



**HAL**  
open science

# Étude du transport et de la rétention de particules dans un milieu granulaire : application à l'injection de charbon pulvérisé dans le haut fourneau

Bertrand Bitaud

► **To cite this version:**

Bertrand Bitaud. Étude du transport et de la rétention de particules dans un milieu granulaire : application à l'injection de charbon pulvérisé dans le haut fourneau. Alimentation et Nutrition. Institut National Polytechnique de Lorraine, 1995. Français. NNT : 1995INPL100N . tel-01776398

**HAL Id: tel-01776398**

**<https://hal.univ-lorraine.fr/tel-01776398v1>**

Submitted on 24 Apr 2018

**HAL** is a multi-disciplinary open access archive for the deposit and dissemination of scientific research documents, whether they are published or not. The documents may come from teaching and research institutions in France or abroad, or from public or private research centers.

L'archive ouverte pluridisciplinaire **HAL**, est destinée au dépôt et à la diffusion de documents scientifiques de niveau recherche, publiés ou non, émanant des établissements d'enseignement et de recherche français ou étrangers, des laboratoires publics ou privés.



## AVERTISSEMENT

Ce document est le fruit d'un long travail approuvé par le jury de soutenance et mis à disposition de l'ensemble de la communauté universitaire élargie.

Il est soumis à la propriété intellectuelle de l'auteur. Ceci implique une obligation de citation et de référencement lors de l'utilisation de ce document.

D'autre part, toute contrefaçon, plagiat, reproduction illicite encourt une poursuite pénale.

Contact : [ddoc-theses-contact@univ-lorraine.fr](mailto:ddoc-theses-contact@univ-lorraine.fr)

## LIENS

Code de la Propriété Intellectuelle. articles L 122. 4

Code de la Propriété Intellectuelle. articles L 335.2- L 335.10

[http://www.cfcopies.com/V2/leg/leg\\_droi.php](http://www.cfcopies.com/V2/leg/leg_droi.php)

<http://www.culture.gouv.fr/culture/infos-pratiques/droits/protection.htm>

[M] 1995 BITAUD, B.

INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE DE LORRAINE

ECOLE NATIONALE SUPERIEURE DES INDUSTRIES CHIMIQUES

**THESE**

Présentée pour obtenir le titre de

**DOCTEUR DE L'INPL**

Spécialité : Génie des procédés

par

**Bertrand BITAUD**

Sujet :

*Etude du transport et de la rétention de particules dans un milieu granulaire.  
Application à l'injection de charbon pulvérisé dans le haut fourneau*

Soutenue publiquement le 12 septembre 1995 devant la commission d'examen

Membres du Jury :

M.	MIDOUX	Professeur, ENSIC, Nancy	Président
MM.	GONTHIER	Professeur, ESIGEC, Chambéry	Rapporteur
	GUIGON	Professeur, UTC, Compiègne	Rapporteur
MME.	REGNIER	Ingénieur de recherche, Irsid	Examineur
MM.	DODDS	Directeur de recherche, CNRS, Nancy	Examineur
	LECLERC	Professeur, Université de Nancy I	Examineur
	SUTEAU	Ingénieur, ADEME	Examineur

Service Commun de la Documentation  
INPL  
Nancy-Brabois

## AVANT-PROPOS

Ce travail a été réalisé au sein des départements Themef (Thermique, Electromagnétisme et Mécanique des Fluides) et MPF (Matières Premières, Fonte) de l'Irsid, en collaboration avec le Laboratoire des Sciences du Génie Chimique de Nancy, avec le soutien financier de l'ADEME.

Avant de présenter les résultats de ces trois années de recherche, je voudrais remercier très sincèrement le Professeur Leclerc qui m'a confié ce sujet et a dirigé ma thèse. Sa disponibilité et ses précieux conseils ont contribué efficacement au bon déroulement de mon travail.

Messieurs Hug, Steiler, Griffay et Sert qui m'ont accueilli au sein de l'Irsid doivent être associés à ces remerciements.

Je tiens à remercier monsieur Midoux de l'honneur qu'il me fait en acceptant de présider mon jury.

Je remercie messieurs Gonthier et Guigon qui ont accepté de faire partie du jury en tant que rapporteurs et de juger ce travail. Ils l'ont enrichi par leurs remarques et leurs conseils.

Mes remerciements s'adressent également à monsieur Suteau pour avoir accepté d'examiner ce travail.

Que madame Régnier trouve ici l'expression de ma gratitude pour l'intérêt qu'elle a manifesté tout au long de mon travail, pour sa disponibilité, ses précieuses remarques et pour son amical soutien.

Je remercie également messieurs Picard, Dodds et Thomas pour les conseils et le soutien qu'ils m'ont prodigués durant ce travail.

Merci encore aux ingénieurs et techniciens qui m'ont apporté leurs concours et m'ont fait profiter de leurs expériences: messieurs Bailly, Delebarre, Galparoli, Huyssen, Meli, Pavinato et Succuro.

Je voudrais remercier monsieur Shinotaké (Nippon Steel Corp.), pour le travail effectué ensemble et l'échange de points de vue que cela a permis.

Merci aussi à mademoiselle Oravec qui durant son stage a obtenu quelques uns des résultats qui figurent dans ce mémoire.

Je tiens enfin à manifester toute ma sympathie à l'ensemble des ingénieurs et techniciens de Themef, qui m'ont accueilli chaleureusement au cours de mes stages de maîtrise et de DEA et au cours de mon doctorat.

# TABLE DES MATIERES

<b>AVANT-PROPOS</b>	<b>2</b>
<b>TABLE DES MATIERES</b>	<b>3</b>
<b>NOMENCLATURE</b>	<b>7</b>
<b>I. PRESENTATION GENERALE</b>	<b>9</b>
<i>I.1. Intérêt industriel de l'étude</i>	<b>9</b>
<i>I.2. Organisation du mémoire</i>	<b>12</b>
<b>II. BIBLIOGRAPHIE</b>	<b>15</b>
<b><i>II.1. Ecoulement de fluide dans un milieu granulaire</i></b>	<b>15</b>
II.1.1. Ecoulement en régime laminaire	15
II.1.2. Ecoulement en régime intermédiaire ou turbulent	17
<b><i>II.2. Mouvements des particules dans un milieu granulaire</i></b>	<b>19</b>
II.2.1. Particules traversant le lit granulaire: domaine du transport pneumatique des particules	20
<i>II.2.1.1. Le coefficient de traînée</i>	20
<i>II.2.1.2. Correction du coefficient de traînée pour une particule non isolée</i>	25
<i>II.2.1.3. Vitesse terminale d'une particule isolée</i>	26
II.2.2. Particules ayant un mouvement limité à un espace restreint du lit granulaire: domaine de la fluidisation de particules	28
<i>II.2.2.1 La fluidisation simple</i>	28
- <i>Transition entre les régimes dense sans bulle et bullant</i>	30
- <i>Transition entre les régimes bullant et à phase diluée</i>	31
- <i>Caractérisation des bulles de gaz</i>	33
- <i>Caractérisation des particules</i>	33
<i>II.2.2.2 La fluidisation en milieu granulaire</i>	36
II.2.3. Particules retenues dans le lit granulaire: domaine de la filtration en profondeur	38
<i>II.2.3.1. Généralités sur la filtration en profondeur</i>	38
<i>II.2.3.2. Les sites de rétention</i>	39
- <i>Les sites en surface</i>	40
- <i>Les sites en crevasse</i>	41
- <i>Les sites de constriction</i>	41
- <i>Les sites en caverne</i>	42
<i>II.2.3.3. Application à notre cas</i>	43
<b><i>II.3. Conclusion sur la bibliographie</i></b>	<b>44</b>

<b>III. DISPOSITIF EXPERIMENTAL</b>	<b>45</b>
<b><i>III.1. Hypothèses et simplifications</i></b>	<b>45</b>
III.1.1. Lit granulaire homogène	46
III.1.2. Ecoulement gazeux moyen unidirectionnel	46
III.1.3. Ecoulement homogène des particules	46
III.1.4 Simplifications diverses	47
<b><i>III.2. Analyse dimensionnelle du milieu étudié</i></b>	<b>48</b>
III.2.1. Les groupements caractéristiques	48
- Nombre de REYNOLDS	48
- Nombre de REYNOLDS particulière	49
- Nombre de FROUDE	49
- Nombre d'EULER	49
- Nombre d'ARCHIMEDE	50
- Paramètre d'inertie	50
- Rapport des diamètres et des masses volumiques	50
III.2.2. Les critères de similitude retenus	51
III.2.3. Situation du haut fourneau	51
<b><i>III.3. Dimensionnement de la maquette</i></b>	<b>52</b>
III.3.1. Les éléments fixés avant le dimensionnement	53
- Le type de maquette choisi	53
- Un lit granulaire constitué de grains de coke	53
- Le fluide retenu : de l'air à température ambiante	54
- Les particules injectées	54
III.3.2. Ajustement des paramètres variables	54
III.3.3. Analyse de la similitude retenue	56
<b><i>III.4. Dispositif expérimental</i></b>	<b>56</b>
III.4.1. La maquette d'expérimentation	57
- La colonne d'essai	58
- La zone d'homogénéisation	58
- La récupération en sortie	58
- L'alimentation en gaz	59
- L'alimentation en solide	59
- La récupération des particules	60
III.4.2. Les appareils de mesure utilisés	60
- Mesure des débits de gaz	60
- Mesure de pression	60
- Mesures de masse	61
III.4.3. Caractérisation des matériaux	61
- Les particules de verre	61
- Le milieu granulaire : le coke	64

<b>III.5. Description des essais</b>	<b>66</b>
III.5.1. Principe de base	66
III.5.2. Déroulement d'un essai	66
- Début de l'essai ( $t_0$ )	66
- Début de l'injection de particules de verre ( $t_1$ )	67
- Stabilisation au régime établi ( $t_2$ )	67
- Arrêt de l'injection de particules de verre ( $t_3$ )	67
- Retour aux conditions initiales ( $t_4$ )	67
- Fin de l'essai ( $t_5$ )	67
<b>III.6. Choix des paramètres étudiés</b>	<b>68</b>
III.6.1. Type de lit granulaire	69
III.6.2. Variation de la vitesse de gaz	69
III.6.3. Variation du débit de particules	69
III.6.4. Les particules injectées	70
III.6.5. les expériences retenues	70
<b>III.7. Conclusion</b>	<b>73</b>
<b>IV. LES RESULTATS EXPERIMENTAUX</b>	<b>74</b>
<b>IV.1. Les observations visuelles</b>	<b>74</b>
IV.1.1. La suspension gaz-particules	74
IV.1.1.1. La répartition sur la section de la colonne	74
IV.1.1.2. Les écoulements de particules dans le lit granulaire	75
IV.1.2. La rétention de particules dans le lit, en régime permanent	78
IV.1.2.1. La localisation de la rétention sur les grains	78
IV.1.2.2. La localisation de la rétention dans le lit granulaire	80
IV.1.3. La rétention de particules en régime transitoire	87
IV.1.3.1. Le colmatage du lit granulaire	87
IV.1.3.2. Le décolmatage du lit granulaire	88
IV.1.4. La rétention résiduelle	88
IV.1.5. Effet de la sédimentation	89
IV.1.6. Rappel des principales observations	92
<b>IV.2. L'analyse des résultats</b>	<b>93</b>
IV.2.1. Les pertes de charge à vide du lit granulaire	93
IV.2.2. Mise en évidence de deux régimes de rétention de particules en fonction de la vitesse de gaz.	97
IV.2.3. Caractérisation de la vitesse limite de transition entre les régimes de rétention en fonction de la taille de particules	102

IV.2.4. Analyse de la bimodalité de la rétention de particules	104
IV.2.4.1) Approche par la vitesse de sédimentation	105
IV.2.4.2) Approche par la fluidisation	106
IV.2.5. La rétention de particules croît avec le débit de particules	110
IV.2.6. Influence de la densité des particules sur la rétention	114
<b>IV.3. Récapitulatifs des résultats</b>	<b>117</b>
<b>V. REPRESENTATION THEORIQUE</b>	<b>119</b>
<b>V.1. Hypothèses et simplifications</b>	<b>119</b>
<b>V.2. Démarche suivie</b>	<b>121</b>
<b>V.3. Les notations spécifiques</b>	<b>122</b>
<b>V.4. Les équations de base</b>	<b>123</b>
V.4.1. Conservation de la masse	123
V.4.2. Conservation de la quantité de mouvement	125
V.4.3. Expression de la force d'interaction du lit granulaire sur la phase gazeuse	127
V.4.4. Expression de la force des particules sur le gaz	129
V.4.5. Expression de la force du gaz sur les particules	131
V.4.6. Expression de la force du coke sur les particules	132
<i>Méthode de détermination expérimentale de la force <math>F_{\text{coke/part}}</math></i>	132
<b>V.5. Evaluation théorique de la rétention de particules</b>	<b>137</b>
<b>V.6. Rappel des équations utilisées</b>	<b>138</b>
<b>V.7. Sensibilité de la représentation à la variation de différents paramètres</b>	<b>140</b>
V.7.1. Influence du diamètre des particules dans la représentation	140
V.7.2. Influence du débit de particules dans la représentation	141
V.7.3. Influence du diamètre des grains constituant le lit granulaire dans la représentation théorique	143
V.7.4. Influence de la porosité du lit granulaire, dans la représentation théorique	144
<b>V.8. Conclusion</b>	<b>145</b>
<b>VI. CONCLUSION GENERALE</b>	<b>146</b>

## NOMENCLATURE

$a_g$	Surface spécifique des grains
$C_d$	Coefficient de traînée
$C_{d_{mod}}$	Coefficient de traînée, modifié pour une particule non isolée
$d_c$	Diamètre des grains constituant le lit granulaire
$d_p$	Diamètre moyen des particules injectées dans la maquette
$d_{part}$	Diamètre de particules
$F_1(\epsilon)$	Fonction de la porosité
$F_t$	Force de traînée
$F_{coke/part}$	Force d'interaction entre le coke et les particules
$F_{coke/gaz}$	Force d'interaction entre le coke et le gaz
$F_{part/gaz}$	Force d'interaction entre les particules et le gaz
$g$	Accélération de la pesanteur
$h_k$	Coefficient d'ajustement des pertes de charge à vide
$h_b$	Coefficient d'ajustement des pertes de charge à vide
$K$	Perméabilité
$N_{part}$	Nombre de particules dans un mètre cube de gaz
$Q_v$	Débit volumique de gaz exprimé en $Nm^3/h$
$Q_p$	Débit massique de particules exprimé en $kg/h$
$Q_{m1}$	Débit massique de gaz exprimé en $kg/m^2/s$
$Q_{m2}$	Débit massique de particules exprimé en $kg/m^2/s$
$r_1$	fraction volumique du gaz dans le mélange gaz-particules
$r_2$	fraction volumique des particules dans le mélange gaz-particules
$S$	Section droite d'un grain
$S_m$	Terme source de masse
$S_\phi$	Terme source de quantité de mouvement
$U_g$	Vitesse interstitielle de gaz
$U_m$	Vitesse superficielle de gaz
$U_{mf}$	Vitesse minimale de fluidisation
$U_{part}$	Vitesse de la particule
$U_{rel}$	Vitesse relative gaz-particule
$U_{term}$	Vitesse terminale de chute d'une particule isolée

$U'_{\text{term}}$	Vitesse terminale de chute pour une particule non isolée
$U_{\text{tr}}$	Vitesse de transport (changement de régime de fluidisation)
$U_{\text{trans}}$	Vitesse de transition (changement de régime de rétention)

### Groupement adimensionnels

$Ar$	Nombre d'Archimède
$Eu$	Nombre d'Euler
$Fr$	Nombre de Froude
$Pi$	Paramètre d'inertie
$Re$	Nombre de Reynolds du gaz
$Re_p$	Nombre de Reynolds particulaire
$Re_{mf}$	Nombre de Reynolds particulaire calculé à $U_{mf}$
$Re_{\text{term}}$	Nombre de Reynolds particulaire calculé à $U_{\text{term}}$

### Symboles grecs

$\varepsilon$	porosité du lit granulaire
$\varepsilon_0$	porosité initiale du lit granulaire
$\varepsilon_p$	Indice de vide de la suspension gaz-particules
$\phi_c$	Facteur d'ajustement qui vaut 1 pour les billes de verre et 0,436 pour le coke
$\mu$	Viscosité dynamique du gaz
$\rho_g$	Masse volumique du gaz
$\rho_{\text{part}}$	Masse volumique des particules
$\sigma$	Rétention totale de particules dans le lit granulaire
$\sigma_d$	Rétention déposée de particules
$\sigma_t$	Rétention transportée de particules
$\frac{\Delta P_0}{Z}$	Pertes de charge linéaires à vide du lit granulaire sans injection de particules
$\frac{\Delta P}{Z}$	Pertes de charge linéaires du lit granulaire lors des injections de particules
$\Delta P_{\text{bas}}$	Pertes de charge dans le bas du lit granulaire
$\Delta P_{\text{haut}}$	Pertes de charge dans le haut du lit granulaire

## I. PRESENTATION GENERALE

Cette étude a pour objectif la compréhension du transport et de la rétention de particules dans un milieu granulaire, notamment appliquée à l'injection de particules de charbon pulvérisé dans le haut fourneau.

### *I.1. Intérêt industriel de l'étude*

Le haut fourneau est un réacteur métallurgique destiné à produire de la fonte à partir de coke et de minerai de fer aggloméré (figure I.1).

Il mesure de 30 à 40 mètres de haut, pour un rayon de 8 à 11 mètres. Sa production varie de 3000 à 9 000 tonnes de fonte par jour, suivant sa taille.

Les matériaux granulaires (grains de coke et minerai) sont introduits dans la partie supérieure du réacteur. L'oxyde de fer constituant le minerai est réduit progressivement par du monoxyde de carbone et de l'hydrogène. Ces gaz sont produits à un niveau intermédiaire du haut fourneau par la combustion du coke avec de l'air chaud injecté par des tuyères situées au bas du haut fourneau. La fonte, issue de la réduction et de la carburation de l'oxyde de fer, ruisselle et s'accumule dans le creuset du haut fourneau, d'où elle est extraite régulièrement.

Le coke assure trois fonctions:

- il assure à la charge du haut fourneau la perméabilité nécessaire à l'écoulement des gaz réactifs et doit pour cela posséder de très bonnes qualités de résistances en milieu corrosif.
- il participe à la production d'énergie par combustion
- il participe aux réactions chimiques, notamment pour la production de gaz réducteurs et par la carburation du fer.

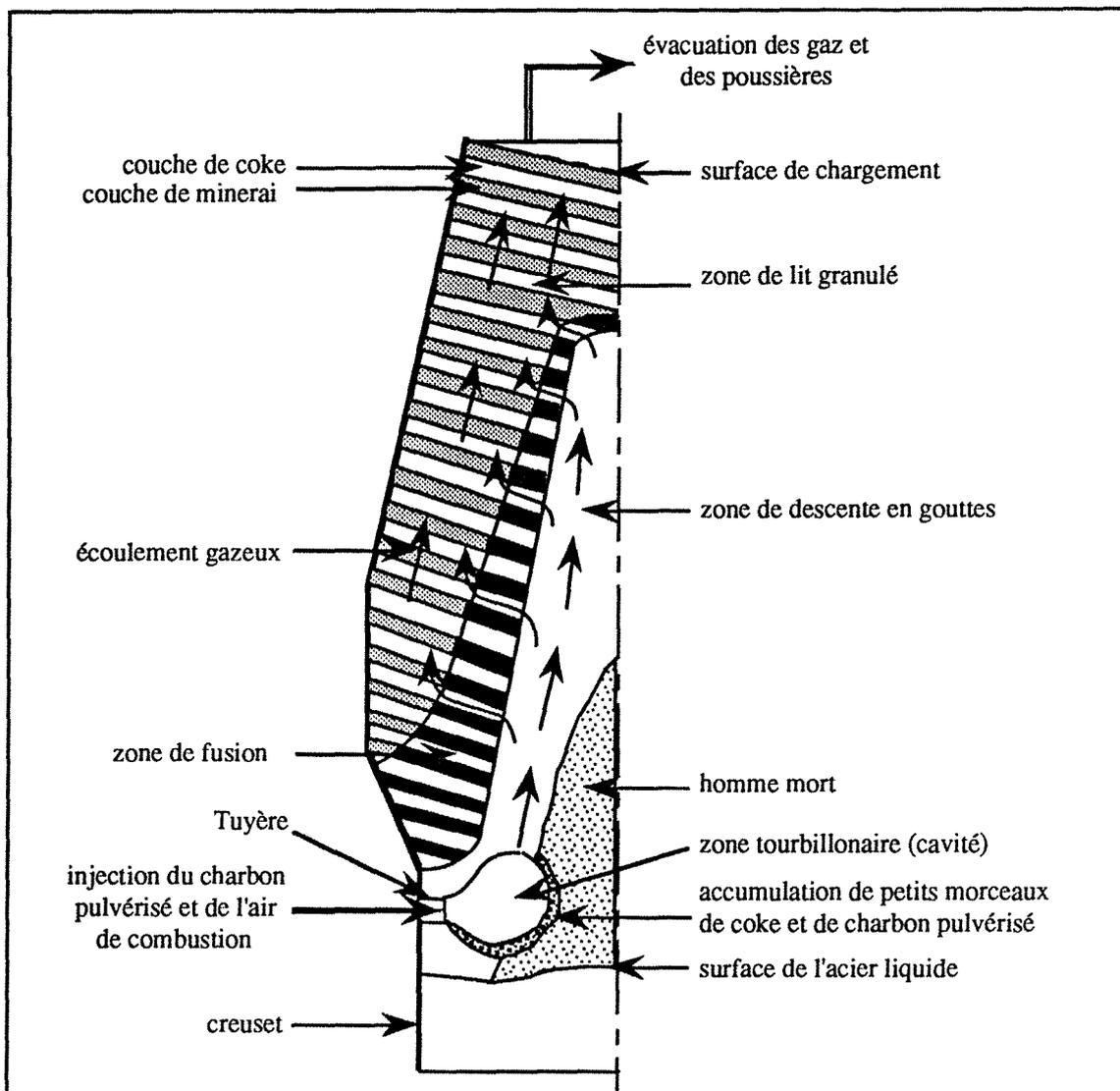


Figure I.1: Schéma de principe d'un haut fourneau

Le coke étant d'un prix élevé, on cherche, dans la mesure du possible, à lui substituer d'autres matériaux moins coûteux dans ses fonctions énergétiques et chimiques. Dans cette optique, les exploitants des haut fourneau injectent, aux tuyères, du charbon, pulvérisé avec de l'air de combustion préchauffé. 1,1 kg de charbon permet de remplacer 1 kg de coke.

La tendance aujourd'hui est d'aller vers des injections massives de charbon. Or, en réduisant la quantité de coke dans la charge du haut fourneau, la perméabilité du réacteur diminue.

Les exploitants se posent dès lors des questions sur les nouveaux points de fonctionnement du haut fourneau.

De plus, les études de la combustion ont montré que tout le charbon ne brûle pas au niveau des tuyères. Des particules injectées aux tuyères vont pénétrer dans la charge du haut fourneau et vont perturber les écoulements des gaz en créant des accumulations de particules.

La combustion des particules de charbon n'étant pas complète dans la cavité (figure I.2, tiré d'un rapport interne Irsid), une partie de ces fines va sortir de la cavité. Le devenir de ces fines de semi-coke et de coke ainsi que leur assimilation dans la partie basse du haut fourneau influent sur la quantité maximale de charbon qu'il est possible d'injecter.

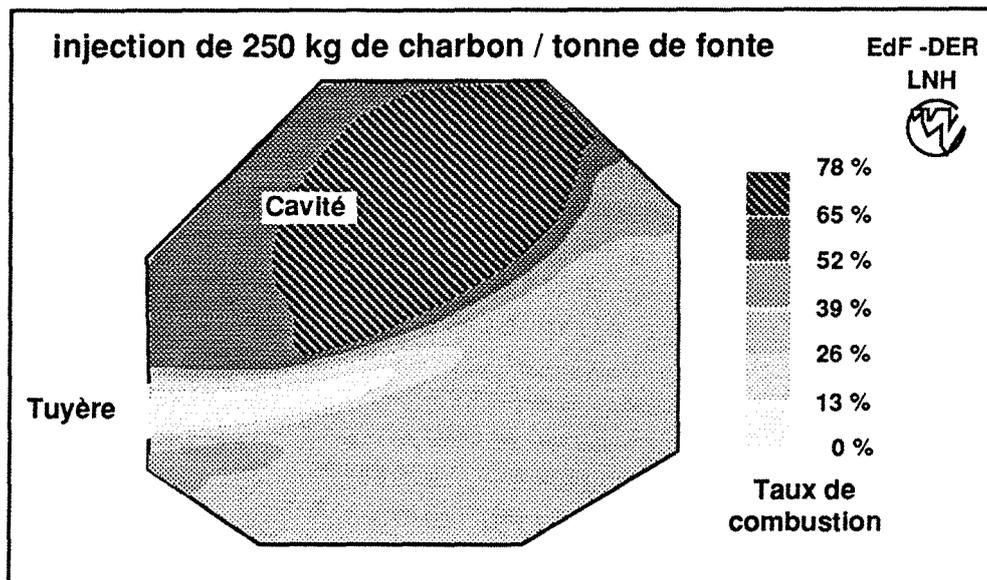


Figure I.2 : Simulation du taux de combustion du charbon dans une cavité du haut fourneau effectuée avec le logiciel MELODIF.

Lors de carottages de haut fourneau effectués par l'Irsid, il a été constaté que la quantité de fines particules retenues dans le lit du haut fourneau augmente avec le débit de charbon injecté.

Ceci montre que lors des injections de charbon il existe des mouvements de fines qui modifient les écoulements dans le haut fourneau. Il existe une limite à l'injection dans la mesure où tout kilogramme de charbon injecté en supplément n'est pas utilisé dans le haut fourneau.

Une des clefs permettant d'obtenir de très fortes injections de charbon est dans la capacité qu'a le haut fourneau à digérer ce flux de fines.

Les phénomènes physiques mis en jeu lors des injections de charbon pulvérisé sont méconnus, notamment les mécanismes de capture et de consommation des particules de charbon au sein du lit granulaire (en aval de la cavité dans laquelle elles sont injectées).

Actuellement, les conditions aérodynamiques susceptibles de favoriser un dépôt très important de particules qui entraînerait une altération des caractéristiques de la charge du haut fourneau ne sont pas bien connus.

De plus, l'évolution du haut fourneau lors des injections massives de charbon n'est pas prévisible. Va-t-il les digérer facilement ou bien va-t-il s'engorger complètement?

L'étude vise donc la compréhension des mécanismes de transport et de rétention des particules dans un lit granulaire en fonction de différents paramètres tels que la vitesse de gaz, le diamètre des particules, les débits de particules ou les caractéristiques du milieu granulaire.

## ***1.2. Organisation du mémoire***

Ce mémoire s'articule autour de quatre piliers qui sont l'étude bibliographique, la description du dispositif expérimental, l'analyse des résultats et leur interprétation théorique. Enfin, nous concluerons en rassemblant l'ensemble des résultats acquis au cours de cette étude.

L'étude bibliographique nous a permis de faire le point, dans un premier temps, sur les phénomènes d'écoulement de gaz dans un milieu granulaire. Ainsi, les pertes de charge dans un lit granulaire peuvent se mettre sous la forme d'une expression à deux termes, l'un représentant les pertes de charge dues à l'inertie du gaz et l'autre celles dues à la viscosité. Leurs importances relatives varient avec la vitesse du gaz.

Dans un second temps, nous avons abordé les phénomènes d'écoulement diphasique gaz-particules dans un milieu granulaire. Des particules transportées par un fluide entrant dans un milieu granulaire peuvent se retrouver dans trois types de situation, en fonction de leurs caractéristiques et de celles du fluide.

La première situation se rencontre lorsque les particules ont un mouvement important et sont entraînées au travers du lit, nous sommes dans le domaine du transport pneumatique. Nous nous sommes intéressé en particulier au coefficient de traînée et à la vitesse terminale de chute, pour une particule isolée et pour plusieurs particules.

Dans le second type de situation, les particules ont un mouvement limité, dans une zone restreinte du lit granulaire. Le mouvement relatif des particules entre elles peut être important. Ce sont des phénomènes de fluidisation, soit dans une simple colonne, soit dans un lit granulaire. Nous avons abordé les phénomènes généraux, les régimes de fluidisation ainsi que les transitions entre ces derniers et enfin à la caractérisation des particules en fonction de leur aptitude à être fluidisées.

Enfin, le mouvement des particules, une fois qu'elles ont pénétré dans le lit granulaire, peut être très faible. Les particules sont alors stockées. Nous sommes en présence de phénomènes de filtration en profondeur. Nous nous sommes essentiellement intéressé aux différents sites de rétention susceptibles d'être rencontrés dans notre maquette.

Nous décrirons ensuite le dispositif expérimental mis en place. Il a été réalisé en similitude avec un milieu simplifié. Pour cela, nous avons été amené à faire certaines hypothèses et simplifications. Nous avons ensuite défini un certain nombre de critères de similitude à respecter, que nous avons estimés dans le cas du milieu étudié. La maquette a été dimensionnée afin de respecter ces critères de similitude.

Nous verrons ensuite les différents éléments du dispositif, les équipements utilisés (appareils de régulation, de mesure, dispositifs divers), les matériaux que nous caractériserons (fluide, particules et caractéristiques du lit granulaire) et enfin les différents paramètres étudiés.

Nous analyserons les résultats expérimentaux que nous avons obtenus, avec dans un premier temps, des observations qualitatives ont été faites directement sur la maquette. Elles concernent, en particulier, les mouvements des particules dans le lit granulaire, la localisation de la rétention et l'effet de la sédimentation sur les écoulements de particules.

Dans un second temps, ces résultats seront confirmés par l'analyse des données relevées en cours d'essais. Nous nous attacherons à quantifier l'évolution de la rétention et des pertes de charge dans le lit en fonction de divers paramètres tels que la vitesse de gaz, le diamètre et le débit des particules ou les caractéristiques du lit granulaire.

Nous mettrons, notamment, en évidence la présence de deux régimes de rétention. Nous étudierons également la vitesse à laquelle se produit cette transition entre les deux régimes de rétention de particules.

Enfin, dans la dernière partie, nous proposerons une interprétation théorique de ces résultats. Le but sera de représenter les forces mises en jeu et de calculer les pertes de charge et la rétention de particules dans le lit granulaire.

Pour y parvenir, nous écrirons les équations de conservation de la masse et de la quantité de mouvement pour chaque phase.

Nous définirons, à partir des données expérimentales, les deux équations qui nous manquent pour pouvoir résoudre (forces d'interaction entre le lit de coke et les particules et variation de la porosité dans le lit granulaire).

Nous élaborerons un programme de calcul des rétentions de particules et des pertes de charge dans le lit granulaire.

Nous étudierons ensuite la sensibilité de ce calcul à différents paramètres tels que la vitesse de gaz, le diamètre et le débit des particules et les caractéristiques du lit.

Cette étude a été réalisée à l'Irsid (centre commun de recherche du groupe sidérurgique Usinor-Sacilor) et menée en collaboration avec le Laboratoire des Sciences du Génie Chimique de Nancy.

## II. BIBLIOGRAPHIE

Nous avons recherché, dans la bibliographie, les différents phénomènes qui peuvent se produire dans un milieu granulaire, en présence d'un écoulement d'une suspension gaz-particules.

Cette recherche s'est organisée en deux parties: d'une part nous nous sommes intéressé aux phénomènes liés à un écoulement simple de gaz dans un lit granulaire (pertes de charge) et d'autre part à ceux liés à la présence de particules dans le gaz. Il s'agit dans ce second cas de phénomènes de transport pneumatique, de fluidisation et d'accumulation de particules dans le lit granulaire.

### *II.1. Ecoulement de fluide dans un milieu granulaire*

#### II.1.1. Ecoulement en régime laminaire

Au XIX<sup>ème</sup> siècle, à DIJON, DARCY [1] en 1856 a étudié les écoulements d'eau dans le réseau de distribution d'eau aux fontaines de la ville de DIJON. Il remarqua alors qu'il existe une relation entre les pertes de charge qu'il observait et la vitesse débitante  $U_m$  dans les canalisations:

$$U_m = K \frac{\Delta P}{Z \mu}$$

Il définit la constante  $K$  comme étant la perméabilité du milieu traversé et  $\frac{\Delta P}{Z}$  comme la pertes de charge linéaires du réseau.

Cette loi de perte de charge est une bonne approximation pour les vitesses de fluide relativement petites, lorsque l'écoulement est laminaire.

Dans les années 1960, KOZENY et CARMAN [2] ont repris cette relation pour un milieu granulaire en développant le terme de perméabilité en fonction des caractéristiques du milieu (porosité du lit et surface spécifique des grains).

Ils ont ainsi pu affiner l'expression de la perméabilité K, en exprimant les pertes de charge en fonction de la vitesse débitante du fluide:

$$\frac{\Delta P}{Z} = h_k a_g^2 \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \mu U_m$$

$\Delta P/Z$  : Pertes de charge linéaires

$h_k$  : constante de KOZENY souvent prise égale à 5 (KIAVANY [3]).

$a_g$  : surface spécifique des grains  $\left( = \frac{\text{Surface du grain}}{\text{Volume du grain}} \right)$

d'où pour un grain de diamètre de sphère équivalente  $a_g = \frac{6}{d_c}$

$\epsilon$  : porosité du lit granulaire

$\mu$  : viscosité dynamique du gaz

$U_m$  : vitesse débitante du gaz

Dans le cas d'un écoulement à faible vitesse, les pertes de charge sont surtout dues aux forces visqueuses.

Il existe d'autres modèles permettant de calculer les pertes de charge linéaires du milieu poreux, en fonction de ses caractéristiques.

De nombreux modèles ont été proposés pour tenir compte de la porosité du lit granulaire.

La forme générale de ces modèles est:

$$\frac{\Delta P}{Z} = h_k a_g^2 F_1(\epsilon) \mu U_m$$

où  $F_1(\epsilon)$  est une fonction de la porosité

Différents modèles de  $F_1(\epsilon)$  sont rassemblés dans le tableau II.1, tiré de Rumpf et Gupte [4]

Auteurs	F1(ε)
Blake (1922) Kozeny (1927) Carman (1937)	$\frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3}$
Zunker (1920)	$\frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon}$
Terzaghi (1925)	$\left[ \frac{(1-\epsilon)^{1,3}}{(\epsilon-0,13)} \right]^2$
Rapier (1949)	$\left[ 1,115 \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^{1,5}} \right] [(1-\epsilon)^2 + 0,018]$
Hulbert-Feben (1933)	69,43 - ε
Slichter (1898)	ε <sup>-3,3</sup>
Krüger (1918)	ε <sup>-1,0</sup>
Hatch (1934) Mavis-Wilsey (1936)	ε <sup>-6,0</sup>
Fehling (1939)	ε <sup>-4,0</sup>
Rose (1945)	ε <sup>-4,1</sup>
Rumpf-Gupte (1971)	ε <sup>-5,5</sup> ou $\frac{1-\epsilon}{\epsilon^{4,5}}$

Tableau II.1 : Diverses expressions de F1(ε),  
d'après Rumpf et Gupte [4]

### II.1.2. Écoulement en régime intermédiaire ou turbulent

Lorsque la vitesse augmente, les forces visqueuses ne sont plus les seules à être influentes. Les forces d'inertie deviennent de plus en plus importantes. A grande vitesse, ce sont essentiellement ces dernières qui sont responsables des pertes de charge. Les pertes de charge sont exprimées sous la forme:

$$\frac{\Delta P}{Z} = h_b a_g \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3} \rho_g U_m^2 \quad \text{où } h_b \text{ est une constante}$$

Pour les régimes intermédiaires, les deux forces ont une importance comparable. GREEN et DUWES [5] ont montré en 1951 que l'addition des deux termes (inertiel et visqueux) était valable. En 1952, ERGUN [6] a établi sa relation sur le même principe:

$$\frac{\Delta P}{Z} = 36 h_k \mu \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \frac{1}{d_c^2} U_m + 6 h_b \rho_g \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3} \frac{1}{d_c} U_m^2$$

ERGUN a déterminé expérimentalement les constantes  $36 h_k = 150$  et  $6 h_b = 1,75$ . Ses conditions expérimentales sont restrictives: les grains constituant le lit granulaire doivent être de même taille, sphériques et lisses. Le lit granulaire doit être suffisamment large pour que les effets de bord soient négligeables.

Depuis, le dépouillement des diverses données a permis d'affiner ces constantes. MACDONALD [7] a ainsi calculé les constantes pour d'une part des billes lisses et d'autre part des billes rugueuses. Il obtient pour les billes lisses  $6h_b = 1,8$  et, pour les billes rugueuses  $6h_b = 4$ . La valeur de la constante  $36h_k$  vaut, dans les deux cas, 180. Les résultats de MACDONALD ont été obtenus sur un grand nombre de données tirées de la littérature.

Cependant, il apparaît, pour certains matériaux aux formes irrégulières, des valeurs du coefficient  $36 h_k$  de 500 à 800 et pour  $6 h_b$  des valeurs de l'ordre de 1 à 3 (en particulier les données de DUDGEON [8]).

Auteurs	A	B	n
Ergun	150	1,5	1
Kuo et Nydegger	276,23	5,05	0,87
Jones et Krier	150	3,89	0,87
Robbins et Gough	-237	3,14	0,89
Taylor et Zoltani	0	3,09	0,90

*Tableau II.2 : Diverses expressions du coefficient de traînée, d'après Taylor et Zoltani [9]*

Plusieurs corrélations (dont celle d'Ergun), ont été rapportées par TAYLOR et ZOLTANI [9] sous la forme  $C_d = A + B Re^n$  où  $C_d$  est le coefficient de traînée.

Elles sont rassemblées dans le tableau II.2, adapté de ces derniers.

Ces coefficients expérimentaux sont relativement bien déterminés pour des grains sphériques ayant tous la même taille, mais de façon beaucoup moins précise pour des grains polydispersés et de formes irrégulières.

## ***II.2. Mouvements des particules dans un milieu granulaire***

Des particules transportées par un fluide entrant dans un milieu granulaire peuvent rencontrer trois types de situation, en fonction de leurs caractéristiques et de celles du fluide.

La première situation se rencontre lorsque les particules sont entraînées au travers du lit, nous sommes dans le domaine du transport pneumatique.

Dans le second type de situation, les particules ont un mouvement limité à une zone restreinte du lit granulaire. Le mouvement relatif des particules entre elles peut être important. Ce sont des phénomènes de fluidisation.

Enfin, les particules peuvent être arrêtées et stockées dans le lit. Le mouvement des particules une fois qu'elles ont pénétré dans le lit granulaire est très limité. Nous sommes en présence de phénomènes de filtration en profondeur.

Bien que l'on puisse observé ces trois situations simultanément dans le lit, l'une de ces situation est, en général, prépondérante.

Aux fortes vitesses de gaz, on trouve essentiellement du transport pneumatique, lorsque les vitesses diminuent, la fluidisation est majoritaire et enfin pour les plus faibles vitesses de gaz on retrouve les phénomènes de filtration en profondeur.

## II.2.1. Particules traversant le lit granulaire: domaine du transport pneumatique des particules

Lorsque les mouvements des particules sont plus importants et ne sont plus localisés dans une zone bien définie du lit granulaire, on peut parler de transport pneumatique. C'est la phase qui suit la fluidisation, lorsque la vitesse du gaz augmente.

### *II.2.1.1. Le coefficient de traînée*

Bien souvent dans l'étude du transport pneumatique vertical de particules, on considère que toutes les particules sont indépendantes les unes des autres et sont suffisamment dispersées pour être considérées comme étant seules dans le gaz.

Pour que la particule soit transportée, il faut que la vitesse de l'air soit suffisante pour créer une force de traînée supérieure au poids apparent de la particule. La force de traînée dépend du coefficient de traînée de la particule:

$$F_t = S C_d \left( \frac{1}{2} \rho_g U_{rel}^2 \right) \quad \text{où } C_d \text{ est le coefficient de traînée, } S \text{ la section droite du grain et } U_{rel} \text{ la vitesse relative gaz-particule.}$$

Pour un grain sphérique, on obtient:

$$F_t = \frac{\pi}{8} C_d \rho_g d_{part}^2 U_{rel}^2$$

Le coefficient de traînée dépend du nombre de REYNOLDS de la particule défini par:

$$Rep = \frac{\rho_g d_{part} U_{rel}}{\mu}$$

On peut définir trois grandes plages où le coefficient de traînée varie de façon différente en fonction du nombre de REYNOLDS (courbe tirée de LAPPLE [10]): sur la figure  $f=C_d$

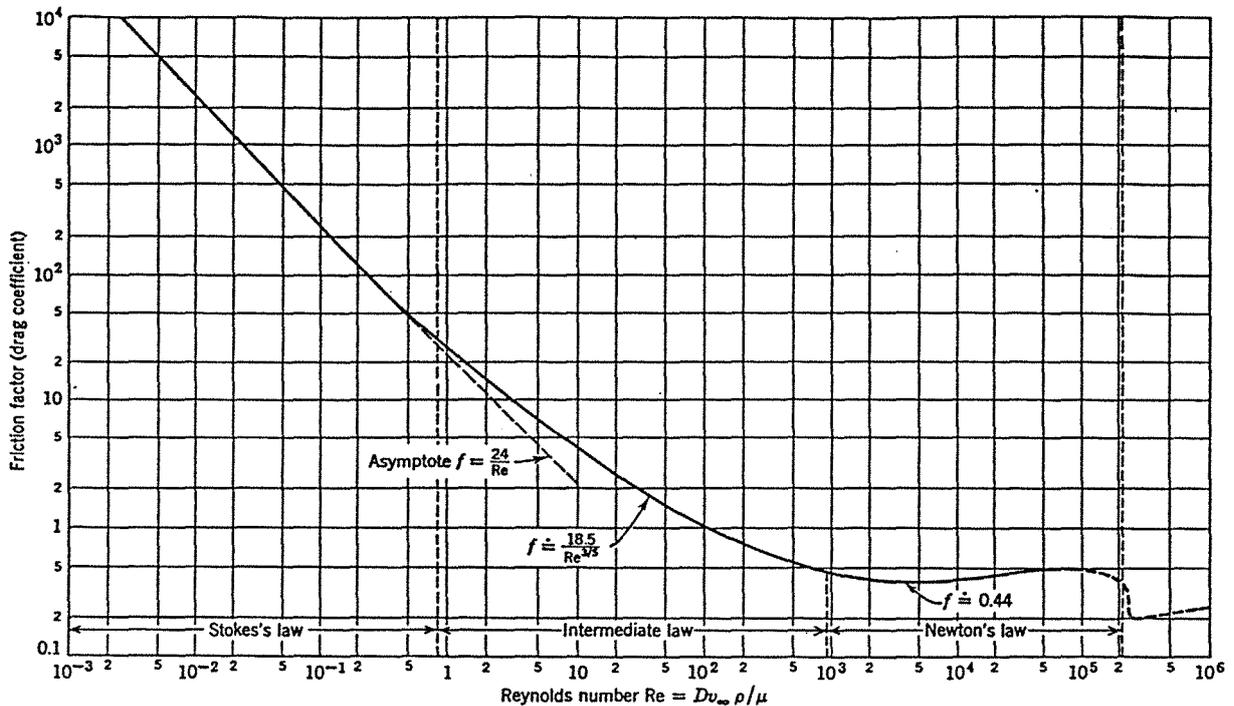


Figure II.1 : Coefficient de traînée en fonction du nombre de Reynolds, d'après Lapple [10]

Pour les très faibles vitesses de gaz, le nombre de REYNOLDS est très petit. On se trouve dans le régime de STOKES lorsque  $Re < 0,2$ . Le coefficient de traînée suit l'expression suivante:

$$C_d = \frac{24}{Re_p}$$

A l'opposé, pour les très grandes vitesses de gaz, le nombre de REYNOLDS devient très grand. Pour  $Re > 500$ , on se trouve dans le régime de NEWTON. Le coefficient de traînée reste constant:

$$C_d = 0,44$$

Pour ces deux régimes, les valeurs du coefficient de traînée sont couramment admises.

Par contre, entre ces deux régimes, le coefficient de traînée varie de manière beaucoup plus complexe en fonction du nombre de REYNOLDS.

CLIFT, GRACE et WEBER [11] ont relevé un certain nombre d'expressions du coefficient de traînée en fonction de la valeur du nombre de REYNOLDS. Ils les ont rassemblées dans le tableau II.3:

Relationships for Sphere Drag			
Author(s)	Range	Relationship for $C_D$	Range of deviation in $C_D$ (%)
1. Schiller and Nauman (S1)	$Re < 800$	$\frac{24}{Re} (1 + 0.15 Re^{0.687})$	+5 to -4
2. Lapple (L3)	$Re < 1000$	$\frac{24}{Re} (1 + 0.125 Re^{0.72})$	+5 to -8
3. Langmuir and Blodgett (L2)	$1 < Re < 100$	$\frac{24}{Re} (1 + 0.197 Re^{0.63} + 2.6 \times 10^{-4} Re^{1.38})$	+6 to +1
4. Allen (A5)	(a) $2 < Re < 500$ (b) $1 < Re < 1000$	$10 Re^{-1/2}$ $30 Re^{-0.625}$	-8 to -52 +70 to -15
5. Gilbert <i>et al.</i> (G7)	$0.2 < Re < 2000$	$0.48 + 28 Re^{-0.85}$	+24 to -11
6. Kurten <i>et al.</i> (K8)	$0.1 < Re < 4000$	$0.28 + \frac{6}{Re^{1/2}} + \frac{21}{Re}$	+7 to -6
7. Abraham (A2)	$Re < 6000$	$0.2924(1 + 9.06 Re^{-1/2})^2$	+9 to -6
8. Ihme <i>et al.</i> (I1)	$Re < 10^4$	$0.36 + \frac{5.48}{Re^{0.573}} + \frac{24}{Re}$	+10 to -10
9. Rumpf [see (K8)]	(a) $Re < 10$ (b) $Re < 100$ (c) $Re < 10^5$	$2 + 24/Re$ $1 + 24/Re$ $0.5 + 24/Re$	-3 to -5 +14 to -20 +30 to -39
10. Clift and Gauvin (C6)	$Re < 3 \times 10^5$	$\frac{24}{Re} (1 + 0.15 Re^{0.687}) + 0.42/(1 + 4.25 \times 10^4 Re^{-1.16})$	+6 to -4
11. Brauer (B11)	$Re < 3 \times 10^5$	$0.40 + \frac{4}{Re^{1/2}} + \frac{24}{Re}$	+20 to -18
12. Tanaka and Iinoya (T1)	$Re < 7 \times 10^4$	$\log_{10} C_D = a_1 w^2 + a_2 w + a_3$ where $w = \log_{10} Re$ and $a_1, a_2,$ and $a_3$ are given for 7 intervals of $Re$	+6 to -9

Tableau II.3 : Expressions du coefficients de traînée pour le régime intermédiaire, d'après Clift et coll. [11]

Sur la figure II.1 est représentée la corrélation de LAPPLE ou de BIRD [12] définie ainsi:

$$C_d = \frac{18,5}{Re_p^{3/5}}$$

Une des expressions du coefficient de traînée les plus utilisées en régime intermédiaire, est sans doute celle de SCHILLER et NAUMAN [13]. Elle est exprimée en fonction du nombre de REYNOLDS, :

$$C_d = \frac{24}{Re_p} (1 + 0,15 Re_p^{0,687}) \quad \text{pour } Re_p < 800$$

On peut signaler que CLIFT et GAUVIN [14] ont étendu cette expression jusqu'à des nombres de REYNOLDS de  $3 \cdot 10^5$  en ajoutant un second terme:

$$C_d = \frac{24}{Re_p} (1 + 0,15 Re_p^{0,687}) + \frac{0,42}{(1 + 4,25 \cdot 10^4 Re_p^{-1,16})}$$

Le coefficient de traînée dépendant de la vitesse, il est nécessaire dans le cas du régime intermédiaire de faire un contrôle a posteriori.

Pour s'affranchir de ces difficultés, YOUSFI [15] utilise une expression du coefficient de traînée du type:

$$C_d = a + \frac{b}{Re_p} + \frac{c}{Re_p^2}$$

Il a proposé un tableau des différentes valeurs de ces paramètres, en fonction de la valeur du nombre de REYNOLDS.

	a	b	c
$Re_p < 0,1$	0	24	0
$0,1 < Re_p < 1$	3,69	22,73	0,0903
$1 < Re_p < 10$	1,222	29,1667	- 38889
$10 < Re_p < 10^2$	0,51667	46,5	- 116,667
$10^2 < Re_p < 10^3$	0,3644	98,33	- 2278
$10^3 < Re_p < 5.10^3$	0,35713	148,62	- 4,75 $10^4$
$5.10^3 < Re_p < 10^4$	0,4599	- 490,546	57,874
$10^4 < Re_p < 5.10^4$	0,5191	- 1662,5	5,4167 $10^6$

Tableau II.4 : Valeurs de a,b, et c en fonction du nombre de REYNOLDS, d'après YOUSFI [15]

Enfin, la définition du coefficient de traînée ne tient pas compte de la forme de la particule (S correspondant à la section droite de la particule perpendiculaire à l'écoulement). LARGE [16] a modifié le coefficient de traînée pour en tenir compte (figure II.2 ).

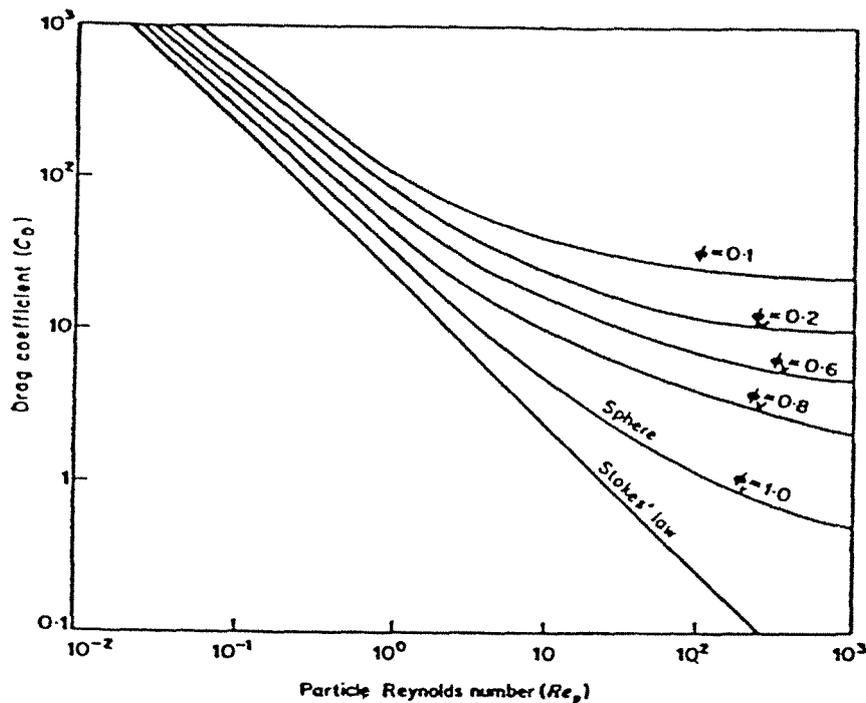


Figure II.2 : Coefficient de traînée modifié par la forme de la particule, tirée de Large [16]

En général, les particules non sphériques s'orientent dans le sens de l'écoulement afin d'offrir le moins de résistance possible. Il est alors difficile de savoir quelle section sera perpendiculaire à l'écoulement et devra donc être prise en compte. Il faut prendre, sur la figure II.2, l'expression qui correspond le mieux expérimentalement aux particules utilisées.

### *II.2.1.2. Correction du coefficient de traînée pour une particule non isolée*

Les coefficients de traînée qui ont été définis précédemment prennent en compte une particule isolée. Lorsque la concentration en particules augmente, on ne peut plus se satisfaire de cette hypothèse. Les particules interagissent entre elles et la force de traînée a tendance à augmenter. Il faut donc corriger le coefficient de traînée pour tenir compte de la variation de l'indice de vide de la suspension (noté  $\epsilon_p$ ).

En se basant sur les travaux de RICHARDSON et ZAKI [17], certains auteurs proposent d'utiliser un coefficient de traînée modifié:

$$C_{d \text{ mod}} = C_d \epsilon_p^n$$

$$\text{avec } n = -4,7 \quad \text{pour YANG [18]}$$

$$n = -4,65 \quad \text{pour CHEN [19] et STICHLMAIR [20]}$$

Pour leur part, RUMPF et GUPTE [4] utilisent:

$$C_{d \text{ mod}} = C_d (1 - \epsilon_p) \epsilon_p^{-4,65}$$

STICHLMAIR et col.[20] proposent, de plus, d'utiliser un exposant deux fois plus faible lorsque le régime est turbulent:

$$n = -2,39$$

### II.2.1.3. Vitesse terminale d'une particule isolée

La vitesse terminale de chute d'une particule est définie comme étant la vitesse limite qu'elle atteint lorsque qu'elle est lâchée dans un fluide immobile.

Par analogie, on parle de vitesse terminale pour une particule qui se trouve dans un fluide en mouvement. La particule atteint la vitesse terminale de chute lorsque la traînée est égale au poids apparent de la particule.

On peut écrire le bilan de force sur la particule:

$$1/2 S C_d \rho_g U_{\text{term}}^2 = \frac{\pi d_{\text{part}}^3}{6} (\rho_{\text{part}} - \rho_g) g$$

où  $g$  est l'accélération de la pesanteur

d'où:

$$U_{\text{term}} = \sqrt{\frac{\frac{\pi d_{\text{part}}^3}{3} (\rho_{\text{part}} - \rho_g) g}{S C_d \rho_g}}$$

et, dans le cas de la sphère:

$$U_{\text{term}} = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{(\rho_{\text{part}} - \rho_g) g d_{\text{part}}}{\rho_g C_d}}$$

On obtient des expressions différentes de la vitesse terminale, en fonction du coefficient de traînée et du nombre de REYNOLDS.

Aux fortes valeurs de REYNOLDS (>800), on obtient, dans le cas de la sphère:

$$U_{\text{term}} = \sqrt{\frac{1}{0,33} \frac{(\rho_{\text{part}} - \rho_g) g d_{\text{part}}}{\rho_g}} \quad \text{pour } C_d = 0,44$$

Aux faibles valeurs (régime de STOKES), on arrive à :

$$U_{\text{term}} = \frac{(\rho_{\text{part}} - \rho_g) g d_{\text{part}}^2}{18 \mu} \quad \text{pour } C_d = \frac{24}{Re}$$

Dans le régime intermédiaire, les expressions de la vitesse terminale dépendent de la forme du coefficient de traînée retenu, il faut donc laisser, dans l'expression de la vitesse terminale, le coefficient de traînée.

MIDOUX [21] propose une approche à l'aide du nombre d'ARCHIMEDE  $A_r = \frac{d_{\text{part}}^3 \rho_g (\rho_{\text{part}} - \rho_g) g}{\mu^2}$  et du nombre de REYNOLDS terminal de chute  $Re_{\text{term}}$  (calculé à l'aide de la vitesse terminale de chute). Connaissant la particule, on détermine  $A_r$  et donc le régime de chute. On en déduit la valeur de  $Re_{\text{term}}$  c'est à dire  $U_{\text{term}}$  à partir du tableau II.5.

Domaine	Limites	Formules précises	Approximatives
Stokes	$A_r < 27,6$	$Re_{\text{term}} = \frac{A_r}{18} [1 + 0,15 Re_{\text{term}}^{0,687}]^{-1}$	$Re_{\text{term}} = \frac{A_r}{18}$
Van Allen	$27,6 < A_r < 4,4.10^5$		$Re_{\text{term}} = 0,153 A_r^{0,687}$
Newton	$4,4.10^5 < A_r < 1,1.10^{11}$	$Re_{\text{term}} = (3A_r)^{0,5}$	

Tableau II.5 : Détermination de la vitesse terminale de chute en fonction du nombre d'ARCHIMEDE, adapté de MIDOUX [21]

Toutes ces expressions de la vitesse terminale de chute ne sont valables, en toute rigueur, que pour une particule isolée. YANG [18] utilise, dans l'expression de la vitesse terminale, le coefficient de traînée modifié pour tenir compte de l'indice de vide de la suspension. Il en déduit une vitesse terminale de chute modifiée:

$$U'_{\text{term}} = U_{\text{term}} \epsilon_p^{2,17}$$

## II.2.2. Particules ayant un mouvement limité à un espace restreint du lit granulaire: domaine de la fluidisation de particules

Se trouve en état de fluidisation toute particule mise en suspension par un fluide en mouvement. Il y a alors apparition d'un lit fluidisé, aux propriétés proches de celles d'un liquide (JOLLY [22]): il peut se déformer, s'écouler, contenir des bulles...

Nous nous intéressons à la fluidisation de particules solides, en phase gazeuse.

### *II.2.2.1 La fluidisation simple*

Nous appelons fluidisation simple, la fluidisation en fût vide, par opposition à la fluidisation en milieu granulaire, où les particules évoluent dans un lit granulaire.

C'est la fluidisation simple qui est la plus couramment rencontrée dans les diverses études.

#### *- Les régimes de fluidisation*

La définition de la fluidisation laisse la place à une très large palette de phénomènes. Cela va des cas où la vitesse des gaz est très faible, les particules étant quasiment fixes, jusqu'aux cas où la vitesse étant beaucoup plus forte, il y a transport des particules en suspension diluée. Les phénomènes physiques mis en jeu sont très différents les uns des autres.

Il est donc nécessaire de définir différents régimes de fluidisation.

De nombreux auteurs ont travaillé en ce sens, chacun apportant ses propres définitions.

Pour CAPES et Mc ILHINNEY [23], il existe deux régimes de fluidisation: le régime '*Particulate*' où le lit est homogène pour des vitesses inférieures à la vitesse terminale de chute des particules fluidisées et le régime '*aggregative*' où l'air commence à passer sous forme de bulles, le lit de particules n'étant plus homogène.

GELDART [24] définit des régimes identiques.

YERUSHALMI et CANKURT [25] définissent trois régimes dont le premier se confond avec le dernier régime de CAPES et Mc ILHINNEY.

Ce sont:

-le régime bullant, où l'air passe sous forme de bulles, la hauteur du lit demeure relativement stable.

-le régime turbulent, pour les vitesses plus importantes le lit est agité, mieux mélangé avec de fortes interactions hydrodynamiques entre phases.

-le régime de fluidisation rapide, où les particules sont transportées en une suspension homogène, diluée. Les vitesses d'air sont importantes ( $U_g > U_{tr}$ ).  $U_{tr}$  est la vitesse de transport au delà de laquelle les particules sont rapidement entraînées.

CANADA, Mc LAUGHLIN et STAUB [26] définissent les régimes en fonction de la concentration de la suspension:

- fluidisation dense, qui comprend les régimes bullant à petites bulles, les régimes pistonnants et les régimes à grosses bulles.

- fluidisation diluée, qui comprend un régime dilué très turbulent.

RHODES [27], pour sa part, définit plus de régimes qui correspondent à des changements légers de la structure de la fluidisation. Cela va de la fluidisation dense où le lit est quasiment fixe au transport dilué des particules à très grandes vitesses.

Nous retrouvons les différents régimes de fluidisation sur un schéma général de GRACE [28] :

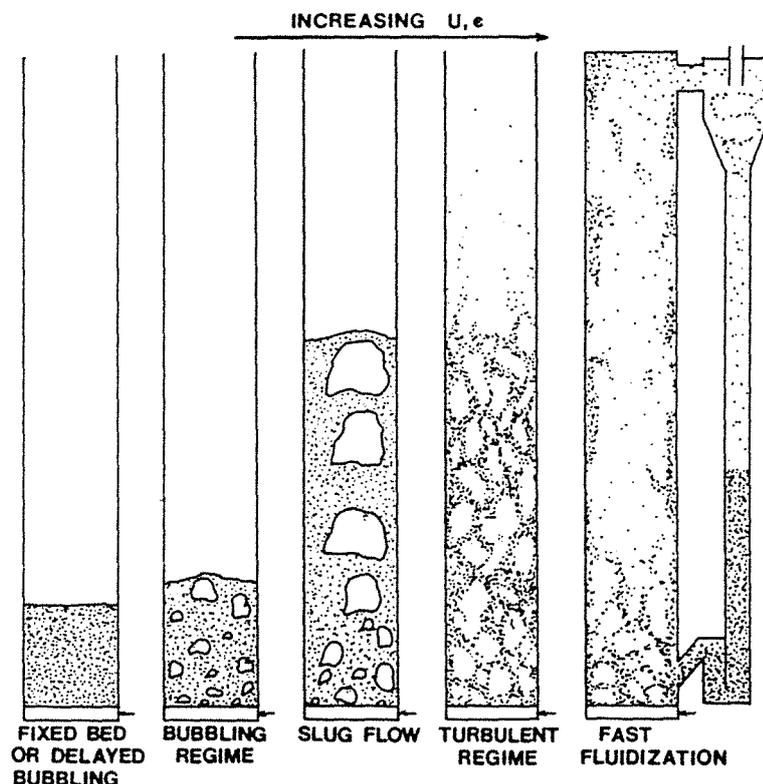


Figure II.3 : les différents régimes de fluidisation, tiré de GRACE [28]

- Définition des transitions entre les régimes de fluidisation

*Transition entre les régimes dense sans bulle et bullant*

Cette transition est peu étudiée car bon nombre d'auteurs estiment soit que les particules étant déposées, ce n'est pas de la fluidisation, soit, au contraire, que dès que la vitesse minimale de fluidisation est atteinte, il existe des bulles (BI et coll. [29]).

CAPES et Mc ILHINNEY estiment pour leur part que cette transition se produit pour  $U_g$  égale à la vitesse terminale de chute des particules.

*- Transition entre les régimes bullant et à phase diluée*

Il y a souvent cohabitation entre les phases denses et les phases diluées. La phase dense étant en dessous de la phase diluée, alimente cette dernière en particules.

Pour TWEDDLE [30], c'est essentiellement l'éclatement des bulles qui projette les particules vers la phase diluée. Les particules étant alors entraînées vers le haut de la colonne par l'écoulement gazeux si la vitesse de l'air est suffisante.

La plupart des auteurs traitent la transition dans l'autre sens, partant de la phase diluée pour arriver, en réduisant la vitesse de l'air, au passage en phase dense. Aucun des auteurs n'indiquent d'effet de la méthode opératoire (croissance ou décroissance de la vitesse de gaz) sur la détermination de la vitesse de transport.

Ils parlent de 'chocking', de 'collapse', de 'précipitation' ou 'd'effondrement'. Cette transition se passe à  $U_{tr}$  (la vitesse de transport) pour YERUSHALMI [25], vitesse à partir de laquelle il n'y a plus de discontinuité de concentration en solide sur la hauteur de la colonne. C'est à dire que le lit est en phase diluée. Ce brusque passage à la phase dense s'explique par la tendance naturelle des poudres à s'agglomérer entre elles. Pour lui, lorsque la concentration en solide augmente, la distance moyenne entre les particules devient inférieure à la distance de saturation de la suspension.

Pour MATSEN [31], les solides précipitent alors sous forme d'agrégats ('clusters'). Tous ces clusters se retrouvent au bas de la colonne et forme la phase dense. Il annonce des concentrations à saturation de l'ordre de  $300 \text{ kg/m}^3$ , ce qui correspond à l'ordre de grandeur que nous observons dans notre maquette pour les fortes rétention ( $\approx 250 \text{ kg/m}^3$ ). RHODES [27] évoque la même hypothèse, mais sans explication supplémentaire.

Pour LOUGE et coll. [32], le poids des particules devenant supérieur au frottement du gaz entraîne l'effondrement du lit granulaire.

BI et coll. [29] supposent que le passage rapide de la phase diluée à la phase dense provient, en fait, de la redescende de particules le long de la paroi et de l'incapacité du gaz à soutenir les poudres. Ceci se produit pour eux, à  $U_g$  égale à la vitesse terminale de chute des particules ( $U_{term}$ ).

La redescende de particules le long de la paroi serait due aux frottements des particules sur la paroi. En diminuant  $U_g$ , il arriverait un moment où la vitesse ne serait plus suffisante pour compenser les frottements à la paroi. Nous aurions alors un effondrement très saccadé avec un lit chahuté. Ceci ressemble, d'après nos observations sur la maquette, au lit turbulent, présent pour des vitesses légèrement inférieures à la vitesse de changement de régime.

Comme YERUSHALMI et CANKURT [25], BI et coll. [29] explique l'incapacité du gaz à supporter les particules par la formation de clusters. Cependant, leurs hypothèses sont plus précises. Ils estiment que la vitesse de chute des clusters est plus importante que la vitesse de chute des particules seules. Pour eux, les clusters sont des empilements verticaux de plusieurs particules, les unes se cachant dans le sillage des autres. L'effondrement brusque du lit se produit lorsque la vitesse du gaz est inférieure à la vitesse de chute des clusters mais supérieure à la vitesse de chute des particules seules.

Le régime à phase diluée est souvent assimilé à la fluidisation rapide ou au transport pneumatique. Le terme de transport pneumatique est plus spécifique aux opérations qui ont pour but de déplacer des particules. En fluidisation, on s'intéresse à ce qui se trouve dans le réacteur.

#### - Considérations sur le mouvement des particules au sein du lit fluidisé

Les particules fluidisées deviennent relativement mobiles et se déplacent dans la colonne de manière importante.

Le principal mouvement est ascendant, le plus limité est le mouvement descendant. Comme nous l'avons vu précédemment, le mouvement descendant est dû au frottement des particules sur la paroi, qui n'est plus contrebalancé par les forces d'entraînement du gaz, parce que la vitesse du gaz est plus faible.

Le mouvement ascendant des particules peut être dû à plusieurs facteurs. En régime dilué, les particules peuvent être considérées comme isolées. Les vitesses de gaz sont relativement importantes (supérieures à la vitesse terminale des poudres). Les forces de traînée sont, dans ce cas, responsables du déplacement des poudres. En régime bullant, l'ascension

des poudres se fait essentiellement dans le sillage des bulles de gaz (pour SITNAI et WHITEHEAD [33]). Ce mouvement dépend de la rhéologie de la suspension dans le lit fluidisé. Pour McGUIGAN et PUGH [34] les lits fluidisés se comportent comme des fluides non-newtoniens. Pour BOTTERILL et VAN DER KOLK [35], à faible vitesse, ils peuvent être assimilés à des fluides de BINGHAM.

ABRAHAMI et RESNICK [36] ont démontré que le volume de particules mis en mouvement par le passage d'une bulle est équivalent au volume de la bulle. Pour les plus grosses bulles, les particules sont transportées par le sommet des bulles qui poussent littéralement les particules devant elles [33].

#### *- Caractérisation des bulles et des particules*

##### *- Caractérisation des bulles de gaz*

Quelques travaux ont été réalisés afin de caractériser les bulles, tant en ce qui concerne leur taille ou leur vitesse ascensionnelle qu'en ce qui concerne les effets qu'elles ont sur les poudres.

Les bulles ont une vitesse ascensionnelle supérieure à la vitesse interstitielle du gaz (GELDART [24]). Leur taille croît avec la hauteur de lit de particules et avec l'excès de vitesse ( $U_g - U_{mf}$ ) pour PARK et coll. [37].

Pour GELDART, si les particules sont grosses, leur taille n'influe pas sur la vitesse d'ascension; par contre si elles sont plus petites la vitesse diminue avec la taille et la largeur de la plage granulométrique.

Le volume occupé par les bulles dépend de divers paramètres (RHODES et GELDART [38]), en particulier de la taille de la colonne, de l'excès de vitesse de gaz et de la taille de bulles.

##### *- Caractérisation des particules*

Dans les années 70, GELDART créa une classification des particules en fonction de leur comportement à la fluidisation. Cette classification est devenue *la* référence en matière de fluidisation. GELDART définit quatre groupes de particules en fonction de leur taille et de leur densité.

Le premier groupe de particules, appelé groupe A, est constitué de particules de petit diamètre ( $< 100 \mu\text{m}$ ) et/ou de masse volumique faible à moyenne ( $< 1400 \text{ kg/m}^3$ ). Les particules qui appartiennent à ce groupe se fluidisent facilement. Le lit fluidisé peut avoir une bonne expansion, les particules ont une grande circulation dans le lit. La taille des bulles de gaz varie en fonction de la granulométrie des poudres.

Dans le groupe B, les particules denses (masse volumique entre  $1400$  et  $4000 \text{ kg/m}^3$ ) et/ou de diamètre entre  $40$  et  $500 \mu\text{m}$ . Avec ces particules, le lit a peu d'expansion et une faible circulation de particules. Les bulles ne dépendent pas de la taille des poudres.

Le groupe C accueille les très petites particules ( $< 30 \mu\text{m}$ ) qui sont très cohésives et très difficiles à fluidiser. Ces particules ont une tendance naturelle à prendre en bloc lorsque l'on veut les fluidiser.

Le groupe D comprend les très grosses et/ou très denses particules qui, de ce fait, sont très stables et peu propices au mélange. Le gaz a tendance à passer au travers du lit. A grand vitesse, il se crée des bulles qui se déplace lentement. Le gaz passe alors au travers des bulles qui ont une vitesse inférieure à celle du gaz. La fluidisation est très difficile.

Les groupes ne sont, en fait, pas aussi nettement définis (figure II.4):

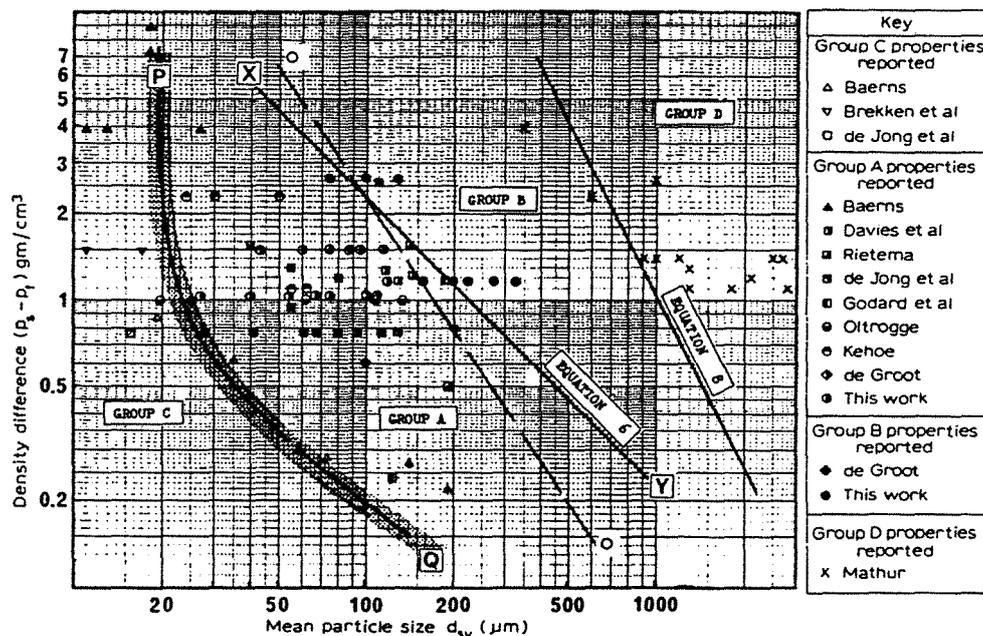


Figure II.4 : Classification de GELDART [24], pour la fluidisation par gaz

- Caractérisation de la fluidisation par des groupements adimensionnels

Pour extrapoler les résultats expérimentaux on utilise généralement des groupements adimensionnels.

Certains auteurs utilisent la similitude géométrique. Ainsi, HORIO et coll. [39] pensent que la similitude géométrique seule est nécessaire et suffisante. Ils précisent que si l'échelle de la maquette est  $m$  alors la vitesse doit avoir un rapport  $m^{1/2}$ .

CAPES et Mc ILLINEY [23] utilisent le nombre de REYNOLDS du gaz et la relation de RICHARDSON et ZAKI [17]:

$$\frac{U}{U_{\text{term}}} = \varepsilon^n \quad U_{\text{term}} \text{ est la vitesse de chute d'une}$$

particule isolée

ROMERO et JOHANSON [40] en utilisent quatre, dont le nombre de Froude qui représente le rapport des forces d'inertie sur les forces de pesanteur :

$$Re_{mf} = \frac{\rho_g U_{mf} d_{part}}{\mu}$$

$$Fr_{mf} = \frac{U_{mf}^2}{d_{part} g}$$

$$\frac{h_{lit} \text{ à } U_{mf}}{d_{lit}}$$

$$\frac{\rho_{part}}{\rho_g}$$

BROADHURST et coll. [41] utilisent les mêmes nombres mais en remplaçant  $U_{mf}$  par  $U_m$  (vitesse débitante).

GELDART utilise également les nombres de FROUDE et de REYNOLDS.

WEN et YU [42] utilisent le nombre d'ARCHIMEDE qui caractérise le mouvement de la phase dispersée  $\left( \frac{\text{forces gravité} \times \text{forces d'inertie}}{\text{forces viscosité}^2} \right)$ :

$$Ar = \frac{d_{\text{part}}^3 \rho_g (\rho_{\text{part}} - \rho_g) g}{\mu^2}$$

GLICKSMAN [43] propose d'utiliser les nombres de REYNOLDS, de FROUDE et d'EULER qui est le rapport des pertes de charge sur l'inertie:

$$Eu = \frac{\text{Pression}}{\rho_{\text{part}} U_m^2}$$

SITNAI et WHITEHEAD [33] utilisent trois groupes adimensionnels dans le cas de la fluidisation en milieu granulaire ( le premier concerne les grains constituant le lit granulaire) :

$$Re = \frac{\rho_g U_m d_c}{\mu}$$

$$Re_p = \frac{\rho_g U_m d_{\text{part}}}{\mu}$$

$$\frac{d_c}{d_{\text{part}}}$$

### *II.2.2.2 La fluidisation en milieu granulaire*

La fluidisation en milieu granulaire ne diffère guère de la fluidisation simple. La vitesse d'air prise en compte est la vitesse interstitielle dans la plupart des cas. Si ce n'est pas le cas, la vitesse retenue est alors spécifiée.

La fluidisation en milieu granulaire possède les mêmes régimes que la fluidisation simple.

Cependant, pour qu'il y ait fluidisation il faut que la géométrie du milieu le permette. Si le rapport  $\frac{d_{part}}{d_c}$  est trop grand ( $\geq 0,1$  pour SCHIAFFINO et coll. [44]) la percolation des poudres ne pourra pas se faire facilement et donc la fluidisation sera sinon impossible, pour le moins très difficile. SUTHERLAND et coll. [45] proposent pour leur part un rapport de 0,154 pour les arrangements compacts des lits, et 0,414 pour les arrangements plus lâches. Cette dernière valeur me semble optimiste dans la mesure où les lits lâches sont plus instables et ont naturellement tendance à se compacter un peu. La valeur finale sera alors un peu plus faible.

KANG et OSBERG [46] ont observé qu'une des premières influences de la présence du lit granulaire est que le lit fluidisé est plus calme et donc sa surface est mieux délimitée. Ceci s'explique par une modification des caractéristiques des bulles et des écoulements des poudres.

#### *- Influence du lit granulaire sur les bulles de gaz*

TAMARIN et KHASANOV [47] ont constaté que la présence du lit granulaire entraînait une fluidisation plus homogène car les bulles sont cassées par la présence des grains du lit.

TWEDDLE et coll. [30] ont aussi observé une diminution de la taille des bulles en présence d'un milieu granulaire. Cette diminution s'accompagne d'une augmentation de leur fréquence.

Il apparaît une plus forte ségrégation des particules fluidisées car les bulles étant plus petites, elles transmettent moins d'énergie aux poudres lors de leurs "explosions" à la surface du lit. Ce sont les plus petites particules qui sont entraînée au dessus du lit.

Lorsque la taille des grains augmente la diminution de la taille des bulles est plus faible [45, 46].

SITNAI [33] pense que, pour les vitesses de gaz proche de  $U_{mf}$ , les grains ont tendance à être entourés en permanence par une couche de bulles de gaz. Pour les vitesses plus fortes, les bulles se décrochent périodiquement des grains et viennent ainsi troubler le dépôt de particules sur le dessus des grains.

### - Influence du lit granulaire sur les particules

Le dépôt de particules qui se forme au dessus des grains provient, d'après NGUYEN et GRACE [48], de la défluidisation locale de cette petite zone. Ce dépôt est troublé par des bulles de gaz.

KANG et OSBERG [46] ont observé que la vitesse minimum de fluidisation augmente d'environ 15% en présence d'un milieu granulaire.

Cependant la quasi totalité des auteurs utilisent la vitesse minimale de fluidisation définie en absence de lit granulaire.

TAMARIN [47], LOCKWOOD [49] et KUSAKABE [50] ont chacun observé une diminution de la quantité de mouvement de la phase solide du fait des chocs des particules sur les grains.

### II.2.3. Particules retenues dans le lit granulaire: domaine de la filtration en profondeur

La dernière situation possible, lorsque des particules entraînées par un fluide entrent dans un milieu granulaire, est qu'elles soient bloquées, puis accumulées au sein du lit. C'est ce qui se produit en filtration en profondeur.

#### *II.2.3.1. Généralités sur la filtration en profondeur*

Tout milieu granulaire est susceptible d'arrêter et de stocker des particules en son sein.

Il se produit tout d'abord une accumulation des particules dans les premières couches, qui se saturent et laissent passer des particules vers les couches suivantes. Les particules vont alors se déposer dans les couches internes et progresser ainsi de proche en proche. Ce phénomène est aléatoire et progressif. Certaines particules arrêtées à un instant peuvent être réentraînées et aller se bloquer sur un autre site de rétention.

Il apparait un front de colmatage des diverses couches et donc un front de concentration de la suspension qui traverse le milieu.

Ce front de concentration se déplace régulièrement au sein du lit avec une vitesse constante (HERZIG [51]):

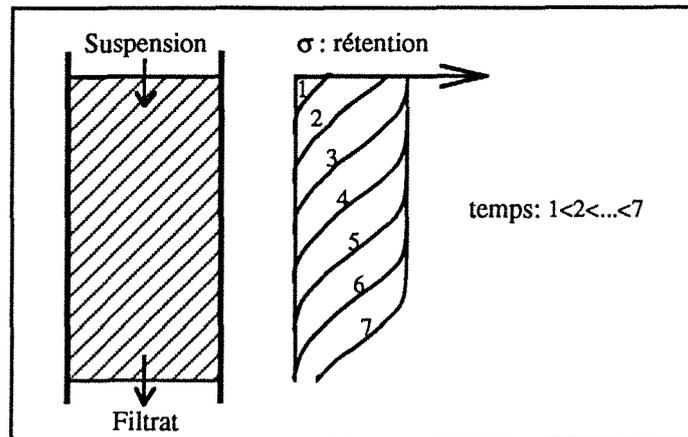


Figure II.5 : Concentration en particules à l'intérieur du lit granulaire, pour divers temps

Les particules se localisent sur divers sites de rétention. Ces sites vont permettre tel ou tel type de rétention, en fonction de leurs caractéristiques et de celles des particules (taille, affinités chimiques ou électromagnétiques).

### II.2.3.2. Les sites de rétention

Les mécanisme de rétention dépendent des sites sur lesquels la rétention va se faire. HERZIG et coll. [52] ont recensé différents types de sites qui sont directement liés au mécanismes d'arrêt des particules:

- l'arrêt par effet tamis sur les sites de constriction
- l'arrêt par constriction sur les sites en crevasse qui se transforment en sites de constriction par la rétention en crevasse de particules bloquant partiellement le passage. En dernier ressort ces sites peuvent se transformer en sites en cavernes.
- l'arrêt par sédimentation sur les sites en crevasse, notamment en écoulement horizontal.
- l'arrêt par impact direct sur un site en surface.
- l'arrêt par interception si une particule passe à moins de la moitié de son rayon d'un site en surface.

Lors de l'arrêt et de la rétention des particules, des forces sont mises en jeu. On peut les regrouper ainsi :

- les forces de pression axiale du fluide (sur une particule arrêtée sur un site de constriction)
- les forces d'inertie qui entraînent la particule en dehors de la ligne de courant qu'elle suivait.
- les forces gravitationnelles (rétention dans un site en caverne, sédimentation)
- les forces de surfaces (forces de VAN DER WAALS, forces électrostatiques, forces électrocinétiques)
- les forces de friction (rétention en crevasse)
- les forces chimiques
- les forces hydrodynamiques latérales.

- Les sites en surface

Les particules sont arrêtées et retenues sur les surfaces des grains constituant le lit. Les forces qui permettent cet arrêt sont de diverses natures. Ce peut être des forces de VAN DER WAALS, des forces électrostatiques ou des forces chimiques pour les plus petites particules ( $d_{part} < 30 \mu m$ ) ou des forces de sédimentation pour les plus grosses particules qui vont se déposer sur les surfaces horizontales. Les particules peuvent dévier de la ligne de courant qu'elles suivaient ou passer suffisamment près des grains pour être capturées, notamment lors de resserrement des lignes de courant à l'approche d'un obstacle.

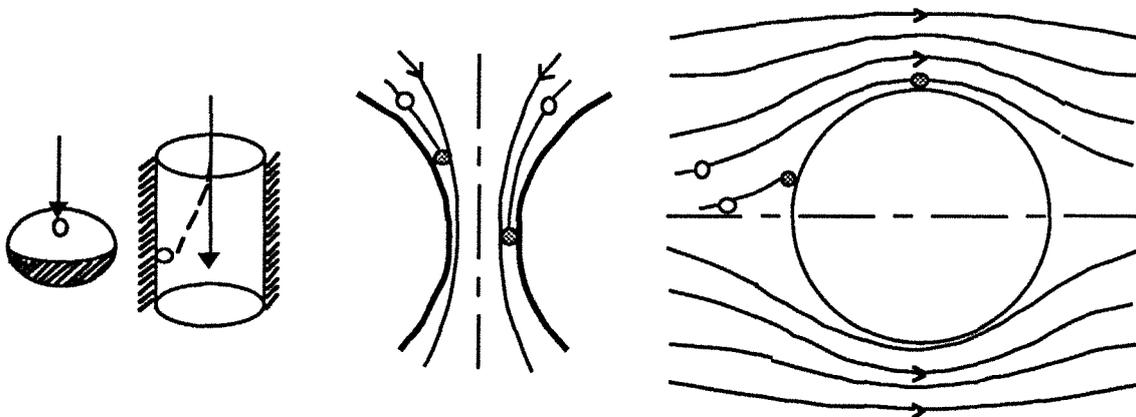
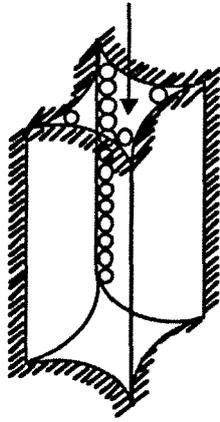


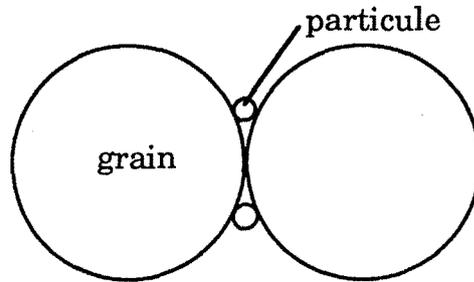
Figure II.6 : Quelques types de sites de rétention en surface, sur un grain ou dans un pore

- Les sites en crevasse

Les particules viennent se coincer entre deux surfaces convexes d'un ou plusieurs grains ou d'un canal. Elles sont alors retenues par des forces de frictions entre elles et les grains. Le passage se trouve alors réduit, ce qui peut faciliter ultérieurement la rétention de particules par d'autres phénomènes (constriction, par exemple).



*à l'intérieur d'un canal*



*entre deux grains*

*Figure II.7 : Quelques sites de rétention en crevasse*

- Les sites de constriction

Sur ce type de sites, les particules ne peuvent pas passer au travers d'un pore dont une des dimensions est inférieure à la taille des particules. La particule se trouve ainsi bloquée et est maintenue par les forces hydrodynamiques du fluide.



*Figure II.8 : Sites de rétention par constriction simple entre grains*

A partir d'un pore ne présentant pas de sites de constriction, il peut se développer, par des arrêts successifs dans des sites en crevasse, d'un site de

constriction. On peut définir des diamètres limites de passage en fonction du type de particules qui viennent se coincer dans ces sites.

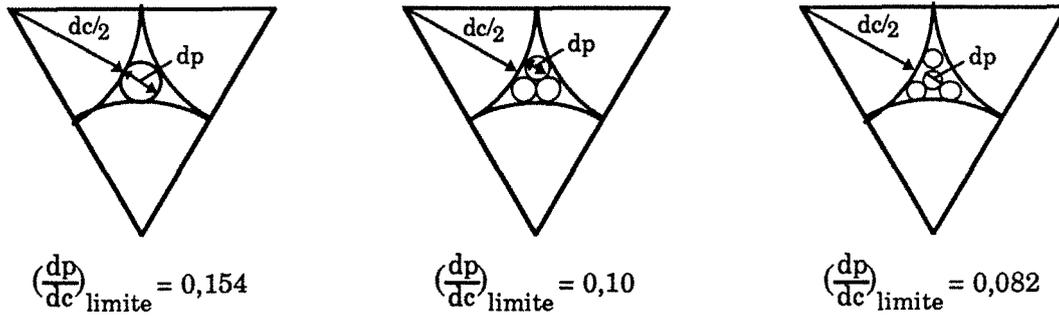


Figure II.9 : Sites de rétention par constriction triangulaire

- Les sites en caverne

Ces sites sont approvisionnés par des particules qui, par inertie, quittent la ligne de courant qu'elles suivaient lors d'un brusque changement de direction de l'écoulement. Elles viennent se loger dans un volume calme formé par plusieurs grains (plus ou moins en forme de caverne).

Ce type de sites peut provenir d'un site de constriction qui bloquant le passage crée un espace où les particules viennent ensuite s'y accumuler.

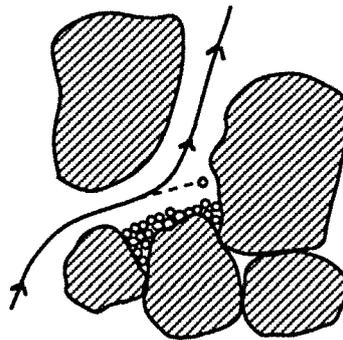


Figure II.10 : Site de rétention en caverne

Tous ces sites ne sont pas figés, ils évoluent en fonction de l'accumulation de particules et de l'occupation (ou de la liberté) des sites voisins.

Les particules stockées peuvent être remises en mouvement lors de modification de lignes de courant qui vont venir réentraîner les particules jusque là retenues.

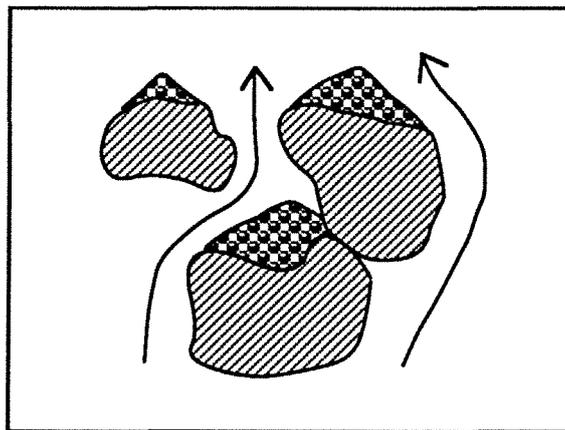
Pour des particules de plus de 30  $\mu\text{m}$  les phénomènes liés aux volumes des particules prévalent sur ceux liés aux surfaces.

### *II.2.3.3. Application à notre cas*

Dans notre cas, les particules ont des diamètres supérieurs à 30  $\mu\text{m}$ , les forces de surface sont négligeables par rapport aux forces liées au volume des particules.

Les sites de rétention les plus probables sont des sites en crevasses, en caverne ou en micro-caverne dans les rugosités des grains de coke et des sites de constriction.

De plus, étant donné la forme et la taille des grains, il est probable que des sites localisés sur le dessus des grains vont accueillir des particules qui se déposeront par sédimentation dans ces zones où les vitesses de gaz sont plus faibles (effet de sillage).



*Figure II.11 : Sites de rétention probables dans notre cas*

Ce type de sites de rétention *en chapeau* n'a pas été rencontré dans la littérature.

### ***II.3. Conclusion sur la bibliographie***

Cette étude bibliographique nous a permis de voir les effets des écoulements, soit de gaz, soit d'une suspension gaz-particules, dans un milieu granulaire.

Les particules entraînées dans un milieu granulaire peuvent rencontrer trois situations, qui coexistent le plus souvent.

En premier lieu, elles peuvent traverser le lit et les phénomènes mis en jeu se rapprochent du transport pneumatique. Lorsque la concentration augmente, il faut en tenir compte en modifiant le coefficient de traînée.

En second lieu, le mouvement des particules peut être important, mais limité à un espace restreint du lit granulaire. Nous sommes devant des phénomènes de fluidisation. La présence d'un lit granulaire ne modifie pas fondamentalement les phénomènes. On retrouve de fortes concentrations de particules dans le bas du lit, de plus faibles concentrations en haut, les pertes de charge sont plus importantes dans le bas que dans le haut du lit, des bulles de gaz apparaissent dans le lit de particules.

Enfin, les particules peuvent être arrêtées et accumulées dans le lit granulaire, suivant des mécanismes proches de ceux rencontrés en filtration en profondeur. Etant donné la taille des particules injectées, les mécanismes de capture rencontrés sont essentiellement liés au volume (effet tamis, sédimentation, blocage entre des grains).

Nous avons ainsi une bonne connaissance des phénomènes susceptibles d'être rencontrés durant notre étude.

### **III. DISPOSITIF EXPERIMENTAL**

Pour étudier les conséquences possibles du transport et de la rétention de particules dans une tranche du haut fourneau, nous avons décidé de réaliser une maquette froide, en similitude de Reynolds et de Froude.

Il faut tout d'abord définir le milieu que nous voulons étudier, en le simplifiant si besoin.

Ensuite, nous avons choisi et estimé un certain nombre de critères de similitude dont notamment les nombres de Reynolds, de Froude et d'Archimède. L'estimation de ces critères s'est faite pour des valeurs types des paramètres dans le haut fourneau.

La maquette a ensuite été dimensionnée afin de respecter au mieux ces critères.

Le dispositif expérimental, outre la maquette, comporte des appareils de régulation, des moyens de mesure des différents paramètres étudiés et diverse matériaux tels les particules ou les grains constituant le lit granulaire. Ces matériaux ont été caractérisés par leur taille.

Enfin, pour exploiter cette maquette, une procédure expérimentale a été mise au point.

Différents paramètres à étudier sur la maquette ont été choisis. Les plages de variation de ces paramètres ont été fixées.

#### ***III.1. Hypothèses et simplifications***

Afin de pouvoir dimensionner la maquette d'étude, il est nécessaire de simplifier le problème en faisant certaines hypothèses sur le milieu granulaire, le gaz circulant et les solides transportés.

Le lit du haut fourneau est constitué d'un empilement de couches alternées de coke et de minerai de fer. Ces couches ont une épaisseur variable de l'ordre de vingt à quarante centimètres d'épaisseur.

C'est en considérant une de ces couches que nous avons fait nos hypothèses et défini notre maquette.

Du fait de l'aspect rugueux et anguleux des grains de coke, nous considérons que la couche de coke a une action plus significative sur la rétention de particules qu'une couche de minerai. De plus, la zone étudiée se trouve en dessous de la zone de fusion, là où il ne reste que des grains de coke. C'est pourquoi **la couche de coke est prise comme référence**.

#### III.1.1. Lit granulaire homogène

Nous considérons que les grains constituant la couche de coke présentent une taille constante, une même forme et qu'il n'y a pas de grosse différence de structure dans les empilements des grains. **Nous estimons que pour une couche de coke, le lit granulaire est homogène.**

La porosité de la couche de coke est considérée comme constante.

#### III.1.2. Ecoulement gazeux moyen unidirectionnel

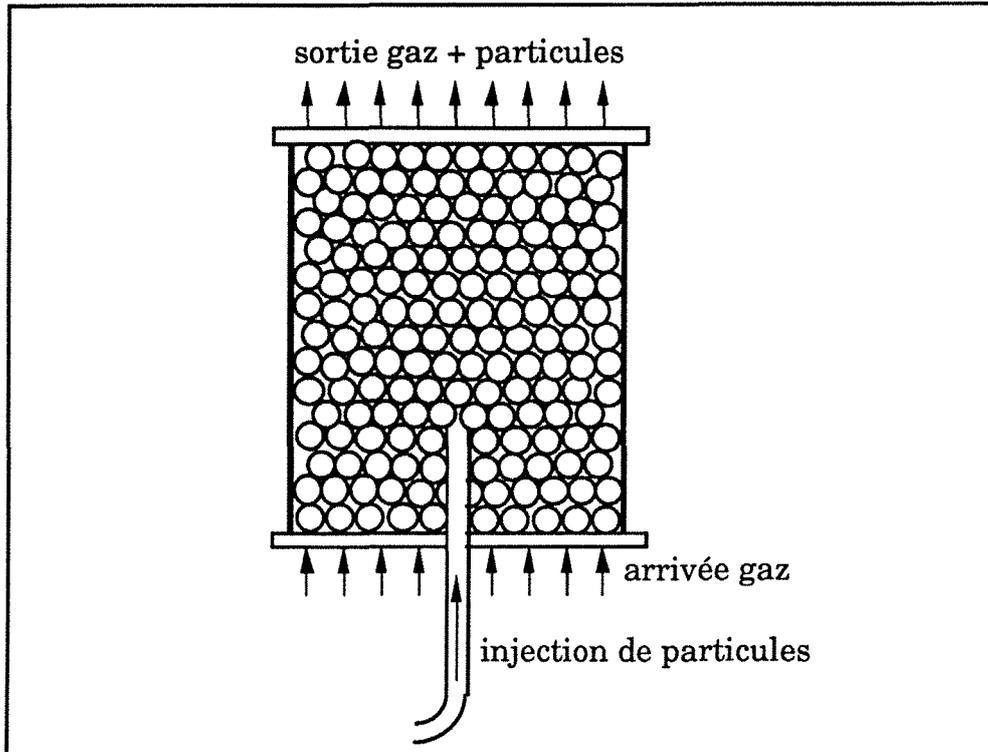
Du fait de la grande taille et de l'homogénéité du lit granulaire, l'écoulement gazeux est considéré comme homogène. **L'écoulement moyen de gaz est unidirectionnel et ascendant.** Dans la maquette, la température du gaz est constante.

Les effets de bords sont considérés comme négligeables, le diamètre de la colonne étant vingt fois plus grand que la diamètre moyen des grains constituant le lit granulaire.

#### III.1.3. Ecoulement homogène des particules

LOCKWOOD [49] a montré que les milieux granulaires homogénéisent les écoulements diphasiques. Les particules arrivant sur un grain se séparent en deux parties, qui à leur tour, en arrivant sur le grain suivant se séparent et ainsi de suite (figure III.1).

Nous considérons que, en sortie de la zone d'homogénéisation, les particules sont réparties de manière **homogène sur toute la section** du milieu granulaire.



*Figure III.1: Zone d'homogénéisation de la suspension*

#### III.1.4 Simplifications diverses

**La présence d'acier liquide dans le milieu granulaire (cas de la zone de descente en goutte) n'est pas prise en compte dans cette étude.** La zone de fusion n'est pas étudiée et les réactions chimiques dans le réacteur métallurgique sont également négligées.

En ce qui concerne les particules de charbon pulvérisé, la répartition granulométrique suit une loi de Gauss. Nous les caractérisons par leur diamètre moyen en volume. Il en est de même pour les particules injectées dans la maquette.

Grâce à toutes ces simplifications, nous passons d'un système complexe à un système exploitable dans le cadre d'une étude expérimentale réalisée en similitude.

**Le milieu étudié est donc ramené à un milieu granulaire homogène, isotherme, traversé par un écoulement gazeux vertical transportant des particules solides.**

### ***III.2. Analyse dimensionnelle du milieu étudié***

Pour que la maquette soit représentative du transport et de la rétention de particules dans le milieu simplifié que nous étudions, elle est **dimensionnée en similitude** par rapport à ce milieu.

#### **III.2.1. Les groupements caractéristiques**

Nous utilisons les critères de similitude suivants pour caractériser les écoulements diphasiques en milieu granulaire.

##### ***- Nombre de REYNOLDS***

Le nombre de Reynolds correspond au rapport des forces d'inertie sur les forces de viscosité. Il est caractéristique de l'aérodynamique du gaz dans le lit poreux de coke:

$$Re = \frac{\rho_g}{\mu} U_m \frac{1}{a_g(1-\epsilon)}$$

$U_m$  Vitesse débitante du gaz

$a_g$  Surface spécifique des grains

Dans la cas de grains sphériques ou cubiques, on a:

$$Re = \frac{\rho_g}{\mu} U_m \frac{d_c}{6(1-\epsilon)}$$

$d_c$  diamètre des grains

Ce nombre de Reynolds modifié est parfois appelé nombre de Blake.

- *Nombre de REYNOLDS particulaire*

Le nombre de Reynolds particulaire est estimé de la même façon que le précédent, il caractérise la dynamique de l'écoulement des particules.

Nous reprenons la même forme que précédemment, les particules injectées étant des sphères, on obtient:

$$Re_p = \frac{\rho_g}{\mu} U_{rel} \frac{d_{part}}{6(1-\epsilon_p)}$$

$$\epsilon_p = \frac{m^3_{air}}{m^3_{air+particules}}$$

$U_{rel}$  Vitesse relative gaz-particule

- *Nombre de FROUDE*

Le nombre de Froude est représentatif de l'importance de l'inertie de la particule par rapport à sa sédimentation:

$$Fr = \frac{U_{part}}{\sqrt{d_{part} g}}$$

$U_{part}$  Vitesse de la particule

- *Nombre d'EULER*

Le nombre d'Euler est le rapport des pertes de charge dues aux frottements du gaz sur les forces d'inertie du gaz.

Il permet de caractériser les pertes de charge dans une conduite circulaire:

$$Eu = \frac{\Delta P}{\rho_g U_m^2}$$

$\Delta P$  Pertes de charge dans un capillaire

- *Nombre d'ARCHIMEDE*

Le nombre d'Archimède est caractéristique des mouvements des particules d'une phase dispersée. C'est le rapport du produit des forces d'inertie avec la gravité sur forces de viscosité au carré:

$$Ar = \frac{\rho_{part} d_{part}^3 g (\rho_{part} - \rho_g)}{\mu^2}$$

$d_{part}$       Diamètre des particules

- *Paramètre d'inertie*

Il caractérise l'aptitude d'une particule à suivre les lignes de courant du gaz:

$$P_i = \frac{\rho_{part} d_{part}^2 U_{part}}{18 \mu d_c}$$

$U_{part}$       Vitesse des particules

- *Rapport des diamètres et des masses volumiques*

Le rapport des diamètres des particules injectées sur celui des grains du lit caractérise l'aspect géométrique (blocage de particules, sites de rétention).

$$\frac{d_{part}}{d_c}$$

Le rapport des masses volumiques intervient dans l'entraînement des particules:

$$\frac{\rho_{part}}{\rho_g}$$

### III.2.2. Les critères de similitude retenus

Parmi tous ces critères de similitude, nous avons décidé de retenir absolument les critères liés à l'aérodynamique dans le haut fourneau. En effet, il est particulièrement important de conserver les régimes d'écoulement car ils sont fondamentaux dans le haut fourneau. Ces écoulements commandent les réactions de combustion du coke et du charbon injecté, les réactions de réduction du minerai de fer. Ils représentent le vecteur du transport de la chaleur nécessaire à la fusion du métal.

**Nous avons décidé de conserver en priorité le nombre de Reynolds du gaz (Re) et celui des particules (Rep).**

De plus, nous voulons respecter, si possible, les nombres de Froude, d'Archimède ainsi que le paramètre d'inertie (Fr, Ar et Pi).

### III.2.3. Situation du haut fourneau

Pour évaluer ces critères dans le cas du haut fourneau simplifié, certains paramètres concernant le milieu granulaire, les gaz ou les particules injectées doivent être fixés.

Pour fixer ces valeurs, une marche de haut fourneau avec une injection de **180 kg de charbon pulvérisé par tonne de fonte produite** a été retenue. Actuellement, cela représente un bon niveau d'injections de charbon pulvérisé. La gamme des valeurs de ces paramètres reste très étendue. Les valeurs retenues sont des valeurs types et non des moyennes.

En ce qui concerne le lit de coke, le diamètre retenu des grains de coke dans le haut fourneau est égal à 40 mm et la porosité du lit granulaire est estimée à 0,5.

Dans la charge du haut fourneau, la température des gaz est prise égale à 1200 °C et à 3 bars de pression absolue. La masse volumique des gaz vaut  $0,8 \text{ kg.m}^{-3}$ , pour une viscosité dynamique de  $5 \cdot 10^{-5} \text{ Pa.s}$ .

De plus la vitesse interstitielle des gaz vaut  $3,5 \text{ m.s}^{-1}$ .

Le charbon pulvérisé injecté aux tuyères du haut fourneau a un diamètre moyen de 90  $\mu\text{m}$  et une masse volumique de  $800 \text{ kg.m}^{-3}$ . Il est

injecté à une concentration volumique de  $2,5 \cdot 10^{-4} \frac{\text{m}^3 \text{ de charbon}}{\text{m}^3 \text{ de gaz}}$ . En sortie de cavité, les particules de charbon imbrûlées ont une forme sphérique, on les appelle des céosphères.

Lors des carottages de haut fourneau réalisés par l'IRSID, il a été relevé la **présence de fines de coke** dans le lit granulaire. Ces fines de coke proviennent de la dégradation des grains de coke par abrasion. Cette abrasion provient soit des particules injectées soit du frottement des grains de coke entre eux. Nous avons pris en compte ces fines de coke. On a fixé le diamètre à 1 mm et la masse volumique à  $1100 \text{ kg.m}^{-3}$ . Leur concentration a été prise égale à celle du charbon pulvérisé. Les valeurs des critères de similitude dans le haut fourneau pour les deux types de particules ont été calculées (tableau II.1).

	Charbon pulvérisé	Fines de coke
Re	373	373
Re <sub>p</sub>	47,2	34100
d <sub>part</sub> / d <sub>c</sub>	$2,0 \cdot 10^{-3}$	$2,50 \cdot 10^{-2}$
Fr	1,8	32,3
paramètre d'inertie	0,49	9,2
Ar	1,3	3400
ρ <sub>part</sub> / ρ <sub>g</sub>	1000	1375

Tableau III.1: Critères de similitudes types pour le haut fourneau

### III.3. Dimensionnement de la maquette

Le dimensionnement de la maquette d'étude comporte plusieurs étapes. Tout d'abord il faut recenser les éléments fixes, puis les variables qui peuvent être ajustées pour respecter les critères de similitude. Enfin les différentes valeurs de tous ces paramètres, variables ou non, sont fixées

pour satisfaire l'ensemble des critères de similitude, ou seulement les critères prioritaires qui ont été choisis.

### III.3.1. Les éléments fixés avant le dimensionnement

Pour dimensionner la maquette, nous avons des impératifs relatifs aux dimensions et au type de la maquette, au matériau utilisé pour le lit granulaire, au fluide utilisé et aux particules injectées.

#### *- Le type de maquette choisi*

Une maquette froide a été construite en utilisant un milieu et un fluide à température ambiante et à une pression proche de la pression atmosphérique.

Les écoulements de gaz devaient être verticaux et monodirectionnels sur notre maquette pour représenter les écoulements monodirectionnels de notre milieu simplifié. Notre maquette est, pour cette raison, verticale.

Enfin, notre maquette est à une échelle 'humaine' (de l'ordre du mètre de lit utile). Ceci permet de faire, d'une part, des observations tant quantitatives par les capteurs qui sont mis en place que qualitatives par des observations visuelles directes des phénomènes qui se produisent au sein du lit granulaire. Pour permettre ces observations directes, la colonne d'essai est transparente.

#### *- Un lit granulaire constitué de grains de coke*

Notre maquette froide doit être proche de la réalité par les matériaux utilisés dans la réalisation du lit granulaire. Le lit granulaire a été réalisé avec des grains de coke, pour ne pas risquer de négliger la rétention due à la rugosité des grains de coke, à leur porosité interne ou à leur forme.

De plus, le fait d'utiliser des grains de coke permet d'obtenir des formes et des répartitions granulométriques proches de celles d'un haut fourneau (même technique de broyage que sur site industriel).

De même, la porosité des lits granulaires constitués de grains de coke sera du même ordre de grandeur que celle du haut fourneau (aux alentours de 0,5), alors qu'un lit granulaire constitué uniquement de billes de verre aura une porosité plus faible. Des billes de verre ont été, cependant, utilisées pour construire le lit granulaire afin de voir l'effet de la forme des grains, de la monodispersion granulométrique et de la porosité sur la rétention et les pertes de charge du lit granulaire.

*- Le fluide retenu : de l'air à température ambiante*

Une des contraintes est que le fluide porteur est obligatoirement de l'air à température ambiante. L'air est disponible à partir d'une source d'air comprimé déshumidifié et déshuilé. Cela permet des débits d'air importants. La pression absolue dans la maquette est de l'ordre de 1,3 bar, au maximum à l'entrée. Le gaz est à la pression atmosphérique, en sortie de la colonne.

*- Les particules injectées*

Les particules injectées sont des microsphères de verre. Elles ne doivent pas s'agglomérer lors du stockage, afin de pouvoir obtenir un débit de particules à l'injection le plus stable possible.

D'autre part, elles sont disponibles dans une grande variété de granulométries afin d'étudier l'impact d'une variation de la taille des particules sur la rétention dans le lit granulaire. Ces microsphères représentent bien la forme des cénoosphères (fines de charbon partiellement imbrûlées).

### III.3.2. Ajustement des paramètres variables

Compte tenu des paramètres déjà fixés, il y a quatre paramètres permettant de respecter les critères de similitude fixés. Ce sont la vitesse de gaz, le diamètre des grains de coke, la taille des particules injectées dans l'écoulement gazeux et leur concentration.

Ces paramètres ne peuvent évoluer librement les uns des autres. Par exemple, le nombre de Reynolds est contrôlé conjointement par le diamètre des grains de coke et par la vitesse de l'air. Faire varier l'un revient à faire évoluer l'autre, pour conserver le nombre de Reynolds à sa valeur. Fixer l'ensemble de ces paramètres en conservant les critères de similitude revient à résoudre un système itératif.

Les valeurs de tous les paramètres variables ainsi que des critères adimensionnels, tant pour le milieu simplifié que pour la maquette, sont rassemblés dans le tableau III.2:

	<i>milieu simplifié</i> charbon pulvérisé	<i>maquette</i>	<i>milieu simplifié</i> fines de coke	<i>maquette</i>
$d_{part}$ (m)	$8,0 \cdot 10^{-5}$	$4,5 \cdot 10^{-5}$	$1,0 \cdot 10^{-3}$	$2,0 \cdot 10^{-4}$
$\rho_{part}$ (kg/m <sup>3</sup> )	800	2490	1100	2490
$\varepsilon_p$ (-)	$2,5 \cdot 10^{-4}$	$1,6 \cdot 10^{-3}$	$2,5 \cdot 10^{-4}$	$9,2 \cdot 10^{-5}$
$d_c$ (m)	$4,0 \cdot 10^{-2}$	$2,6 \cdot 10^{-2}$	$4,0 \cdot 10^{-2}$	$1,5 \cdot 10^{-2}$
$\varepsilon$ (-)	0,5	0,5	0,5	0,5
$\rho_g$ (kg/m <sup>3</sup> )	0,8	1,18	0,8	1,18
$\mu$ (Pa.s)	$5,0 \cdot 10^{-5}$	$1,85 \cdot 10^{-5}$	$5,0 \cdot 10^{-5}$	$1,85 \cdot 10^{-5}$
$U_m$ (m/s)	1,75	0,66	1,75	1,21
$U_g$ (m/s)	3,5	1,32	3,5	2,42
$U_{part}$ (m/s)	3,45	1,18	0,3	0,95
Re	373	373	373	373
Re <sub>p</sub>	42,7	42,8	34100	34100
Fr	1,8	6,8	32,3	33,3
Pi	0,49	0,67	9,2	18,9
Ar	1,3	7,7	3400	670
$d_{part}/d_c$	$2,0 \cdot 10^{-3}$	$1,70 \cdot 10^{-3}$	$2,5 \cdot 10^{-2}$	$1,3 \cdot 10^{-2}$
$\rho_{part} / \rho_g$	1000	2100	1400	2100

Tableau III.2: Comparaison des critères de similitude entre le haut fourneau et la maquette froide

Ainsi dans le cas de la représentation d'une injection de charbon pulvérisé au haut fourneau, les valeurs sont, en final, de  $1,3 \text{ m.s}^{-1}$  pour la vitesse de l'air, de 26 mm pour le coke et des particules de  $45 \mu\text{m}$  de diamètre à une concentration de  $1,6 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3_{\text{part}}/\text{m}^3_{\text{gaz}}$ .

Dans le cas des fines de coke, les paramètres valent pour la vitesse interstitielle de gaz  $U_g = 2,4 \text{ m.s}^{-1}$ ; pour le diamètre de coke  $d_c = 14,5 \text{ mm}$  et pour les particules injectées  $d_p = 200 \mu\text{m}$  et avec une concentration de  $9 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3_{\text{part}} \cdot \text{m}^{-3}_{\text{gaz}}$ .

Les valeurs de ces paramètres indiquent les points de fonctionnement nominaux de la maquette pour travailler en similitude.

### III.3.3. Analyse de la similitude retenue

Les critères de similitude  $Re$ ,  $Re_p$  et  $Fr$  qui sont liés aux phénomènes aérodynamiques dans le haut fourneau sont correctement respectés. La maquette représente bien les phénomènes aérodynamiques qui se produisent dans le lit granulaire du haut fourneau.

Les critères liés aux particules ( $Ar$  et  $Pi$ ) ne sont pas bien respectés, notamment en ce qui concerne le nombre d'Archimède. Pour ce qui est du comportement des particules, la similitude pour les fines de coke est mieux respectée que pour les particules de charbon.

### ***III.4. Dispositif expérimental***

Le dispositif expérimental se compose de plusieurs éléments dont le principal est la colonne d'expérimentation. Ces éléments permettent une bonne utilisation de la colonne d'essais (répartition de la suspension, régularité des débits...).

La maquette est entourée de différents périphériques tels que les alimentations, la récupération des solides ou les appareils de mesure.

La maquette est mise en oeuvre en utilisant différents matériaux (grains et particules) et un fluide.

### III.4.1. La maquette d'expérimentation

La maquette se compose de trois zones. La principale est la zone d'étude composée de la colonne d'essai. Les deux autres zones sont situées en entrée et en sortie de la zone d'essai. Il s'agit, d'une part, de la zone d'homogénéisation des gaz et des particules et, d'autre part, de la zone de récupération du gaz et des particules qui ont traversé le lit granulaire (voir figure III.2).

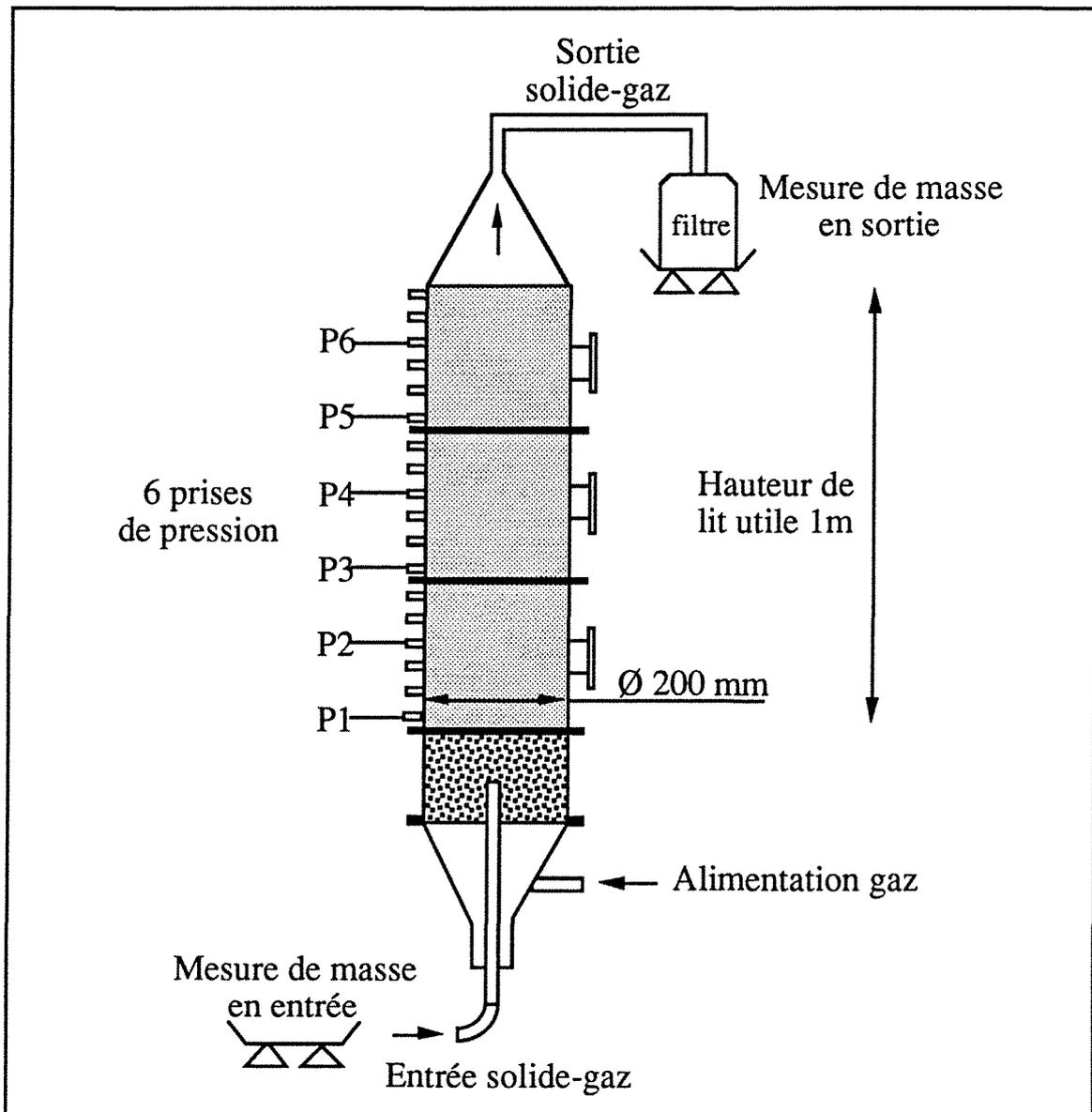


figure III.2 : schéma de la maquette d'étude construite à l'IRSID

#### *- La colonne d'essai*

La colonne d'essai est réalisée en Plexiglas transparent, permettant des observations visuelles du lit granulaire et des écoulements de particules près des parois.

Le diamètre de la colonne est de vingt centimètres afin de minimiser les effets de bord. La maquette a une hauteur de lit utile de un mètre.

Le lit granulaire est composé de grains de coke ou de billes de verre.

Des prises de pression pariétales sont disposées sur toute la hauteur de la colonne. A chaque hauteur, trois prises de pression sont réparties tous les 120°.

#### *- La zone d'homogénéisation*

La zone d'homogénéisation se situe juste avant la zone d'essai. Son rôle est de répartir et tranquilliser les écoulements de particules et de gaz avant la zone d'essai (figure III.1).

Elle se compose d'un microporeux de bronze qui a un rôle d'homogénéisation de l'écoulement gazeux et sur lequel repose le lit de billes de verre de 10 mm de diamètre.

L'injection de particules est placée au milieu de ces billes de verre lisses. En traversant le milieu granulaire, les particules vont se répartir régulièrement sur toute la section de la colonne.

La suspension homogénéisée passe directement de cette zone dans le lit de coke, situé juste au-dessus d'elle.

#### *- La récupération en sortie*

Une fois le lit granulaire traversé, le gaz et les particules transportées arrivent dans la zone de récupération.

Il s'agit d'un cône garni de billes de verre destiné à maintenir une vitesse de gaz élevée afin d'éviter une accumulation de particules dans cette zone.

Au-delà du cône, la suspension est aspirée pour permettre de séparer les particules et le gaz.

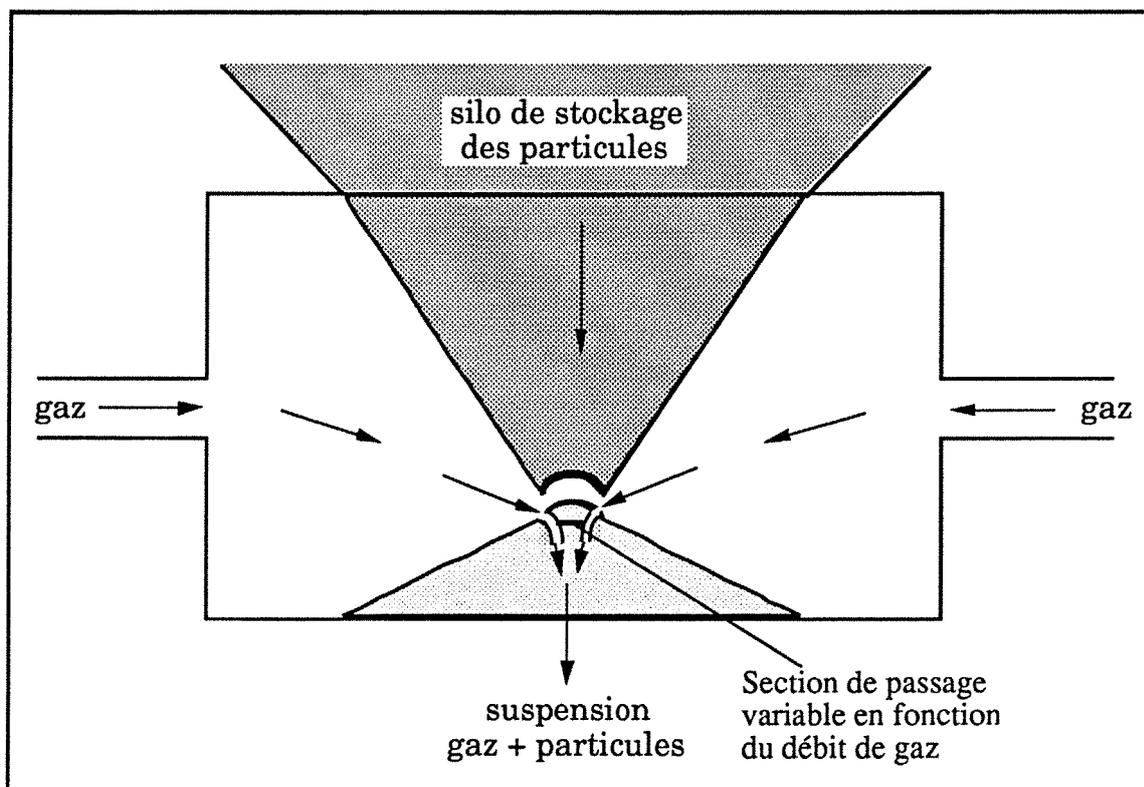
*- L'alimentation en gaz*

La maquette est alimentée en gaz par le bas. L'écoulement est vertical. Le gaz utilisé est de l'air provenant d'un réseau d'air comprimé. Afin de ne pas encrasser la maquette ou d'agglomérer les particules entre elles, l'air est déshuilé et déshumidifié. Il est utilisé à température ambiante, sous une pression à l'entrée de la maquette de l'ordre de 1,3 bar.

Le débit de gaz est régulé. Pour assurer un débit stable la pression est automatiquement régulée. Le débit d'air varie dans une plage allant jusqu'à  $90\text{Nm}^3\cdot\text{h}^{-1}$ .

*- L'alimentation en solide*

L'injection des solides dans la zone d'homogénéisation se fait grâce à un distributeur de poudre conçu par l'IRSID. Ce dispositif est constitué d'un silo de stockage au fond duquel est maintenue une zone fluidifiée et d'une conduite d'alimentation. Le débit de particules est régulé par la pression appliquée au silo et par une striction de gaz sur la section de sortie du silo (principe de ce dispositif figure III.3).



*Figure III.3: Régulation du débit de particules*

Plus le débit de gaz de régulation est important, plus la striction de la section de passage est importante et plus le débit de particules est faible. Ce système nous assure une grande stabilité des débits injectés au cours des essais.

Le débit de solide peut varier entre 2 et 100 kg.h<sup>-1</sup>.

#### *- La récupération des particules*

Une fois injectées, les particules vont migrer dans le lit granulaire. Les particules qui ont traversé le lit granulaire sont récupérées en sortie. Entre la colonne et l'aspiration de la suspension nous avons laissé un espace de l'ordre de 1 à 2 cm afin de supprimer d'éventuelles perturbations dues à la présence de l'aspiration sur les pertes de charge ou les débits de gaz.

### III.4.2. Les appareils de mesure utilisés

Pour exploiter cette maquette, divers appareils de mesure de débits, de pression et des masses sont utilisés.

#### *- Mesure des débits de gaz*

La mesure du débit de gaz se fait par le débitmètre à effet vortex Swingwirl II associé à la cellule de détection DV 631 de Endress et Hauser.

Le principe de ce type de débitmètre repose sur la mesure de la fréquence de décrochement de tourbillons selon Karman. Si un corps de forme trapézoïdale est parcouru par un fluide, il se forme de chaque côté de ce corps des tourbillons qui se détachent alternativement, on parle alors des allées de Karman. La fréquence de détachement des tourbillons est, pour les forts nombres de Reynolds, proportionnelle à la vitesse d'écoulement, donc au débit volumique. L'effet de la température est négligeable.

La précision de la mesure est de 1% de la valeur mesurée.

#### *- Mesure de pression*

Les pressions sont mesurées par des capteurs de pression différentielles Deltabar PMD 130 de Endress et hauser. Deux types de capteurs sont utilisés, un premier type de capteur pour une gamme de

pression allant de 0 à 100 mbars et le second pour une gamme allant de 0 à 25 mbars. L'influence de la température est inférieure à 0,06% sur la plage 0-50°C. La dérive dans le temps est de moins de 0,1% sur l'année. L'erreur totale se situe en dessous de 0,3% de la mesure.

La précision de mesure, y compris les erreurs de linéarité, d'hystérésis et de reproductibilité, est de 0,1% de la valeur mesurée.

#### *- Mesures de masse*

Il existe deux mesures de masse sur l'installation, une en entrée sur le distributeur de particules et l'autre en sortie.

La première mesure se fait par un peson auquel est suspendu le distributeur de poudre. Très peu d'éléments sur l'erreur de la mesure de masse sont disponibles. Nous estimons l'erreur, de manière volontairement pessimistes, à plus ou moins 10 grammes.

La deuxième mesure de masse se fait à l'aide d'une balance numérique METTLER KCC150 2-1 sur laquelle repose l'aspirateur. C'est cet aspirateur qui sert de séparateur entre les particules et le gaz. Le diamètre de coupure du sac de notre aspirateur est de 4  $\mu\text{m}$ , ce qui est en dessous des diamètres de particules utilisés. La précision de la balance est de plus ou moins 1 gramme, sur toute l'étendue de la mesure (jusqu'à 150kg).

### III.4.3. Caractérisation des matériaux

Nous utilisons pour nos essais des grains et des billes de verre pour le lit granulaire, des microbilles de verre et des microbulles pour les particules injectées. Les grains sont soit des grains de coke, soit des billes de verre.

Les particules ainsi que les grains de coke ont été caractérisés par leurs répartitions granulométriques. Les billes de verre utilisées pour construire le lit granulaire sont toutes de même taille, dans chaque granulométrie utilisée.

#### *- Les particules de verre*

Des microbilles et des microbulles sont injectées.

Les diamètres annoncés pour les microbilles sont les diamètres de coupure donnés par Matrasur. Leur masse volumique est comprise entre 2450 et 2550 kg/m<sup>3</sup>. Pour chaque granulométrie, 80% des particules, en volume, est compris dans la fourchette des diamètres. 10% au maximum des particules ont un diamètre supérieur au plus grand diamètre annoncé.

Les diamètres annoncés pour les microbulles sont ceux des deux tamis que nous avons utilisés pour réduire la fourchette granulométrique des microbulles. La fourchette granulométrique des microbulles de Sovitec est jugée trop large.

La caractérisation des particules, a été faite à l'aide du granulomètre laser GALAI de l'IRSID. Le principe de mesure du granulomètre repose sur la définition d'un volume focal que vient perturber une particule. La perturbation est proportionnelle à la taille de la particule, un traitement du signal permet de calculer le diamètre de la particule.

#### Diamètre de microbilles 45-90 µm :

Le diamètre moyen en volume est de 52 µm. Le graphe représentatif des répartitions granulométriques est décalé vers les petites tailles de la gamme essentiellement entre 30 et 70 µm.

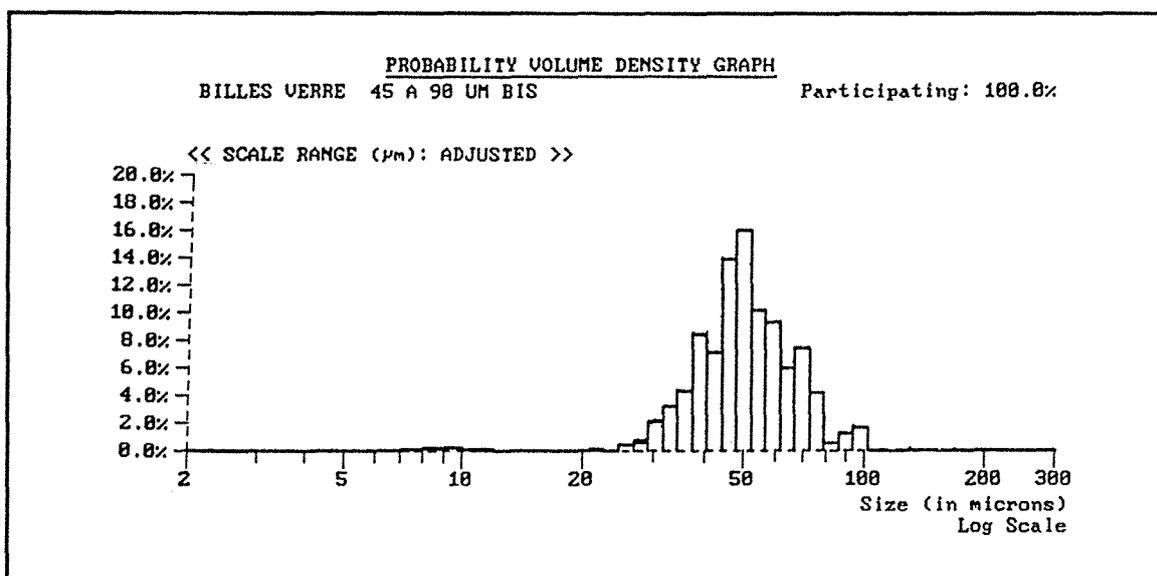


Figure III.4 : Mesure de la répartition en tailles des particules 45-90 µm

Diamètre de microbilles 75-150  $\mu\text{m}$  :

Le diamètre moyen en volume est de 109,5  $\mu\text{m}$ . La valeur moyenne est au centre de la gamme, le graphe est resserré sur la tranche 100-130  $\mu\text{m}$ . Il apparaît quelques particules à des diamètres faibles inférieurs à 50  $\mu\text{m}$ .

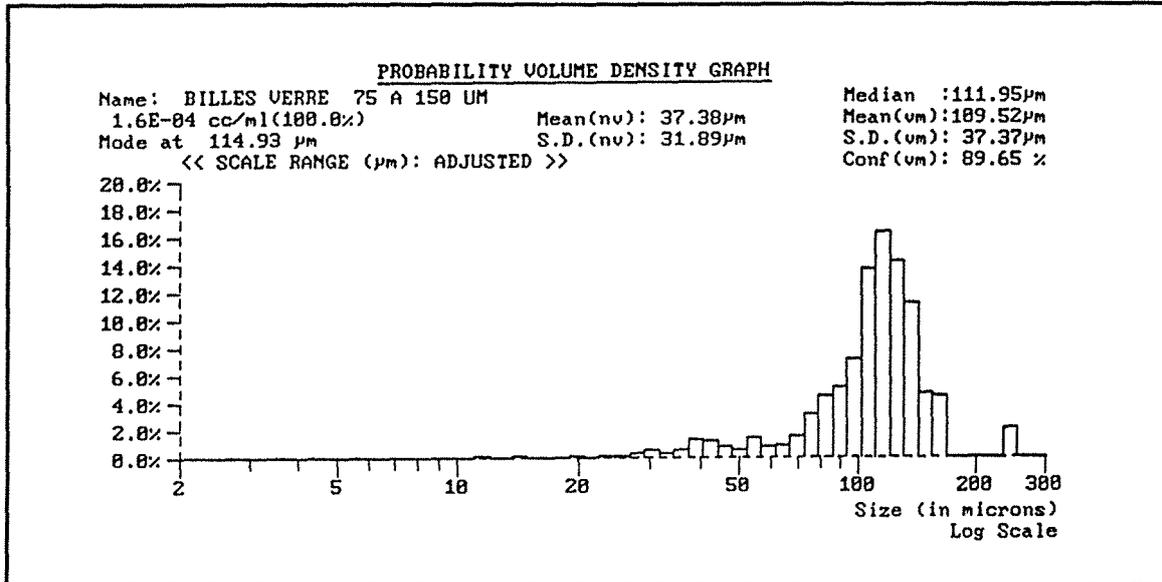


Figure III.5 : Mesure de la répartition en tailles des particules 75-150  $\mu\text{m}$

Diamètre de microbilles 150-250  $\mu\text{m}$  :

Le diamètre moyen en volume est 180,3  $\mu\text{m}$ . Près de La tranche 100-150  $\mu\text{m}$  représente 20% du total.

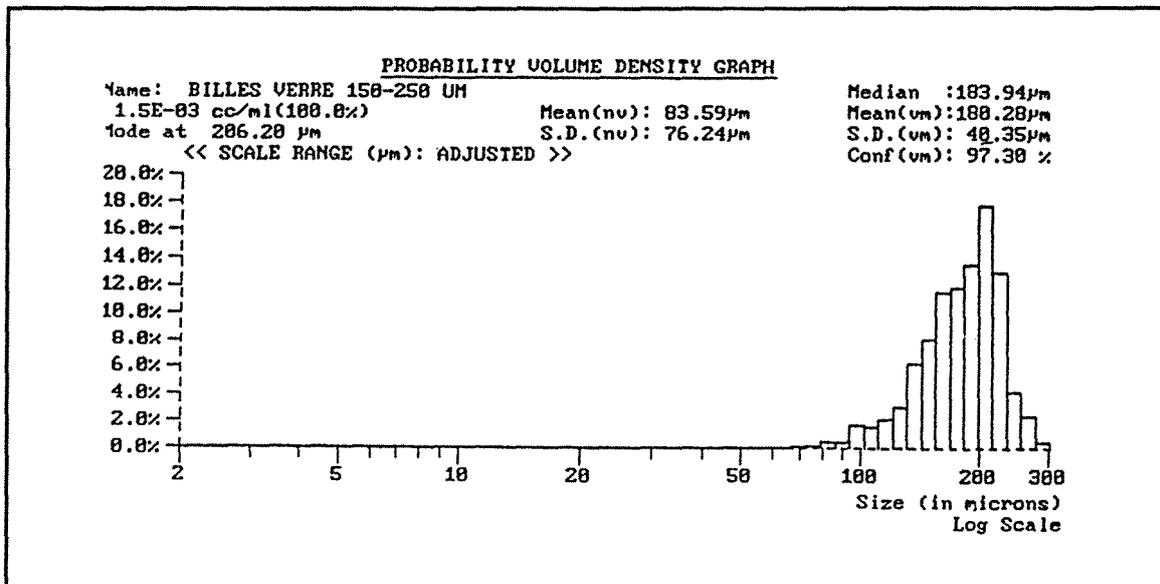


Figure III.6 : Mesure de la répartition en tailles des particules 150 -250  $\mu\text{m}$

### Diamètre de microbulles 80-160 $\mu\text{m}$ :

Le diamètre moyen en volume est 88,6  $\mu\text{m}$ .

On peut remarquer la présence de quelques grosses particules dont le diamètre est compris entre 200 et 275  $\mu\text{m}$ . Ces grosses particules représentent environ 3,6% du volume.

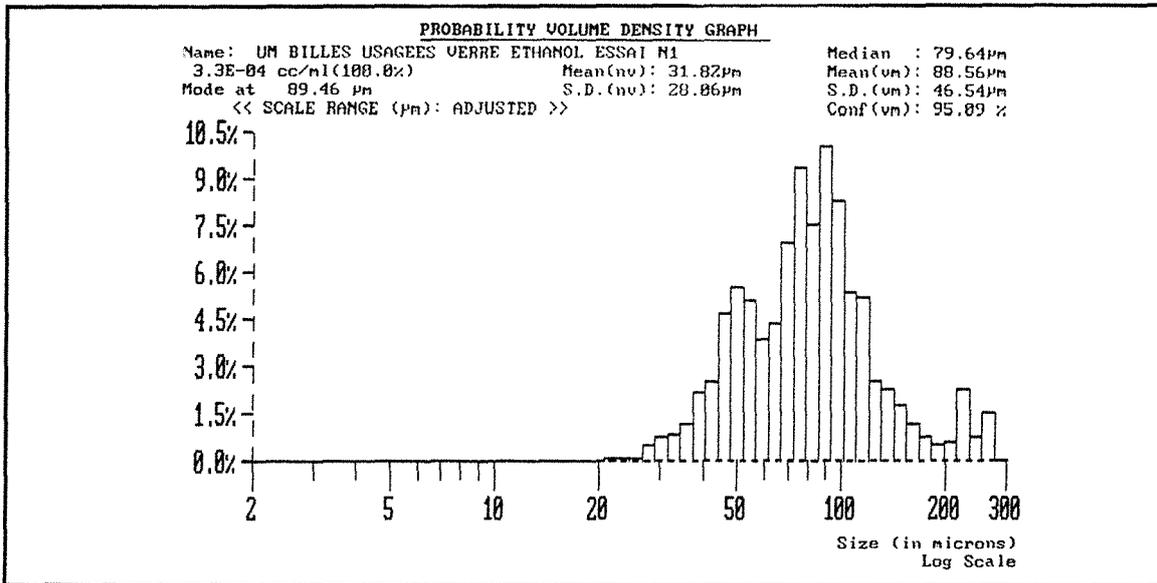


Figure III.7 : Mesure de la répartition en tailles des microbulles 80 -160  $\mu\text{m}$

### *- Le milieu granulaire : le coke*

Nous avons besoin de connaître la porosité de la colonne d'essai. Cette porosité dépend des matériaux utilisés pour réaliser le lit granulaire. Lors de la construction du lit, la masse de coke utilisé est déterminée. Pour calculer la porosité du lit, il faut connaître en plus la masse volumique du coke.

Nous avons préalablement caractérisé le coke par sa masse volumique et sa granulométrie.

### Masse volumique du coke

Pour déterminer la masse volumique apparente du coke afin d'en déduire la porosité de la colonne.

Nous avons donc procédé de la manière suivante. Les grains de coke ont été pesés, puis plongés dans de l'eau qui est un liquide peu mouillant. Nous avons, bien entendu, chassé les bulles d'air qui restaient et avons relevé le volume occupé par le coke.

La masse volumique apparente du coke a été calculée:  $1100 \text{ kg/m}^3$ .

Cette opération a ensuite été répétée plusieurs fois et le même résultat a été obtenu à 0,4 % près.

### Répartition granulométrique des grains de coke

Nous avons réalisé la granulométrie des grains de coke utilisés pour construire la colonne de coke dans la maquette.

Par broyage ménagé puis criblage, nous avons préparé une tranche granulométrique de 8 à 14 mm (diamètre de tamis).

L'analyse granulométrique a consisté en la détermination du poids de chaque grain de deux échantillons (2x200 grains). Connaissant la masse volumique du coke, le diamètre des grains a été calculé.

L'analyse granulométrique a donné un diamètre moyen en volume de 10,0 mm. La répartition est bien centrée sur la valeur moyenne, symétrique (figure II.8).

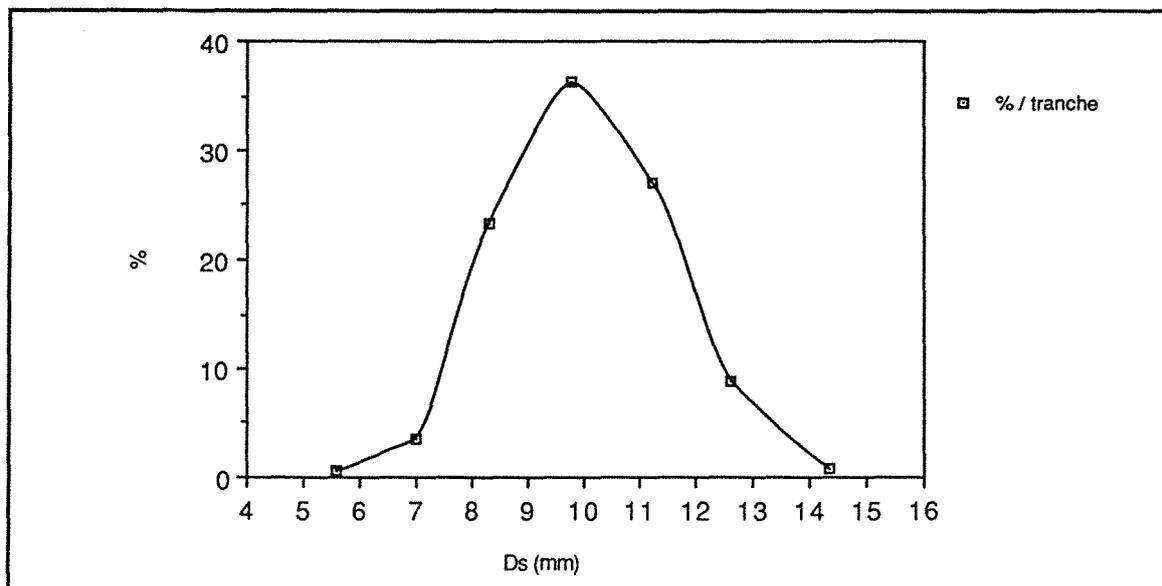


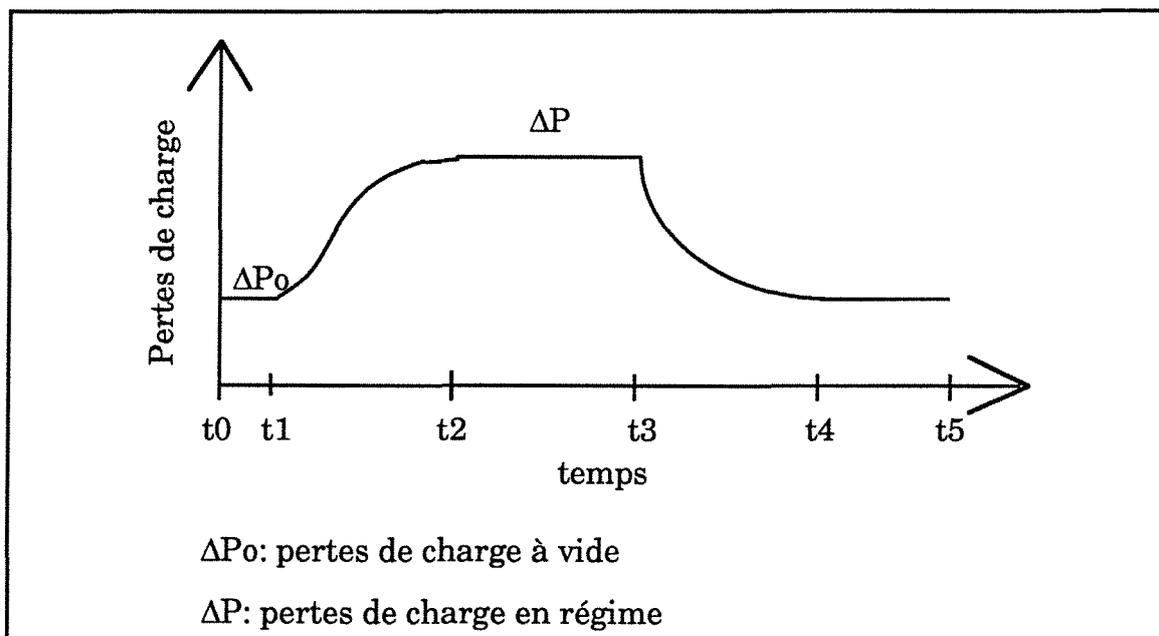
Figure III.8 : Répartition granulométrique du coke chargé dans la maquette

### ***III.5. Description des essais***

#### **III.5.1. Principe de base**

Le principe des essais repose sur l'observation de l'évolution des pertes de charge et de l'accumulation de particules dans le lit granulaire, en fonction des paramètres à étudier tels que le débit de particules ou le débit de gaz.

Pour bien comprendre suivons un essai pas à pas (figure III.9).



*Figure III.9 : Aspect général des pertes de charge lors d'un essai, dans la maquette*

#### **III.5.2. Déroulement d'un essai**

##### *- Début de l'essai ( $t_0$ )*

Les essais se déroulent toujours suivant la même chronologie. Cela débute toujours par un temps de soufflage à vide ce qui donne les pertes de charge à vide de l'essai ( $\Delta P_0$ ). Ces pertes de charge sont nécessaires car c'est à partir de ces pertes de charge initiales que nous pourrions évaluer

l'augmentation de la pression. D'autre part, cela nous permet de vérifier que tout marche bien sur l'acquisition.

*- Début de l'injection de particules de verre (t<sub>1</sub>)*

Vient ensuite le début de l'injection de particules. A ce moment nous commençons l'injection de particules au débit que nous nous étions fixé. Nous observons alors une augmentation des pertes de charge (figure III.9). Cette augmentation est rapide au début, puis plus lente.

*- Stabilisation au régime établi (t<sub>2</sub>)*

Les pertes de charge atteignent un palier où elles n'augmentent plus. Nous arrivons alors au régime établi. Les pertes de charge mesurées en régime établi donnent l'augmentation des pertes de charge au cours de l'essai  $\Delta P$ . L'injection de particules est maintenue pendant un certain temps afin de s'assurer qu'il s'agit bien d'un plateau.

*- Arrêt de l'injection de particules de verre (t<sub>3</sub>)*

Une fois le plateau bien marqué, l'injection de solide est arrêtée. Le réentraînement des particules provoque une diminution de la masse de particules accumulées pendant l'essai et une baisse des pertes de charge.

*- Retour aux conditions initiales (t<sub>4</sub>)*

Au bout d'un temps plus ou moins long, nous retrouvons les conditions initiales. L'essai est alors arrêté.

Ce retour aux conditions initiales est toujours vérifié pour les pertes de charge, alors que pour la rétention de particules, il peut rester des particules au sein du lit. Un soufflage à un débit de gaz important fait disparaître ce résidu.

*- Fin de l'essai (t<sub>5</sub>)*

De même, nous retrouvons les mêmes temps caractéristiques pour l'accumulation de particules en cours d'essai, sur la figure III.10.

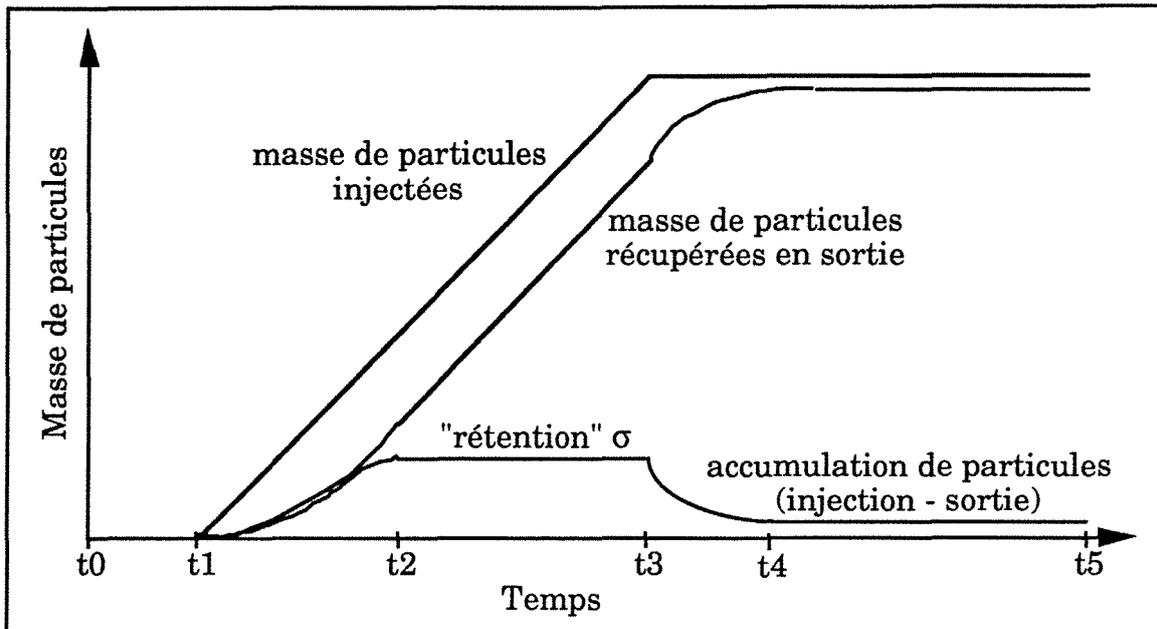


Figure III.10 : Aspect général du bilan de masse durant un essai, dans la maquette

Nous appelons rétention, l'accumulation des particules (entrée - sortie) dans le lit granulaire en régime établi.

Dès le début de l'injection de particules, il y a une accumulation de particules dans le lit granulaire. Cette accumulation s'accroît petit à petit.

La différence entre les masses de particules injectées et récupérées en sortie est constante durant le régime établi. Il n'y a plus d'augmentation de la rétention.

Après l'arrêt de l'injection de particules, il se produit, si le débit de gaz est suffisant, un réentraînement des particules stockées dans le lit jusqu'à retrouver l'ensemble de la masse injectée.

### III.6. Choix des paramètres étudiés

Afin de mener à bien cette étude expérimentale, nous devons définir et organiser les expériences nécessaires. Il faut également déterminer les paramètres à faire varier.

Sont étudiés, en priorité, les paramètres suivants : le lit granulaire, la vitesse d'air, le débit de particules injectées et la taille des particules.

D'autre part, ont aussi été regardé l'influence de la masse volumique des particules sur la rétention et l'influence d'une inclinaison de la vitesse moyenne de l'écoulement par rapport à la verticale.

### III.6.1. Type de lit granulaire

Deux grands types de lit granulaire ont été utilisés lors des expériences. Le premier type de lit utilisé, qui est notre lit de référence, a été construit avec les grains de coke de 10 mm de diamètre. La porosité de ce type de lit est de l'ordre de 0,5.

Le second type de lit utilise des billes de verre dont le diamètre est de 8, 10 ou 16 mm. La porosité est aux environs de 0,36.

L'utilisation de ces deux lits permet d'observer le rôle de la taille et de la forme des grains sur la rétention de particules.

### III.6.2. Variation de la vitesse de gaz

La vitesse en fût vide du gaz varie de 0,2 à 0,8 m/s. La vitesse interstitielle varie alors de 0,4 à 1,6 m/s pour le lit de coke et de 0,5 à 2,6 m/s pour le lit de billes de verre. Cette différence s'explique par la différence de porosité entre les deux types de lits granulaires.

La plage de variation des vitesses de gaz va des vitesses où l'entraînement des particules est de type transport pneumatique jusqu'aux vitesses plus faibles où l'entraînement est plus difficile, pour la gamme considérée.

### III.6.3. Variation du débit de particules

Le débit de particules injectées peut varier sur une plage allant de 0,2 à 0,7 kg.m<sup>-2</sup>.s<sup>-1</sup>. Le débit de gaz variant également, le rapport des débits massiques est variable.

La concentration massique de la suspension injectée est comprise dans une gamme allant de 0,02 à  $3,1 \frac{\text{kg}_{\text{part}}}{\text{kg}_{\text{gaz}}}$ .

#### III.6.4. Les particules injectées

Le diamètre et la masse volumique des particules sont importants dans les phénomènes de traînée et de sédimentation.

Les particules injectées sont soit des microsphères de verre de masse volumique  $2500 \text{ kg/m}^3$ , soit des microbulles de verre de  $500 \text{ kg/m}^3$  de masse volumique.

Les microsphères de verre sont disponibles dans trois granulométries qui se répartissent de la manière suivante: 45-90  $\mu\text{m}$ , 75-150  $\mu\text{m}$  et 150-250  $\mu\text{m}$ .

Les microbulles ne le sont que dans une seule: 80-160 $\mu\text{m}$ .

C'est essentiellement la première densité de particules qui est utilisée.

Pour chaque granulométrie, les essais font varier le débit de particules, à vitesse de gaz fixée.

#### III.6.5. les expériences retenues

Nous avons décidé de faire varier la vitesse de gaz (sur la maquette c'est le débit de gaz qui est régulé), le débit de particules injectées, la taille des particules, la taille et le type des grains constituant le lit granulaire (billes de verre ou grains de coke) et la masse volumique des particules.

Les premiers essais ont montré l'effet du débit de gaz sur la rétention.

Les trois séries suivantes ont montré l'influence du débit de particules.

L'effet de la taille des particules a ensuite été étudié.

Le diamètre et la forme des grains ont été modifiés.

Enfin, l'influence de la masse volumique de particules a été testée.

Le plan d'expériences construit ainsi (tableau III.4):

Qv Nm <sup>3</sup> /h	Qp kg/h	dp μm	dc (mm)	ρ <sub>part</sub> kg/m <sup>3</sup>	OBSERVATIONS
0 - maxi	/	/	10 mm coke	/	Pertes de charge lit propre
30	60	45-90	10 mm coke	2500	Influence du débit de gaz
40		45-90	10 mm coke	2500	
50		45-90	10 mm coke	2500	
70		45-90	10 mm coke	2500	
90		45-90	10 mm coke	2500	
105		45-90	10 mm coke	2500	
45	25	45-90	10 mm coke	2500	Influence du débit de particules à différents débits de gaz fixés
	30	45-90	10 mm coke	2500	
	40	45-90	10 mm coke	2500	
	60	45-90	10 mm coke	2500	
	80	45-90	10 mm coke	2500	
60	3	45-90	10 mm coke	2500	
	20	45-90	10 mm coke	2500	
	30	45-90	10 mm coke	2500	
	40	45-90	10 mm coke	2500	
	50	45-90	10 mm coke	2500	
	60	45-90	10 mm coke	2500	
	70	45-90	10 mm coke	2500	
80	90	45-90	10 mm coke	2500	
	20	45-90	10 mm coke	2500	
	40	45-90	10 mm coke	2500	
	60	45-90	10 mm coke	2500	
	80	45-90	10 mm coke	2500	
100	45-90	10 mm coke	2500		
50	60	75-150	10 mm coke	2500	Influence du débit de gaz
70		75-150	10 mm coke	2500	
80		75-150	10 mm coke	2500	
40	20	75-150	10 mm coke	2500	Influence du débit de particules à différents débits de gaz fixés
	40	75-150	10 mm coke	2500	
	60	75-150	10 mm coke	2500	
	80	75-150	10 mm coke	2500	
60	20	75-150	10 mm coke	2500	
	40	75-150	10 mm coke	2500	
	60	75-150	10 mm coke	2500	

$Q_v \text{ Nm}^3/h$	$Q_p \text{ kg/h}$	$d_p \mu\text{m}$	$d_c \text{ (mm)}$	$\rho_{part} \text{ kg/m}^3$	OBSERVATIONS
60	80	75-150	10 mm coke	2500	pour des particules de  75-150 $\mu\text{m}$
80	20	75-150	10 mm coke	2500	
	40	75-150	10 mm coke	2500	
	60	75-150	10 mm coke	2500	
	80	75-150	10 mm coke	2500	
60	20	150-250	10 mm coke	2500	Influence du débit de particules  à différents débits de gaz  pour des particules de  150-250 $\mu\text{m}$
	40	150-250	10 mm coke	2500	
	60	150-250	10 mm coke	2500	
	80	150-250	10 mm coke	2500	
80	20	150-250	10 mm coke	2500	
	40	150-250	10 mm coke	2500	
	60	150-250	10 mm coke	2500	
	80	150-250	10 mm coke	2500	
30	60	45-90	8 mm billes	2500	Influence de la taille et  de la sphéricité des grains  Billes de verre de  différents diamètres
60		45-90		2500	
90		45-90		2500	
30	60	45-90	10 mm billes	2500	
60		45-90		2500	
90		45-90		2500	
30	60	45-90	16 mm billes	2500	
60		45-90		2500	
90		45-90		2500	
10	20	80-160	10 mm coke	500	Influence  de la masse volumique
20		80-160	10 mm coke	500	
30		80-160	10 mm coke	500	
40		80-160	10 mm coke	500	
50		80-160	10 mm coke	500	
10	40	80-160	10 mm coke	500	
20		80-160	10 mm coke	500	
30		80-160	10 mm coke	500	
40		80-160	10 mm coke	500	
50		80-160	10 mm coke	500	

Tableau III.4 : Plan d'expériences

### ***III.7. Conclusion***

La maquette d'essai a été construite, en similitude de Reynolds et de Froude avec un milieu simplifié, afin d'étudier les effets de variation de différents paramètres sur la rétention de particules et les pertes de charge au sein du lit granulaire. Elle est équipée de capteurs de pression, de débitmètre et de deux mesures de poids.

Les grains constituant le lit granulaire peuvent être des grains de coke ou des billes de verre de différents diamètres.

Les particules injectées sont soit des microsphères des verre de masse volumique  $2500\text{kg/m}^3$ , dans trois granulométries, soit des microbulles creuses, de masse volumique  $500\text{ kg/m}^3$ , dans une seule granulométrie.

Sont étudiés, de façon systématique, l'influence du débit de particules, du débit de gaz, des diamètres de particules et de grains ainsi que la masse volumique des particules.

## IV. LES RESULTATS EXPERIMENTAUX

L'injection de particules dans un écoulement de gaz se traduit par une accumulation de particules dans le lit granulaire et par une augmentation des pertes de charge.

Ce sont ces phénomènes qui seront décrits dans ce chapitre.

Dans un premier temps, des observations qualitatives ont été faites directement sur la maquette. Elles concernent, en particulier, les mouvements des particules dans le lit granulaire, la localisation de la rétention et l'effet de la sédimentation sur les écoulements de particules.

Dans un second temps, ces résultats seront confirmés par l'analyse des données relevées en cours d'essais. On s'attachera à quantifier l'évolution de la rétention et des pertes de charge dans le lit en fonction de divers paramètres tels que la vitesse de gaz, le diamètre et le débit des particules ou les caractéristiques du lit granulaire.

On mettra, notamment, en évidence la présence de deux régimes de rétention. On étudiera également la vitesse à laquelle se produit cette transition entre les deux régimes de rétention de particules.

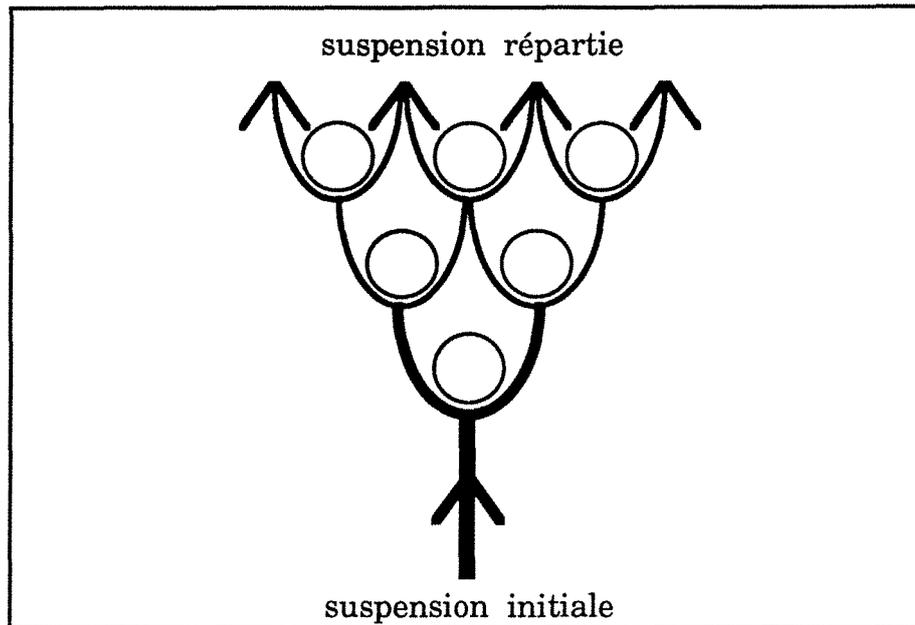
### *IV.1. Les observations visuelles*

#### IV.1.1. La suspension gaz-particules

##### *IV.1.1.1. La répartition sur la section de la colonne*

L'alimentation en particules se fait par une canne d'injection placée axialement, au centre de la zone d'homogénéisation. Le rôle de cette zone est de répartir les particules sur l'ensemble de la section de la colonne par fractionnements successifs de la suspension arrivant sur les grains du lit poreux (figure IV.1).

**Les particules sont présentes sur toute la section de la colonne.** Cependant, nous ne disposons pas de moyens de mesure fiables pour contrôler cette impression.



*Figure IV.1: Principe d'homogénéisation de la suspension de particules*

D'après les observations faites durant les essais, la répartition des particules est effectivement bonne sur la section. Il n'apparaît pas de zone de plus faible présence de particules qui pourrait révéler une dissymétrie dans la distribution de la suspension.

#### *IV.1.1.2. Les écoulements de particules dans le lit granulaire*

Dans le lit granulaire, les particules peuvent avoir deux types de comportements, en fonction de la vitesse de gaz.

**Pour les grandes vitesses de gaz** (supérieures à une vitesse limite de transition,  $U_{trans}$ , qui sera définie ultérieurement), les particules sont entraînées par le gaz vers la sortie du lit granulaire (photo 1). Elles ont tendance à suivre globalement l'écoulement de gaz.

Lorsqu'elles rencontrent un obstacle, elles rebondissent et sont immédiatement réentraînées. Du fait de ces chocs, les particules ont tendance à se regrouper au centre des pores inter-granulaires. Ceci se remarque, sur la photo 1, dans le bas de la colonne. Cette photo a été réalisée avec un lit de grains de coke.



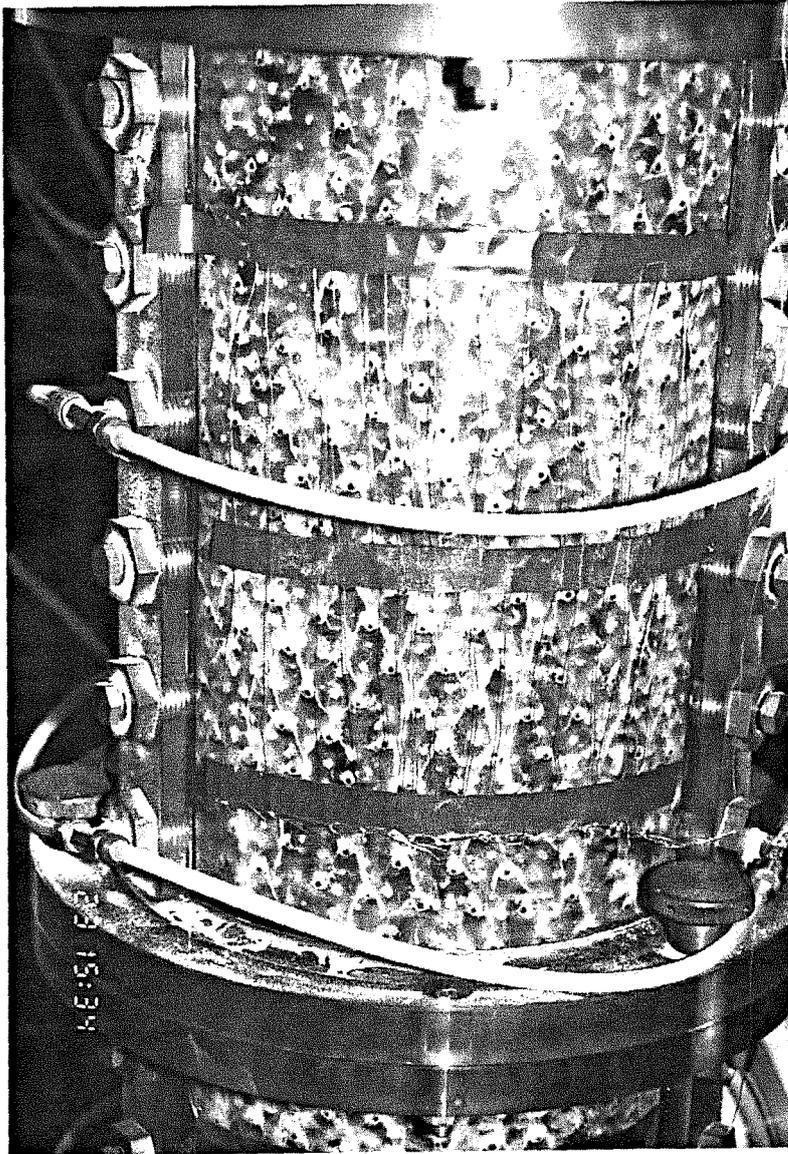
regroupement  
inter-granulaire

*Photo 1: Ecoulement des particules pour une vitesse de gaz importante  
lit de grains de coke 10mm,  $U_g=1,2m.s^{-1}$ ,  $Q_p=0,53kg.m^{-2}.s^{-1}$*

**Pour les vitesses de gaz plus faibles** ( $U_g < U_{trans}$ ), l'écoulement de la suspension présente simultanément deux aspects (photo 2).

Certaines particules sont transportées par le gaz vers le haut du lit granulaire. Elles présentent un écoulement ascendant identique à celui observé pour les vitesses de gaz plus importantes.

D'autres sont déposées sur le dessus des grains, formant des tas importants d'où elles s'écoulent vers le bas du lit. On observe que les particules ont, dans ce cas, un mouvement descendant sur les bords des grains constituant le lit, jusqu'à ce que le gaz ait une vitesse suffisante pour les réentraîner. Ce mouvement descendant a l'aspect d'une cascade où les particules s'écoulent sur les grains. Les tas de particules déposées sont réapprovisionnés par le sommet.



mouvement  
ascendant  
(réentraînement)

mouvement  
descendant

*Photo 2: Ecoulement descendant de particules pour les faibles vitesses de gaz  
lit de billes de verre 16mm,  $U_g=0,8m.s^{-1}$ ,  $Q_p=0,53kg.m^{-2}.s^{-1}$*

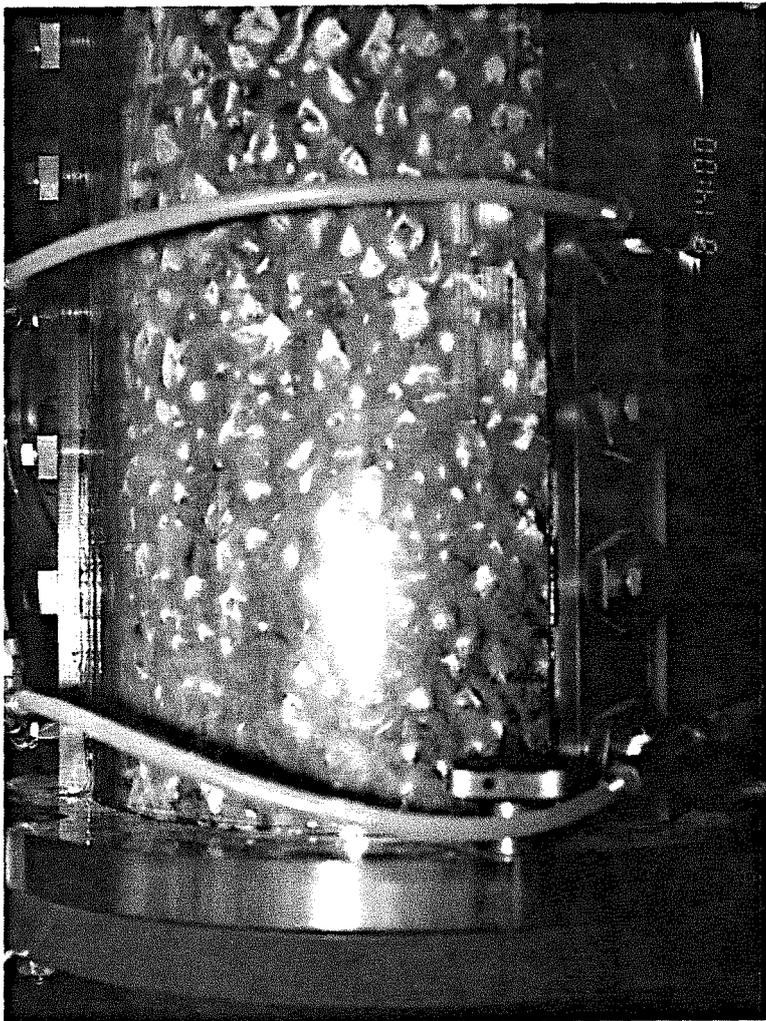
Sur la photo 2, dans la partie inférieure de la colonne et au centre, une zone où les particules redescendent le long des grains est visible. Des zones de réentraînement des particules sont également visibles çà et là. Ces zones sont révélées par l'absence de particules descendantes visibles sur le cliché. Ceci est nettement visible dans la partie supérieure gauche de la photo n°2.

Cette photographie a été réalisée avec un lit de billes de verre de 16mm de diamètre.

#### IV.1.2. La rétention de particules dans le lit, en régime permanent

##### *IV.1.2.1. La localisation de la rétention sur les grains*

**La rétention de particules se produit essentiellement sur le dessus des grains** pour l'ensemble des lits utilisés, tant de billes de verre (photo 1) que de grains de coke (photo 3).



dépôt en  
forme de cône

*Photo 3: Forme du dépôt de particules sur les grains de coke de 10mm,  
 $U_g=1,5m.s^{-1}$ ,  $Q_p=0,53kg.m^{-2}.s^{-1}$*

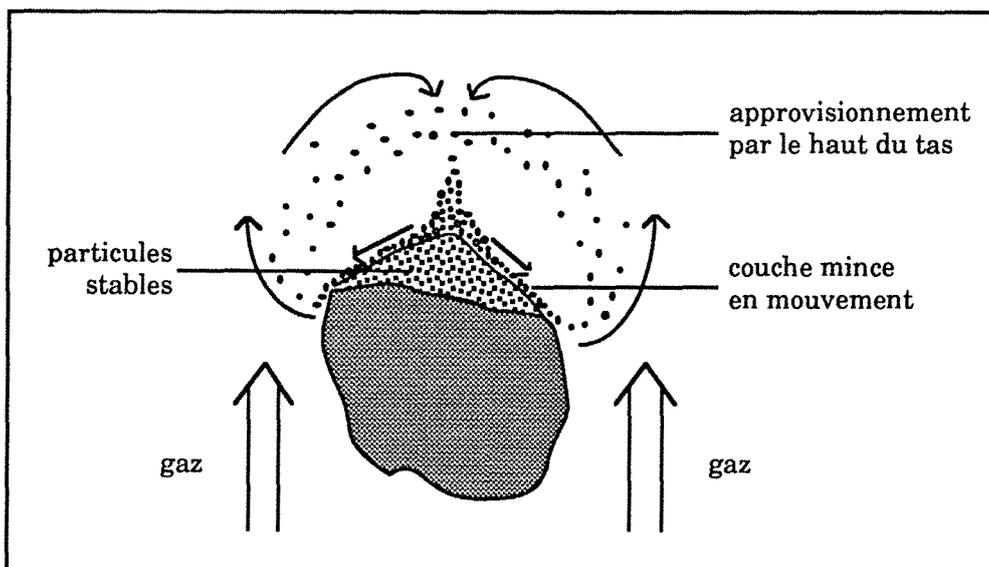
Pour les billes de verre, il apparaît très clairement que les petits tas de particules accumulées ont une forme de cône.

Pour les grains de coke, la forme est plus irrégulière. On retrouve cependant cette forme au centre de la photo 3. L'irrégularité de la forme des tas vient des lignes de courant du gaz qui sont plus tortueuses dans les lits de coke et qui viennent modifier la forme des dépôts de particules.

**La formation de ces tas provient de la présence d'une zone de défluidisation dans le sillage des grains (NGUYEN et GRACE [35]).** Les particules viennent se déposer dans cette zone de calme, où les vitesses de gaz sont plus faibles.

**Ces tas sont relativement stables.** Ils évoluent très peu tant qu'il n'y a pas de modification des débits de gaz et de solides.

C'est grâce à ce phénomène de défluidisation que les tas sont approvisionnés, en particules, par le haut. Les particules s'accumulent alors dans le tas. Les particules présentes au coeur des tas sont très stables. Seules les particules contenues dans une couche superficielle peu épaisse s'écoulent vers le bas. Au bas du tas, les particules retrouvent l'écoulement de gaz et peuvent ainsi être réentraînées soit vers le sommet du tas, soit vers le haut du lit (Figure IV.2).



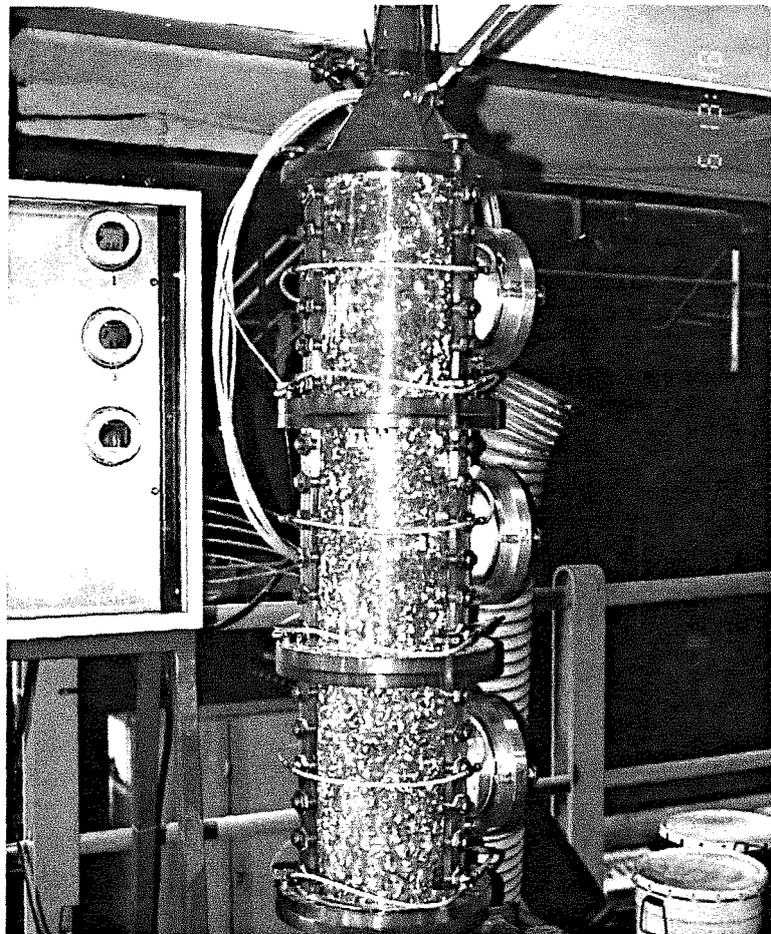
*Figure IV.2: Mouvement des particules retenues sur un grain*

JAEGER et NAGEL [53] ont observé et modélisé les mêmes phénomènes d'écoulement des particules en surface de tas.

#### *IV.1.2.2. La localisation de la rétention dans le lit granulaire*

D'une manière générale, la répartition de la rétention de particules est homogène sur l'ensemble de la hauteur de la colonne (photo 4 et 5).

La rétention de particules est homogène sur une section donnée du lit. A l'issue d'un essai, nous avons procédé à un démontage "archéologique" du lit, c'est à dire que les grains ont été retirés un à un, le plus précautionneusement, afin d'observer l'intérieur du lit. Nous nous sommes assuré que des quantités importantes de particules ne tombaient de la couche supérieure sur la couche inférieure. Les particules présentes dans chaque couche proviennent essentiellement du dépôt des particules en cours d'essais. On a pu constater que les particules retenues sont réparties de façon homogène sur toute la section (photo 6).

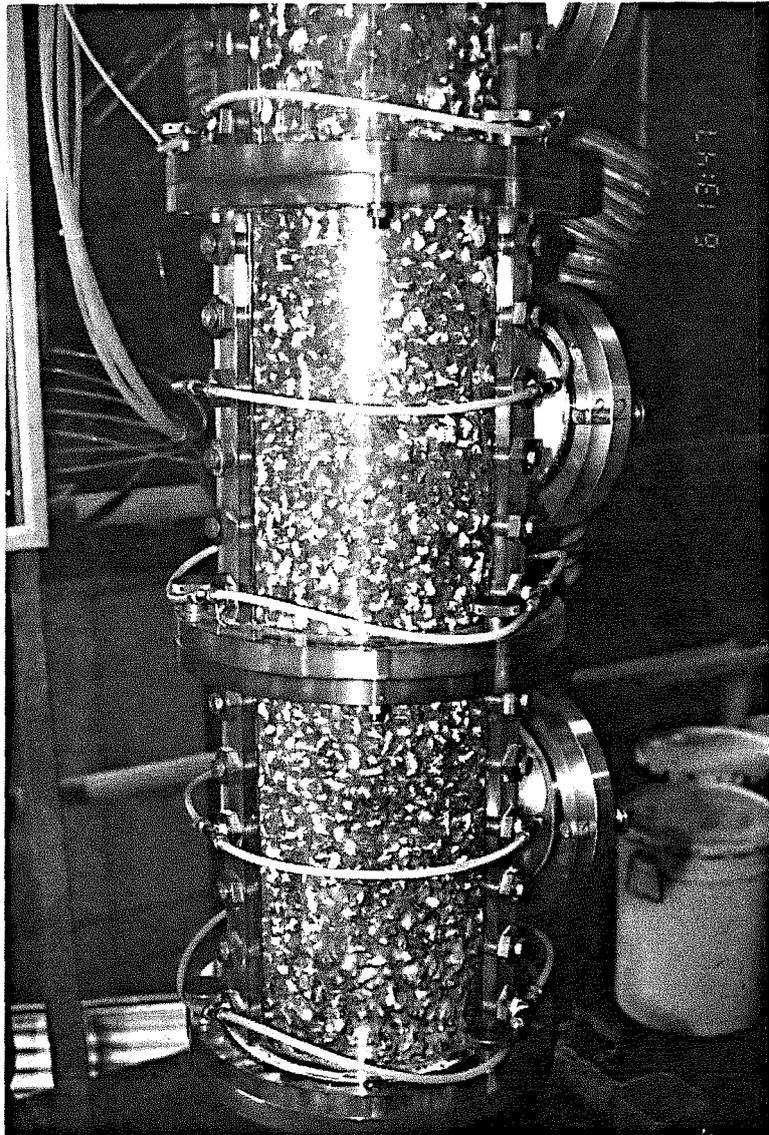


*Photo 4: Répartition de la rétention de particules au sein du lit granulaire  
lit de grains de coke 10mm,  $U_g=1,2m.s^{-1}$ ,  $Q_p=0,53kg.m^{-2}.s^{-1}$*

L'homogénéité de la rétention dans le lit granulaire n'est vrai que pour les vitesses de gaz suffisamment grandes ( $U_g > U_{trans}$ ).

Cependant, des hétérogénéités locales peuvent être observées. Cela provient, d'une part, de la structure du lit qui crée des zones avec plus de sites de rétention des particules (ou au contraire, moins de sites).

D'autre part, certaines hétérogénéités (une forte accumulation de particules, par exemple) semblent être dues au hasard. C'est à dire qu'elles se produisent une fois à tel ou tel endroit, on ne les retrouve plus ensuite.



*Photo 5: Répartition de la rétention de particules au sein du lit granulaire  
lit de grains de coke 10mm,  $U_g=1,2m.s^{-1}$ ,  $Q_p=0,53kg.m^{-2}.s^{-1}$*



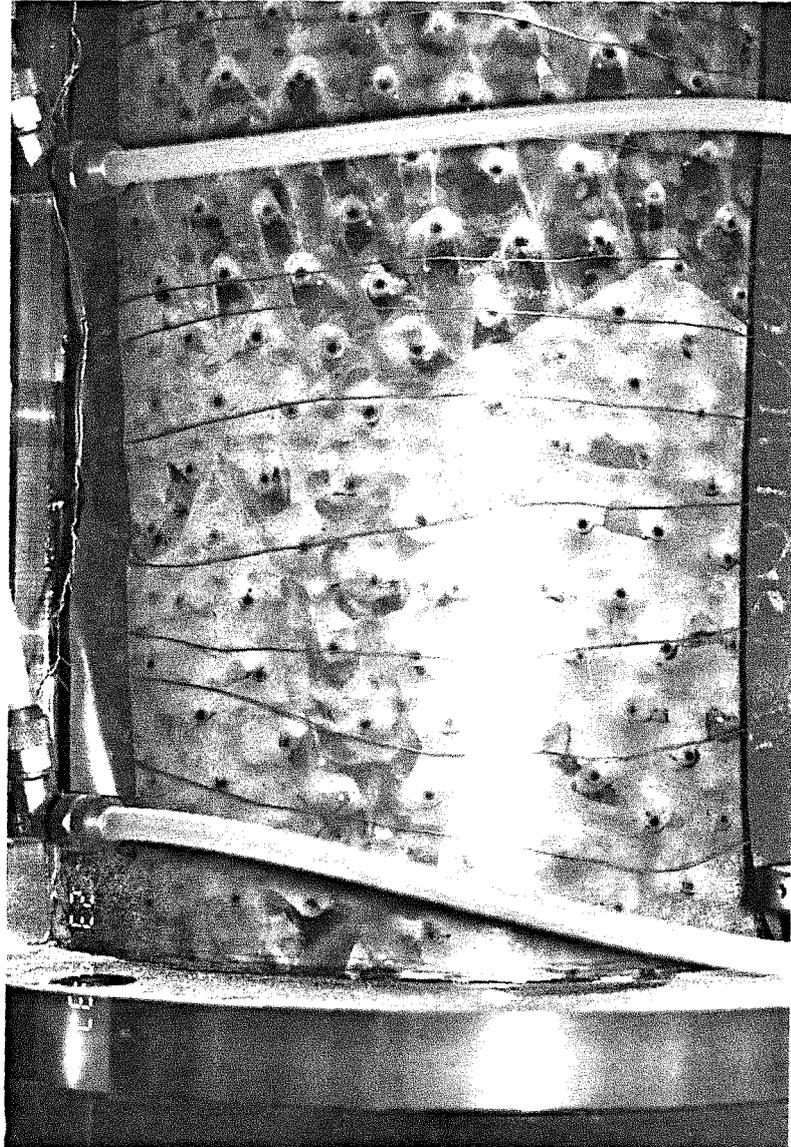
*Photo 6: Répartition de la rétention de particules sur une section du lit de grains de coke 10mm, après un essai*

**Pour les faibles vitesses de gaz** ( $U_g < U_{trans}$ ), il apparait, en bas du lit granulaire, une rétention de particules complètement déposées, et non plus transportée, située dans les pores inter-granulaires (photo 7).

La vitesse du gaz n'est plus suffisante pour transporter totalement les particules injectées.

**Ce type de rétention cause de très fortes accumulations de particules**, qui vont jusqu'à colmater complètement une partie de la base du lit granulaire.

Ces accumulations entraînent une diminution très importante de la porosité du lit. Associée aux pertes de charge dues à la présence des particules en suspension, cette diminution de la porosité contribue, à accroître de façon importante les pertes de charge globales du lit.



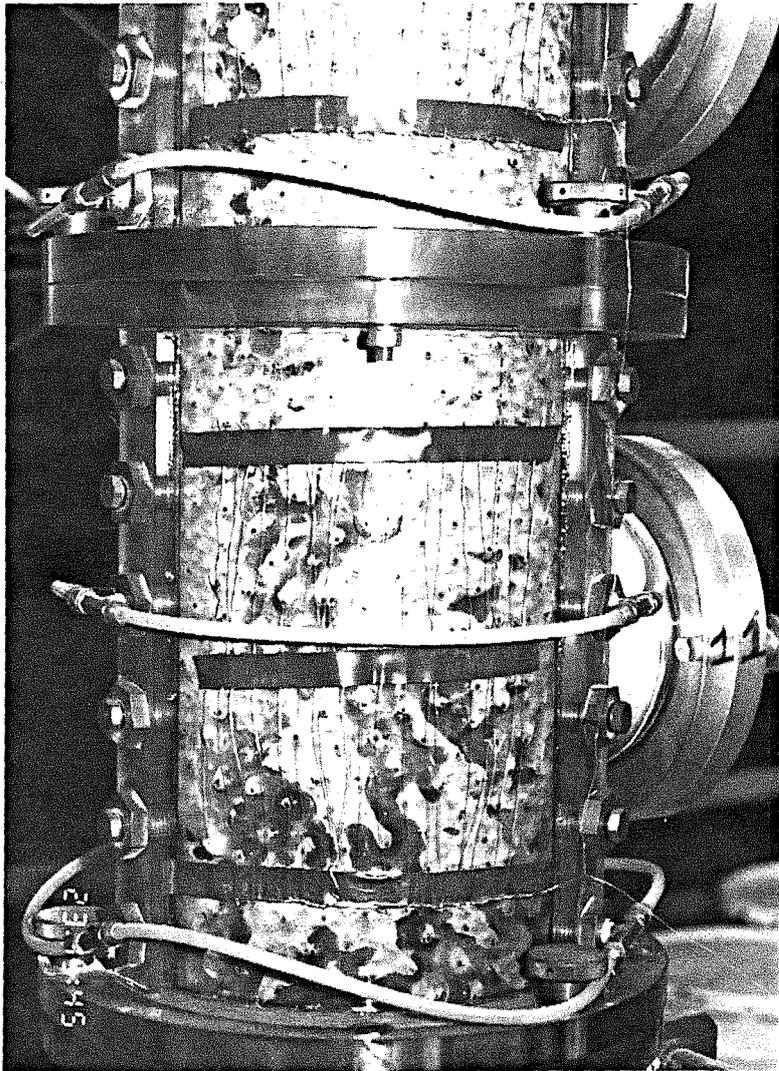
*Photo 7: Rétention déposée en bas de colonne, pour les faibles vitesses de gaz, lit de billes de verre 16mm,  $U_g=0,8m.s^{-1}$ ,  $Q_p=0,53kg.m^{-2}.s^{-1}$*

Dans ces zones de très fortes accumulation de particules, il se crée de véritables canaux, par où s'écoule préférentiellement le gaz.

Ces canaux ont des formes tortueuses (photo 8) qui peuvent évoluer relativement lentement en cours d'essais. L'apparition de ces canaux où le gaz se regroupe, limite l'augmentation des pertes de charge au sein du lit.

La localisation de ces passages préférentiels est variable dans le temps en cours d'essai et d'un essai à l'autre.

La localisation et la forme de ce phénomène ne présentent aucune reproductibilité.



très forte  
accumulation  
de particules

canal de  
passage  
préférentiel  
du gaz

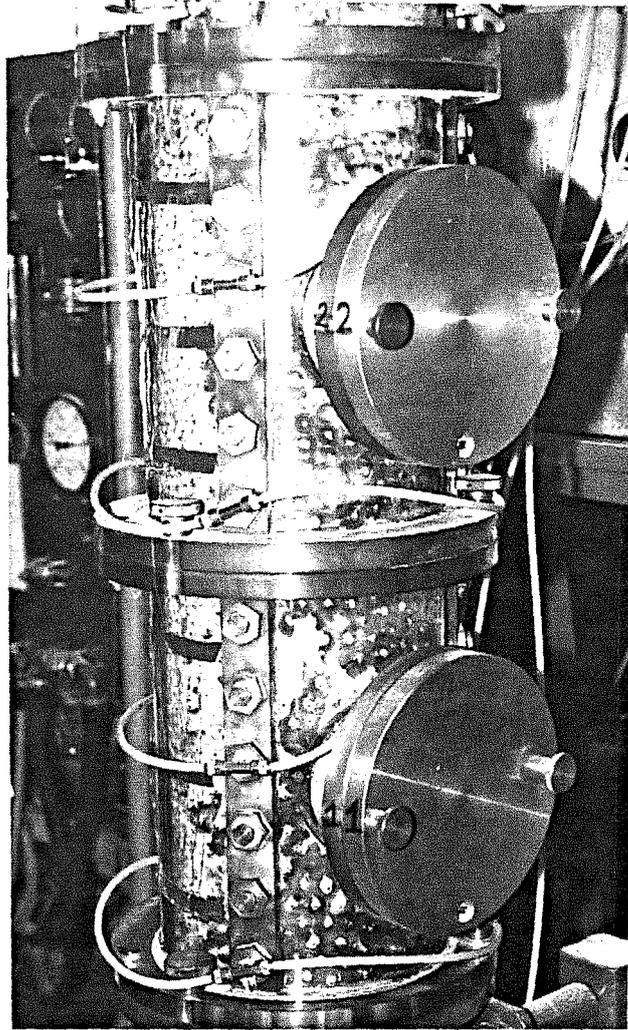
*Photo 8: Canaux de passage préférentiel du gaz, lors des fortes rétentions  
lit de billes de verre 16mm,  $U_g=0,8m.s^{-1}$ ,  $Q_p=0,53kg.m^{-2}.s^{-1}$*

Dans ces conditions de fortes accumulations, il s'ajoute généralement un phénomène supplémentaire de ségrégation en deux zones du lit granulaire, l'une où se trouvent les particules et l'autre pas.

Les particules ont tendance, petit à petit, à évacuer toute une partie du lit pour se localiser exclusivement dans le reste de la colonne. Dans cette zone sans dépôt, le gaz possède une vitesse beaucoup plus grande que dans la zone d'accumulation. Cela favorise encore plus la ségrégation au sein du lit granulaire (photo 9).

Comme pour les canaux qui se trouvent dans la zone de stockage, la localisation et la forme de cette zone sans particule déposée évolue en cours d'essai et d'un essai à l'autre.

zone  
d'accumulation  
entre grains



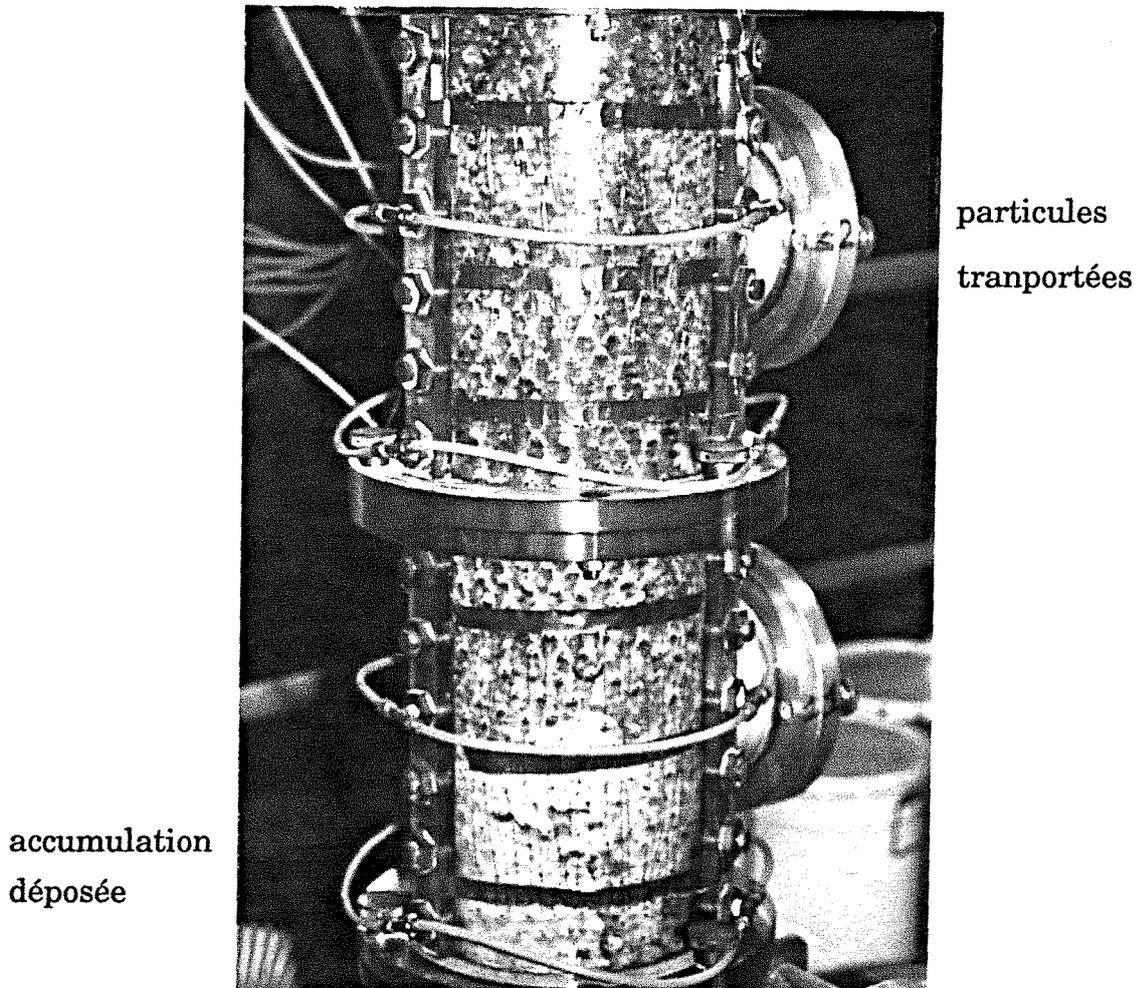
zone sans  
accumulation  
entre grains

*Photo 9: Zone de passage préférentiel du gaz, dépourvue de particules  
lit de billes de verre 16mm,  $U_g=0,8m.s^{-1}$ ,  $Q_p=0,53kg.m^{-2}.s^{-1}$*

Nous voyons sur la photographie n° 9 que la partie droite de la colonne est dépourvue de particules déposées, alors que la partie gauche présente une accumulation importante de particules.

**Pour les très fortes rétentions de particules**, il existe, dans la colonne, deux zones bien distinctes (photo 10). La première zone, située au bas de la colonne, est composée de particules qui sont, pour la majorité, déposées entre (et sur) les grains constituant le lit. Les particules transportées ne représentent qu'une faible partie de l'inventaire en particules de cette zone. La seconde zone, située au dessus de la première, comporte des particules déposées sur les grains et des particules en suspension.

Cette bimodalité est très proche dans ses comportements de ce qui se passe dans un lit fluidisé dense. On observe, par exemple, le passage de bulles de gaz dans le lit de particules déposées (photo 7 et 10).



*Photo 10: Présence de deux types de rétention, aux faibles vitesses de gaz  
lit de billes de verre 16mm,  $U_g=0,8m.s^{-1}$ ,  $Q_p=0,53kg.m^{-2}.s^{-1}$*

**Les particules ont une forte tendance à redescendre le long de la paroi.** Les passages préférentiels observés sur la maquette ne semblent pas pouvoir compenser la redescence de particules en paroi. Il y a sans doute un mouvement ascendant de particules au centre du lit et un mouvement descendant en paroi, comme l'ont observé KWANT et al. [54]

Ces observations ont été faites en régime permanent, lorsque la rétention de particules n'augmentait plus.

Avant de parvenir à ce régime, on passe obligatoirement par une phase de colmatage du lit. Après l'arrêt de l'injection de particules, il se produit une phase de décolmatage du lit.

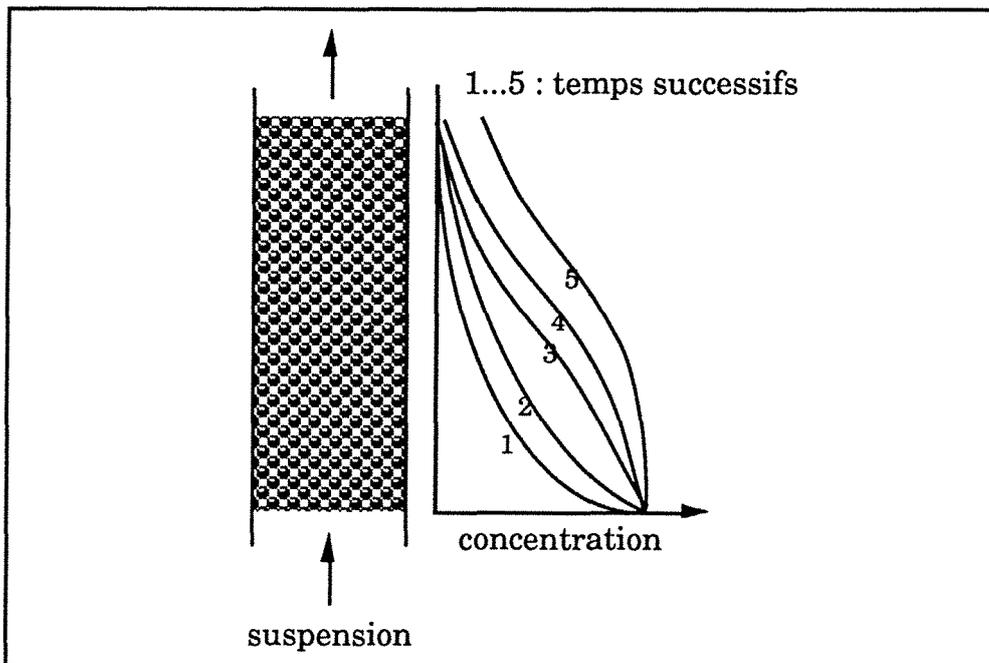
#### IV.1.3. La rétention de particules en régime transitoire

##### *IV.1.3.1. Le colmatage du lit granulaire*

**Le colmatage du lit granulaire se fait de façon progressive, des premières couches vers les couches aval.**

Les particules se déposent dans les premières couches de grains, dans les sites de rétention disponibles (sur la surface des grains, dans les pores internes du coke, entre deux grains...). La suspension s'appauvrit en particules et sa concentration diminue dans le reste du lit.

Une fois tous les sites de rétention de la première couche occupés, la suspension va traverser cette couche sans diminuer sa concentration en particules. Les particules vont se déposer sur les sites encore libres de la couche suivante. Ainsi, progressivement, toutes les couches vont se colmater.



*Figure IV.3: Concentration de la suspension dans un lit granulaire*

La concentration de la suspension va ainsi évoluer, dans le temps, tout au long du lit (figure IV.3).

La limite du front de colmatage est bien définie et est facilement observable sur la maquette, lorsque la vitesse de gaz n'est pas trop élevée.

Si les vitesses de gaz sont plus grandes, la limite du front de colmatage est moins bien marquée et sa progression est trop rapide pour être facilement observée.

#### *IV.1.3.2. Le décolmatage du lit granulaire*

**Lors de l'arrêt de l'injection de particules, il se produit le phénomène inverse: le décolmatage du lit** (aussi appelé lavage du lit).

**Pour les fortes vitesses de gaz** ( $U_g > U_{trans}$ ), où la rétention s'effectue sur le dessus des grains, le décolmatage du lit granulaire se produit dans le même sens que le colmatage.

Le décolmatage se déroule, lui aussi, progressivement. Les premières couches, en amont, sont les premières à être complètement lavées en premier. Viennent ensuite les couches plus en aval.

**Par contre, pour les vitesses de gaz plus faibles** ( $U_g < U_{trans}$ ), le décolmatage du lit s'effectue du haut vers le bas, en ce qui concerne les particules déposées en tas dans le bas de colonne.

Il se produit des phénomènes d'avalanche en surface du tas. Les particules qui arrivent au bas du tas sont alors réentraînées vers le haut de la colonne.

Le sommet du tas n'est plus suffisamment alimenté en particules pour compenser ce phénomène et le tas, peu à peu, se vide.

#### IV.1.4. La rétention résiduelle

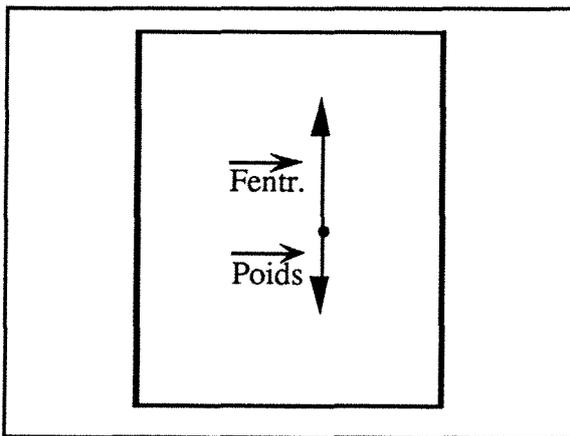
**On appelle rétention résiduelle la rétention de particules qui ne peut pas être évacuée par un simple soufflage de gaz** (photo 7) et qui restent encore dans le lit granulaire. Ces particules ne peuvent être enlevées complètement que par le démontage du lit. Cette rétention

résiduelle est constante tant que les caractéristiques du lit granulaire et le diamètre des particules ne sont pas changées.

Pour ne pas fausser les mesures du premier essai réalisé dans de nouvelles conditions, un essai "à blanc" est fait, à chaque changement de caractéristiques du lit granulaire. La rétention résiduelle du lit est ainsi constituée.

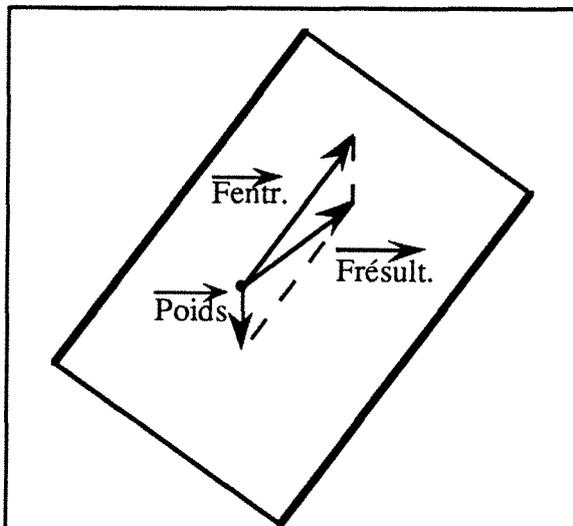
#### IV.1.5. Effet de la sédimentation

Nous avons étudié, qualitativement, l'influence de la sédimentation sur le transport et la rétention des particules.



La force  $F_{entr.}$  d'entraînement des particules a la même direction et le même sens que la direction moyenne de l'écoulement gazeux. Lorsque la maquette est verticale, la force d'entraînement des particules est opposée à leur poids (Figure IV.4). La poussée d'Archimède est négligée.

*Figure IV.4: Colonne verticale*

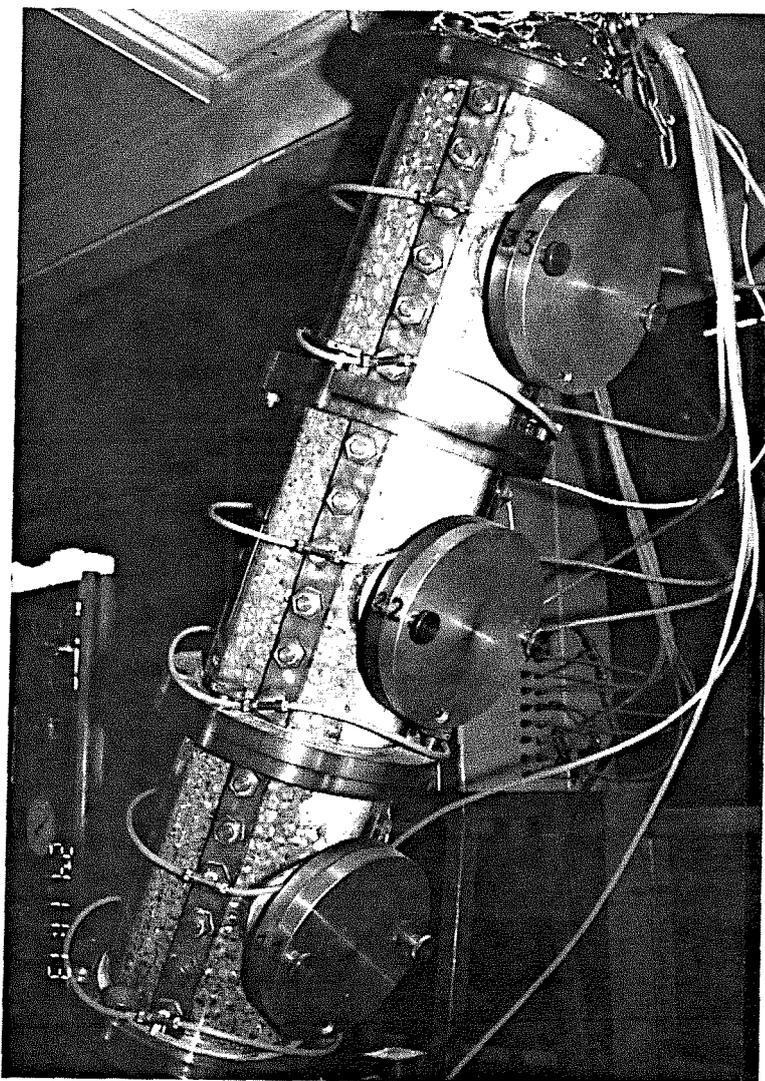


En inclinant la colonne, la force d'entraînement n'est plus opposée directement au poids. La résultante des forces agissant sur les particules en suspension n'est plus dans la même direction que l'écoulement (Figure IV.5). Il s'en suit une déviation des particules injectées par rapport à la direction moyenne de l'écoulement du gaz.

*Figure IV.5: Colonne inclinée*

Plus la vitesse du gaz est grande, moins il existe de différences entre les deux positions de la colonne (verticale ou inclinée). L'influence de la sédimentation sera plus importante lorsque la vitesse de gaz sera plus faible. En reprenant la figure IV.5, on constate que plus la force d'entraînement (liée à la vitesse de gaz) est petite, plus l'angle que fait la force résultante avec la direction de l'écoulement sera grand et plus la particule sera rapidement déviée. De plus, la rétention est d'autant plus importante que l'angle que fait la colonne avec la verticale est grand.

Les particules se déposent préférentiellement dans le haut de la colonne, contrairement au cas de la colonne en position verticale (photo 11).

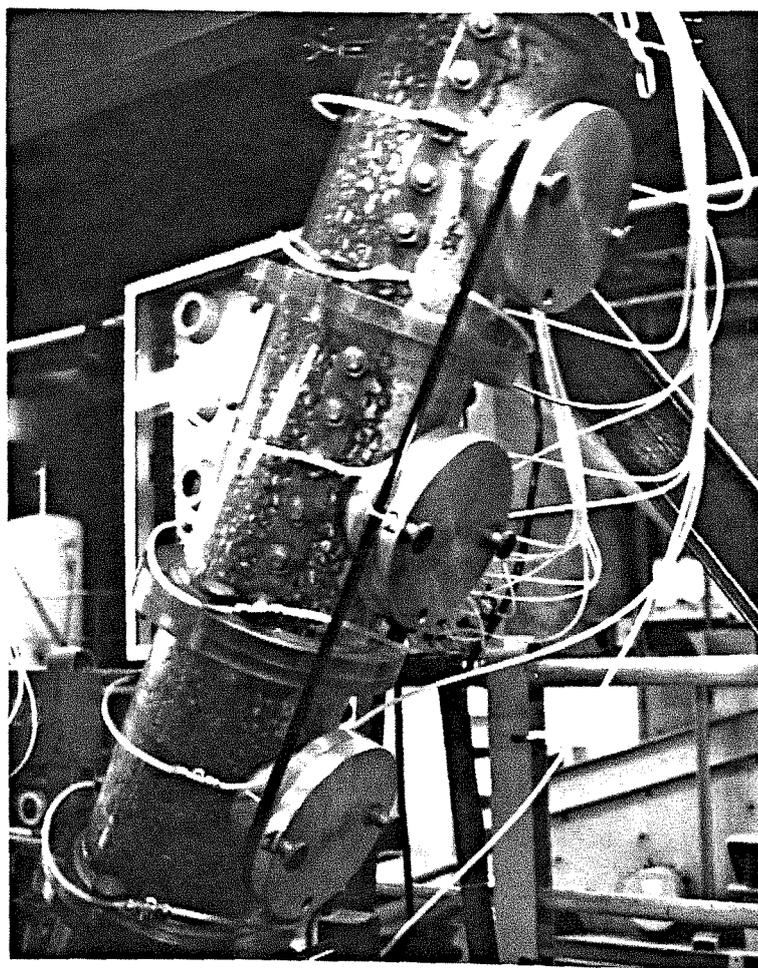


accumulation  
sur la moitié  
de la section

accumulation  
sur une faible  
partie de la  
section

*Photo 11: Dépôt de particules dans le haut du lit sous l'effet de la sédimentation, inclinaison de la colonne: 28°*

La rétention de particules se dépose d'abord au sommet de la colonne, contre la paroi, du côté du sol. Elle s'étend ensuite vers le bas, toujours le long de la paroi. La quantité de particules déposées est d'autant plus forte que l'on s'approche du haut de la colonne. Cela est particulièrement visible sur la photo 12, où la rétention occupe la moitié du lit en haut de la colonne et seulement une petite partie à mi-hauteur. La localisation de la rétention est due au fait que les trajectoires des particules sont déviées par l'effet de sédimentation et viennent rejoindre la paroi de la colonne. Les particules sont interceptées et retenues sur place. Ocone et col. [55] ont trouvé des résultats semblables par simulation numérique.



accumulation  
sur la moitié  
de la section

accumulation  
sur une faible  
partie de la  
section

*Photo 12: Répartition de la rétention sur la hauteur de la colonne  
inclinaison de la colonne: 45°*

Ces expériences mettent en évidence l'importance de la sédimentation, surtout pour les faibles vitesses. De plus, la déviation des particules sous l'effet de la pesanteur est un phénomène relativement lent, puisqu'il ne se fait sentir que vers la fin de la colonne.

#### IV.1.6. Rappel des principales observations

Par l'observation visuelle de la maquette en cours d'essais, certaines constatations ont été faites. Elles sont toutes du domaine du qualitatif. Certaines de ces observations ont également été quantifiées.

Les particules injectées dans le lit granulaire sont réparties de manière homogène sur l'ensemble de la section de la colonne.

**Deux régimes de rétention de particules dans le lit ont été observés.**

**Pour les grandes vitesses de gaz**, les particules sont bien entraînées par le gaz et lorsque, par inertie, elles heurtent un grain, elles rebondissent et sont tout de suite réentraînées.

Les particules accumulées sont réparties de façon homogène sur l'ensemble du lit granulaire, tant sur la hauteur que sur la section. Les particules se déposent sur le dessus des grains et forment de petits tas ayant une couche superficielle fluide et un coeur stable.

**Pour les vitesses de gaz plus faibles**, les particules ont un mouvement descendant en paroi et ascendant au centre de la colonne.

L'accumulation de particules est très importante dans le lit granulaire. Elle est située essentiellement dans le bas du lit. Les particules s'accumulent sur et entre les grains constituant le lit granulaire. Les particules déposées remplissent quasiment tout l'espace libre du bas du lit.

La présence de bulles de gaz dans cette accumulation a été relevée. La concentration en particules dans la partie supérieure du lit est beaucoup plus faible. Ces phénomènes sont identiques à ceux observés dans un lit fluidisé dense.

**Enfin, la sédimentation joue un rôle, bien que faible, sur le transport et la rétention de particules dans le milieu granulaire.**

La forte rétention de particules située dans le haut de la colonne indique que les particules sont déviées par rapport à l'écoulement moyen du gaz. Elles viennent impacter sur la paroi de la colonne et s'y accumuler.

La déviation des particules est d'autant plus grande que la vitesse de gaz est faible.

## ***IV.2. L'analyse des résultats***

Nous avons observé certains phénomènes dans la maquette, nos mesures de pressions et de masses vont nous permettre de les préciser.

### **IV.2.1. Les pertes de charge à vide du lit granulaire**

Tout lit granulaire, soumis à un écoulement de fluide en son sein, génère des pertes de charge.

**Les pertes de charge d'un lit peuvent se décomposer en pertes de charge visqueuses et en pertes de charge inertielles.** Une des formes les plus classiques est celle proposée par Ergun:

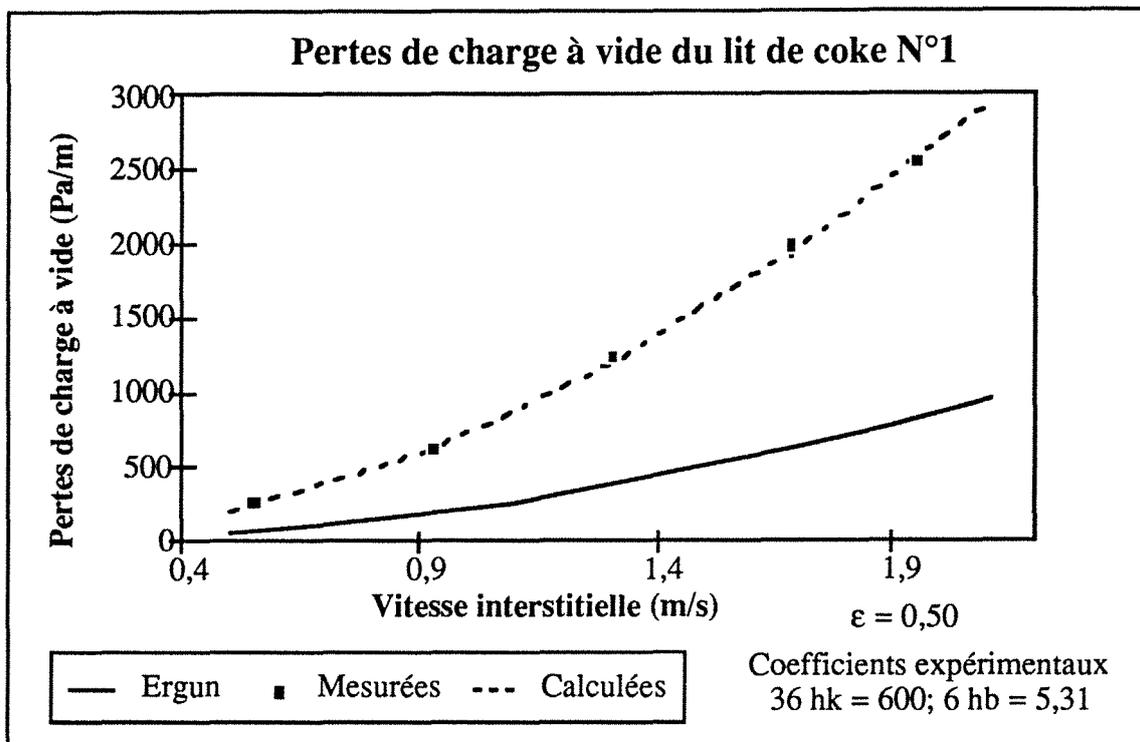
$$\frac{\Delta P}{Z} = 36h_k \mu \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \frac{1}{d_c^2} U_m + 6h_b \rho \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3} \frac{1}{d_c} U_m^2$$

**Le premier terme du second membre représente les pertes de charge dues à la viscosité du fluide et le deuxième terme celles dues à l'inertie.** Ergun a fixé ses coefficients à 150 pour  $36h_k$  et 1,75 pour  $6h_b$ .

Cette relation est valable pour des billes lisses, de même diamètre.

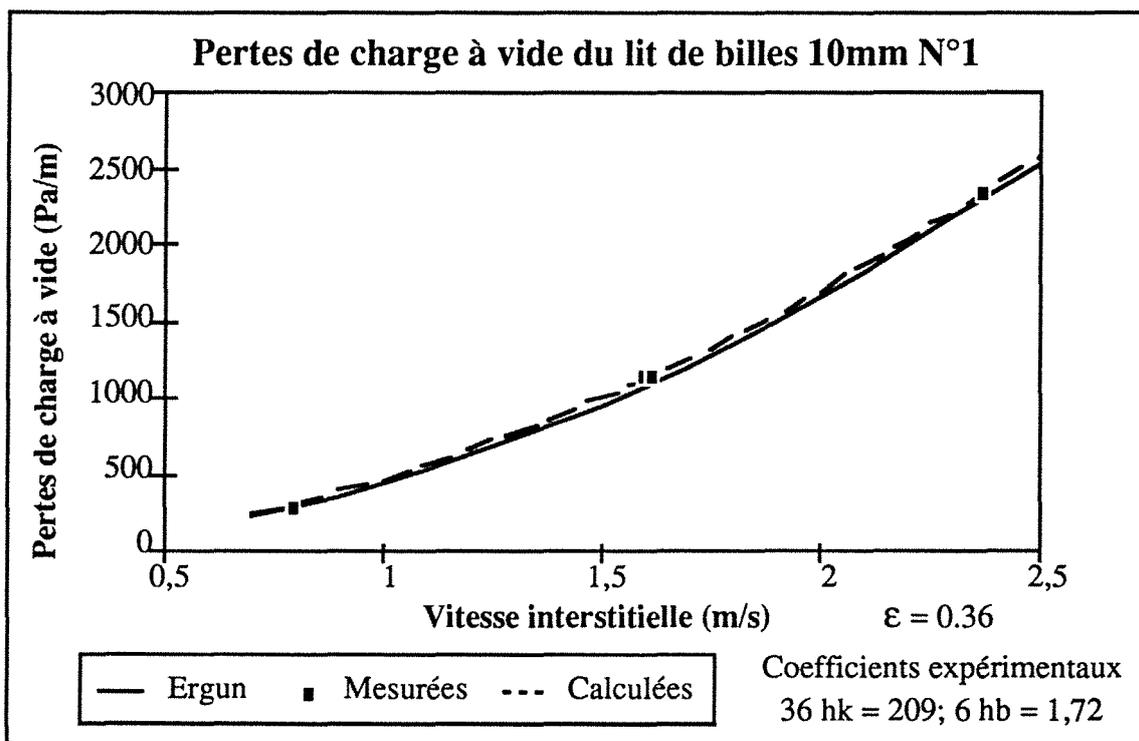
La forme à deux termes de cette expression des pertes de charge d'un lit granulaire est bien adaptée aux lits étudiés. On retrouve notamment pour les lits constitués de billes de verre des pertes de charge proches de celles calculées par la relation d'Ergun (figure IV.6). Par contre, pour les lits de coke, les pertes de charge sont beaucoup plus élevées que celles prévues par la relation d'Ergun (figure IV.7). Les deux lits représentés correspondent à des exemples de pertes de charge à vide pris parmi les différents lits granulaires étudiés.

La forme générale des courbes de pertes de charge étudiés ont la forme de la loi d'Ergun. Nous l'avons conservée, mais en adaptant les coefficients expérimentaux à nos lits. Ainsi nous avons calculé, pour chaque lit utilisé, le couple de coefficients qui permettent de mieux représenter les pertes de charge de ce lit.



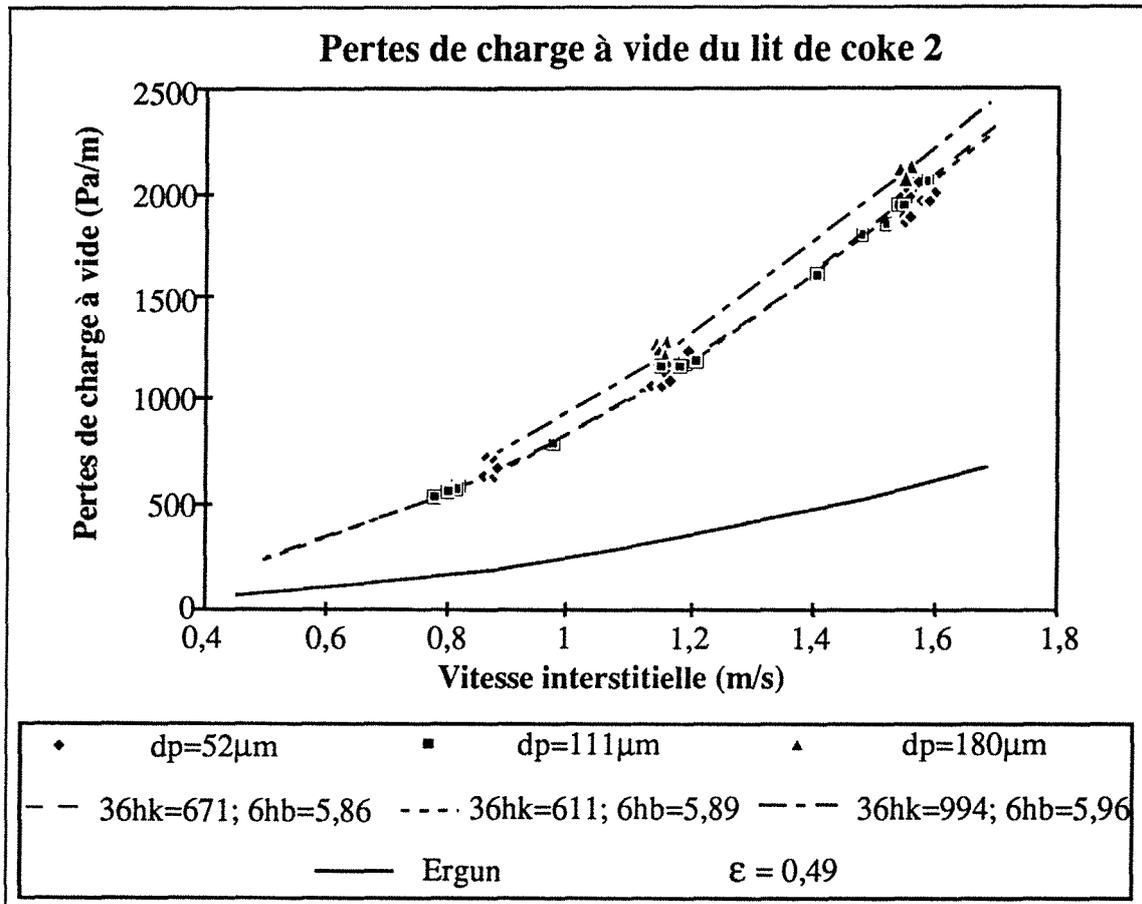
*Figure IV.6: Pertes de charge à vide d'un lit de grains de coke*

Sur les figures IV.6 et IV.7, sont représenté les pertes de charge expérimentales, celles calculées avec nos coefficients expérimentaux et celles calculées avec les coefficients d'Ergun, pour chaque lit.



*Figure IV.7: Pertes de charge à vide d'un lit de billes de verre*

Nous avons réalisé la majeure partie de nos essais avec le lit de coke N°2. Ce lit a donc vu les trois diamètres de particules que nous avons utilisés. Nous avons remarqué que le passage d'un diamètre à l'autre entraînait une dérive des pertes de charge à vide du lit. Ce phénomène est surtout sensible avec les particules de 180 $\mu\text{m}$  de diamètre. Nous avons donc considéré indépendamment les trois séries d'essais et calculé, pour chacune, un couple de coefficients expérimentaux (figure IV.8).

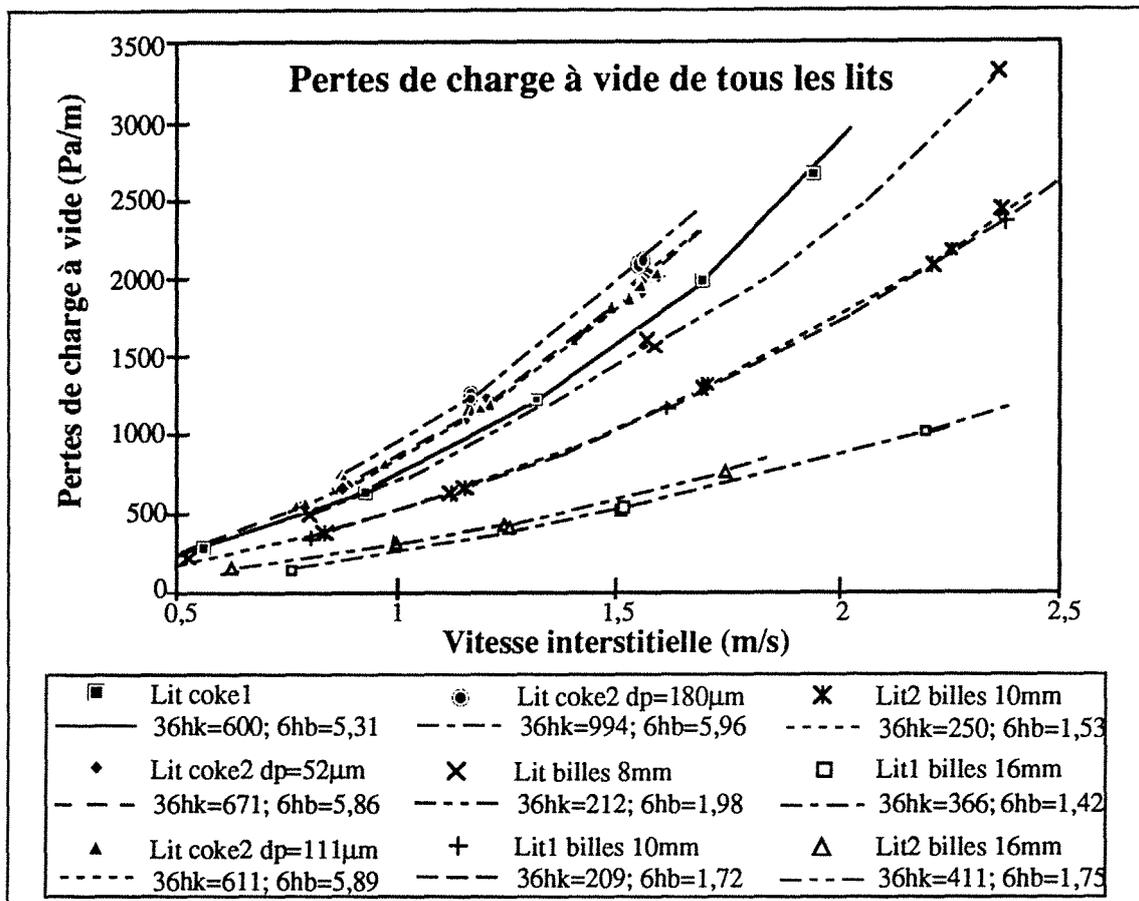


*Figure IV.8: Pertes de charge à vide du lit de coke n°2, pour les trois diamètres de particules*

Au cours de l'étude, sept lits granulaires ont été utilisés: deux lits de coke de 10 mm de diamètre, un de billes de verre de 8 mm, deux de billes de verre de 10 mm et deux lits de billes de verre de 16 mm de diamètre.

Ces lits ont des pertes de charge à vide différentes. Les pertes de charge à vide de chaque lit utilisé ont été caractérisées.

On a tracé, sur la figure IV.9, les pertes de charge à vide de tous ces lits, ainsi que les pertes de charge calculées avec nos coefficients expérimentaux utilisés pour chaque calcul, dans la relation d'Ergun.



*Figure IV.9: Pertes de charge à vide de tous lits utilisés*

<b>Coke 10mm</b>	<b>dc (m)</b>	<b><math>\epsilon</math></b>	<b>dp (<math>\mu\text{m}</math>)</b>	<b>36hk</b>	<b>6hb</b>
Lit n°1	0,01	0,50	52	<b>600</b>	<b>5,31</b>
Lit n°2	0,01	0,49	52	<b>671</b>	<b>5,86</b>
Lit n°2	0,01	0,49	111	<b>611</b>	<b>5,89</b>
Lit n°2	0,01	0,49	180	<b>994</b>	<b>5,96</b>
<b>Billes 8mm</b>	<b>dc (m)</b>	<b><math>\epsilon</math></b>	<b>dp (<math>\mu\text{m}</math>)</b>	<b>36hk</b>	<b>6hb</b>
	0,008	0,36	52	<b>212</b>	<b>1,98</b>
<b>Billes 10mm</b>	<b>dc (m)</b>	<b><math>\epsilon</math></b>	<b>dp (<math>\mu\text{m}</math>)</b>	<b>36hk</b>	<b>6hb</b>
Lit n°1	0,01	0,36	52	<b>209</b>	<b>1,72</b>
Lit n°2	0,01	0,34	52	<b>250</b>	<b>1,53</b>
<b>Billes 16mm</b>	<b>dc (m)</b>	<b><math>\epsilon</math></b>	<b>dp (<math>\mu\text{m}</math>)</b>	<b>36hk</b>	<b>6hb</b>
Lit n°1	0,016	0,37	52	<b>366</b>	<b>1,42</b>
Lit n°2	0,016	0,38	52	<b>411</b>	<b>1,75</b>

*Tableau IV.1: Coefficients expérimentaux, pour chaque lit*

De plus, pour chaque lit granulaire utilisé, les deux coefficients expérimentaux de la relation d'Ergun ont été calculés (tableau IV.1).

#### IV.2.2. Mise en évidence de deux régimes de rétention de particules en fonction de la vitesse de gaz.

**Nous avons observé que la rétention pouvait se faire suivant deux modes, en fonction de la vitesse de gaz (figure IV.10).**

Le premier type de rétention est une rétention très importante, située essentiellement dans le fond de la colonne. Le second type est une rétention moins importante et répartie de façon plus homogène sur l'ensemble de la colonne.

La transition entre ces deux modes de rétention se produit à une vitesse appelée *vitesse limite de transition* ( $U_{trans}$ ). Cette vitesse limite de transition est relativement bien localisée.

Les faibles vitesses de gaz sont les vitesses inférieures à la vitesse limite de transition et les fortes vitesses de gaz les vitesses supérieures à cette vitesse limite de transition.

Pour les fortes vitesses de gaz, la rétention est comprise entre 25 et 50 kg/m<sup>3</sup> de lit. Elle diminue légèrement lorsque la vitesse du gaz augmente. La rétention est répartie de façon homogène sur l'ensemble de la colonne, tant sur la section (photo 6), que sur la hauteur de la colonne. Elle se compose d'une partie suspendue dans le gaz et d'une partie déposée sur les grains constituant le lit granulaire.

Pour les faibles vitesses de gaz, la rétention est plus importante. Elle croît très rapidement pour une faible diminution de la vitesse. L'accumulation de particules est située dans le bas de la colonne. La rétention est ici composée de particules déposées sur et surtout entre les grains. Il se crée une séparation en deux zones au sein de la colonne, avec d'un côté des particules déposées, très stables, qui vont entraîner une baisse de la perméabilité et de l'autre côté des particules qui sont transportées par le gaz qui a, dans cette zone moins chargée, des vitesses plus élevées.

La rétention de particules, pour les faibles vitesses de gaz est moins homogène que pour les fortes vitesses.

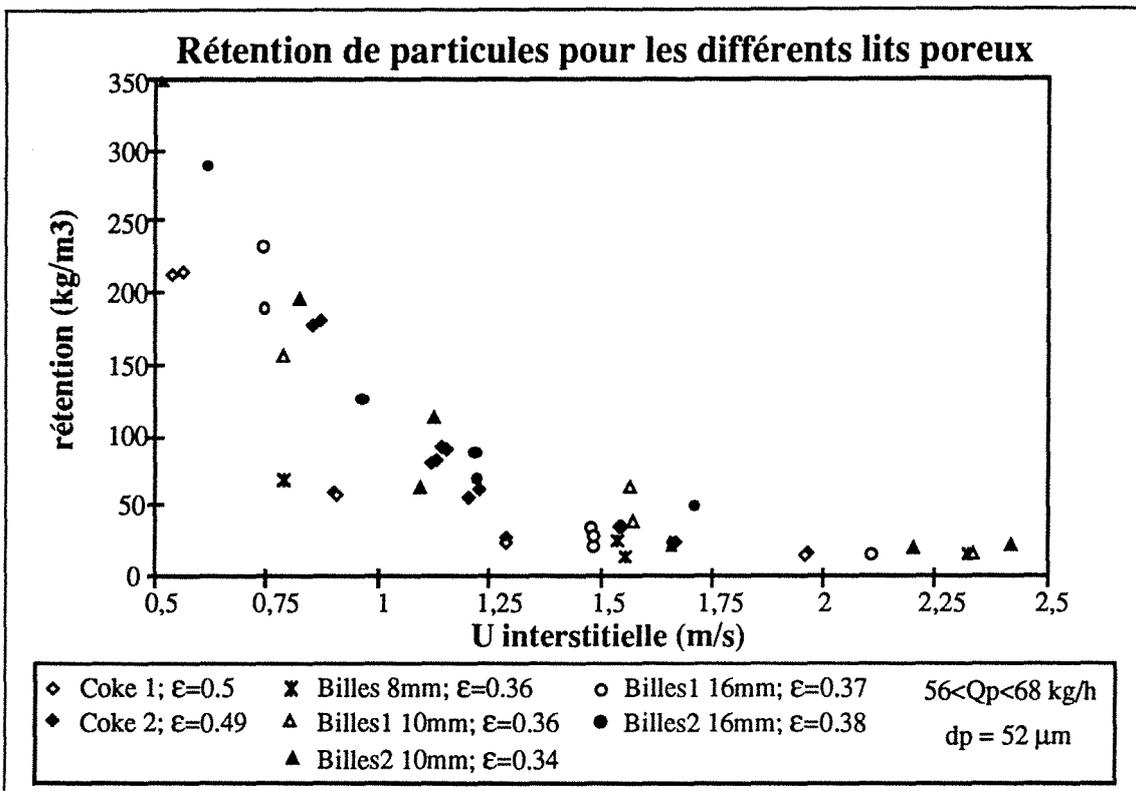


Figure IV.10: Rétention de particules de tous les lits utilisés

Les vitesses limites de transition se situent aux alentours de 1m/s, pour les particules de 52 $\mu\text{m}$ . Les vitesses limites de transition varient d'un lit à l'autre. Elles passent ainsi de 0,9 m/s pour un lit de billes de verre de 8 mm de diamètre à 1,23 m/s pour les billes de 16 mm de diamètre. Pour un même type de lit granulaire, les écarts de vitesses peuvent être importants.

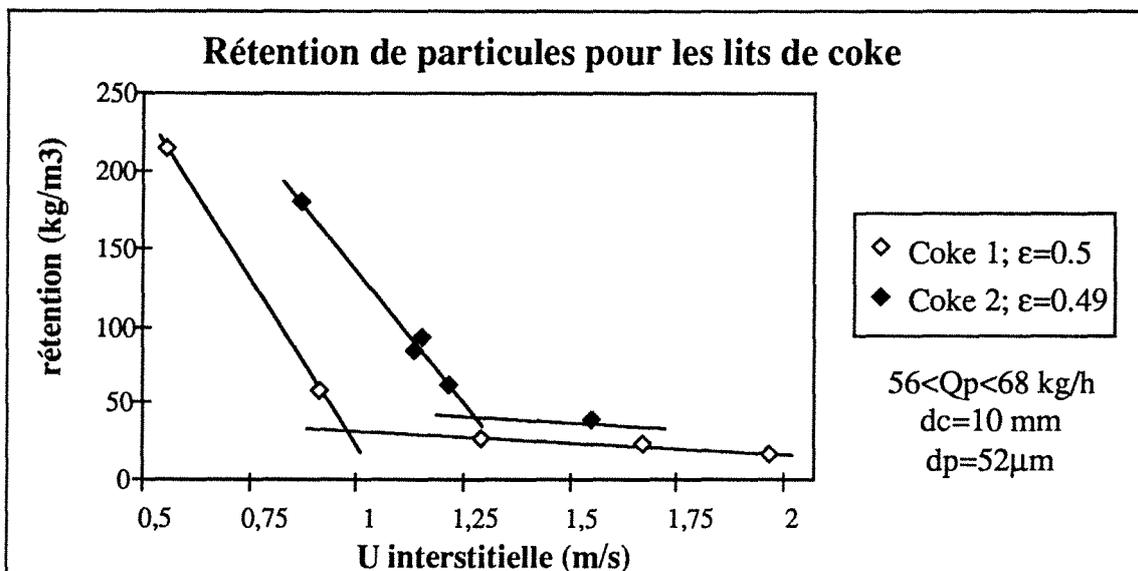


Figure IV.11: Rétention de particules pour les lits de coke

**Pour les lits de coke de 10 mm** (figure IV.11), nous obtenons pour le premier lit de coke (porosité de 0,50) une vitesse limite de transition de 0,97 m/s et pour le second lit (porosité de 0,49) une vitesse de 1,27 m/s.

Par contre, l'augmentation des pertes de charge au sein des deux lits de coke ne montre pas tout à fait la même chose (figure IV.12).

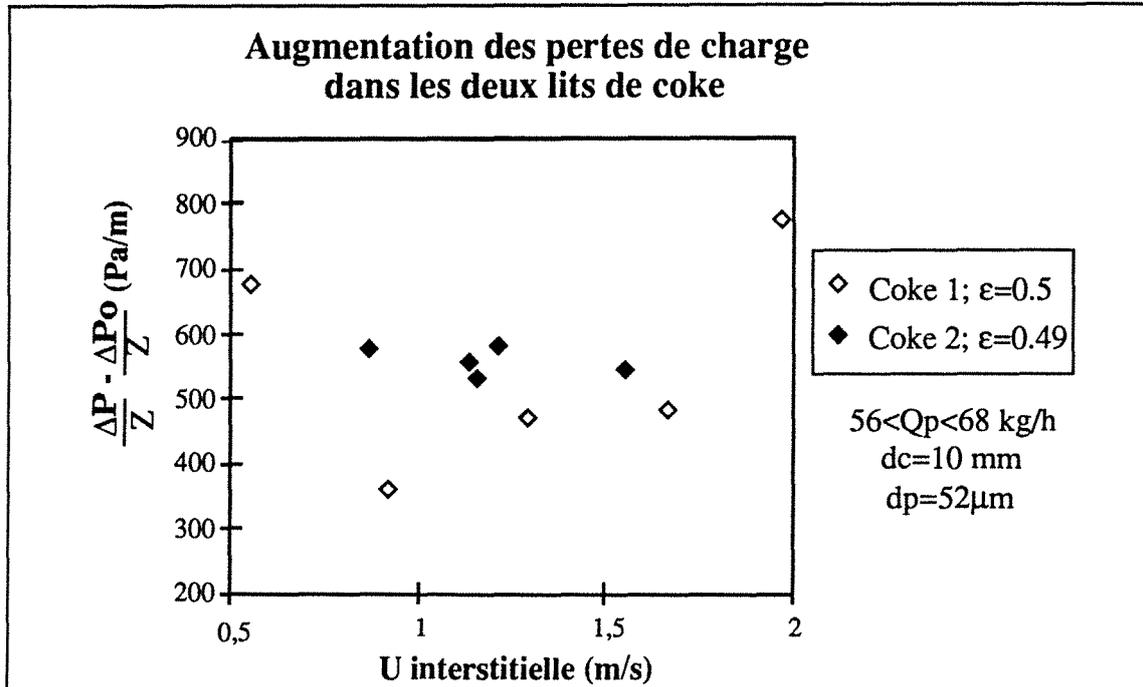


Figure IV.12: Augmentation des pertes de charge linéaires des lits de coke

**Sur le premier lit de coke**, on retrouve, comme pour le rétention de particules, une brusque augmentation des pertes de charge linéaires lorsque la vitesse de gaz devient faible.

Pour les plus grandes vitesses de gaz, l'augmentation des pertes de charge linéaires est de plus en plus grande, à mesure que la vitesse de gaz croît. Cette seconde augmentation des pertes de charge est due aux forces de frottement du gaz sur les particules transportées.

Par contre, **sur le second lit de coke**, il n'apparaît pas cette augmentation pour les faibles vitesses de gaz. Dans le domaine de vitesse utilisé pour ce second lit, l'augmentation des pertes de charge linéaires est constante, quelle que soit la vitesse de gaz.

Comme pour la rétention de particules, l'augmentation des pertes de charge linéaires est plus important pour le second lit que pour le premier.

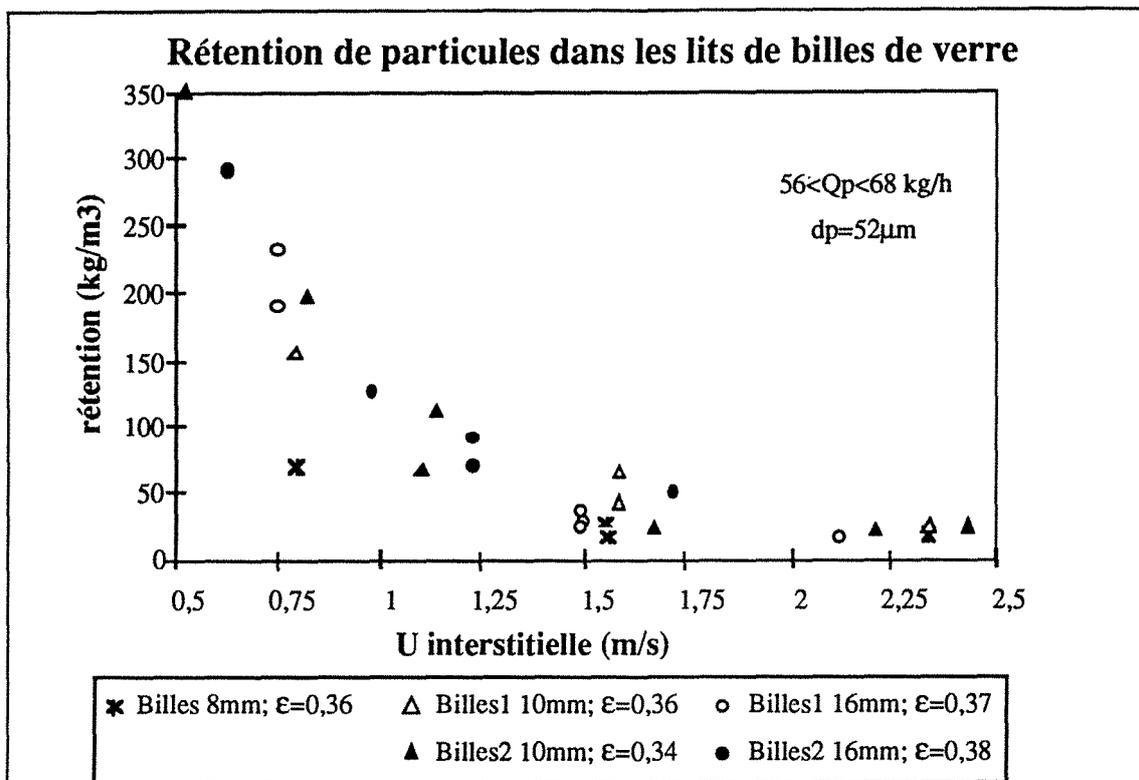


Figure IV.13: Rétention de particules pour les lits de billes de verre

**Pour les lits de billes de verre** (figure IV.13), les vitesses limites de transition entre régimes de rétention sont sensiblement différentes pour les lits constitués de billes de même taille. Ainsi, pour les billes de 10 mm de diamètre les vitesses sont, respectivement pour les lits de porosité 0,36 et 0,34, de 1m/s et 1,22m/s. Pour les billes de 16 mm de diamètre, nous obtenons pour le premier lit (porosité de 0,37) une vitesse limite de 1,12 m/s et pour le deuxième lit (porosité de 0,38) une vitesse de 1,23 m/s.

**La structure interne du lit** (porosité, arrangement des grains) influence la vitesse limite de transition entre les deux régimes de rétention de particules.

Nous voyons, dans le tableau IV.2, que, pour les lits de coke et pour les lits de billes de verre de 10 mm de diamètre, une baisse de la porosité accompagne une augmentation de la vitesse limite de transition. Par contre, pour les lits de billes de verre de 16 mm de diamètre, une baisse de la porosité s'accompagne d'une baisse de la vitesse limite de transition.

Ces résultats, ne nous permettent pas de conclure sur la sensibilité de la vitesse limite de transition entre les régimes de rétention à une variation de la porosité du lit granulaire.

Type de lit granulaire	porosité $\epsilon$	$U_{trans}$ (m/s)
coke1 10mm	0,50	0,97
coke2 10mm	0,49	1,27
bille 8mm	0,36	0,88
bille1 10mm	0,36	0,97
bille2 10mm	0,34	1,22
bille1 16mm	0,37	1,25
bille2 16mm	0,38	1,30

Tableau IV.2: Vitesses limites de transition pour l'ensemble de lits

La vitesse limite de transition entre les deux régimes de rétention augmente avec la taille des grains du lit (figure IV.13).

La vitesse limite de transition passe de 0,88 m/s pour le lit de billes de verre de 8 mm à 0,97 m/s ou 1,22 m/s pour les billes de 10 mm et à 1,3 m/s pour les billes de 16 mm de diamètre.

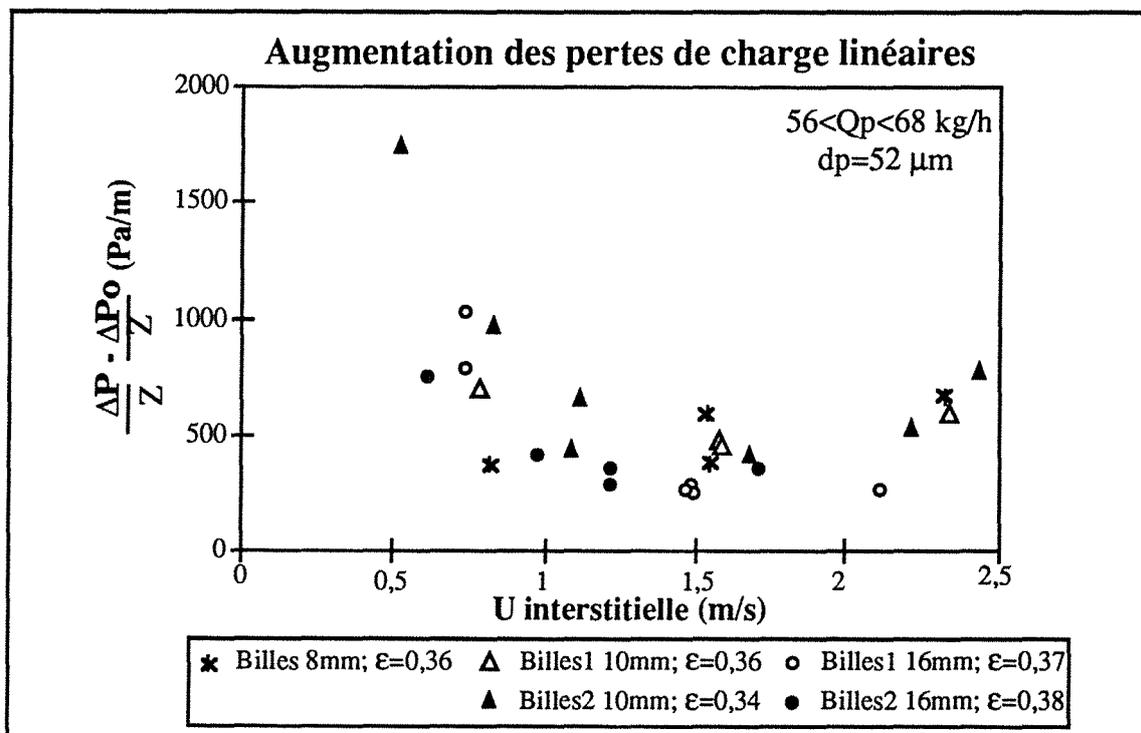


Figure IV.14: Augmentation des pertes de charge linéaires dans les lits de billes de verre, en fonction du diamètre des billes

**On retrouve les mêmes tendances sur l'évolution des pertes de charge linéaires** où la vitesse limite de transition entre les régimes augmente avec la taille des grains.

Cependant, pour le diamètre de billes de 8mm, l'augmentation des pertes de charge linéaires ne présente pas de variation franche lorsque la vitesse de gaz est faible. La rétention de particules n'est pas suffisante pour provoquer une hausse importante des pertes de charge.

Sur la partie centrale des courbes ( $1,2\text{m/s} < U_g < 2\text{m/s}$ ), lorsque la vitesse de gaz augmente, l'augmentation des pertes de charge linéaires diminue puis réaugmente.

Au delà, pour les grandes vitesses de gaz, les pertes de charge augmentent franchement.

#### IV.2.3. Caractérisation de la vitesse limite de transition entre les régimes de rétention en fonction de la taille de particules

La vitesse limite de transition est influencée par la nature du lit. **La vitesse limite de transition dépend aussi de la taille des particules.**

Ainsi, la variation de la vitesse limite de transition a été étudiée pour trois diamètres de particules, pour un même lit de coke.

Il apparaît, figure IV.15, que d'une part le niveau de rétention de particules est plus élevé pour les plus grandes tailles de particules et que d'autre part, la variation de la vitesse limite de transition en fonction de la taille des particules est difficile à cerner.

En effet, il apparaît une contradiction entre les résultats des trois diamètres de particules. Ainsi, pour un diamètre de particules de  $52\mu\text{m}$ , la vitesse limite de transition entre les régimes de rétention vaut  $1,27\text{ m/s}$ , alors que pour les particules de  $111\ \mu\text{m}$ , la vitesse limite de transition est plus petite ( $1,18\text{ m/s}$ ) et que pour le diamètre de  $180\ \mu\text{m}$ , la vitesse est plus grande ( $1,29\text{ m/s}$ ).

**Bien que les trois vitesses limites de transition soient relativement proches, elles ne sont pas logiquement ordonnées.**

Ces trois séries d'essais ont été réalisées sur le même lit granulaire, il n'est donc pas possible d'incriminer la nature du lit pour expliquer cette contradiction.

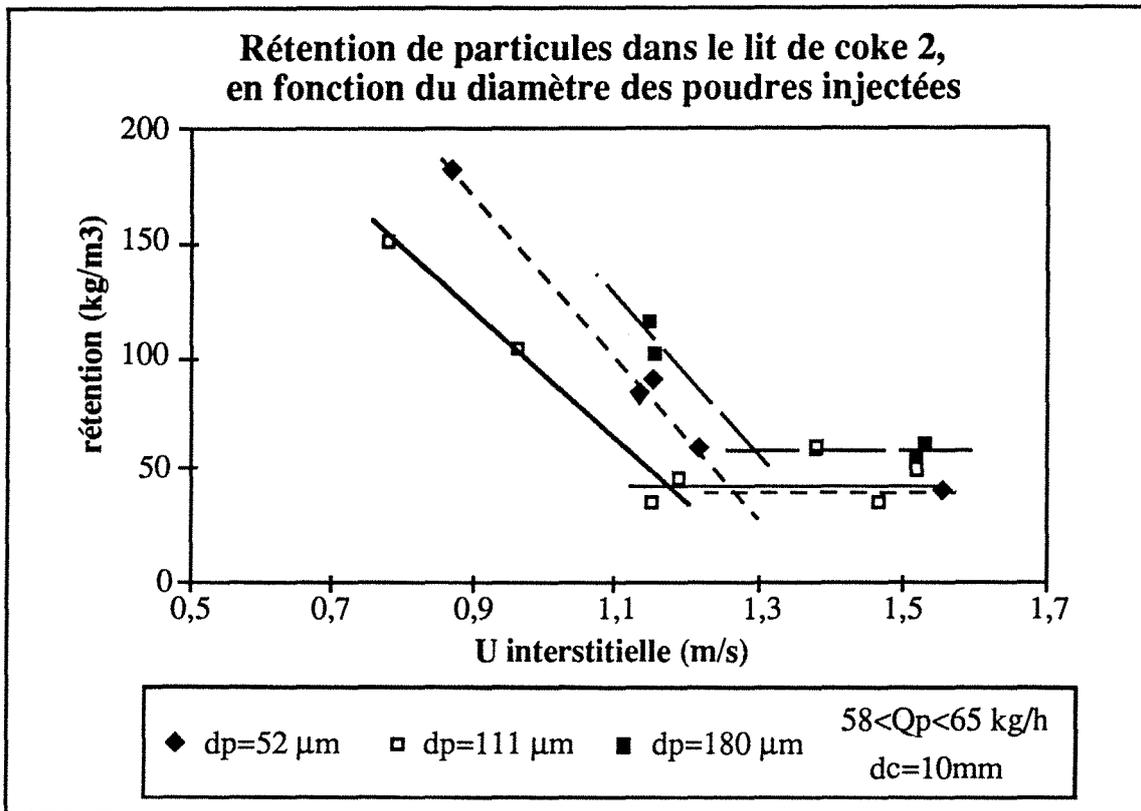


Figure IV.15: Rétention de particules dans les lits granulaires en fonction de la taille des particules injectées

Pour le premier lit de coke ayant la même taille de grains (10mm) et en injectant les mêmes particules ( $dp=52\mu\text{m}$ ), la vitesse limite de transition valait 0,97 m/s, ce qui est plus logique vis à vis des vitesses des diamètres de 111 $\mu\text{m}$  et 180 $\mu\text{m}$ . Cependant, la différence de lit granulaire influence les valeurs de la vitesse de transition.

Etant donné les contradictions relevées, nous ne pouvons pas conclure sur l'influence de la taille des particules injectées sur la vitesse limite de transition entre les régimes de rétention.

**Par contre, les trois courbes des pertes de charge linéaires sont, elles, ordonnées logiquement (Figure IV.16).**

Plus le diamètre des particules est petit, plus l'augmentation brusque des pertes de charge linéaires se produit à une vitesse de gaz faible. C'est à

dire que la vitesse limite de transition est plus petite pour les plus petites particules.

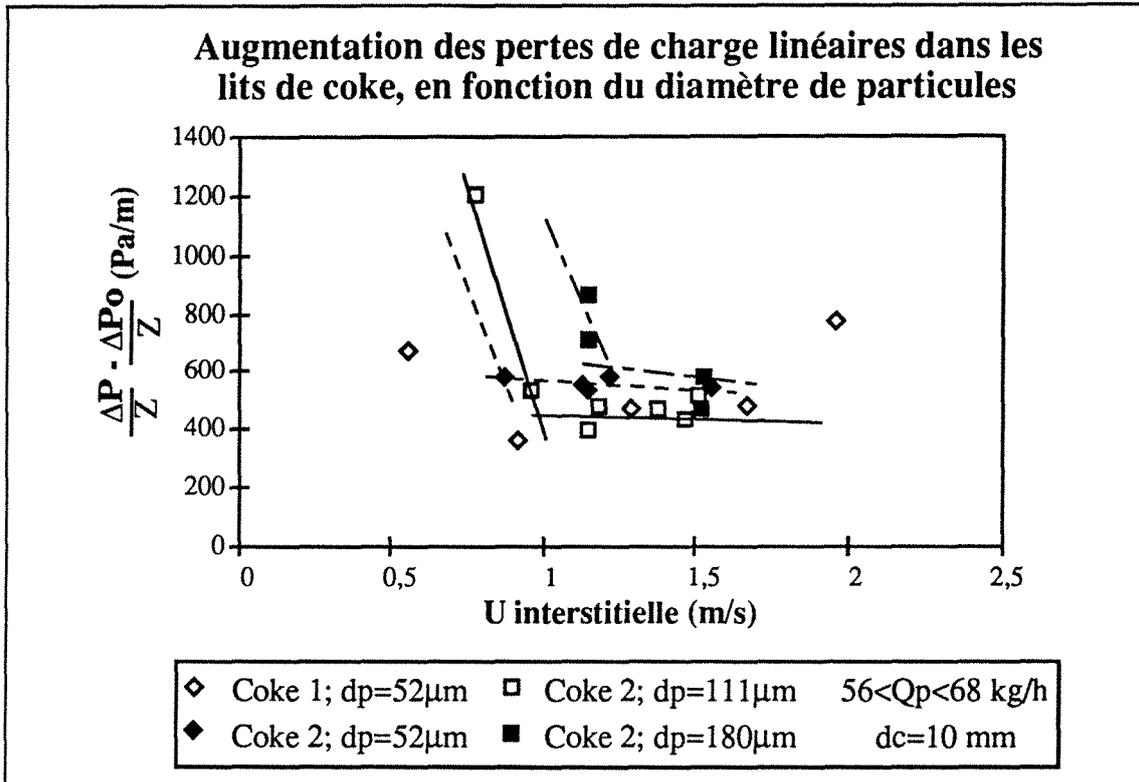


Figure IV.16: Augmentation des pertes de charge linéaires dans le second lit de coke, en fonction du diamètre des particules

D'autre part, pour les vitesses de gaz intermédiaires (0,9m/s; 1,5m/s), l'accroissement des pertes de charge linéaires est sensiblement le même pour les trois tailles de particules.

Enfin, dans le premier lit de coke, la plage des vitesses de gaz est suffisamment grande pour observer une augmentation des pertes de charge due aux transport des particules, lorsque la vitesse de gaz dépasse 1,5m/s.

#### IV.2.4. Analyse de la bimodalité de la rétention de particules

La rétention varie avec la vitesse de gaz. Une des premières idées est de dire que les particules s'accroissent très fortement dès lors que le gaz ne les entraîne plus. La vitesse limite serait reliée directement à la vitesse de sédimentation de particules injectées.

#### IV.2.4.1) Approche par la vitesse de sédimentation

Dans le tableau IV.3, les vitesses de sédimentation des particules pour les trois tailles de particules utilisées ont été rassemblées, ainsi que les vitesses limites de transition entre les régimes de rétention.

La vitesse de sédimentation des particules a été calculée en régime intermédiaire, avec l'expression suivante du coefficient de traînée:

$$C_D = \frac{24}{Re_p} (1 + 0,15 Re_p^{0,687}) \quad \text{pour } Re_p < 800$$

Pour le lot de particules de diamètres compris entre 150 et 250  $\mu\text{m}$ , le changement de régime de rétention se fait vers 1,29 m/s. Cette vitesse est comprise entre les deux vitesses de sédimentation limites du lot de particules considéré.

Par contre, pour les deux autres lots de particules, les vitesses limites de transition ne sont pas compatibles avec leurs vitesses de sédimentation respectives (1,18m/s contre 0,98m/s au maximum pour le lot 75-150 $\mu\text{m}$  et 0,97m/s contre 0,46m/s au maximum pour le lot 45-90 $\mu\text{m}$ ).

Diamètre moyen $\mu\text{m}$	Diamètre des particules ( $\mu\text{m}$ )	Vitesse de sédimentation des particules (m/s)	Vitesse limite observée $U_{\text{trans}}$ (m/s)
52	45	0,14	0,97 / 1,27
	70	0,30	
	90	0,46	
111	75	0,34	1,18
	110	0,63	
	150	0,98	
180	150	0,98	1,29
	180	1,24	
	250	1,83	

Tableau IV.3 : Vitesses de sédimentation des particules et vitesses limites de transition observées sur notre maquette

**Le changement de régime de rétention des particules dans la colonne ne peut pas s'expliquer uniquement par le biais de la variation de la vitesse de sédimentation des particules.**

Il faut trouver une autre approche pour expliquer les vitesses auxquelles se produisent ces changements de régimes.

#### *IV.2.4.2) Approche par la fluidisation*

Nous nous sommes aperçu qu'il existait, pour les faibles vitesses, des phénomènes analogues à ceux observés dans les lits fluidisés. Il existe deux grands régimes de fluidisation: la fluidisation à lit dense et la fluidisation à lit dilué.

**Les régimes denses** de fluidisation ressemblent, sur la maquette, aux régimes de fortes rétentions de particules, aux faibles vitesses de gaz (même concentration forte de solides dans le bas du réacteur, même petites bulles de gaz dans cette phase dense de solides).

**Les régimes dilués** de fluidisation ressemblent à ce que l'on observe pour les fortes vitesses de gaz (concentration homogène sur toute la hauteur du lit, passage rapide des particules au travers du lit granulaire).

La transition entre ces régimes de fluidisation se produit à une vitesse appelée soit vitesse de transport  $U_{tr}$  par certains auteurs soit vitesse critique  $U_{cr}$  par d'autres. Ces deux vitesses sont physiquement très proches.

La vitesse de transport est définie comme étant la vitesse à partir de laquelle quel que soit le débit de solide injecté, les particules seront entièrement transportées vers la sortie de la colonne.

La vitesse de transport peut être déterminée de diverses manières. Les données dont nous disposons nous permettent d'utiliser la méthode dite du tracé des "temps de vidange". Cette technique qui propose de mesurer le temps nécessaire à la disparition des particules dans la colonne après l'arrêt de l'injection de solides, est suffisamment fiable et moins coûteuse en essais à réaliser que d'autres méthodes.

La mesure des temps de vidange est faite sur les courbes de bilan de masse au sein de la colonne (figure IV.17). Ces courbes tendent vers une asymptote, en fin de vidange. Ceci entraîne une certaine imprécision qui est

limitée par la prise en compte du temps à 80% de la vidange totale du lit. Cette imprécision ne joue donc pas sur la valeur de  $U_{tr}$ .

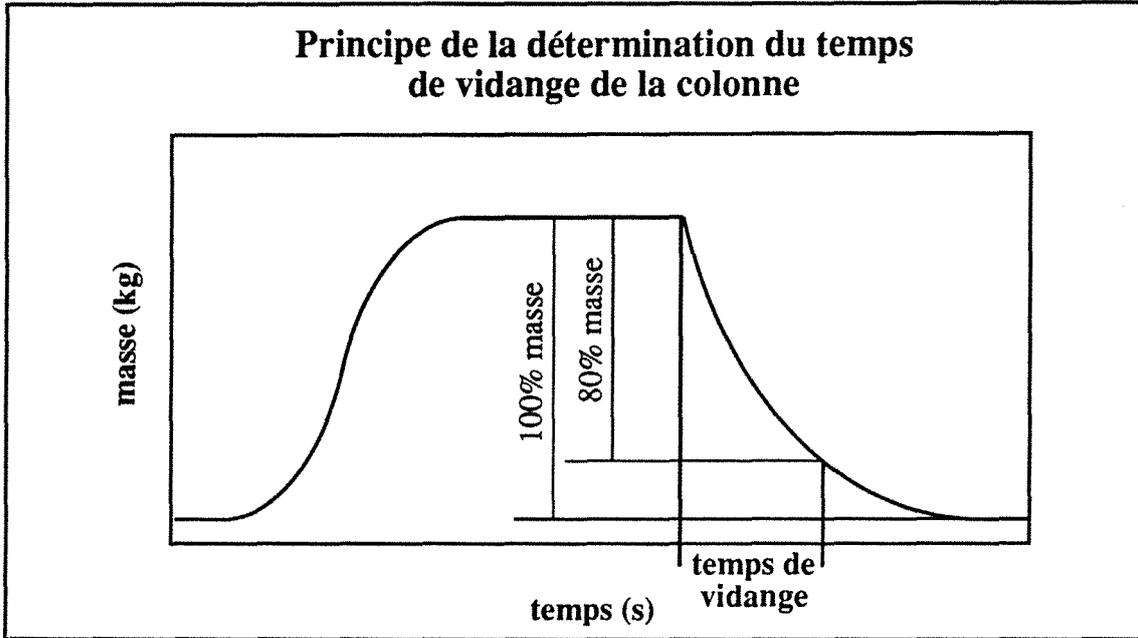


Figure IV.17: Principe de la détermination du temps de vidange

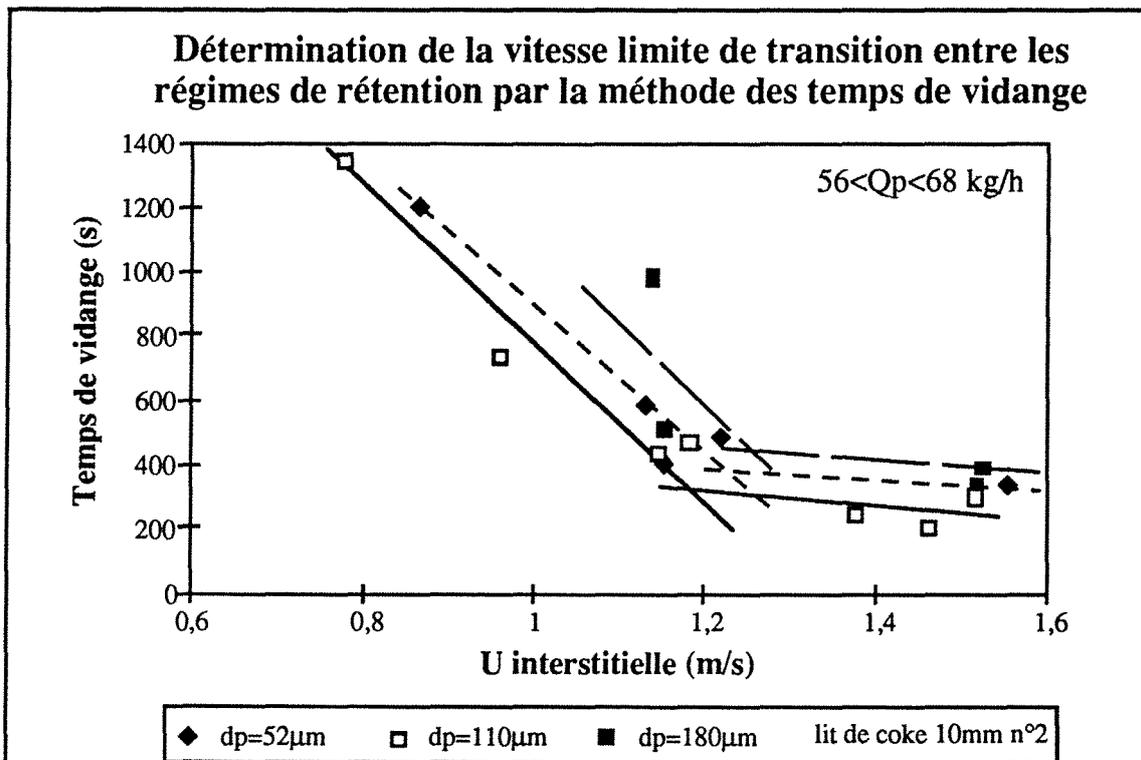


Figure IV.18: Détermination de la vitesse de transport  $U_{tr}$  par le tracé du temps de vidange, pour les trois lots de particules

Si les vitesses de gaz  $U_g$  sont inférieures à  $U_{tr}$ , les temps de vidange croissent très rapidement lorsque  $U_g$  diminue. Si les vitesses de gaz sont supérieures à  $U_{tr}$ , les temps de vidange sont plus faibles et restent sensiblement égaux (figure IV.18).

Nous obtenons une vitesse limite de transition de 1,23 m/s pour les particules de 45-90 $\mu\text{m}$ , de 1,19 m/s pour les particules de 75-150 $\mu\text{m}$  et de 1,27 m/s pour les particules de 150-250 $\mu\text{m}$ .

La vitesse critique est la vitesse à partir de laquelle la concentration en particules au sein de la colonne est homogène (pas de différence de concentration entre le haut et le bas de la colonne), ce qui veut dire que les gradients de pression en haut et en bas de la colonne sont égaux.

La vitesse critique  $U_{cr}$  est déterminée expérimentalement par la réunion des courbes des gradients de pression haut et bas de la colonne (figures IV.19 à IV.21). L'égalité des gradients de pression haut et bas signifie que la concentration de la suspension gaz-solide est la même en haut et en bas de la colonne d'essai, ce qui est confirmé visuellement.

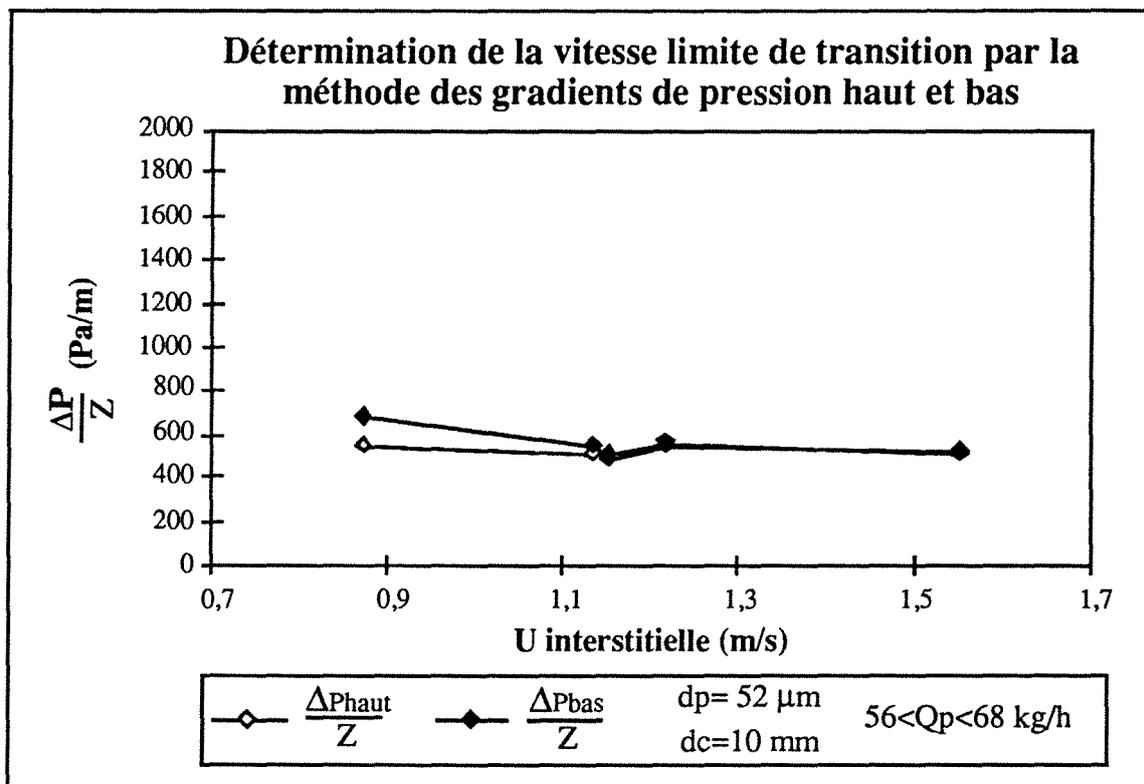


Figure IV.19: Détermination de la vitesse critique  $U_{cr}$  par le tracé des gradients de pression haut et bas, pour des particules de 45-90  $\mu\text{m}$

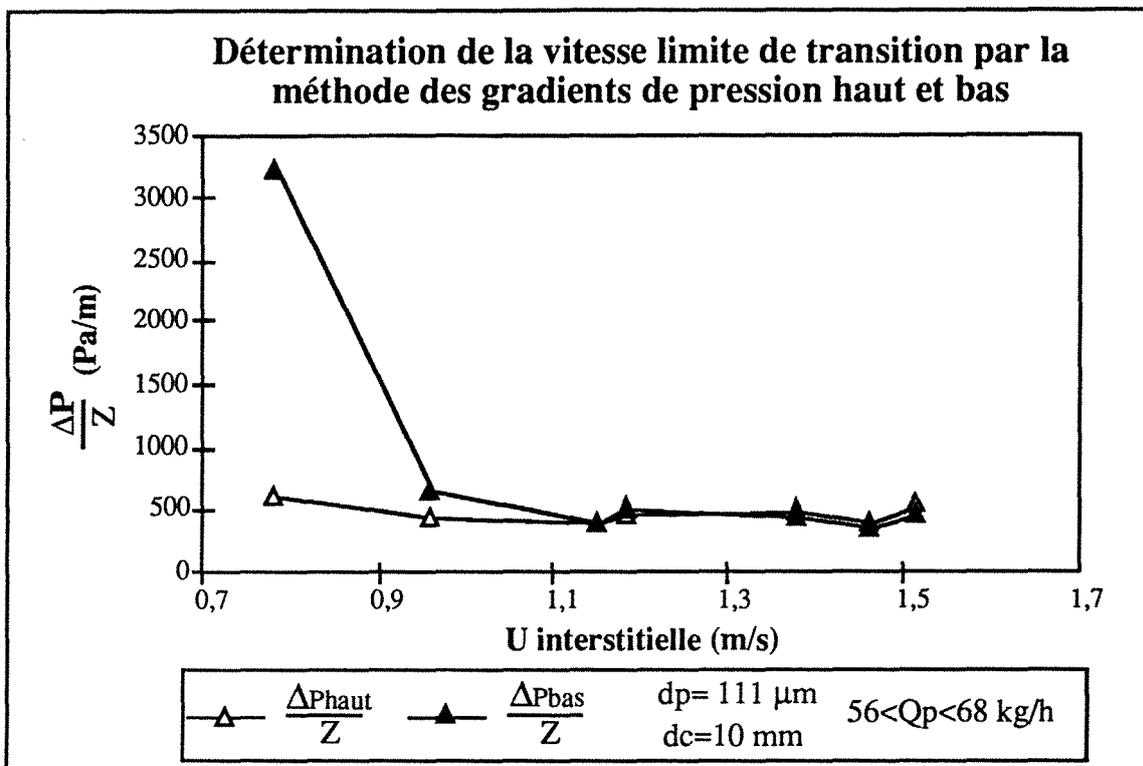


Figure IV.20: Détermination de la vitesse critique  $U_{cr}$  par le tracé des gradients de pression haut et bas, pour des particules de 75-150  $\mu\text{m}$

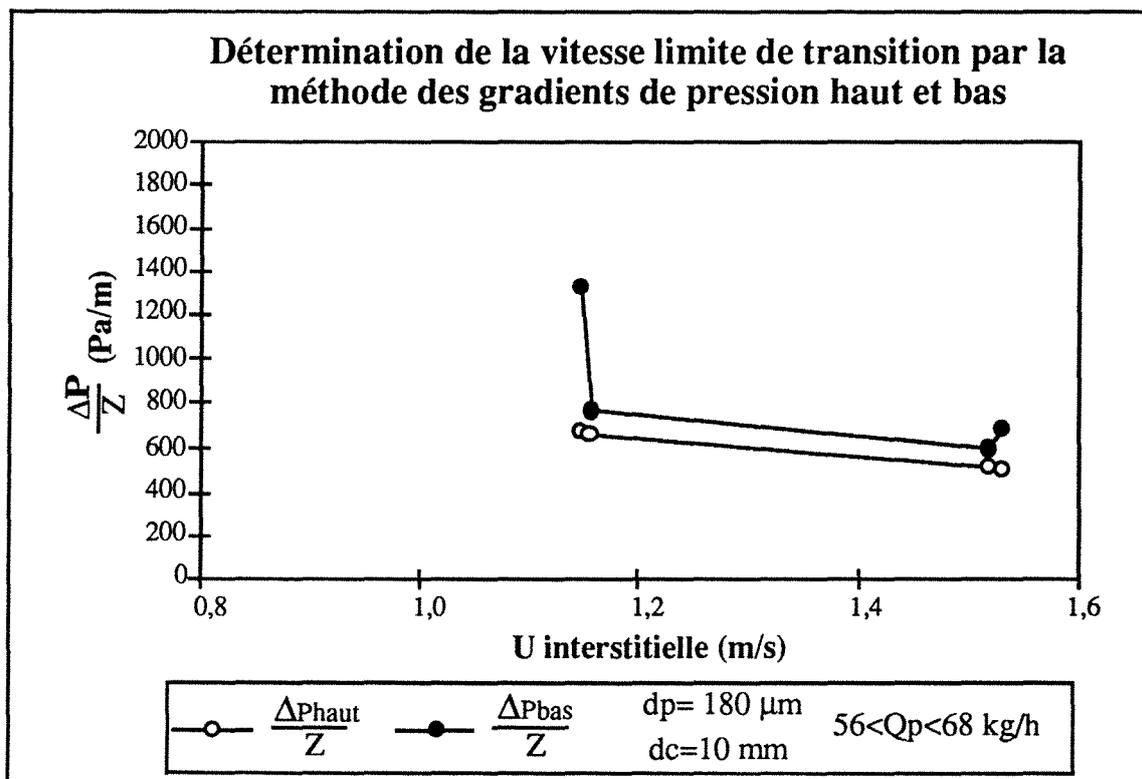


Figure IV.21: Détermination de la vitesse critique  $U_{cr}$  par le tracé des gradients de pression haut et bas, pour des particules de 150-250  $\mu\text{m}$

Les vitesses critiques  $U_{cr}$  sont, respectivement 1,13 m/s pour les diamètres 45-90  $\mu\text{m}$ , 1,15 m/s pour les diamètres 75-150  $\mu\text{m}$  et 1,17m/s pour les diamètres 150-250  $\mu\text{m}$ .

La détermination des différentes vitesses de transport et de vitesses critiques ont été réalisées avec le second lit de coke.

Nous retrouvons, dans le tableau IV.4, l'ensemble des résultats de détermination des vitesses limites de transition, des vitesses de transport et des vitesses critiques :

	<b>Utrans (m/s)</b>	<b>Utr (m/s)</b>	<b>Ucr (m/s)</b>
dp = 45-90 $\mu\text{m}$	0,97 / 1,26	1,23	1,13
dp = 75-150 $\mu\text{m}$	1,18	1,19	1,15
dp = 150-250 $\mu\text{m}$	1,29	1,27	1,17

*Tableau IV.4: Comparaison des vitesses limites de transition sur la maquette et des vitesses de changement de régimes de fluidisation*

Les courbes obtenues pour une colonne garnie d'un lit granulaire ont une forme comparable à celle obtenue pour des lits fluidisés en fût vide.

La transition entre les régimes de fluidisation diluée et dense se produit pour une vitesse de gaz qui correspond à la vitesse de changement de régime de rétention observée sur la maquette. Nous passons d'un régime de lit fluidisé dilué de faible concentration en fines particules à un régime de lit fluidisé dense de forte concentration.

Les essais se situent à la frontière entre le transport pneumatique et la fluidisation des particules.

#### IV.2.5. La rétention de particules croît avec le débit de particules

**La rétention de particules au sein du lit granulaire augmente de manière linéaire avec le débit de particules injectées.**

On observe les mêmes phénomènes en transport pneumatique dilué.

Cela est vrai pour toutes les vitesses de gaz. Plus la vitesse de gaz est faible plus l'accroissement de la rétention est important.

Par exemple, figure IV.22, l'augmentation de la rétention a été tracée en fonction du débit de particules injectées pour le second lit de coke.

Dans le cas du lit de coke, nous avons:

$$\sigma \text{ (kg/m}^3\text{)} = A Q_p \text{ (kg/m}^2\text{/s)}$$

avec  $A = 339,3$  pour  $U_{\text{gaz}} = 0,87 \text{ m/s}$

165,5 pour  $U_{\text{gaz}} = 1,15 \text{ m/s}$

90,1 pour  $U_{\text{gaz}} = 1,53 \text{ m/s}$

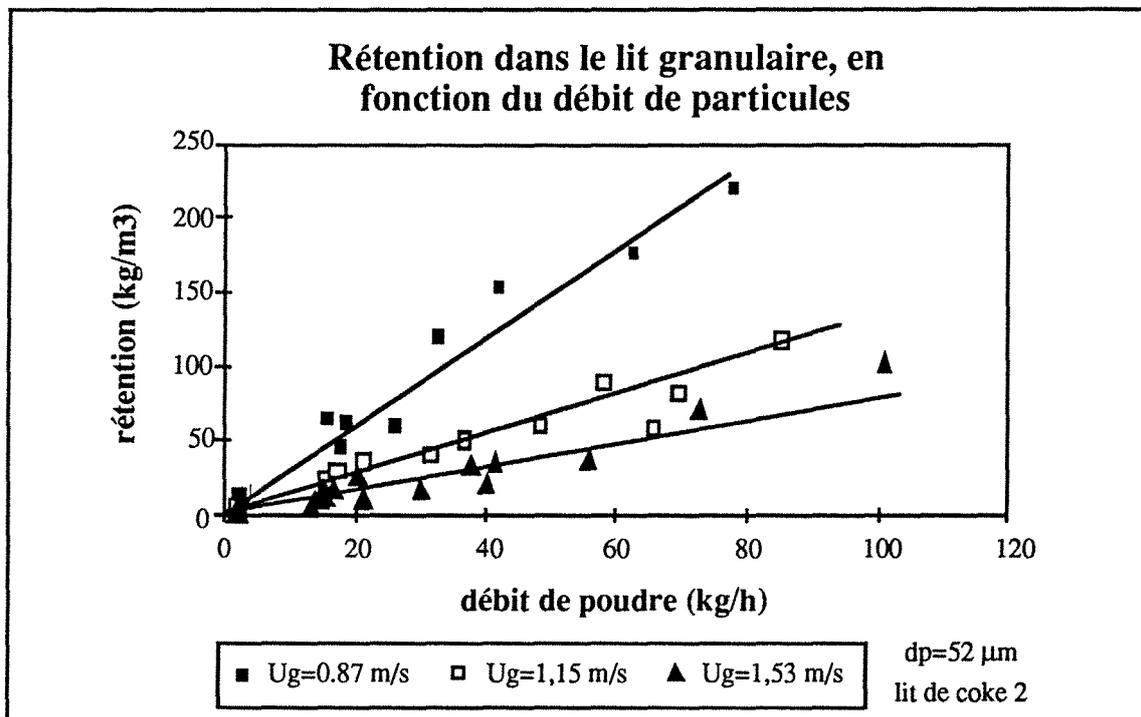


Figure IV.22: Rétention de particules en fonction du débit de particules injectées, pour le lit de coke n°2

Par contre, sur les pertes de charge, il n'apparaît pas de différences sensibles entre les trois vitesses de gaz (figure IV.23).

L'augmentation des pertes de charge dans le lit granulaire grandit linéairement avec le débit de particules, suivant une loi:

$$\frac{\Delta P}{Z} - \frac{\Delta P_0}{Z} = 9,74 Q_p \quad \text{où } \frac{\Delta P}{Z} \text{ et } \frac{\Delta P_0}{Z} \text{ sont en Pa/m et } Q_p \text{ en kg/h}$$

Cette relation traduit l'évolution des pertes de charge pour les trois vitesses de gaz.

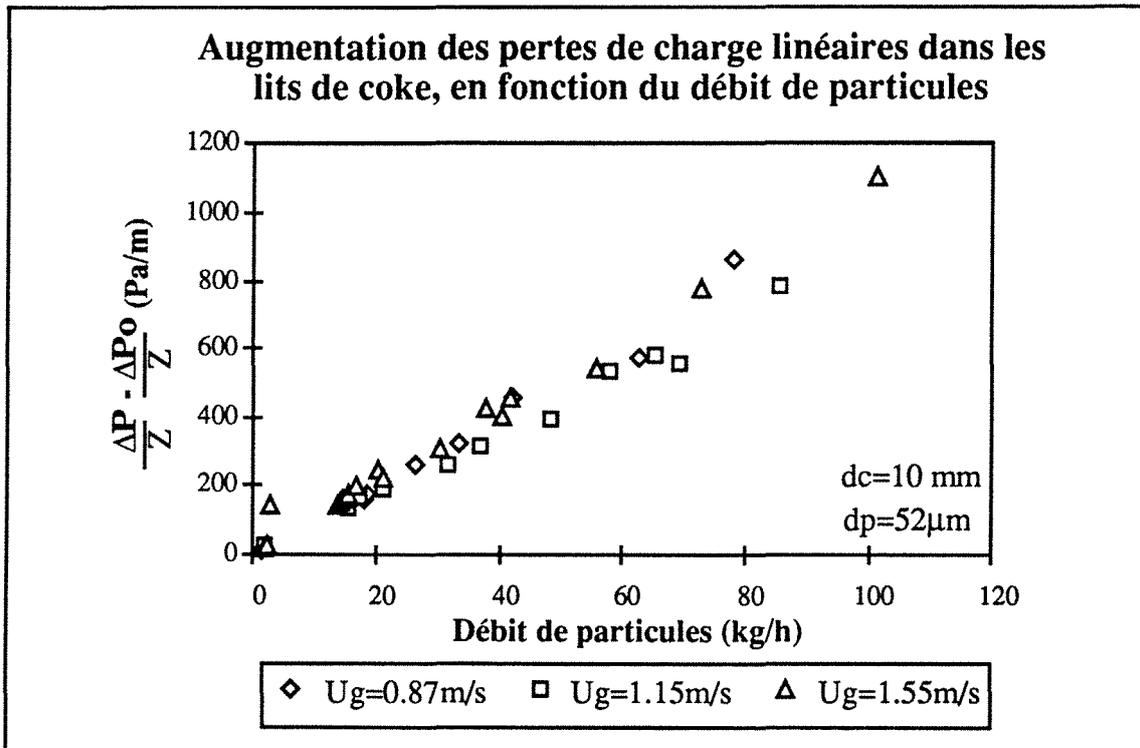


Figure IV.23: Augmentation des pertes de charge linéaires dans le second lit de coke, en fonction du débit des particules

Afin de prendre en compte l'effet de la vitesse de gaz sur la rétention de particules, nous représentons la rétention de particules, non plus en fonction du débit de solide, mais en fonction du rapport des débits massiques de particules et de gaz (figure IV.24).

La rétention de particules reste relativement faible lorsque le rapport des débits massiques est faible.

**La rétention augmente rapidement dès que le rapport des débits dépasse la valeur de 0,8.**

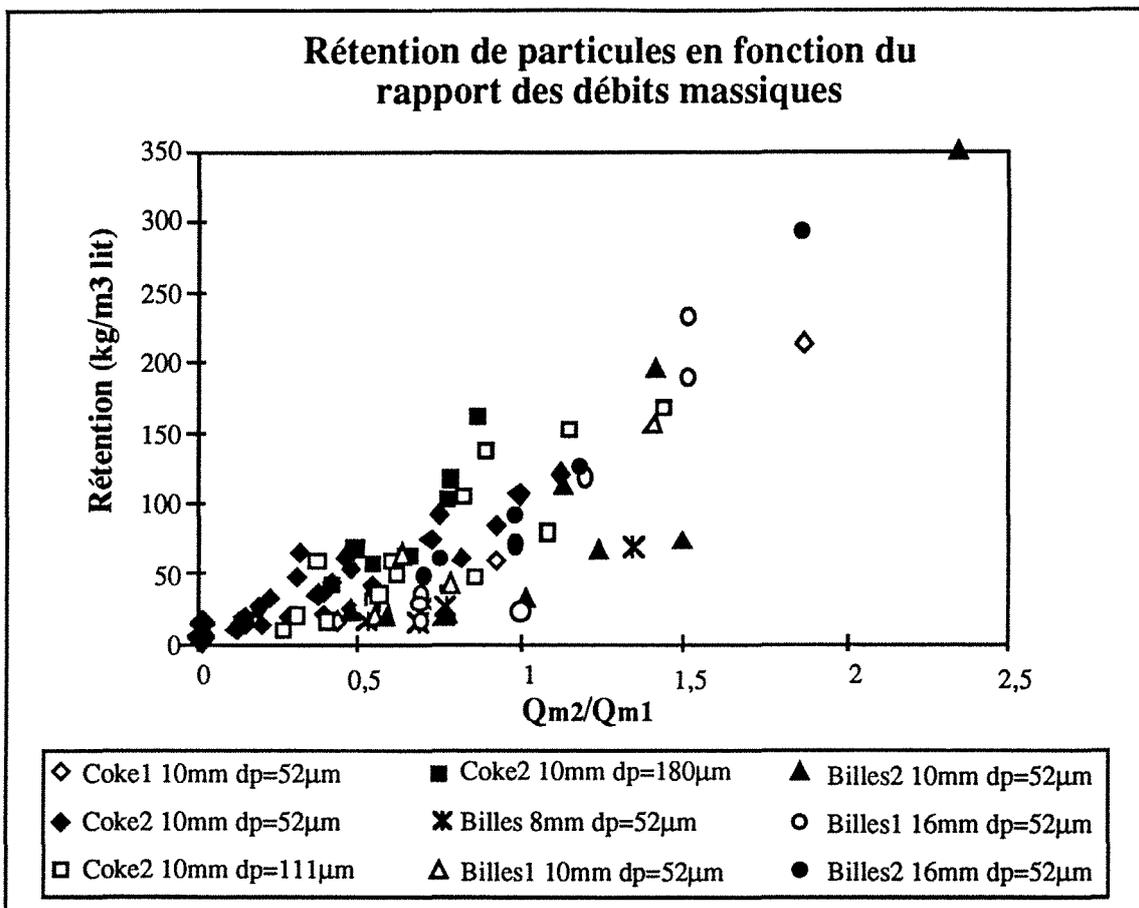


Figure IV.24: Rétention en fonction du rapport des débits massiques

Enfin pour traiter ensemble les différents lits granulaires utilisés, il peut être utile d'utiliser la variation de la porosité du lit (figure IV.25).

Nous comparons la variation de la porosité par rapport à la porosité initiale du lit granulaire, en fonction du rapport des débits massiques.

La porosité modifiée  $\varepsilon$  est calculée à partir de la rétention  $\sigma$ :

$$\varepsilon = \varepsilon_0 \left( 1 - \left( \frac{\sigma}{\rho_{\text{part}}} \right) \right) \quad \varepsilon_0: \text{porosité initiale}$$

La relation s'établit ainsi pour les microbilles ( $\rho_{\text{part}} = 2500 \text{ kg/m}^3$ ):

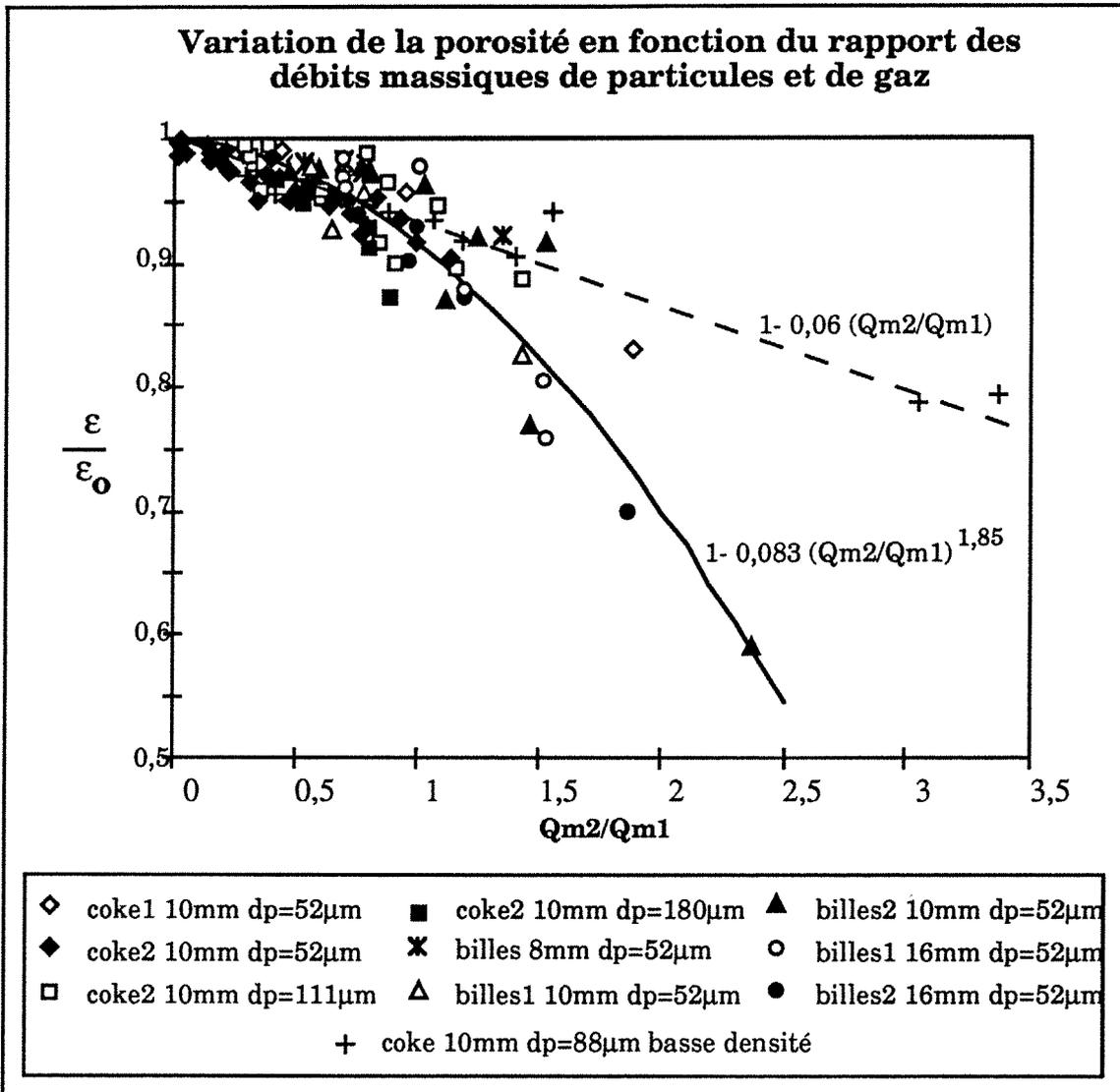
$$\frac{\varepsilon}{\varepsilon_0} = 1 - 0,083 \left( \frac{Q_{m2}}{Q_{m1}} \right)^{1,85}$$

avec  $Q_{m2}$  et  $Q_{m1}$  les débits massiques de particules et de gaz

Pour les microbulles de verre, moins dense ( $\rho_{\text{part}} = 500 \text{ kg/m}^3$ ), on a:

$$\frac{\varepsilon}{\varepsilon_0} = 1 - 0,06 \left( \frac{Q_{m2}}{Q_{m1}} \right)$$

Nous avons un moyen de prédiction de la variation de la porosité en fonction des débits injectés. Ces formules rendent bien compte de l'accroissement de la rétention de particules lorsque les vitesses de gaz diminuent c'est à dire lorsque le rapport massique de débits de gaz et de particules augmente.



*Figure IV.25: Variation de la porosité des lits granulaires en fonction du rapport des débits massiques*

#### IV.2.6. Influence de la densité des particules sur la rétention

Des essais ont également été réalisés avec des particules ayant une masse volumique cinq fois plus faible ( $\rho_{part} = 500 \text{ kg/m}^3$ ) que les particules

habituelles utilisées. Cela a permis de mesurer l'influence de la densité des particules sur la rétention au sein du lit granulaire (figure IV.26).

Pour le débit de particules de 40kg/h, la courbe a la même forme que pour les particules plus denses. La rétention est faible pour les fortes vitesses de gaz et plus importante pour les faibles vitesses de gaz. La rétention est toutefois plus sensible à la vitesse de gaz dans ce cas. Elle décroît plus rapidement lors de la vitesse augmente, pour les fortes vitesses de gaz.

La rétention passe de 11,7 kg/m<sup>3</sup> pour une vitesse de gaz de 1,16m/s à 24,5 kg/m<sup>3</sup> pour une vitesse de 0,36m/s. Pour la vitesse de gaz de 0,20m/s, il y a 62,0kg/m<sup>3</sup> de particules retenues dans le lit.

**La transition entre les deux régimes de rétention se fait aux alentours d'une vitesse de 0,35m/s.**

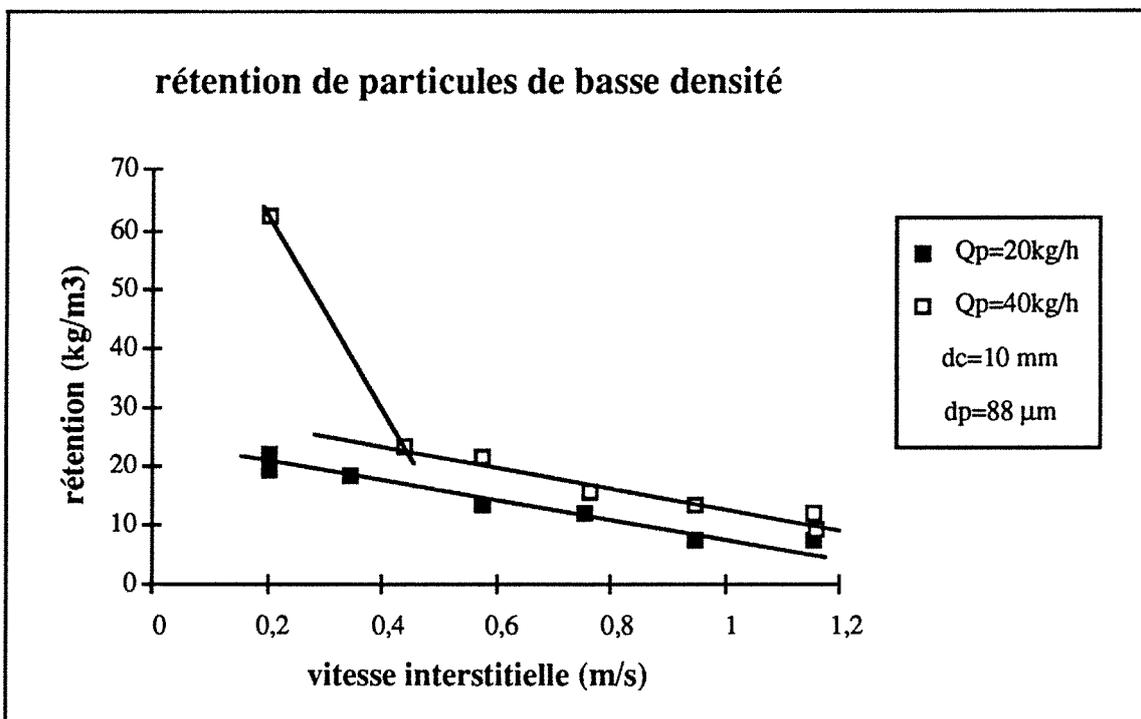


Figure IV.26: Rétention pour des particules de masse volumique 500kg/m<sup>3</sup> dans un lit de coke de 10mm de diamètre

Des essais à un débit de particules plus faible, à savoir 20kg/h, ont également été réalisés. Pour ce débit et dans la plage de vitesse accessible sur la maquette, il n'y a que de faibles rétentions. Le régime de forte rétention n'est jamais atteint. Par contre, la même décroissance de la

réétention lorsque la vitesse de gaz augmente peut être observée. Cette réétention est toujours inférieure à la réétention pour le débit de particules plus grand. L'écart de réétention entre les deux débits est quasiment constant et très proche de  $7\text{kg/m}^3$  sur toute la gamme des fortes vitesses.

En reprenant le critère de changement de régime à partir d'un rapport massique des débits de gaz et de solide de l'ordre de 0,8, on se rend compte que cette valeur n'est jamais atteinte, pour le faible débit de particules (au maximum  $\frac{Q_{m2}}{Q_{m1}} = 0,75$  pour la plus faible vitesse de gaz: 0,21m/s).

Par contre, **pour le débit de particules de 40kg/h**, le rapport  $\frac{Q_{m2}}{Q_{m1}}$  passe 0,79 à une vitesse de 0,36m/s (faible réétention) à 1,5 pour une vitesse de gaz de 0,21m/s (forte réétention).

**Le critère de discrimination entre les régimes de réétention  $\frac{Q_{m2}}{Q_{m1}}$  est aussi valable pour des particules de masse volumique plus faible.**

Cependant, l'augmentation des pertes de charge linéaires du lit nous indique que pour les deux débits de particules, il se produit un changement de régimes de réétention, à faible vitesse de gaz (figureIV.27).

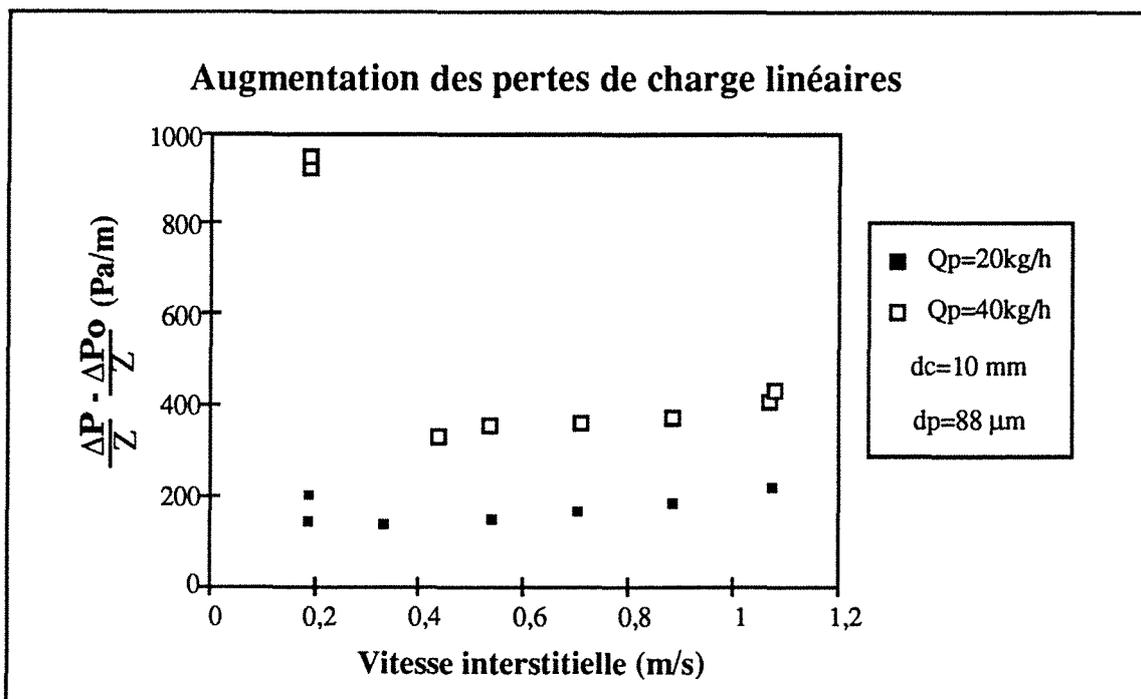


Figure IV.27: Augmentation des pertes de charge linéaires pour des particules de masse volumique  $500\text{kg/m}^3$

Même si, pour le plus faible débit de particules, l'augmentation des pertes de charge linéaires est relativement faible, il apparaît tout de même que le régime de forte rétention est atteint à cette vitesse.

**Il apparaît, ainsi, qu'il vaut mieux exécuter la détermination de la vitesse de transition entre les régimes de rétention à partir des courbes de pertes de charge.**

### ***IV.3. Récapitulatifs des résultats***

Nous avons fait, d'une part, certaines observations qualitatives sur la maquette et, d'autre part, des interprétations à partir des résultats expérimentaux.

**D'une part, deux régimes de rétention de particules dans le lit ont été visuellement observés.**

**Pour les grandes vitesses de gaz,** les particules accumulées sont réparties de façon homogène sur l'ensemble du lit granulaire, tant sur la hauteur que sur la section. Les particules se déposent sur le dessus des grains et forment de petits tas ayant une couche superficielle fluide et un coeur stable.

**Pour les vitesses de gaz plus faibles,** les particules ont un mouvement descendant en paroi et ascendant au centre de la colonne. L'accumulation de particules est très importante dans le lit granulaire. Elle est située essentiellement dans le bas du lit. Les particules s'accumulent sur et entre les grains constituant le lit granulaire. Les particules déposées remplissent quasiment tout l'espace libre du bas du lit. La concentration en particules dans la partie supérieure du lit est beaucoup plus faible. Ces phénomènes sont identiques à ceux observés dans un lit fluidisé dense.

Enfin, la sédimentation joue un rôle, bien que lent, sur le transport et la rétention de particules dans le milieu granulaire. La déviation des particules est d'autant plus grande que la vitesse de gaz est faible.

D'autre part, l'influence de différents paramètres ont été caractérisée, notamment pour ce qui est des pertes de charge à vide des lits, de l'augmentation de ces dernières lors des injections de particules et de la présence de particules accumulées dans le lit granulaire.

Les pertes de charge à vide des lits granulaires ont été caractérisées par une loi à deux termes. Le premier représente les pertes dues à la viscosité du fluide et le second correspond à celles dues à l'inertie.

L'injection de particules entraîne une accumulation de particules dans le lit granulaire et donc une augmentation des pertes de charge. A faible vitesse de gaz, la rétention est très importante et à forte vitesse, elle est plus faible. La rétention augmente avec la taille des particules, leur masse volumique et leur débit. La taille des grains ne semble pas l'influencer.

Les pertes de charge dans le lit granulaire sont directement reliées à la rétention de particules. Plus la rétention est forte, plus l'augmentation des pertes de charge est importante.

L'accroissement des pertes de charge connaît plusieurs phases, lorsque la vitesse de gaz augmente. A faible vitesse, les particules se déposent en bas du lit et les pertes de charge sont très élevées. Ensuite, lorsque la vitesse augmente, on atteint une zone où la différence entre les pertes de charge initiales et finales reste relativement constante. Enfin, aux plus fortes vitesses, cette différence augmente à nouveau, à cause des particules transportées par le gaz.

La vitesse limite de transition entre les régimes de rétention dépend de plusieurs facteurs. Il semble préférable de la déterminer à partir des pertes de charge. A moins d'avoir un grand nombre de points expérimentaux, la précision de la vitesse n'est pas très bonne.

Une taille de particules plus grande entraîne une vitesse de transition plus grande. La vitesse de transition augmente avec la masse volumique des particules. Par contre le débit de particules ne joue pas de rôle sur la vitesse de transition. La vitesse de transition augmente avec la taille des grains constituant le lit.

## V. REPRESENTATION THEORIQUE

Une représentation théorique a été développée afin de représenter les forces mises en jeu dans un écoulement diphasique gaz-particules en milieu granulaire, ainsi que les pertes de charge et la rétention de particules dans le lit.

Cette représentation repose sur les résultats expérimentaux.

Elle se base sur les équations de conservation de la masse et de la quantité de mouvement pour les deux phases considérées (gaz et particules). Après simplifications, on aboutit à un certain nombre d'équations qui ne sont pas résolubles directement. Il est nécessaire d'utiliser deux expressions empiriques pour représenter d'une part la rétention de particules dans le lit granulaire et d'autre part la force d'interaction du lit granulaire sur les particules.

Un programme de calcul des pertes de charge et de la rétention dans le lit a été construit sur ce système d'équations. Sa sensibilité à quatre paramètres a été étudiée. Ce sont le diamètre et le débit des particules, le diamètre de coke et la porosité initiale du lit.

Cette représentation théorique a été développée afin de permettre une extrapolation ultérieure des résultats à d'autres configurations (au haut fourneau, par exemple).

### *V.1. Hypothèses et simplifications*

La représentation théorique est basée sur une approche eulérienne, tant pour la phase gazeuse que pour la phase solide.

Les forces agissant sur la phase gazeuse ont une forme connue, par contre les forces agissant sur les particules ne sont pas toutes bien maîtrisées, notamment les forces d'interaction entre les particules et le lit granulaire. Par des relations empiriques, il est possible de déterminer cette force des particules sur le milieu granulaire et la porosité modifiée par la rétention déposée  $\sigma_d$  de particules au sein du lit granulaire par rapport à la porosité initiale  $\epsilon_0$ . Par le calcul, on en déduit ensuite la rétention transportée  $\sigma_t$  et la rétention totale  $\sigma$ .

Les pertes de charge sont calculées à partir des coefficients expérimentaux déterminés à partir des pertes de charge à vide des lit granulaires.

Dans le modèle de calcul, **seules des valeurs moyennes sont utilisées pour les différents paramètres** tels que la vitesse de gaz  $U_g$ , le diamètre des particules  $d_{part}$  ou le diamètre des grains  $d_c$ .

De plus, **la rétention transportée et le champ de vitesses du gaz sont considérés comme étant homogènes sur l'ensemble du lit**, bien que ce ne soit pas exactement la réalité. En effet, il existe des zones mortes, des passages préférentiels, des courbures des lignes de courant, des effets de sillage qui ont tendance à concentrer les particules sur une partie de l'écoulement (figure V.1).

L'homogénéité de la concentration en particules et de la vitesse de gaz sur la hauteur du lit granulaire est une restriction d'utilisation du programme, notamment pour les essais où la rétention de particules est majoritairement déposée dans le bas du lit.

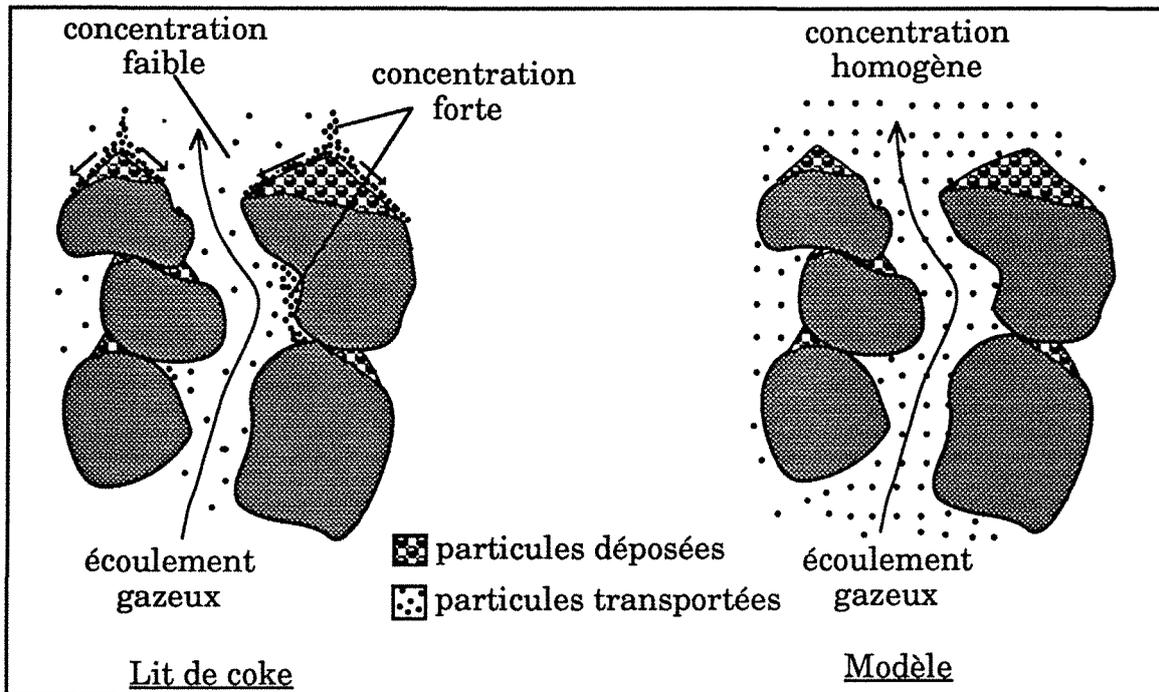


Figure V.1: Répartition des particules dans le lit de coke et dans le modèle

Tous les calculs sont fait en régime établi.

Les axes utilisés dans les calculs sont représentés sur la figure V.2. L'axe des z suivant lequel se font les écoulements est orienté verticalement vers le haut.

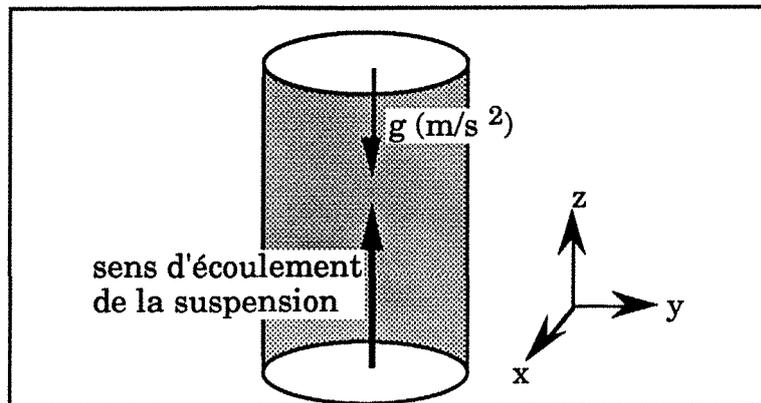


figure V.2: les axes utilisés pour la représentation théorique

### **V.2. Démarche suivie**

L'interprétation théorique repose essentiellement sur le calcul des forces agissant sur le gaz et sur les particules. Nous ne disposons pas d'équation pour la force de freinage des particules sur le coke. C'est cette force que nous allons estimer. Les autres forces sont calculées à partir de formes classiques. Nous évaluerons la valeur de la rétention par une loi empirique déterminée à l'aide de nos expériences. Par le calcul, nous estimerons la valeur de la rétention transportée par rapport à la rétention déposée.

Dans un premier temps, on détermine, pour chacune des expériences, ces différentes forces. On en déduit ensuite la valeur de la force de freinage du lit de coke sur les particules  $F_{\text{coke/part.}}$ , ainsi que les valeurs des rétentions et des vitesses de particules.

Connaissant la valeur de cette force pour tous les essais, on en déduit une formulation empirique de cette force. C'est cette expression que nous utilisons dans nos calculs.

Avant de détailler les différentes étapes du traitement des données, il est nécessaire de définir quelques notations spécifiques utilisées dans les équations de base de notre représentation théorique.

### ***V.3. Les notations spécifiques***

L'indice  $i=1$  est utilisé pour les gaz et l'indice  $i=2$  pour les particules

$I_i$  : interaction des autres phases sur la phase  $i$

$C_d$  : Coefficient de traînée d'une particule isolée

$C_{d_{mod}}$  : Coefficient de traînée modifié d'une particule non isolée

$d_c$  : diamètre de coke

$d_{part}$  : diamètre des particules

$F_{coke/gaz}$  : force d'interaction du lit granulaire sur le gaz

$F_{part/gaz}$  : force d'interaction des particules sur le gaz

$F_{coke/part}$  : force d'interaction du lit granulaire sur les particules

$h_k, h_b$  : coefficients expérimentaux dans la relation d'Ergun

$N_{part}$  : Nombre de particules dans  $1 \text{ m}^3$  de gaz

$P$  : pression

$r_i$  : fraction volumique de la phase  $i$  dans le mélange gaz-particules

$S_m$  : terme source de masse

$S_{\phi_i}$  : terme source de quantité de mouvement pour la composante  $i$  du vecteur vitesse

$\vec{U}_i$  : vecteur vitesse interstitielle  $\vec{U}_i (u, v, w)$

$\rho_i$  : masse volumique de la phase  $i$

$\mu_i$  : viscosité dynamique de la phase  $i$

$\phi_c$  : facteur d'ajustement qui vaut 1 pour les billes et 0,436 pour le coke

$\varepsilon_0$  : porosité initiale

$\varepsilon$  : porosité modifiée par la rétention de particules

$\sigma$  : rétention  $\sigma = \sigma_d + \sigma_t$

$\sigma_d$  : rétention déposée

$\sigma_t$  : rétention transportée

#### ***V.4. Les équations de base***

La représentation théorique est basée sur les équations de **conservation de la masse et de la quantité de mouvement**, pour les deux phases présentes.

##### V.4.1. Conservation de la masse

Au sein de la suspension gaz-particules, nous avons l'égalité:

$$\boxed{r_1 + r_2 = 0} \quad (1)$$

Ecrivons, ensuite, **l'équation de conservation de la masse pour la phase gazeuse (i=1)** :

$$\frac{d(r_1 \rho_1)}{dt} + \text{div} (r_1 \rho_1 \vec{U}_1) = r_1 \rho_1 S_{m_1}$$

avec  $\vec{U}_1 = \begin{pmatrix} u_1 \\ v_1 \\ w_1 \end{pmatrix}$  vecteur vitesse interstitielle de la phase 1

**Dans notre cas, il n'y a ni création, ni disparition de masse de la phase gazeuse.** Le terme source est nul.  $S_{m_1} = 0$

En régime établi, la dérivée par rapport au temps est nulle.

$$\frac{d(r_1 \rho_1)}{dt} = 0$$

L'équation, sous sa forme vectorielle, devient:

$$\text{div} (r_1 \rho_1 \vec{U}_1) = 0$$

En développant suivant les trois directions, l'équation devient:

$$\frac{d(r_1 \rho_1 u_1)}{dx} + \frac{d(r_1 \rho_1 v_1)}{dy} + \frac{d(r_1 \rho_1 w_1)}{dz} = 0$$

Dans le cas de la colonne, l'écoulement est unidirectionnel vertical. Ce qui donne:

$$\boxed{\frac{d(r_1 \rho_1 w_1)}{dz} = 0} \quad (2)$$

**L'équation de conservation de la masse pour la phase 2** (particules en suspension) a la même forme que celle de la phase gaz (i=1):

$$\frac{d(r_2 \rho_2)}{dt} + \text{div}(r_2 \rho_2 \vec{U}_2) = r_2 \rho_2 S_{m2}$$

De même, il n'y a ni création ni disparition de masse, en étant toujours en régime établi.

$$S_{m2} = 0$$

$$\frac{d(r_2 \rho_2)}{dt} = 0$$

En développant, l'équation devient également:

$$\frac{d(r_2 \rho_2 u_2)}{dx} + \frac{d(r_2 \rho_2 v_2)}{dy} + \frac{d(r_2 \rho_2 w_2)}{dz} = 0$$

En ramenant au cas de la colonne verticale, on obtient:

$$\boxed{\frac{d(r_2 \rho_2 w_2)}{dz} = 0} \quad (3)$$

#### V.4.2. Conservation de la quantité de mouvement

Pour la phase gazeuse ( $i=1$ ), l'équation de **conservation de la quantité de mouvement** s'écrit sous la forme suivante:

$$\frac{d(r_1 \rho_1 \vec{U}_1)}{dt} + \text{div} (r_1 \rho_1 \left\| \left\| \vec{U}_1 \right\| \vec{U}_1 \right\|) = - r_1 \text{grad } P + r_1 \mu_1 \nabla^2 (\vec{U}_1) \\ + r_1 \rho_1 \vec{g} + \vec{I}_1$$

avec  $\vec{I}_1$  les **interactions** des autres phases sur la phase 1.

Les autres phases interagissant avec le gaz sont le lit de coke et les particules en suspension.

On peut décomposer le terme  $\vec{I}_1$  en:

$$\vec{I}_1 = r_1 \vec{F}_{\text{coke/gaz}} + r_1 \vec{F}_{\text{part./gaz}}$$

Les forces sont exprimées en  $\text{N/m}^3_{\text{gaz}}$ .

En régime établi, la dérivée par rapport au temps disparaît.

Les forces de gravité agissant sur le gaz, ainsi que les forces de viscosité interne au gaz sont négligées devant le gradient de pression.

$$\text{div} (r_1 \rho_1 \left\| \left\| \vec{U}_1 \right\| \vec{U}_1 \right\|) = - r_1 \text{grad } P + r_1 \vec{F}_{\text{coke/gaz}} + r_1 \vec{F}_{\text{part./gaz}}$$

En développant pour la composante  $w_1$ :

$$r_1 \rho_1 u_1 \frac{d w_1}{dx} + r_1 \rho_1 v_1 \frac{d w_1}{dy} + r_1 \rho_1 w_1 \frac{d w_1}{dz} = - r_1 \frac{d P}{dz} \\ + r_1 F_{z \text{ coke/gaz}} + r_1 F_{z \text{ part./gaz}}$$

Pour les composantes  $u_1$  et  $v_1$ , la formulation de l'équation de conservation de la quantité de mouvement est analogue.

Dans le cas de la colonne, la vitesse est homogène sur la section, l'équation de conservation de la quantité de mouvement devient:

$$r_1 \rho_1 w_1 \frac{d w_1}{dz} = - r_1 \frac{d P}{dz} + r_1 F_{z \text{ coke/gaz}} + r_1 F_{z \text{ part./gaz}}$$

De plus, la vitesse est homogène également sur la hauteur:

$$r_1 \rho_1 w_1 \frac{d w_1}{dz} = 0$$

$$\boxed{0 = - \frac{d P}{dz} + F_{z \text{ coke/gaz}} + F_{z \text{ part./gaz}}} \quad (4)$$

**Pour la phase particulaire (i=2), la forme générale est:**

$$\frac{d (r_2 \rho_2 \vec{U}_2)}{dt} + \text{div} (r_2 \rho_2 \left\| \vec{U}_2 \right\| \vec{U}_2) = - r_2 \text{grad } P_2 + r_2 \rho_2 \vec{g} + \vec{I}_2$$

$\vec{I}_2$  est la somme des forces volumiques agissant sur la phase 2.

Ici, les autres phases qui interagissent sur la phase solide sont le gaz et le lit de coke.

$$\vec{I}_2 = r_2 \vec{F}_{\text{gaz/part.}} + r_2 \vec{F}_{\text{coke/part.}}$$

La force  $\vec{F}_{\text{gaz/part.}}$  est la force de traînée des particules transportées.

La force  $\vec{F}_{\text{coke/part.}}$  est une force de freinage due aux collisions des particules sur le lit de coke. Ces deux forces sont exprimées en  $N/m^3$  de particules.

Les forces de gravité sont ici prises en compte. En développant, on obtient:

$$r_2 \rho_2 u_2 \frac{d w_2}{dx} + r_2 \rho_2 v_2 \frac{d w_2}{dy} + r_2 \rho_2 w_2 \frac{d w_2}{dz} = - r_2 \frac{d P}{dz} + r_2 \rho_2 g + r_2 F_z \text{ gaz/part.} + r_2 F_z \text{ coke/part.}$$

Pour la composante  $w_2$ , la vitesse étant homogène, l'équation s'écrit :

$$0 = - \frac{d P}{dz} + \rho_2 g + F_z \text{ gaz/part.} + F_z \text{ coke/part.} \quad (5)$$

La formulation est similaire pour  $u_2$  et  $v_2$ .

La force  $F_z \text{ coke/part.}$  est une force due aux collisions entre les particules et le lit granulaire. Elle freine les particules.

Elle est exprimée en  $N/m^3_{\text{part.}}$

Définissons maintenant les forces d'interaction entre les phases.

#### V.4.3. Expression de la force d'interaction du lit granulaire sur la phase gazeuse

La première force d'interaction rencontrée est la force d'interaction du lit granulaire sur le gaz ( $F_{\text{coke/gaz}}$ ). L'action du lit de coke sur le gaz se fait sous forme de dissipation d'énergie par frottement. Elle est exprimée comme une perte de charge, souvent sous la forme de la relation d'Ergun. Cette dernière relation est fiable. De nombreux auteurs (Mac Donald [7] ou bien Dullien [56] par exemple) ont démontré qu'elle est en bon accord avec les résultats expérimentaux, dans les conditions définies par Ergun.

L'expression de la force d'interaction prend la forme:

$$r_1 \vec{F}_{\text{coke/gaz}} = - A \vec{U}_1 - B \left\| \vec{U}_1 \right\| \vec{U}_1$$

L'écoulement étant monodimensionnel, on a:

$$r_1 F_z \text{ coke/gaz} = - A w_1 - B w_1 | w_1 |$$

$$\boxed{F_z \text{ coke/gaz (N/m}^3 \text{ gaz)} = - \frac{1}{r_1} (A w_1 + B w_1 | w_1 | )} \quad (6)$$

$$\text{avec } A = 36 h_k \mu_1 \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^2} \frac{1}{d_c^2} \text{ et } B = 6 h_b \rho_1 \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon} \frac{1}{d_c}$$

Le lit granulaire ne correspond pas exactement aux conditions expérimentales qu'Ergun avait définies. Les coefficients expérimentaux que nous utilisons ont été obtenus expérimentalement, sur nos lits granulaires.

En effet, la relation d'Ergun a été déterminée en l'absence de particules transportées. La porosité peut être modifiée de manière notable lorsque la rétention déposée de particules devient importante.

Pour tenir compte de la présence de particules déposées dans le lit, une porosité modifiée par la rétention déposée de particules est définie:

$$\boxed{\epsilon = \epsilon_0 - \frac{\sigma_d}{\rho_2}} \quad (7)$$

Cette variation de la porosité ne fait pas intervenir une modification de la surface spécifique des grains, mais une diminution du volume disponible à l'écoulement.

Pour chaque lit granulaire utilisé, nous avons calculé un couple de coefficients expérimentaux ( $36h_k$ ,  $6h_b$ ). Ce sont ces couples de coefficients expérimentaux qui sont utilisés pour le calcul des pertes de charge dans le lit granulaire (tableau IV.1).

Dans nos essais, c'est essentiellement le terme inertiel qui est prépondérant (il est deux à dix fois plus grand que le terme visqueux).

#### V.4.4. Expression de la force des particules sur le gaz

La force  $F_{\text{part./gaz}}$  exprime l'action des particules sur le gaz. Cette action s'oppose à l'écoulement des gaz dans le lit granulaire. La force  $F_{\text{part./gaz}}$  est opposée à la force de traînée exercée par le gaz sur les particules.

La force de traînée d'une particule est fonction de la vitesse relative entre la particule et le gaz, de la particule (diamètre et masse volumique) et du gaz (masse volumique, viscosité):

$$\vec{F}_{\text{traînée}} \text{ (N)} = -\frac{1}{2} C_d \rho_1 \left\| \vec{U}_1 - \vec{U}_2 \right\| (\vec{U}_1 - \vec{U}_2) \frac{\pi d_{\text{part}}^2}{4}$$

Le coefficient de traînée  $C_d$  entrant dans le calcul de la force de traînée dépend du nombre de Reynolds ainsi défini (Lapple [10] et Schiller [13]):

$$\text{Re} = \frac{\left\| \vec{U}_1 - \vec{U}_2 \right\| d_{\text{part}} \rho_1}{\mu_1}$$

$$\text{Pour } \text{Re} < 1 \quad C_d = \frac{24}{\text{Re}}$$

$$\text{Pour } 1 < \text{Re} < 1000 \quad C_d = \frac{24}{\text{Re}} (1 + 0,15 \text{Re}^{0,687})$$

$$\text{Pour } \text{Re} > 1000 \quad C_d = 0,44$$

Dans un nuage de particules transportées par un gaz, il se produit des phénomènes d'entraînement d'une particule par celle qui la précède. Une petite partie de fluide est mise en mouvement juste derrière chaque particule.

Le coefficient de traînée d'une particule d'une suspension est donc modifié par rapport à une particule isolée dans le fluide. Le coefficient de traînée est plus fort dans le cas des suspensions de particules.

On définit alors un coefficient de traînée modifié  $C_{d_{mod}}$  par la fraction volumique des particules dans le mélange (Yang [18]):

$$\boxed{C_{d_{mod}} = C_d (1 - r_2)^{-4,7} = C_d r_1^{-4,7}} \quad (8)$$

Pour calculer la force totale des particules sur le gaz, il faut connaître le nombre moyen de particules présentes dans la suspension. Ce nombre est calculé pour un mètre cube de gaz, en utilisant le diamètre moyen des particules:

$$N_{part.} = \frac{r_2}{r_1} \frac{6}{\pi d_{part}^3} \left( \frac{\text{particules}}{\text{m}^3 \text{gaz}} \right)$$

La force s'écrit donc (en  $\frac{N}{\text{m}^3 \text{gaz}}$ ):

$$\vec{F}_{part./gaz} = - \frac{r_2}{r_1} \frac{3}{4} \frac{\rho_1 C_{d_{mod}}}{d_{part}} \left\| \vec{U}_1 - \vec{U}_2 \right\| (\vec{U}_1 - \vec{U}_2)$$

Pour la composante  $w_1$ , la force d'interaction des particules sur le gaz s'écrit finalement:

$$F_{z \text{ part./gaz}} = - \frac{r_2}{r_1} \frac{3}{4} \frac{\rho_1 C_{d_{mod}}}{d_{part}} \left\| \vec{U}_1 - \vec{U}_2 \right\| (w_1 - w_2)$$

Etant dans un écoulement monodimensionnel, nous arrivons à:

$$\boxed{F_{z \text{ part./gaz}} = - \frac{r_2}{r_1} \frac{3}{4} \frac{\rho_1 C_{d_{mod}}}{d_{part}} |w_1 - w_2| (w_1 - w_2)} \quad (9)$$

#### V.4.5. Expression de la force du gaz sur les particules

La force  $F_{\text{gaz/part.}}$  représente l'action opposée à celle de la force des particules sur le gaz. C'est la force de traînée exercée par le gaz sur les particules. Elle s'exprime en  $\frac{N}{m^3_{\text{part.}}}$  alors que la force du gaz sur les particules était ramenée à des  $m^3$  de gaz. C'est une force d'entraînement des particules.

La forme de la force de traînée d'une particule appartenant à une suspension est:

$$\vec{F}_{\text{gaz/part.}} = \frac{1}{2} C_{d\text{mod}} \rho_1 \left\| \vec{U}_1 - \vec{U}_2 \right\| (\vec{U}_1 - \vec{U}_2) \frac{\pi d_{\text{part}}^2}{4}$$

Il y a  $\frac{6}{\pi d_{\text{part}}^3}$  particules par mètre cube de particules.

d'où:

$$\vec{F}_{\text{gaz/part.}} = \frac{3}{4} \frac{\rho_1 C_{d\text{mod}}}{d_{\text{part}}} \left\| \vec{U}_1 - \vec{U}_2 \right\| (\vec{U}_1 - \vec{U}_2)$$

Pour la composante  $w_1$ , la force d'interaction du gaz sur les particules s'écrit:

$$F_{z \text{ gaz/part.}} = \frac{3}{4} \frac{\rho_1 C_{d\text{mod}}}{d_{\text{part}}} \left\| \vec{U}_1 - \vec{U}_2 \right\| (w_1 - w_2)$$

Etant dans un écoulement monodimensionnel, elle est simplifiée:

$$\boxed{F_{z \text{ gaz/part.}} = \frac{3}{4} \frac{\rho_1 C_{d\text{mod}}}{d_{\text{part}}} |w_1 - w_2| (w_1 - w_2)} \quad (10)$$

#### V.4.6. Expression de la force du coke sur les particules

L'action du coke sur les particules est une action d'opposition à l'écoulement des particules. Elle est due, entre autres, aux chocs des particules sur les grains de coke, aux trajectoires des particules qui sont plus tortueuses. Cette force est la plus délicate à estimer dans notre cas. En effet, nous n'avons pas, dans ce cas, de formulation de la force comme c'est le cas pour les autres forces.

La force  $F_{\text{coke/part}}$  du lit granulaire sur les particules ne se calcule pas théoriquement. Il est nécessaire de la déterminer expérimentalement, à partir de nos essais.

Pour cela, un programme de dépouillement des essais a été élaboré.

##### *Méthode de détermination expérimentale de la force $F_{\text{coke/part}}$*

Pour chaque essai, les débits massiques de gaz et de solides  $Q_{m1}$  et  $Q_{m2}$ , ainsi que les caractéristiques du lit granulaire ( $d_c$ ,  $\epsilon$ ) et celles des particules ( $d_{\text{part}}$ ) sont connus.

Les pertes de charge (à vide et en régime établi) et la rétention totale de particules sont mesurées.

L'objectif est de déterminer les différentes forces, notamment la force  $F_{\text{coke/part}}$ , les fractions volumiques des deux phases dans la suspension ( $r_1$  et  $r_2$ ) et la répartition de la rétention totale entre rétention déposée et rétention transportée.

Le principe général du programme est de calculer les différentes forces auxquelles nous avons accès, d'en déduire les autres et d'itérer sur la valeur de la concentration en solide  $r_2$  afin boucler le bilan de forces.

La fraction volumique et la vitesse du gaz, le gradient de pression et la force  $F_{\text{coke/gaz}}$  sont calculés:

$$r_1 = 1 - r_2$$

$$w_1 = \frac{Q_{m1}}{r_1 \rho_1 S \epsilon} \quad S \text{ section de passage}$$

$$\text{grad } P = - \frac{dP}{dz} \quad \text{en } N/m^3_{\text{mélange}}$$

$$r_1 F_{z \text{ coke/gaz}} (N/m^3_{\text{mélange}}) = - 36h_k \mu_1 \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^2} \frac{1}{d_c^2} w_1 - 6h_b \rho_1 \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon} \frac{1}{d_c} w_1^2$$

La vitesse des particules  $w_2$  et la force  $F_{z \text{ part./gaz}}$  sont calculées:

$$w_2 = \frac{Q_{m2}}{r_2 \rho_2 S \epsilon}$$

$$r_1 F_{z \text{ part./gaz}} (N/m^3_{\text{mélange}}) = - \frac{3}{4} \frac{C_{d \text{ mod}}}{d_{\text{part}}} (w_1 - w_2)^2 r_2$$

On cherche à vérifier l'équation (4):

$$0 = - \frac{dP}{dz} + F_{z \text{ coke/gaz}} + F_{z \text{ part./gaz}} \quad (4)$$

La somme des forces calculées et les résultats expérimentaux des pertes de charge dans le lit granulaire sont alors comparés.

Si besoin, la valeur de  $r_2$  est modifiée dans le sens d'une rétention moins transportée et plus déposée sur les grains ( $r_2 < r_{2 \text{ initial}}$ ).

Les calculs sont effectués jusqu'à avoir l'égalité entre la somme des forces et le gradient de pression mesuré.

Une fois l'égalité atteinte, les forces sur la phase solide sont calculées:

$$F_{z \text{ gaz/part.}} = - \frac{r_2}{r_1} F_{z \text{ part./gaz}}$$

$$F_{z \text{ coke/part.}} = - F_{z \text{ gaz/part.}} - \rho_2 g_z + \frac{dP}{dz} \quad \text{avec } g_z = - 9,81 \text{ m/s}^2$$

Enfin la partie transportée et la partie déposée de la rétention peuvent être déduites des résultats précédents:

$$\sigma_t = r_2 \rho_2 \varepsilon$$

$$\sigma = \sigma_d + \sigma_t$$

Pour chaque essai, on calcule ainsi la valeur de la force  $F_{z \text{ coke/part}}$  et les valeurs des fractions volumiques de gaz et de solide qui permettent de réaliser le bilan de forces.

Connaissant toutes les forces d'interaction du lit granulaire sur les particules, on peut déterminer l'expression empirique retenue pour la force  $F_{z \text{ coke/part}}$ .

L'expression retenue est celle qui caractérise le mieux nos résultats expérimentaux. Elle fait intervenir essentiellement la vitesse de gaz sous la forme du nombre de Reynolds, le diamètre des particules, le diamètre des grains constituant le lit granulaire ainsi que la nature de ces grains.

Les essais permettent de définir les différents coefficients en fonction de ces paramètres. L'expression retenue est:

$$F_{z \text{ coke/part.}} = 39000 \phi_c \left( \frac{52 \cdot 10^{-6}}{d_{\text{part}}} \right)^{1,984} \left( 1 + \left( \frac{8 \cdot 10^{-5}}{d_c} \right)^{2,364} Re^2 \right) \quad (11)$$

Avec  $\phi_c = 0,436$  pour les grains de coke et 1 pour les billes de verre.

Cette représentation théorique de la force  $F_{\text{coke/part.}}$  a été obtenue sur l'ensemble des essais (tous les débits de gaz et de solides, tous les diamètres de particules et tous les lit granulaires ont été pris en compte).

L'estimation de cette force a été faite pour des particules de  $2500 \text{ kg/m}^3$  de masse volumique.

Ce n'est qu'ensuite que les essais réalisés avec des particules moins denses ( $500 \text{ kg/m}^3$ ) ont été ajoutés.

Bien qu'il n'apparaisse pas de terme relatif à la masse volumique des particules dans nos calculs, les résultats obtenus pour cette densité sont également bons.

Sur la figure V.3, les valeurs calculées par notre expression empirique sont comparées aux valeurs déterminées à partir des résultats expérimentaux:

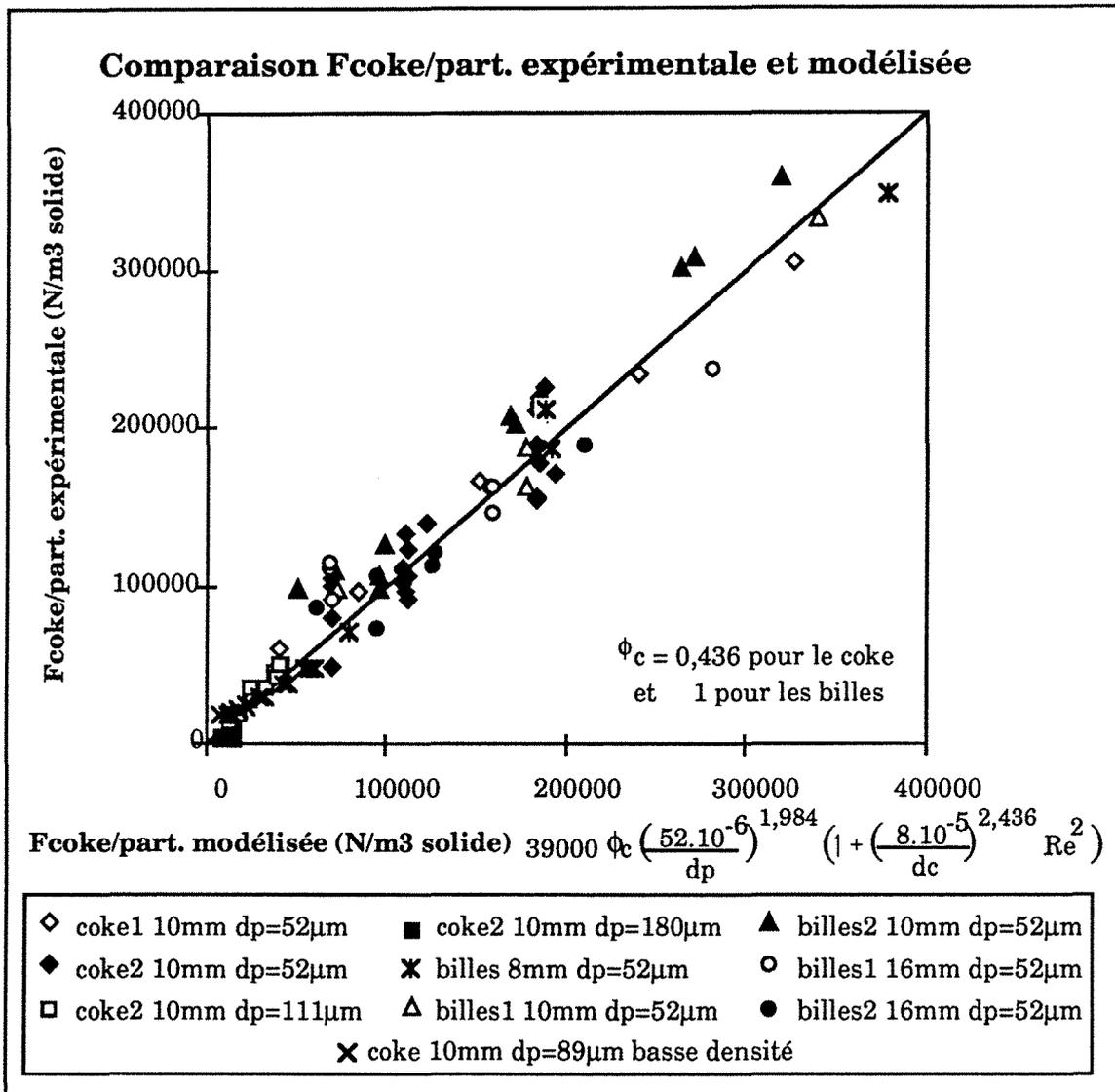


Figure V.3: Comparaison  $F_{\text{coke/part.}}$  modélisée -  $F_{\text{coke/part.}}$  calculée à partir des données expérimentales

Le calcul théorique de la force du coke sur les particules est en bon accord avec l'ensemble des résultats, surtout lorsque les vitesses sont suffisamment élevées pour transporter complètement les particules.

Les valeurs obtenues par le calcul pour les particules de plus faible densité sont très proches des valeurs déterminées à partir des essais. Ces particules respectent bien les limitations du modèle. Cela tend à prouver que cette formulation est facilement extrapolable à d'autres densités de particules.

Cependant, pour les plus grosses particules, elle sur-estime la valeur de la force d'environ 40% (figureV.4).

Une des hypothèses de départ est l'homogénéité des vitesses sur l'ensemble du lit granulaire. Dans le cas des grosses particules, les essais ont montré que, dans nos conditions, la rétention était toujours très importante et déposée dans le bas du lit. La condition n'est donc plus satisfaite et il n'est pas étonnant que le calcul évalue mal cette force.

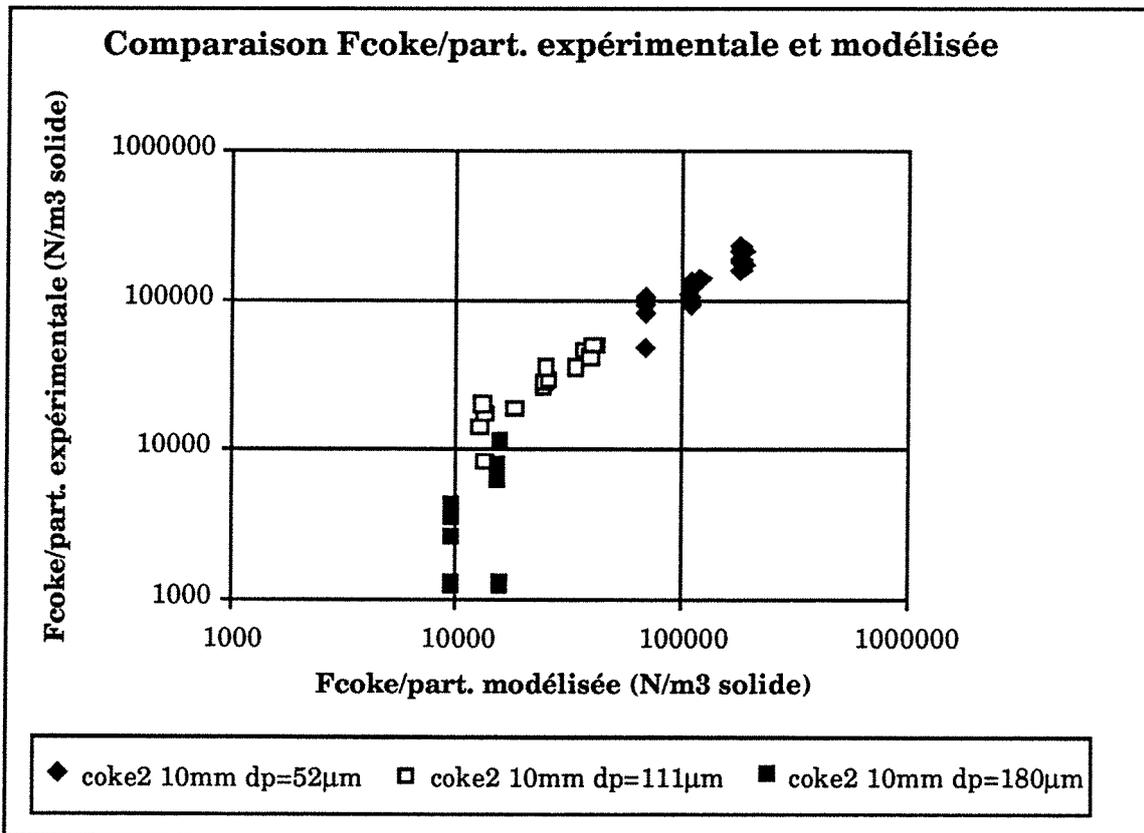


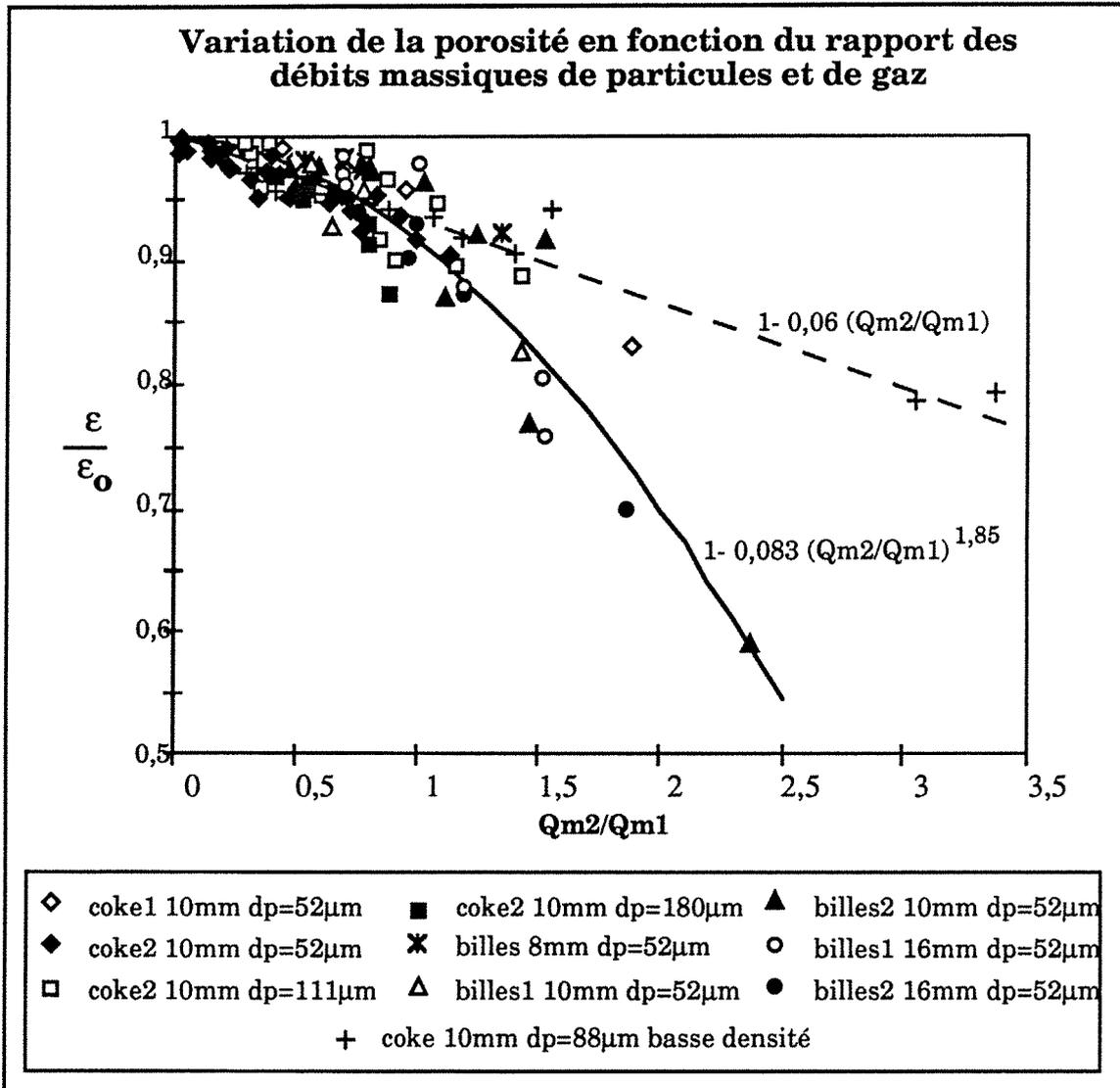
Figure V.4: Comparaison  $F_{\text{coke/part.}}$  modélisée -  $F_{\text{coke/part.}}$  pour les plus grosses particules

Il faudra donc prévoir un module spécifique pour traiter le cas où la rétention se dépose dans le bas du lit.

### V.5. Evaluation théorique de la rétention de particules

La rétention de particules dans le lit granulaire modifie les caractéristiques du lit, notamment en ce qui concerne sa porosité.

La variation de la porosité du lit granulaire a été estimée à partir des données expérimentales. Elle permet, à partir de la porosité initiale du lit et du rapport des débits massiques de gaz et de particules, de prévoir la porosité modifiée qu'il faut prendre en compte dans le lit.



*Figure V.5: Variation de la porosité en fonction du rapport des débits massiques du gaz et des solides*

On obtient pour les particules de 2500kg/m<sup>3</sup> de masse volumique:

$$\frac{\varepsilon}{\varepsilon_0} = 1 - 0,083 \left( \frac{Q_{m2}}{Q_{m1}} \right)^{1,85} \quad \text{indice 1 pour le gaz et 2 pour les particules}$$

Pour les particules de masse volumique  $500\text{kg/m}^3$ , la variation de la porosité est directement proportionnelle au rapport des débits massiques:

$$\frac{\varepsilon}{\varepsilon_0} = 1 - 0,06 \left( \frac{Q_{m2}}{Q_{m1}} \right) \quad \text{indice 1 pour le gaz et 2 pour les particules}$$

On peut envisager de faire évoluer cette représentation de la rétention déposée dans le lit granulaire en prenant en compte les deux masses volumiques. Une des voies possibles serait de conserver une forme linéaire pour les faibles rétentions (basse densité et une partie des particules de forte densité) et de prévoir un second terme utilisé dès que la rétention atteint le second régime (pour une brusque augmentation).

### ***V.6. Rappel des équations utilisées***

Nous utilisons dans notre programme un certain nombre d'équations pour la résolutions de notre système.

Elles sont rassemblées ici:

$$r_1 + r_2 = 0 \quad (1)$$

$$\frac{d(r_1 \rho_1 w_1)}{dz} = 0 \quad (2)$$

$$\frac{d(r_2 \rho_2 w_2)}{dz} = 0 \quad (3)$$

$$0 = - \frac{dP}{dz} + F_z \text{ coke/gaz} + F_z \text{ part./gaz} \quad (4)$$

$$0 = - \frac{dP}{dz} + \rho_2 g + F_z \text{ gaz/part.} + F_z \text{ coke/part.} \quad (5)$$

$$F_z \text{ coke/gaz (N/m}^3 \text{ gaz)} = - \frac{1}{r_1} (A w_1 + B w_1 | w_1 |) \quad (6)$$

$$\text{avec } A = 36 h_k \mu_1 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^2} \frac{1}{d_c^2} \text{ et } B = 6 h_b \rho_1 \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon} \frac{1}{d_c}$$

$$\varepsilon = \varepsilon_0 - \frac{\sigma_d}{\rho_2} \quad (7)$$

$$C_{d_{\text{mod}}} = C_d (1 - r_2)^{-4,7} = C_d r_1^{-4,7} \quad (8)$$

$$F_{z \text{ part./gaz}} = -\frac{r_2}{r_1} \frac{3}{4} \frac{\rho_1 C_{d_{\text{mod}}}}{d_{\text{part}}} |w_1 - w_2| (w_1 - w_2) \quad (9)$$

$$F_{z \text{ gaz/part.}} = \frac{3}{4} \frac{\rho_1 C_{d_{\text{mod}}}}{d_{\text{part}}} |w_1 - w_2| (w_1 - w_2) \quad (10)$$

$$F_{z \text{ coke/part.}} = 39000 \phi_c \left(\frac{52 \cdot 10^{-6}}{d_{\text{part}}}\right)^{1,984} \left(1 + \left(\frac{8 \cdot 10^{-5}}{d_c}\right)^{2,364} \text{Re}^2\right) \quad (11)$$

$$\frac{\varepsilon}{\varepsilon_0} = 1 - 0,083 \left(\frac{Q_{m2}}{Q_{m1}}\right)^{1,85} \quad (12)$$

$$\frac{\varepsilon}{\varepsilon_0} = 1 - 0,06 \left(\frac{Q_{m2}}{Q_{m1}}\right) \quad (13)$$

D'autre part, pour calculer l'augmentation de pertes de charge dans le lit granulaire lors des injections de particules, nous avons besoin de connaître les pertes de charge à vide et les pertes de charge en régime établi.

Les pertes de charge à vide du lit sont calculées à partir de la relation d'Ergun (équation 6). Les coefficients expérimentaux utilisés sont ceux déterminés pour chaque lit.

Les pertes de charge en régime établi sont calculées à partir des pertes de charge du lit modifié par la rétention de particules (en utilisant la porosité modifiée) et du gradient de pression dû à la présence de particules transportées par le gaz.

$$\frac{\Delta P}{Z} = r_2 F_{z \text{ part/gaz}} + F_{z \text{ coke/gaz}}$$

où  $F_{z \text{ coke/gaz}}$  est calculée avec la porosité modifiée par la rétention de particules dans le lit granulaire.

## ***V.7. Sensibilité de la représentation à la variation de différents paramètres***

La représentation théorique prend en compte des paramètres tels que la vitesse de gaz, le diamètre des particules, celui des grains constituant le lit granulaire, le débit de particules et la porosité du lit granulaire.

L'influence de ces paramètres sur les résultats de la représentation théorique a été étudiée.

### **V.7.1. Influence du diamètre des particules dans la représentation**

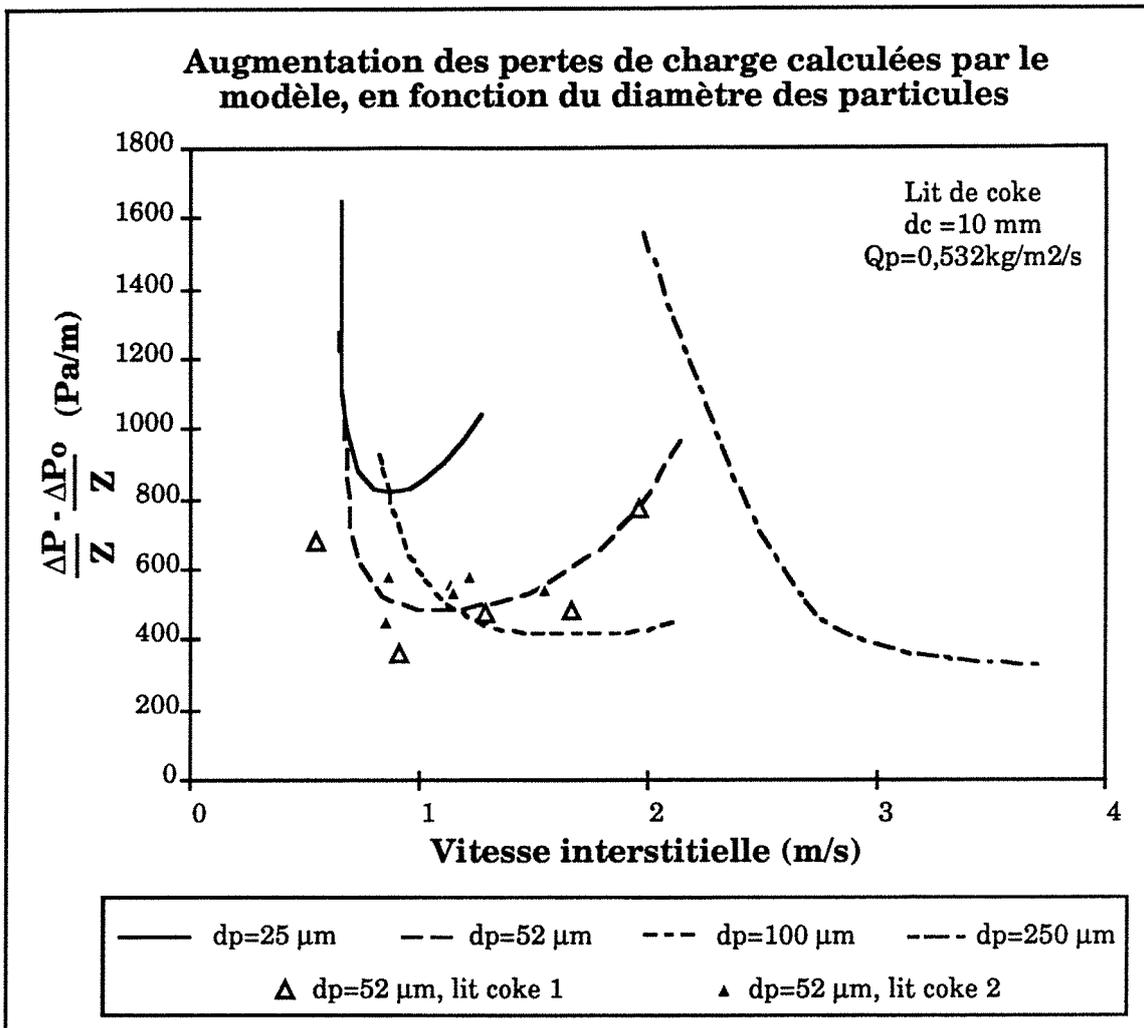
Dans le modèle, la taille des particules a une influence importante tant sur l'augmentation des pertes de charge dans le lit granulaire que sur la vitesse de transition entre les régimes de rétention de particules.

La représentation théorique a été testée sur un lit de grains de coke de 10 mm de diamètre, avec un débit de particules constant de 0,532 kg/m<sup>2</sup>/s. Quatre tailles de particules sont utilisées: 25 µm, 52 µm, 100 µm et 250 µm.

Le modèle permet de mettre en évidence l'accroissement des pertes de charge dû à l'injection et la rétention de particules, ainsi que la vitesse de changement de régime de rétention pour les vitesses de gaz les plus faibles.

Sur chaque taille de particules, on remarque un très fort accroissement des pertes de charge à faible vitesse (figure V.6). Cette augmentation est due essentiellement à la partie déposée de la rétention qui modifie la porosité du lit de manière importante.

Lorsque les vitesses sont plus importantes, l'augmentation des pertes de charge est due cette fois en grande partie à la rétention transportée de particules qui accroît notablement les forces de frottements du gaz sur les particules (remontée des pertes de charge sur la partie de droite des courbes pour les trois plus petits diamètres).



*Figure V.6: Variation des pertes de charge en fonction de la taille des particules, dans le modèle*

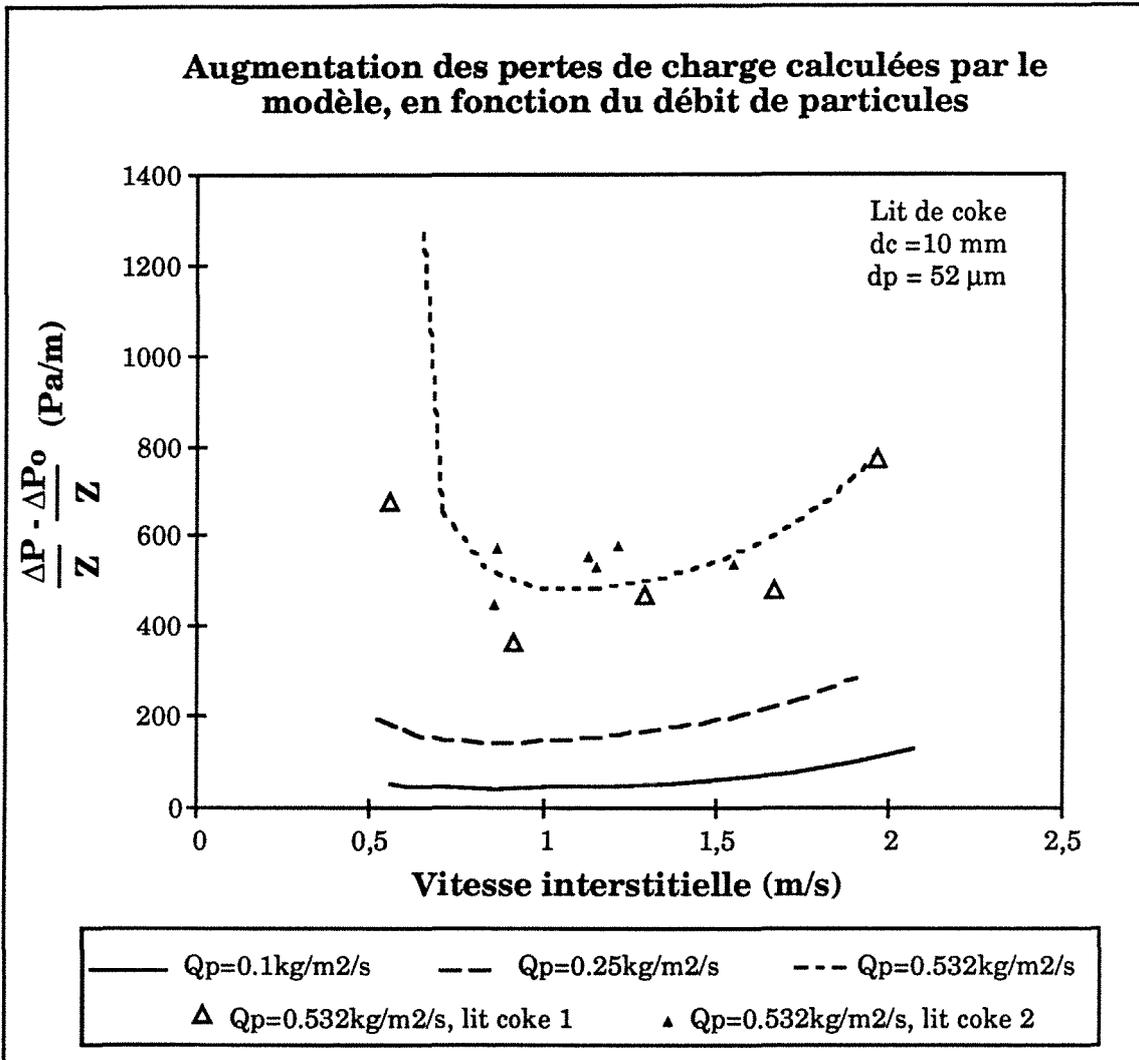
On peut d'autre part remarquer que le changement de régimes de rétention s'effectue à une vitesse qui est d'autant plus grande que la particule est grande.

On peut grossièrement définir les quatre vitesses de changement de régimes, dans le sens croissant des diamètres, à respectivement 0,90m/s, 1m/s, 1,2m/s et 3m/s.

### V.7.2. Influence du débit de particules dans la représentation

Le débit de particules influe sur l'augmentation des pertes de charge (figure V.7). Plus le débit injecté de particules est important, plus

l'accroissement des pertes de charge dans le lit est grand. Ici l'augmentation des pertes de charge est essentiellement dû à l'augmentation de la partie transportée de la rétention.



*Figure V.7: Variation des pertes de charge en fonction du débit de particules, dans le modèle*

Plus le débit de particules injectées est faible, plus il est difficile d'atteindre le régime des fortes rétentions.

Il semble que le changement de régime de rétention se produise à une vitesse plus grande lorsque le débit de particules est plus grand.

A vitesse de gaz égale, le milieu granulaire retient plus de particules lorsque le débit est plus important.

V.7.3. Influence du diamètre des grains constituant le lit granulaire dans la représentation théorique

Trois diamètres de grains de grains de coke ont été utilisés dans la représentation théorique afin de voir leurs effets sur les pertes de charge et le changement de régime de rétention (figure V.8).

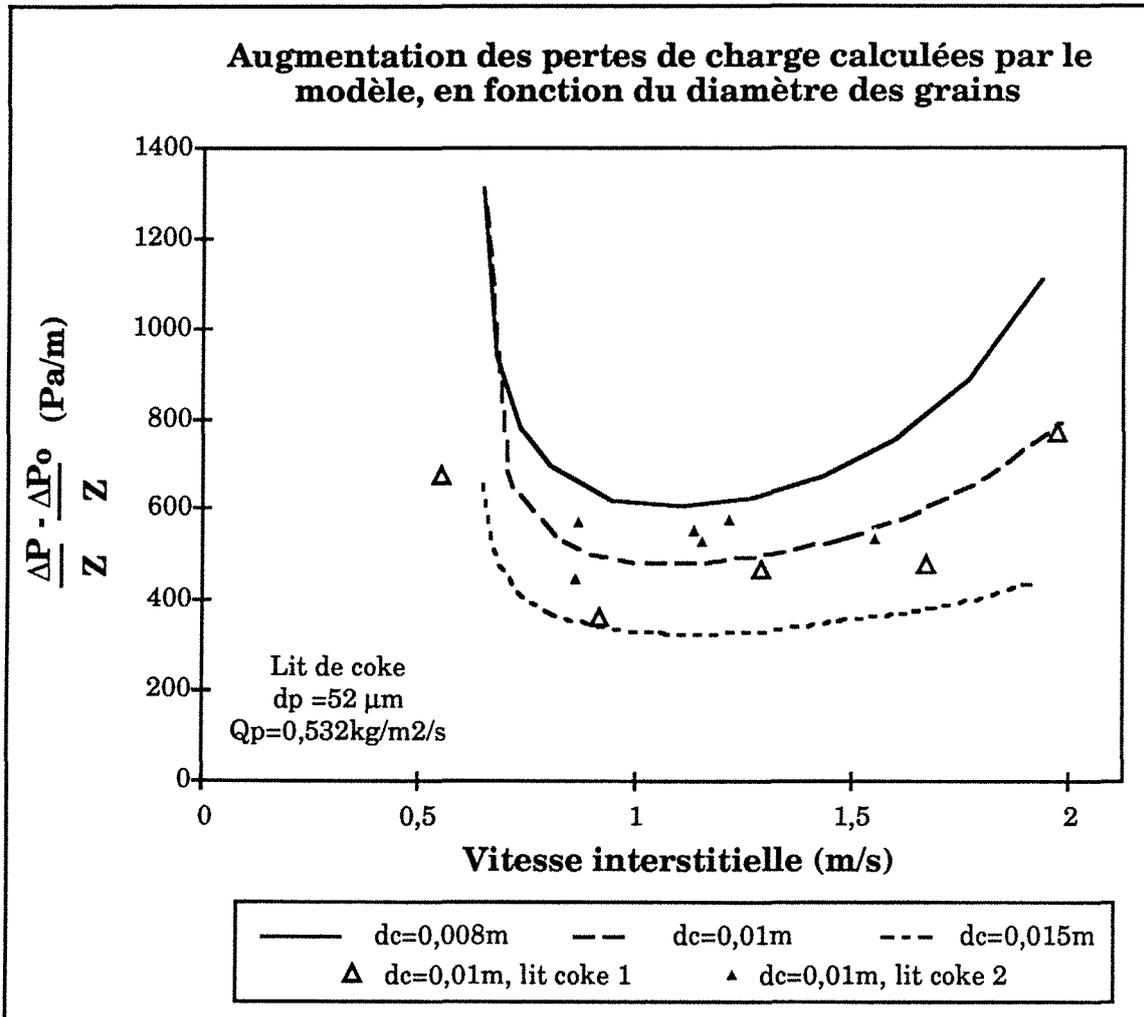


Figure V.8: Variation des pertes de charge en fonction de la taille des grains constituant le lit granulaire, dans le modèle

L'augmentation des pertes de charge est influencé par le diamètre des grains constituant le lit granulaire. En effet, elle est d'autant plus importante que le diamètre des grains est plus petit.

De plus, le diamètre des grains n'a pas d'influence sur la vitesse de transition entre les régimes de rétention.

V.7.4. Influence de la porosité du lit granulaire, dans la représentation théorique

Trois porosités de lit granulaire ont été testées (figure V.9). Ces porosités ont été choisies légèrement inférieure, égale ou légèrement supérieure à la porosité du lit de coke utilisé lors des essais.

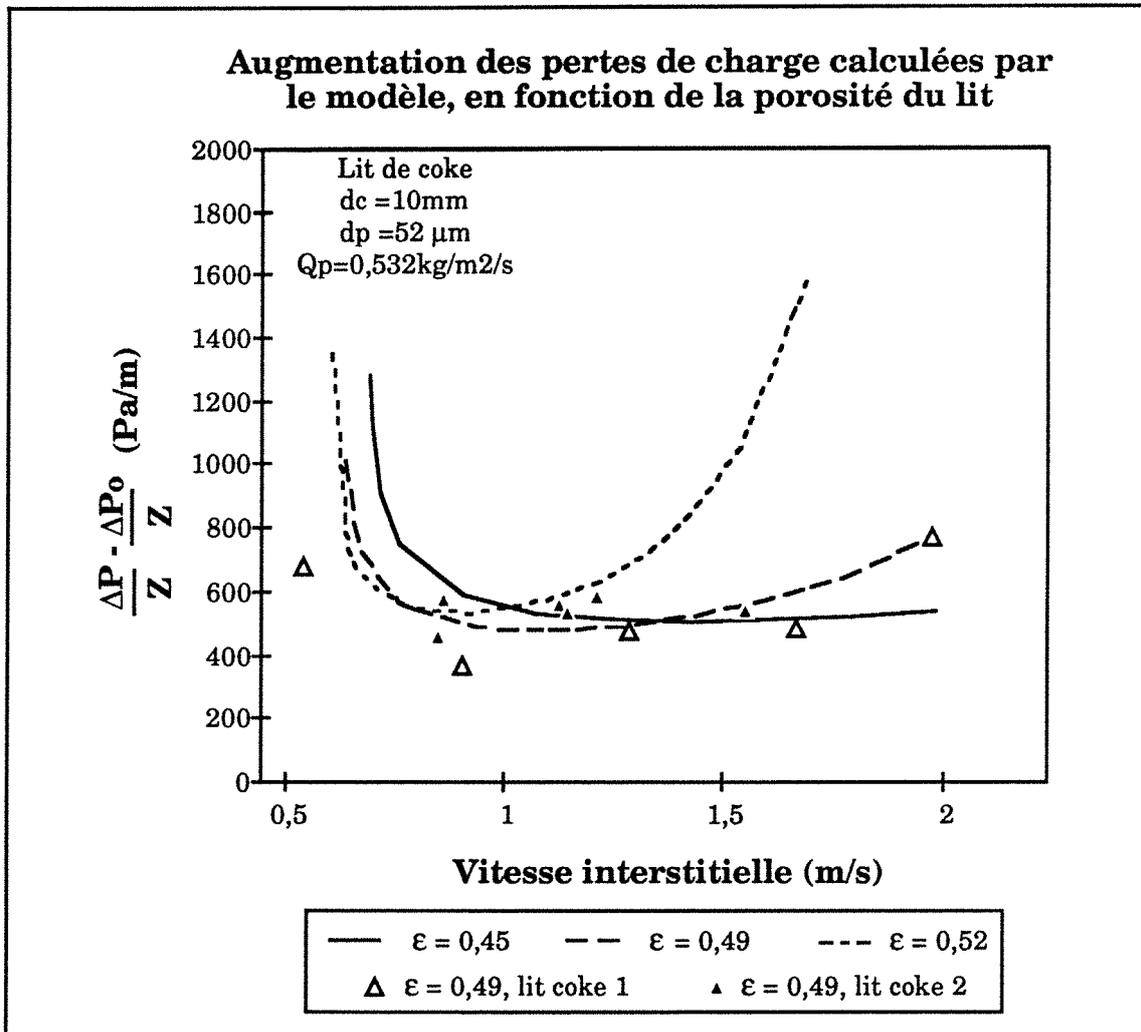


Figure V.9: Variation des pertes de charge en fonction de la porosité du lit granulaire, dans le modèle

Deux effets sont observables, l'un aux faibles vitesses de gaz, l'autre aux plus fortes vitesses.

Pour les faibles vitesses de gaz, l'augmentation des pertes de charge est légèrement plus importante pour le lit possédant la plus faible porosité. L'écart entre les trois lits n'est pas très important.

Pour les fortes vitesses de gaz, l'accroissement des pertes de charge est d'autant plus fort que la porosité est grande.

La porosité n'a pas d'influence bien marquée sur la vitesse de changement de régime de rétention. La vitesse de transition est très légèrement plus élevée pour la porosité la plus petite.

### ***V.8. Conclusion***

La représentation théorique mise en place, permet de calculer les différentes forces agissant sur les particules et sur le gaz. Elle permet de plus de calculer la rétention de particules et les pertes de charge au sein du lit granulaire. Les paramètres d'entrée sont les caractéristiques des particules, les débits de gaz et de solides et les caractéristiques du lit (diamètre des grains et porosité initiale du lit).

On utilise deux expressions empiriques tirées des essais pour calculer, d'une part, la force d'interaction entre les particules et le lit granulaire et, d'autre part, la variation de la porosité du lit entraînée par la rétention déposée de particules.

La force ainsi modélisée représente bien l'ensemble des essais, mis à part pour les plus grosses particules ( $d_{part}=180\mu m$ ) où elle est sur-évaluée.

La variation de la porosité est représentée par deux relations en fonction de la masse volumique des particules injectées. L'accord est très bon pour les particules de faible masse volumique ( $\rho_p=500kg/m^3$ ). Pour les autres particules ( $\rho_p=2500kg/m^3$ ), la dispersion est un peu plus forte mais reste très représentative.

**L'interprétation théorique met en évidence l'augmentation des pertes de charge due à la rétention déposée de particules, aux basses vitesses de gaz et celle due à la rétention transportée aux plus fortes vitesses.**

Elle permet ainsi de déterminer la vitesse de changement de régime de rétention.

## VI. CONCLUSION GENERALE

Dans la marche d'un haut fourneau actuel, on injecte régulièrement 180 kilogrammes de charbon pulvérisé par tonne de fonte produite (kg/tf). Les exploitants désirent maintenant passer à l'étape suivante qui est l'injection de 250kg/tf de charbon pulvérisé. Leur inquiétude porte sur la capacité du haut fourneau à supporter de telles injections. Ils veulent savoir si les particules injectées seront transportées vers leur lieu de consommation ou si elles seront stockées avant, vers le bas du haut fourneau modifiant ainsi les caractéristiques aérodynamiques du lit granulaire.

Pour répondre à ces questions, nous avons développé une étude expérimentale pour comprendre et modéliser les phénomènes de transport et de rétention de particules dans un milieu granulaire. De plus, nous avons mis en place une modélisation nous permettant de calculer la rétention de particules ainsi que les pertes de charge dans le lit granulaire.

L'étude expérimentale a été réalisée sur une maquette représentant les écoulements de gaz et de particules au sein du haut fourneau. Cette maquette a été dimensionnée en similitude de Reynolds et de Froude.

Le principe des essais est d'observer les effets d'une injection de particules sur les pertes de charge et sur la rétention de particules dans le lit granulaire.

Sur la maquette, nous avons pu observer directement la localisation des particules qui se déposent dans le lit. Deux régimes de rétention de particules ont été mis en évidence, en fonction de la vitesse de gaz.

Le premier régime de rétention se produit à une vitesse de gaz inférieure à la vitesse limite de transition entre les deux régimes de rétention. Dans ce cas, la rétention est très élevée, localisée essentiellement dans le bas du lit granulaire. Les particules sont, pour leur majorité, déposées sur les grains du lit, dans le bas de la colonne. Dans le haut du lit, la concentration en particules est plus faible et les particules sont déposées sur le dessus des grains. Les phénomènes qui se produisent alors sont identiques à ceux observés dans un lit fluidisé dense: forte concentration de solide, pertes de charge élevées et présence de bulles de gaz dans le bas du lit; faible concentration de particules (qui sont entraînées) et faibles pertes

de charge dans le haut du lit. Dans ce type de régime, les particules sont en majorité déposées, ce qui a pour conséquence une augmentation des pertes de charge dues à la diminution de la porosité du milieu granulaire.

Le second cas de figure est celui où la vitesse du gaz est supérieure à la vitesse limite de transition entre les régimes de rétention. La rétention de particules est, alors, homogène sur la hauteur et sur la section du lit. Les particules se déposent essentiellement sur le dessus des grains en formant de petits tas. Les pertes de charge sont, elles aussi, homogènes sur la hauteur du lit granulaire. Elles sont plus faibles aux plus faibles vitesses. Elles sont dues, en grande partie, aux particules transportées par le gaz. Ces phénomènes sont similaires à ceux observés en transport pneumatique.

La vitesse de transition entre les régimes dépend de la taille des particules injectées et de la taille des grains du lit. Plus les particules sont grandes, plus la vitesse de transition est élevée. En augmentant, la taille des grains constituant le lit entraîne une augmentation de la vitesse de transition entre les régimes. Il en va de même lorsque la masse volumique des particules injectées augmente.

Le débit de particules et la porosité initiale du lit granulaire n'influent pas sur la vitesse de transition.

La rétention de particules au sein du lit granulaire s'accroît avec le débit de particules. Une baisse de la porosité initiale du lit granulaire accroît la vitesse de transition entre les régimes de rétention.

Nous avons observé que la rétention est liée à la fois aux débits de gaz et de solide, ainsi qu'à la masse volumique des particules injectées. La variation de la porosité du lit granulaire qui découle d'une variation de la rétention au sein du lit peut être exprimée suivant deux expressions en fonction de la masse volumique considérée:

$$\frac{\varepsilon}{\varepsilon_0} = 1 - 0,083 \left( \frac{Q_{m2}}{Q_{m1}} \right)^{1,85} \quad \text{pour } \rho_p = 2500 \text{ kg/m}^3$$

et

$$\frac{\varepsilon}{\varepsilon_0} = 1 - 0,06 \left( \frac{Q_{m2}}{Q_{m1}} \right) \quad \text{pour } \rho_p = 500 \text{ kg/m}^3$$

Enfin, une interprétation théorique a été mise en place afin de représenter le transport et la rétention de particules dans le milieu granulaire. Elle permet de réaliser le calcul des pertes de charge et de la rétention de particules dans le lit granulaire.

N'ayant pas d'expression théorique pour toutes les forces agissant sur les particules, ni pour la rétention de particules au sein du lit, cette représentation se base sur les résultats expérimentaux pour déterminer ces valeurs.

Comme nous l'avons vu, la variation de la porosité du lit granulaire est déterminée par deux expressions empiriques relatives à chaque masse volumique de particules injectées.

La force de freinage exercée par les grains constituant le lit sur les particules en suspension dans l'écoulement gazeux est modélisée par une expression utilisant les diamètres des particules et des grains, les caractéristiques du lit granulaire et celles de l'écoulement gazeux:

$$F_{z \text{ coke/part.}} = 39000 \phi_c \left( \frac{52 \cdot 10^{-6}}{d_p} \right)^{1,984} \left( 1 + \left( \frac{8 \cdot 10^{-6}}{d_c} \right)^{2,364} Re^2 \right)$$

Par la modélisation, on retrouve les mêmes tendances que par l'expérimentation. La modélisation représente les pertes de charge et la rétention au sein du lit granulaire. Elle détermine les concentrations en particules et les différentes forces agissant sur le gaz et les particules.

Aux vitesses inférieures à la vitesse de transition, la modélisation représente bien l'augmentation des pertes de charge liée essentiellement à l'augmentation de la rétention.

Aux vitesses supérieures à la vitesse de transition, la modélisation met en évidence que l'augmentation des pertes de charge est liée aux particules transportées par le gaz plus qu'aux particules déposées dans le lit.

La modélisation représente également l'influence de la porosité initiale du lit, du débit de particules et du diamètre des grains.

La modélisation permet de déterminer le changement de régime de rétention en fonction de la vitesse de gaz.

Au cours de cette étude, nous avons observé, sur la maquette d'expérimentation et par la modélisation, la variation des pertes de charge et de la rétention en fonction de la vitesse de gaz, de la taille et de la masse volumique des particules, du débit de particules et des caractéristiques du lit granulaire.

Nous avons également observé et modélisé l'existence de deux régimes de rétention de particules au sein du lit granulaire, en fonction de la vitesse du gaz.

## **REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES**

- [1] DARCY, Les fontaines publiques de la ville de Dijon, Dalmont, Paris, (1856)
- [2] CARMAN P.C., L'écoulement des gaz à travers les milieux poreux., Institut National des Sciences et Techniques nucléaires, (1961)
- [3] KIAVANY M., Principles of heat transfer in porous media, Springer-Verlag, New York, (1991)
- [4] RUMPF H. and GUPTE A.R., Chem. Ing. Tech. vol.43, p.367 (1971)
- [5] GREEN L., DUWEZ P., J. Appl. Mech., Vol. 18, N° 39, (1951)
- [6] ERGUN S., Chem. Eng. Prog., Vol.48, p.89-94, (1952)
- [7] Mac DONALD I., EL SAYED M., MOW K., DULLIEN F.A.L, Ind. Eng. Chem. Fundam., Vol. 18, N°3, P.199-208, (1979)
- [8] DUDGEON C., houille blanche, Vol.21, p.785, (1966)
- [9] TAYLOR M. et ZOLTANI C., J. Fluids Eng., Vol. 117, p.176, (1985)
- [10] LAPPLE C. E., Dust and mist collection, Chemical engineers handbook, McGraw-Hill, New York, (1950)
- [11] CLIFT R., GRACE J.R. et WEBER M.E., Bubbles, drops and particles, Academic press, San Diego, (1978)
- [12] BIRD R.B., STEWARD W.E. AND LIGHTFOOT E.N., Transport Phenomena, Wiley international edition, (1960)
- [13] SCHILLER L. and NAUMAN A., Ver. Deut. Ing., Vol.77, p.318-320, (1933)
- [14] CLIFT R. AND GAUVIN W. H., Proc. Chemica'70, Vol.1, p.14-28, (1970)
- [15] YOUSFI Y., Thèse de doctorat d'état, NANCY, (1973)
- [16] LARGE J.F., La fluidisation: Bases théoriques, calculs d'installation, choix des procédés, Stage de perfectionnement pour ingénieurs du CPIC (ENSIC-NANCY)

- [17] RICHARDSON J.F. et ZAKI W., Trans. inst. Chem. Engrs, Vol.32, p.35-53, (1954)
- [18] YANG W.C., Ind. Chem. Fund., vol. 12, N°3, p.349, (1973)
- [19] CHEN J., AKIYAMA T., NOGAMI H. et YAGI J., ISIJ Int. Vol.34, N°2, p.133-139, (1994)
- [20] STICHLMAIR J., BRAVO J. et FAIR J., Gas separation and purification, Vol.3, p.19-28, (1989)
- [21] MIDOUX N., Mécanique et Rhéologie des fluides, Technique et documentation, Lavoisier, Paris, (1985)
- [22] JOLLY R. , note IRSID PCM 89N354, (1989)
- [23] CAPES et Mc ILHINNEY, AICHE J., Vol.14, N° 6, p.917-922, (1968)
- [24] GELDART D. , Powder Technology, Vol.7, p.285-292, (1973)
- [25] YERUSHALMI J. et CANKURT T., Powder Technology, Vol.24, p.187-205, (1979)
- [26] CANADA G. , McLAUGHLIN M. , STAUB F., AICHE Symp. Ser., Vol.74, N° 176, p.14-26, 1978
- [27] RHODES M., Chem. Eng. Res. Des., Vol.67, p.30-37, (1989)
- [28] GRACE J., Chem. Eng. Sc., Vol.45, N°8, p.1953-1966, (1990)
- [29] BI H., GRACE J. et ZHU J.-X., Int. J. Multiphase flow, Vol.19, N°6, p.1077-1092, (1993)
- [30] TWEDDLE T., CAPES C., OSBERG G. Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev., Vol.9, N°1, p.85-88, (1970)
- [31] MATSEN T., Powder Technology, Vol.32, p.21-33, (1982)
- [32] LOUGE M., MASTORAKOS E. et JENKINS J., J. Fluid Mech Vol. 231, p.345-356, (1991)
- [33] SITNAI O. , WHITEHEAD A., Fluidization (2nd ed.), (1985), Davidson, Clift, Harrison
- [34] McGUIGAN S. et PUGH R. , Int. Conf. Pneum. Transp. Solids Pipes, 3e, 1976 E2, p.17-28, (1976)

- [35] BOTTERILL J. et VAN DER KOLK M. , AIChE Symp. Ser., 67, N°116, p. 70-76, (1971)
- [36] ABRAHAMI S. et RESNICK W., Trans. Inst. Chem. Eng., Vol.52, p.80-87, (1974)
- [37] PARK W, KANG W, CAPES C, OSBERG G, Chem. Eng. Sci., Vol.24, p.851-865, (1969)
- [38] RHODES M. et GELDART D. , Powder Technology, Vol.53, p.155-162, (1987)
- [39] HORIO M., NONAKA A., SAWA Y. et MUCHI I., AIChE J., Vol.32, N°9, p.1466-1482, (1986)
- [40] ROMERO J. et JOHANSON L., Chem. Eng. Prog. Symp. Ser. Vol 58, N°38, p.28, (1962)
- [41] BROADHURST T. et BECKER H., Proc. Int. Symp. Sté. Chimie Ind., Toulouse, (1973)
- [42] WEN C. et YU Y., AIChE Journal, Vol.12, N°3, p.610-612, (1986)
- [43] GLICKSMAN L., Chem. Eng. Science, Vol.43, N°6, p.1419-1421, (1988)
- [44] SCHIAFFINO S. et KYTOMAA K., Powder Technology, Vol.77, p.271-299, (1993)
- [45] SUTHERLAND J. VASSILATOS G. KUBOTA H. OSBERG G. AIChE Journal, Vol.9, N°4, p.437-441, (1963)
- [46] KANG W. et OSBERG G., Can. J. Chem. Eng., Vol.44, p.142-147, (1966)
- [47] TAMARIN A. et KHASANOV R. , Int. Chem. Eng., Vol.15, N°2, p.325-330, (1975)
- [48] NGUYEN T., GRACE J., Powder Technology, Vol.19, p.255-264, (1978)
- [49] LOCKWOOD F., CAMP-ISIJ, Vol.6, p.37-38, (1993)
- [50] KUSAKABE K. YAMAKI T. MOROOKA S. MATSUYAMA H Tetsu-to-Hagane, Vol.77, p.1407-1418, (1991)

- [51] HERZIG J.P. Etude de l'écoulement de suspensions à travers les milieux poreux, Thèse, Nancy, (1970)
- [52] HERZIG J.P., LECLERC D. et LE GOFF P., Ind. Eng. Chem., Vol. 62, n° 5, p.8-35, (1970)
- [53] JAEGER H. et NAGEL S., La Recherche, N°249, Vol.23, p.1380-1387, (1992)
- [54] KWANT G., PRINS W. et VAN SWAAIJ W. P. M., Powder Technology, Vol.82, p. 279-291, (1995)
- [55] OCONE R., SUNDERASAN S. et JACKSON R., AIChE J., Vol.39, N°8, p.1261-1271, (1993)
- [56] DULLIEN F.A.L., Porous media: fluid transport and pore structure, Academic Press, (1979)

**AUTORISATION DE SOUTENANCE DE THESE  
DU DOCTORAT DE L'INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE  
DE LORRAINE**

o o o

VU LES RAPPORTS ETABLIS PAR :

**Monsieur GUIGON Pierre, Professeur, UTC COMPIÈGNE,  
Monsieur GONTHIER Yves, Professeur, ESIGEC Le BOURGET du  
LAC.**

Le Président de l'Institut National Polytechnique de Lorraine, autorise :

**Monsieur BITAUD Bertrand**

à soutenir devant l'INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE DE LORRAINE,  
une thèse intitulée :

**"Étude du transport et de la rétention de particules dans un milieu  
granulaire. Application à l'injection de charbon pulvérisé dans le haut  
fourneau".**

en vue de l'obtention du titre de :

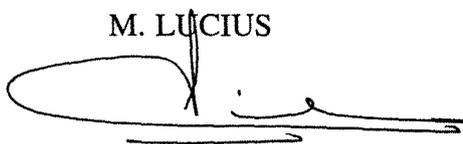
**DOCTEUR DE L'INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE DE  
LORRAINE**

Spécialité : **"GÉNIE DES PROCÉDÉS ET CHIMIE-PHYSIQUE"**

Fait à Vandoeuvre le, **29 Août 1995**

Le Président de l'I.N.P.L.,

**M. LUCIUS**



NANCY BRABOIS  
2, AVENUE DE LA  
FORET-DE-HAYE  
BOITE POSTALE 3  
F - 5 4 5 0 1  
VANDŒUVRE CEDEX



## Résumé

L'injection de charbon pulvérisé aux tuyères des hauts fourneaux tend à se généraliser. Des particules imbrûlées de charbon migrent alors et se déposent au sein du lit granulaire du haut fourneau. Dans cette perspective, le but de cette étude est de comprendre les mécanismes de transport et de rétention de particules dans un lit granulaire. Une maquette du lit de coke du haut fourneau a été réalisée en similitude, le haut fourneau étant assimilé à un filtre granulaire. Des grains de coke sont utilisés pour fabriquer le lit de la maquette ; des micro-sphères de verre sont injectées pour représenter le charbon pulvérisé. L'injection des micro-sphères entraîne d'une part une augmentation des pertes de charge dans le lit, et d'autre part une accumulation des particules dans le lit granulaire. Trois comportements différents sont observés. Les particules peuvent être déposées sur le sommet des grains de coke, transportées par le gaz, ou bien accumulées dans le bas du lit. Deux régimes d'accumulation ont été mis en évidence en fonction de la vitesse du gaz : une forte accumulation intervient aux faibles vitesses du gaz, et inversement une faible accumulation aux vitesses élevées. Les pertes de charge dans le lit sont directement reliées aux accumulations de particules. Ces phénomènes sont analogues à ceux observés dans les lits fluidisés. Nous avons étudié l'influence sur l'accumulation des particules dans le lit granulaire de la granulométrie des grains constituant le lit, de la granulométrie des particules injectées, de leur masse volumique et de leur débit. Une représentation théorique du transport et de l'accumulation des particules dans le lit a été élaborée en vue d'une extrapolation des résultats expérimentaux au cas réel du haut fourneau. Cette représentation est basée sur les équations de conservation de la masse et de la quantité de mouvement dans l'écoulement diphasique gaz-particules.

## Abstract

The use of pulverized coal injection in the blast furnace is now widespread. However, during this process, some coal particles are not completely burnt at the end of the raceway and are carried along by the gas into the furnace and accumulate in the granular bed of coke and sinter. The purpose of this study was to try to understand the movement and the accumulation of particles in a granular bed. An ambient temperature cold model was built to represent the granular bed of the blast furnace. Coke was used for the granular bed, and a suspension of gas and glass microspheres was injected at the bottom of the experimental apparatus to represent the furnace gas and the unburnt particles of coal. Particles hold-up and pressure drop due to the injection happened during the experiment. Three behaviours were observed. The particles could be deposited to the top of the pieces of coke, they could be transported by the gas, or in the case of very high hold-up, they could accumulate at the bottom of the bed. Two levels of hold-up were measured : very high hold-up occurred at low gas velocities, and in the opposite low hold-up for high velocities. The pressure drop was related to the levels of hold-up. Such a phenomena was similar to the fluidization. The influence on the hold up of (i) particles of coke diameter, (ii) diameter, (iii) density and (iv) rate of particles were studied. In order to extrapolate the experimental results to the blast furnace, a theoretical representation of the transport and accumulation of particles in the granular bed was made, based on the equations of mass and momentum conservation for the two phase flow of gas and particles.