1,500	17	3,533	100	1,667	17	1,996	95	1,583
				18	6,054	100	1,667	18	3,059	95	1,583	18	3,904	100	1,667	18	2,327	100	1,667
				19	6,054	110	1,833	19	3,418	80	1,333	19	3,904	110	1,833	19	2,327	110	1,833
								20	3,418	75	1,250	20	4,080	115	1,917	20	2,428	110	1,833
								21	3,744	90	1,500	21	4,080	110	1,833	21	2,428	100	1,667
								22	3,744	100	1,667	22	4,191	90	1,500	22	2,862	110	1,833
								23	4,080	85	1,417	23	4,191	100	1,667	23	2,949	115	1,917
								24	4,080	80	1,333	24	4,562	100	1,667	24	2,949	110	1,833
								25	4,994	100	1,667	25	4,562	90	1,500	25	3,092	110	1,833
								26	4,994	95	1,583	26	5,123	100	1,667	26	3,092	120	2,000
								27	5,101	90	1,500	27	5,123	110	1,833	27	3,906	130	2,167
								28	5,101	100	1,667	28	5,132	110	1,833	28	4,772	130	2,167
								29	6,122	115	1,917	29	5,132	105	1,750	29	4,772	140	2,333
								30	6,122	110	1,833	30	5,447	90	1,500	30	6,054	150	2,500
												31	5,447	100	1,667	31	6,054	140	2,333
												32	5,861	120	2,000	32	8,497	320	5,333
												33	6,054	120	2,000	33	9,127	390	6,500
												34	6,054	130	2,167				
												35	7,452	160	2,667				
												36	7,452	150	2,500				
												37	7,452	170	2,833				
												38	8,837	230	3,833				

ANNEXES

## ANNEXE A5 : valeurs de la vitesse minimum de fluidisation

Tableau A.5.

Garnissage	Hauteur statique (Hst) [mm]	% d'aire libre de la grille ( $\varphi$ )	Flux liquide [Kg/m <sup>2</sup> .s]				
			4,57	10,23	15,84	20,94	27,90
			Vitesse minimum de fluidisation (Gmf) [Kg/m <sup>2</sup> .s]				
(I) $\rho_p(I) = 868 \text{ Kg/m}^3$ $d_p(I) = 10 \text{ mm}$	60	32	2,10	1,70	1,40	1,20	1,05
		56	2,20	1,80	1,65	1,50	1,40
		82	2,40	2,05	1,90	1,85	1,65
	90	32	2,20	1,90	1,60	1,40	1,20
		56	2,60	2,20	2,00	1,60	1,50
		82	2,90	2,60	2,20	2,00	1,85
(II) $\rho_p(II) = 736 \text{ Kg/m}^3$ $d_p(II) = 15 \text{ mm}$	60	32	2,35	2,00	1,45	1,20	0,95
		56	2,45	2,30	2,05	1,90	1,70
		82	2,80	2,65	2,50	2,30	2,10
	90	56	2,35	2,10	1,90	1,70	1,60
	120	32	2,00	1,80	1,60	1,40	1,20
		56	2,30	2,15	2,00	1,85	1,70
82		2,50	2,35	2,20	2,05	1,90	



## ANNEXE A.6

Résultats du calcul des pentes des équations représentant les zones de variation de l'expansion du lit :

Tableau A.6.

$\rho_p = 868 \text{ Kg/m}^3$ , $d_p = 10 \text{ mm}$ , $\varphi = 0,56$ , $H_{st} = 90 \text{ mm}$			
Zone	Flux liquide (L) [Kg/m <sup>2</sup> .s]	Domaine de variation du flux gazeux (G) [Kg/m <sup>2</sup> .s]	Equation $\left(\frac{H_d}{H_{st}}\right) = f(G)$
(I) (II) (III)	4,57	1,999 ≤ G ≤ 2,165 2,391 ≤ G ≤ 6,998 6,998 ≤ G ≤ 9,200	y = 0,409x + 0,261 y = 0,137x + 0,839 y = 0,384x - 0,888
(I) (II) (III)	10,23	1,394 ≤ G ≤ 2,04 2,042 ≤ G ≤ 6,531 6,531 ≤ G ≤ 8,398	y = 0,479 + 0,396 y = 0,161x + 0,976 y = 0,478x - 0,956
(I) (II) (III)	15,84	0,824 ≤ G ≤ 1,910 1,91 ≤ G ≤ 6,409 6,409 ≤ G ≤ 8,177	y = 0,499x + 0,661 y = 0,205x + 0,170 y = 0,493x - 0,619
(I) (II) (III)	20,94	0,535 ≤ G ≤ 1,325 1,325 ≤ G ≤ 6,531 6,531 ≤ G ≤ 7,829	y = 0,654x + 0,713 y = 0,332x + 1,055 y = 0,941x - 2,872
(I) (II) (III)	27,90	0,463 ≤ G ≤ 0,967 0,976 ≤ G ≤ 6,531 6,531 ≤ G ≤ 7,829	y = 1,248x + 0,514 y = 0,371x + 1,350 y = 0,644x - 0,374

## ANNEXE A.7

## Programmes de calcul des corrélations de pertes de charge et de l'expansion du lit

```

REM *****
REM ***** PROGRAMME CORRELATION PERTE DE CHARGE *****
REM *****
RANDOMIZE TIMER
t1 = TIMER
CLS
REM $DYNAMIC
DIM x(2600, 5) AS SINGLE, xt(5, 2600) AS SINGLE, xtx(5, 5) AS SINGLE
DIM xtxi(5, 10) AS SINGLE, itx(5, 5) AS SINGLE
DIM rop(2), hst(3), fi(3), lo(5), ind$(75), dp(2)
DIM y(2600) AS DOUBLE, estimer(5, 1) AS DOUBLE

REM *****
REM **** LECTURE DES DONNEES ****
REM *****

READ rop(1), rop(2)
READ hst(2), hst(3), hst(1)
READ fi(1), fi(2), fi(3)
READ lo(1), lo(2), lo(3), lo(4), lo(5)
READ dc, eps, rog, rol, mug, mul, dp(1), dp(2)

REM *****
REM **** OUVERTURE DES FICHER ****
REM *****

OPEN "i", #1, "indices.dat"
i = 1
DO WHILE NOT EOF(1)
INPUT #1, ind$(i), ind$(i + 1), ind$(i + 2), ind$(i + 3), ind$(i + 4)
i = i + 5
LOOP
CLOSE (1)

REM *****
REM **** ELEMENT ENDOGENES ****
REM *****

donne = 0
s = 1
FOR rp = 1 TO 2
IF rp = 1 THEN hl = 2 ELSE hl = 1
FOR h = hl TO 3
FOR f = 1 TO 2
FOR l = 1 TO 5

```

## ANNEXES

```

a$ = "c:\correla7\p72" + ind$(s) + ".dat": PRINT a$
OPEN "i", #1, a$
DO WHILE NOT EOF(1)
donne = donne + 1: PRINT donne
INPUT #1, a, b, c, d, e, ff
x(donne, 1) = 1
x(donne, 2) = LOG(hst(h) / dc)
x(donne, 3) = LOG(fi(f))
x(donne, 4) = LOG(dp(rp) * lo(l) / mul)
x(donne, 5) = LOG(dp(rp) * b / mug)
eps0 = (1 - eps) * rop(rp) * hst(h) * 9.8
y(donne) = LOG(((d * .10204 + eps0) * rog / b ^ 2))
LOOP
CLOSE (1)
s = s + 1
NEXT l
NEXT f
s = s + 5
NEXT h
NEXT rp

REM *****
REM **** CALCUL DE Xt,XtX ****
REM *****

FOR i = 1 TO 5
FOR j = 1 TO donne
xt(i, j) = x(j, i)
NEXT j
NEXT i

FOR i = 1 TO 5
FOR k = 1 TO 5
FOR j = 1 TO donne
xtx(i, k) = xtx(i, k) + xt(i, j) * x(j, k)
NEXT j
NEXT k
NEXT i

ERASE x

REM *****
REM **** MATRICE INVERSE DE XtX ****
REM *****

REM **** AUGMENTATION IDENTITE ****

FOR i = 1 TO 5
FOR j = 1 TO 5
xtxi(i, j) = xtx(i, j)
NEXT j
NEXT i

```

## ANNEXES

```
FOR i = 1 TO 5
FOR j = 6 TO 10
IF i + 5 = j THEN xtxi(i, j) = 1 ELSE xtxi(i, j) = 0
NEXT j
NEXT i
```

```
FOR k = 1 TO 5
FOR j = 10 TO k STEP -1
xtxi(k, j) = xtxi(k, j) / xtxi(k, k)
NEXT j
FOR j = 10 TO k STEP -1
FOR i = 1 TO 5
IF i = k THEN GOTO 100 ELSE xtxi(i, j) = xtxi(i, j) - xtxi(i, k) * xtxi(k, j)
NEXT i
NEXT j
NEXT k
```

```
DIM ixtxxt(5, 2600) AS SINGLE
FOR i = 1 TO 5
FOR j = 1 TO 5
ixtx(i, j) = xtxi(i, j + 5)
NEXT j
NEXT i
DIM iden(5, 5)
FOR i = 1 TO 5
FOR j = 1 TO 5
FOR k = 1 TO 5
iden(i, j) = iden(i, j) + xtx(i, k) * ixtx(k, j)
NEXT k
IF ABS(iden(i, j)) < .001 THEN iden(i, j) = 0
IF ABS(1 - ABS(iden(i, j))) < .001 THEN iden(i, j) = 1
PRINT iden(i, j);
NEXT j
PRINT
NEXT i
```

```
FOR i = 1 TO 5
FOR j = 1 TO donne
FOR k = 1 TO 5
ixtxxt(i, j) = ixtxxt(i, j) + ixtx(i, k) * xt(k, j)
NEXT k
NEXT j
NEXT i
```

```
FOR i = 1 TO 5
FOR k = 1 TO donne
estimer(i, 1) = estimer(i, 1) + ixtxxt(i, k) * y(k)
NEXT k
PRINT estimer(i, 1)
NEXT i
```

# ANNEXES

```
OPEN "o", #1, "c:\correll10\facteu10.DAT"
FOR i = 1 TO 5
PRINT #1, estimer(i, t)
NEXT i
CLOSE (1)

REM ***** TEMPS D'EXECUTION *****

t2 = TIMER
t = t2 - t1
tm = INT(t / 60)
ts = t - tm * 60
PRINT "temps de calcul : "; tm; " Mn"; ts; " s"

REM *****
REM *** BANQUE DE DONNEES ***
REM *****

DATA 868,736
DATA 0.090,0.06,0.120
DATA .32,.5,.82
DATA 4.57 ,10.23,15.84,20.94,27.90
DATA 0.120,1.85,1000,0.000018,0.0012,.01,.015

REM ***** FIN DU PROGRAMME *****

END
```

# ANNEXES

```

REM *****
REM ***** CORRELATION HD/HST *****
REM *****

REM *****
REM ***** METHODE DE GAUSS-NEWTON *****
REM *****

REM *****
REM *
REM *          2      3      a4  a5      *
REM * (HD / HST) = 1+ {a1 G +a2 G + a3 G } FI L      *
REM *
REM *
REM *****

DIM fi(3), lo(5), dp(2), a(5)
DIM ind$(75)

READ fi(1), fi(2), fi(3)
READ lo(1), lo(2), lo(3), lo(4), lo(5)
READ mul, mug
READ dp(1), dp(2)
READ a(1), a(2), a(3)
OPEN "i", #1, "c:\hst11\paramell.dat"
INPUT #1, a(1), a(2), a(3), a(4), a(5)
CLOSE #1
FOR i = 1 TO 5
PRINT a(i)
NEXT i

i = 1
OPEN "i", #1, "c:\indices.dat"
DO WHILE NOT EOF(1)
INPUT #1, ind$(i), ind$(i + 1), ind$(i + 2), ind$(i + 3), ind$(i + 4)
i = i + 5
LOOP
CLOSE (1)

DO
DIM x(2000, 3) AS SINGLE
DIM y(2000) AS SINGLE
DIM yde(2000) AS SINGLE
donne = 0
s = 1
FOR rp = 1 TO 2
IF rp = 1 THEN hl = 2 ELSE hl = 3
FOR h = 1 TO hl
FOR f = 1 TO 2
FOR l = 1 TO 5

```

## ANNEXES

```

a$ = "c:\hstt\pic" + ind$(s) + ".dat"
OPEN "i", #1, a$
DO WHILE NOT EOF(1)

INPUT #1, aa, b, c, d, e, ff
donne = donne + 1
y(donne) = ff
x(donne, 1) = b
x(donne, 2) = fi(ff)
x(donne, 3) = lo(1)
yde(donne) = 1 + {a(1) * x(donne, 1) + a(2) * x(donne, 1) ^ 2 + a(3) * x(donne, 1) ^ 3} * (x(donne, 2) ^ a(4)) *
* (x(donne, 3) ^ a(5))

CLOSE (1)
s = s + 1

NEXT l
NEXT f
s = s + 5
NEXT h
NEXT rp
PRINT "nombre de donnees :"; donne
REM *****
REM MATRICE
REM *****

DIM df(donne, 5) AS SINGLE

FOR i = 1 TO donne
df(i, 1) = x(i, 1) * (x(i, 2) ^ a(4)) * (x(i, 3) ^ a(5))
df(i, 2) = df(i, 1) * x(i, 1)
df(i, 3) = df(i, 2) * x(i, 1)
df(i, 4) = (yde(i) - 1) * LOG(x(i, 2))
df(i, 5) = (yde(i) - 1) * LOG(x(i, 3))
NEXT i

DIM dft(5, donne)
FOR i = 1 TO donne
FOR j = 1 TO 5
dft(j, i) = df(i, j)
NEXT j
NEXT i

DIM pl(5, 5)
FOR i = 1 TO 5
FOR j = 1 TO 5
FOR k = 1 TO donne
pl(i, j) = pl(i, j) + dft(i, k) * df(k, j)
NEXT k
NEXT j
NEXT i

```

## ANNEXES

```
ERASE df
DIM p2(5, 1)
FOR i = 1 TO 5
FOR j = 1 TO donne
p2(i, 1) = p2(i, 1) + dft(i, j) * (y(j) - yde(j))
NEXT j
NEXT i
```

```
REM *****
REM INVERSE
REM *****
DIM pla(5, 10)
FOR i = 1 TO 5
FOR j = 1 TO 5
pla(i, j) = p1(i, j)
NEXT j
NEXT i
ERASE p1
FOR i = 1 TO 5
FOR j = 6 TO 10
IF j = i + 5 THEN pla(i, j) = 1 ELSE pla(i, j) = 0
NEXT j
NEXT i
```

```
FOR k = 1 TO 5
FOR j = 10 TO k STEP -1
pla(k, j) = pla(k, j) / pla(k, k)
NEXT j
FOR j = 10 TO k STEP -1
FOR i = 1 TO 5
pla(i, j) = pla(i, j) - pla(i, k) * pla(k, j)
```

```
NEXT j
NEXT k
```

```
DIM inv(5, 5)
```

```
FOR i = 1 TO 5
FOR j = 1 TO 5
inv(i, j) = pla(i, j + 5)
NEXT j
NEXT i
ERASE pla
DIM r(5) AS DOUBLE
```

```
FOR i = 1 TO 5
FOR j = 1 TO 5
```



# ANNEXES

```

r(i) = r(i) + inv(i, j) * p2(j, 1)
NEXT j
PRINT "r :"; i; ":"; r(i)
NEXT i
FOR i = 1 TO 5
a(i) = a(i) + r(i)
NEXT i
OPEN "o", #1, "c:\hsti2\parame12.dat"
WRITE #1, a(1), a(2), a(3), a(4), a(5)
CLOSE #1
z1 = 0
FOR i = 1 TO donne
z1 = z1 + (y(i) - yde(i)) ^ 2
NEXT i

ERASE yde
REDIM yde(donne) AS SINGLE
FOR i = 1 TO donne
yde(i) = 1 + (a(1) * x(i, 1) + a(2) * x(i, 1) ^ 2 + a(3) * x(i, 1) ^ 3) * (x(i, 2) ^ a(4)) * (x(i, 3) ^ a(5))
NEXT i

z2 = 0
FOR i = 1 TO donne
z2 = z2 + (y(i) - yde(i)) ^ 2
NEXT i

epsilo = ABS(z1 - z2) / z1
ERASE x, y, yde, dft, p2, r, inv
FOR i = 1 TO 5
PRINT "a : "; a(i)
NEXT i

PRINT z1, z2
PRINT "erreur :"; epsilo
LOOP UNTIL epsilo < .00001

DATA .32, .56, .82
DATA 4.56, 10.23, 15.84, 20.94, 27.9
DATA 0.0012, 0.000018
DATA .01, .15

END

```

## ANNEXE A8

Graphes représentant les résultats des pertes de charge et de l'expansion du lit en fonction du flux gazeux

Les résultats sont représentés pour chaque série :

Garnissage	Hauteur statique Hst : [mm]	% d'aire libre de la grille ( $\varphi$ )	Flux liquide (L) [Kg/m <sup>2</sup> .s]	Séries
(I) $\rho_p(I) = 868 \text{ Kg/m}^3$ $d_p(I) = 10 \text{ mm}$	60	32	4,57 ; 10,23 ; 20,94 ; 15,84 ; et 27,90	I
		56		II
		82		III
	90	32		IV
		56		V
		82		VI
(II) $\rho_p(II) = 736 \text{ Kg/m}^3$ $d_p(II) = 15 \text{ mm}$	60	32		VII
		56		VIII
		82		IX
	90	32		X
		56		XI
		82		XII
	120	32		XIII
		56		XIV
		82		XV

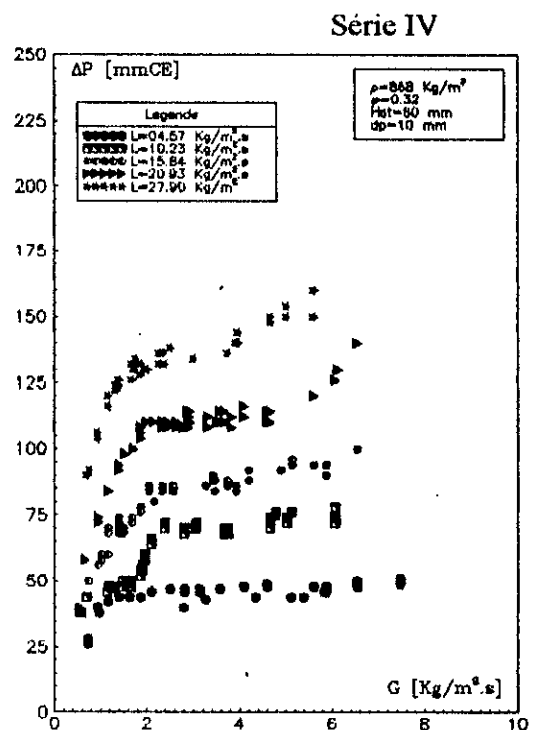
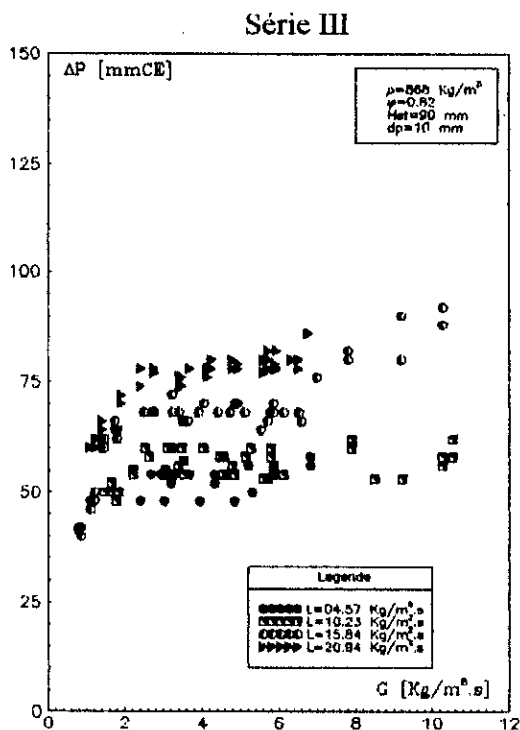
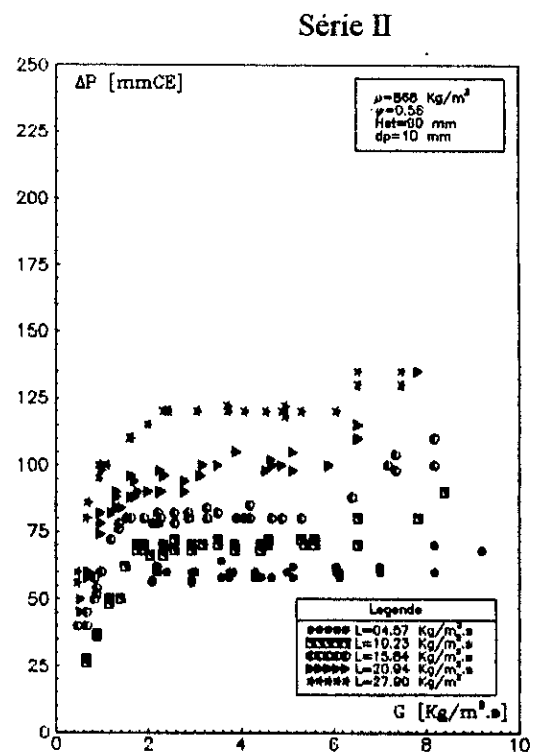
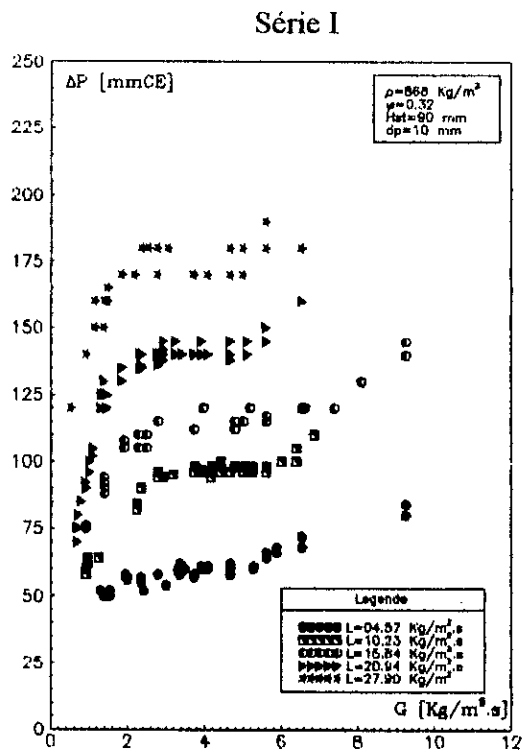


Figure A8. 1 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux :  
 (Séries I, II, III, IV)

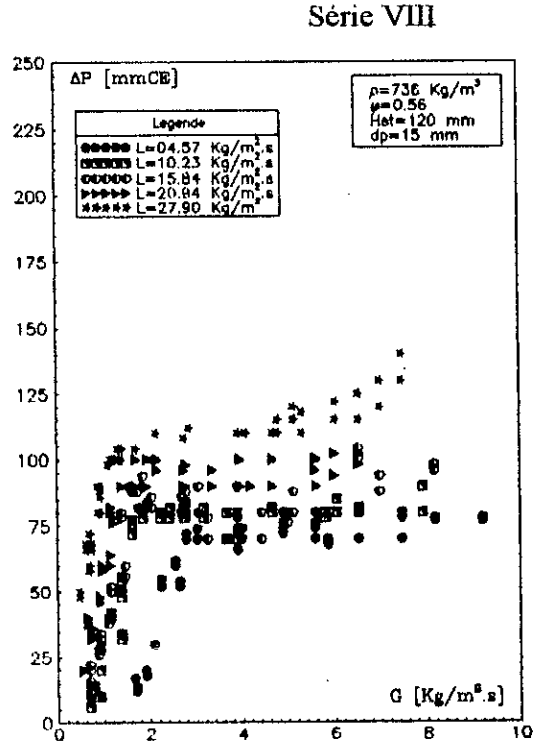
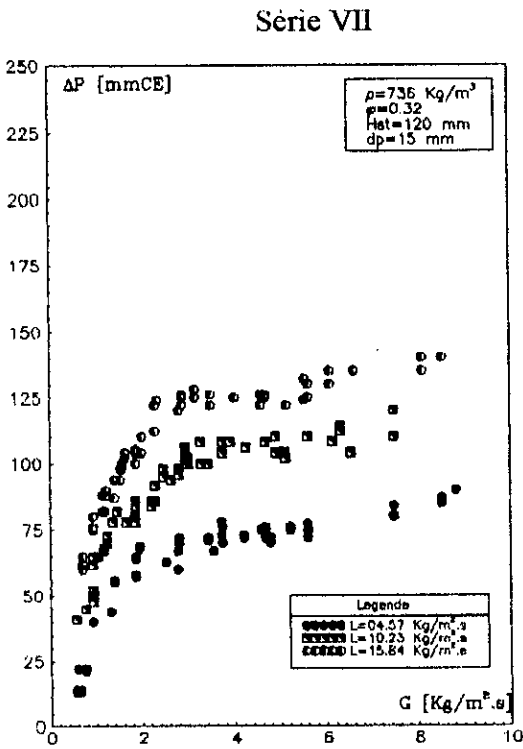
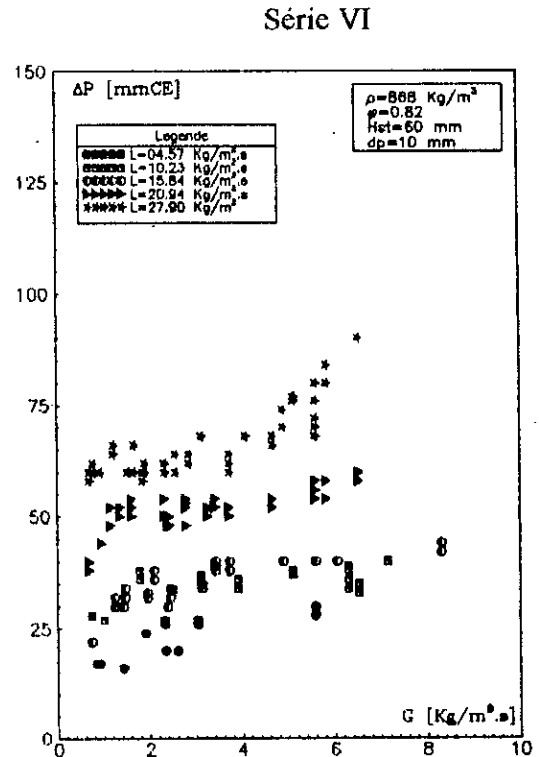
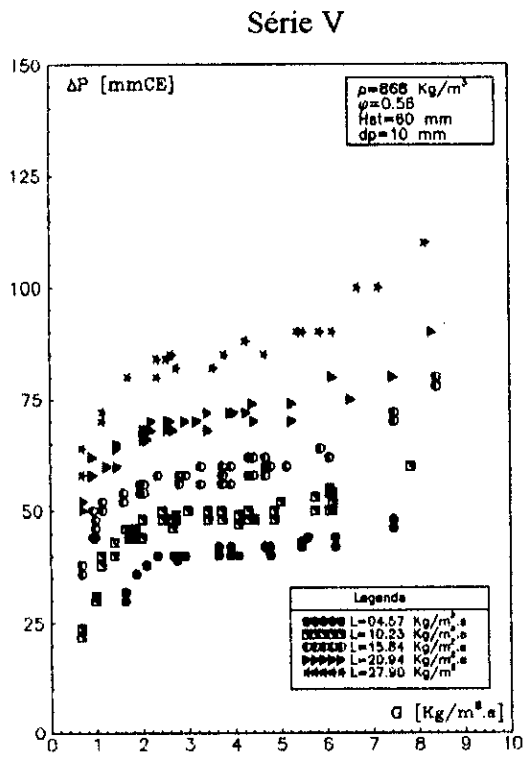
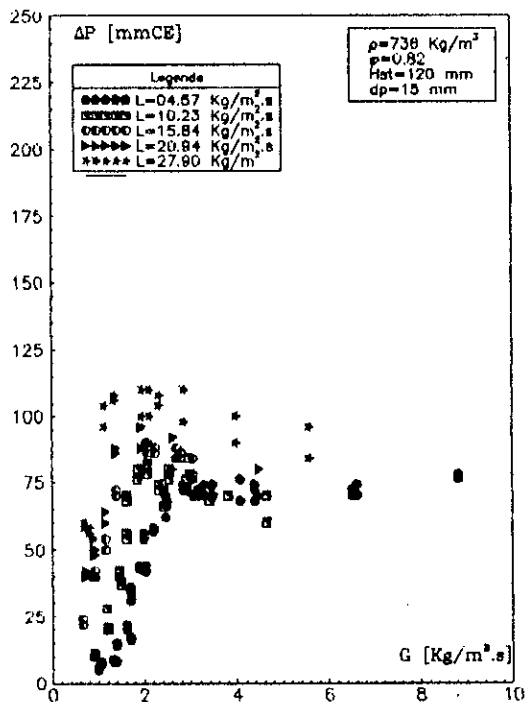
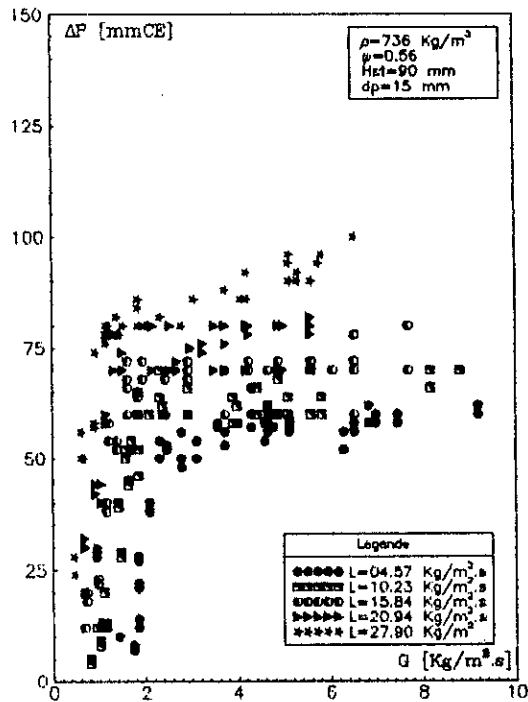


Figure A8. 2 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux :  
(Séries V, VI, VII, VIII)

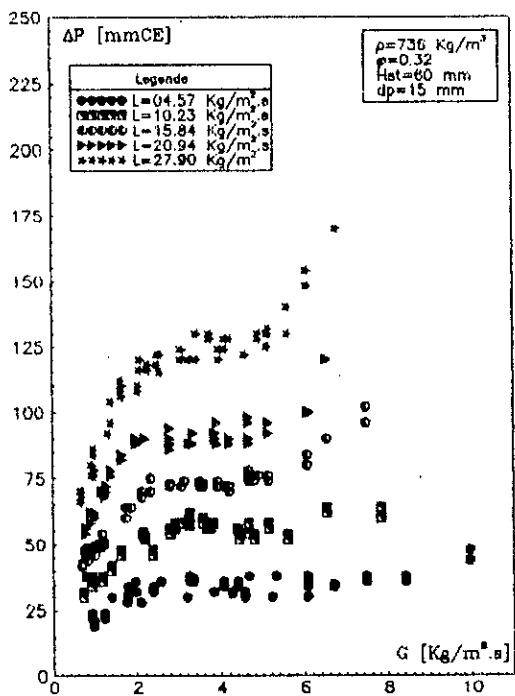
Série IX



Série XI



Série XIII



Série XIV

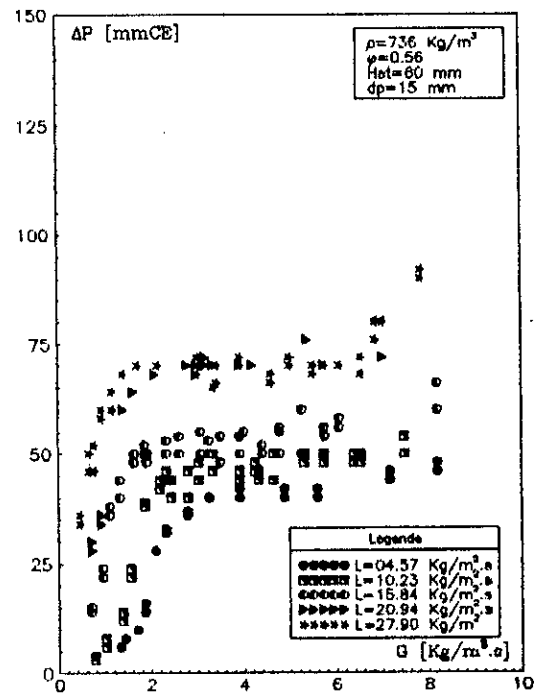


Figure A8.3 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux :  
(Séries IX, XI, XIII, XIV)

## Série XV

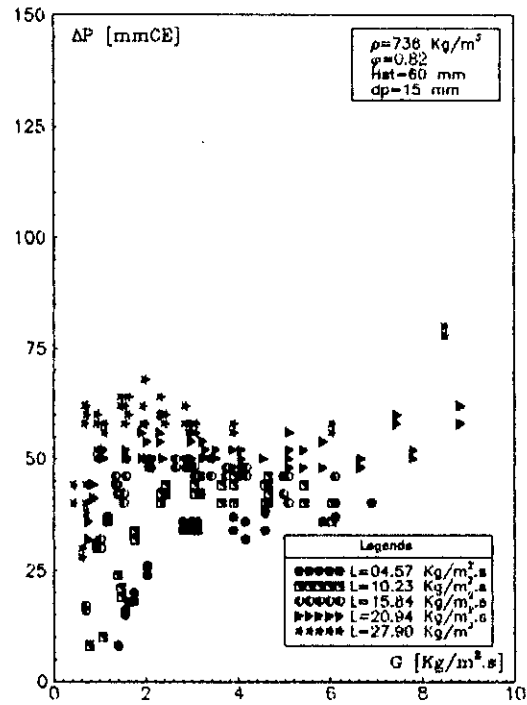


Figure A8. 4 : Evolution des pertes de charge avec le flux gazeux :  
(Série XV)

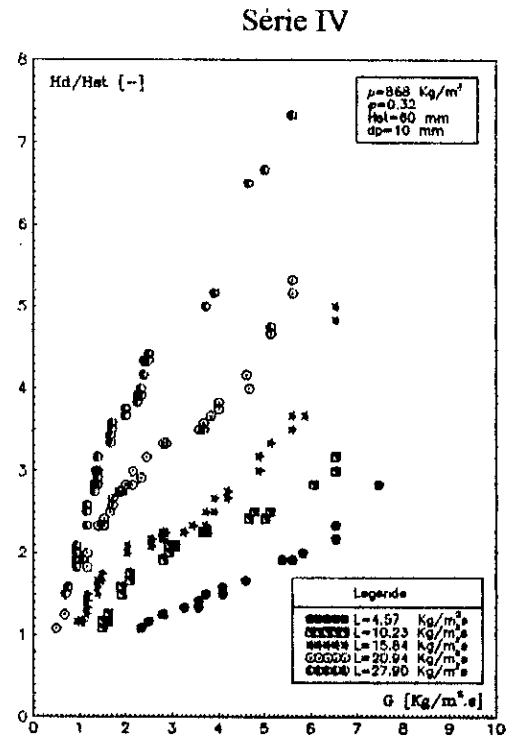
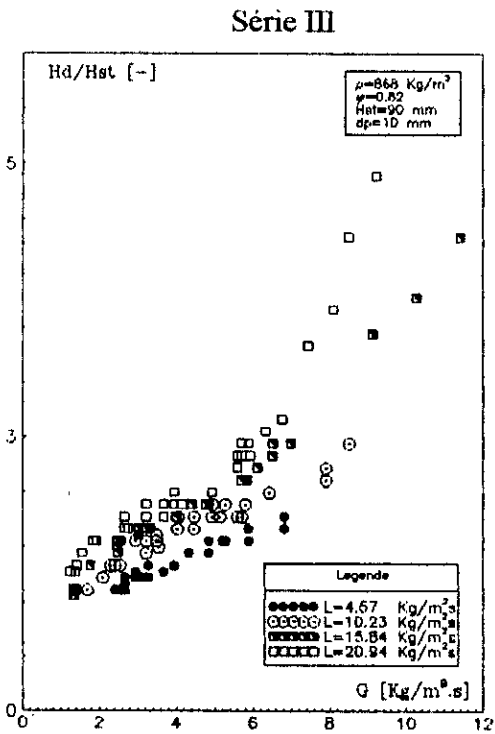
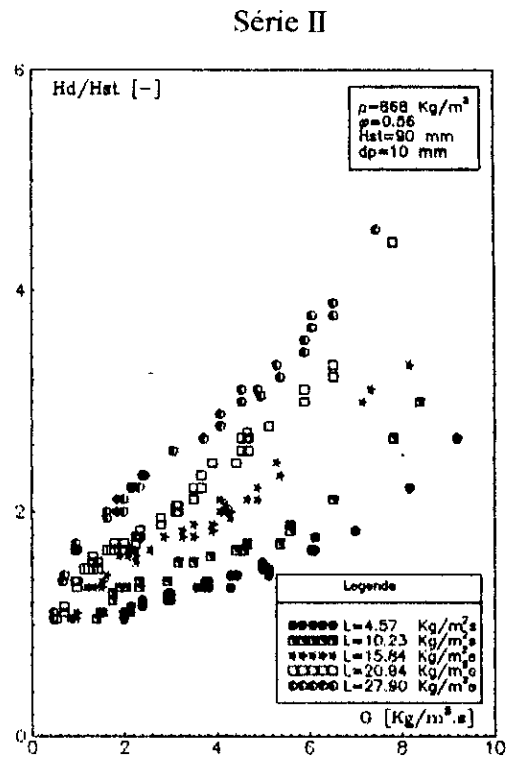
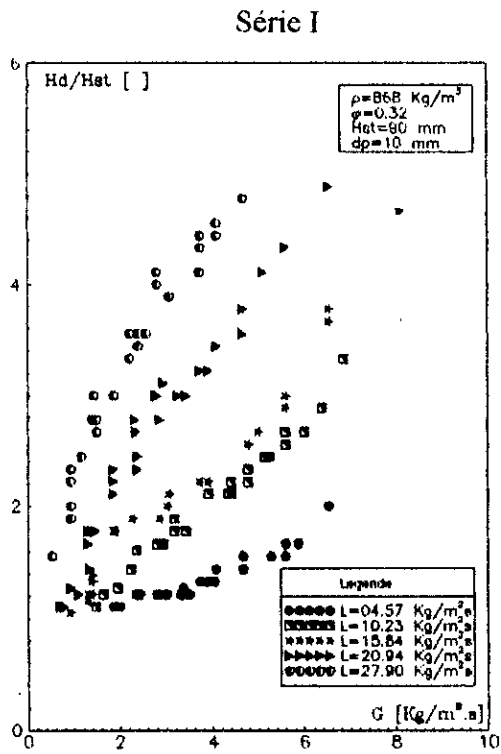
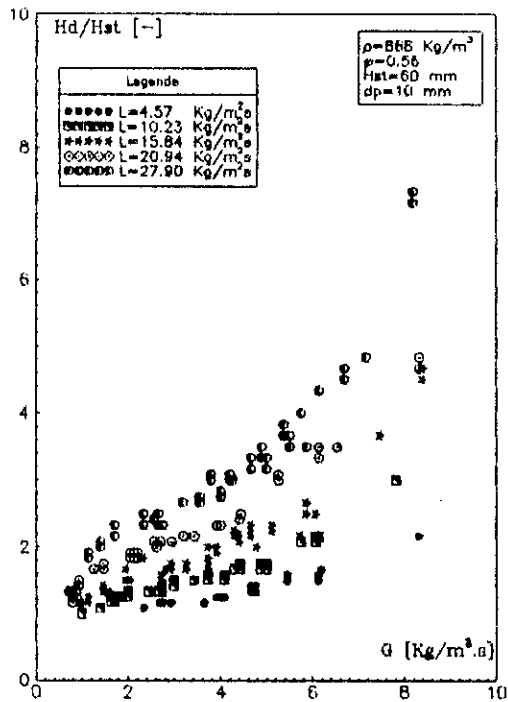
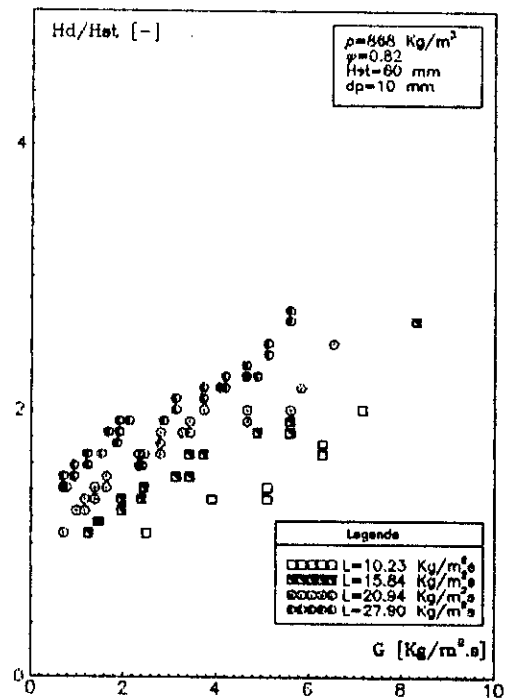


Figure A8. 5 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux :  
(Series I, II, III, IV)

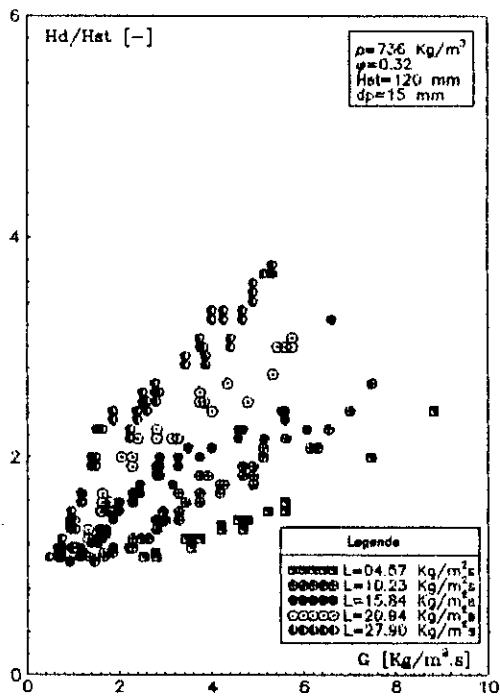
Série V



Série VI



Série VII



Série VIII

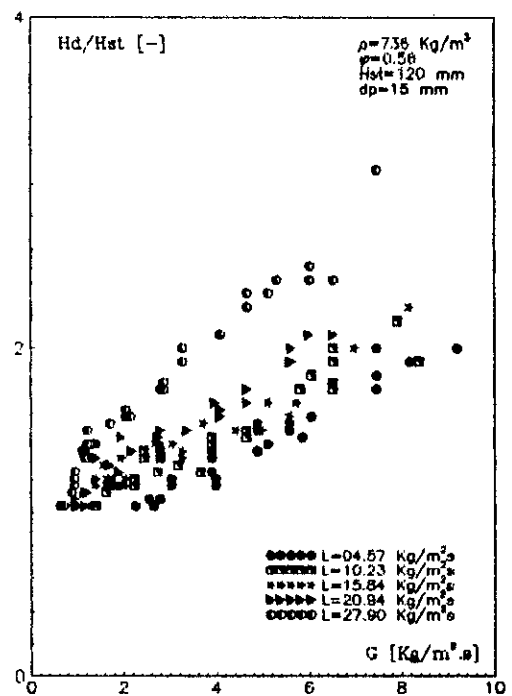
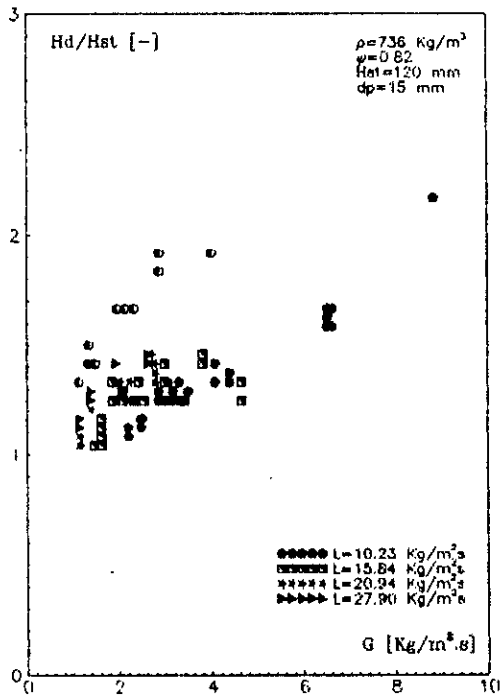


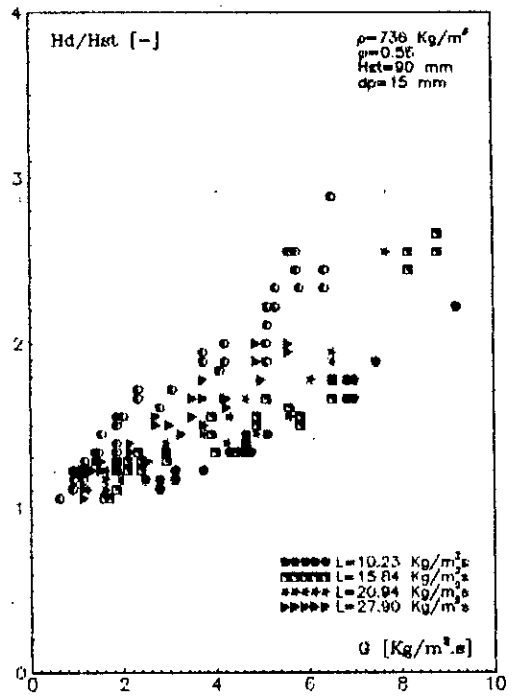
Figure A8. 6 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux :  
(Séries V, VI, VII, VIII)



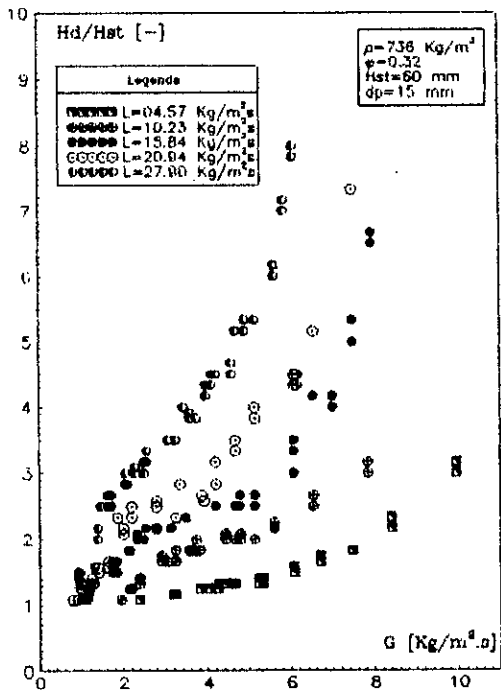
Série IX



Série XI



Série XIII



Série XIV

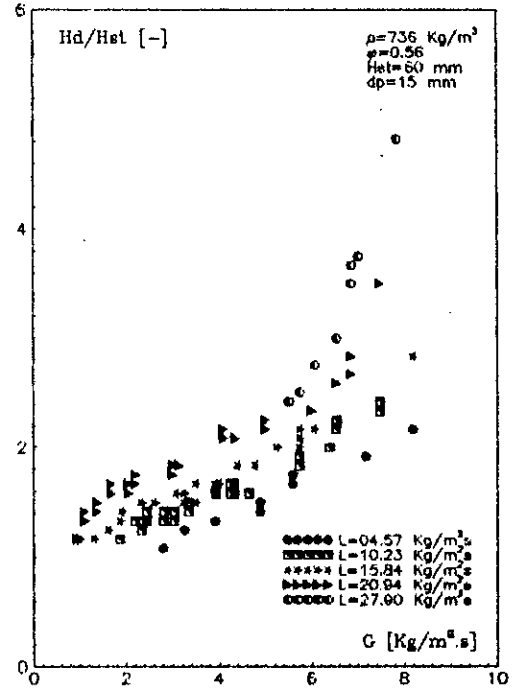


Figure A8. 7 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux :  
(Séries IX, XI, XIII, XIV)

## Série XV

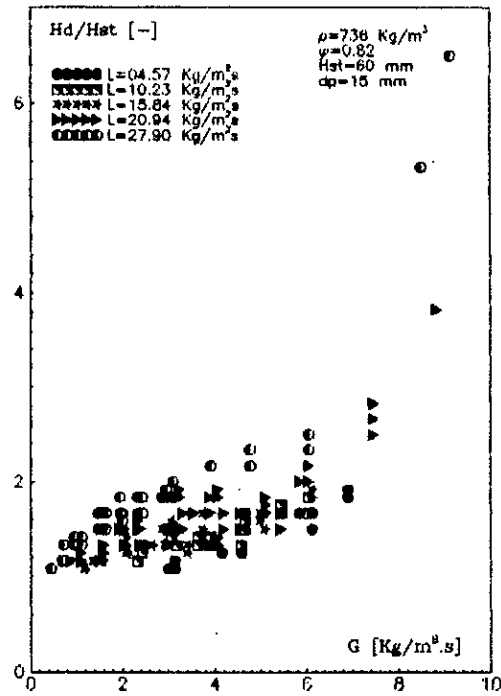


Figure A8. 8 : Evolution de l'expansion du lit avec le flux gazeux :  
(Série XV)