



HAL
open science

Transport par fluidisation en phase hyperdense : amélioration technologique, modélisation et dimensionnement

Gabriel Turzo

► **To cite this version:**

Gabriel Turzo. Transport par fluidisation en phase hyperdense : amélioration technologique, modélisation et dimensionnement. Génie des procédés. Institut National Polytechnique de Toulouse - INPT, 2013. Français. NNT : 2013INPT0013 . tel-04549940

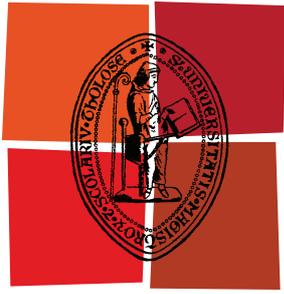
HAL Id: tel-04549940

<https://theses.hal.science/tel-04549940>

Submitted on 17 Apr 2024

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.



Université
de Toulouse

THÈSE

En vue de l'obtention du
DOCTORAT DE L'UNIVERSITÉ DE TOULOUSE

Délivré par :
Institut National Polytechnique de Toulouse (INP Toulouse)

Discipline ou spécialité :
Génie des Procédés et de l'Environnement

Présentée et soutenue par :
Gabriel TURZO

le : vendredi 15 février 2013

Titre :

Transport par fluidisation en phase hyperdense : amélioration technologique,
modélisation et dimensionnement.

Ecole doctorale :
Mécanique, Energétique, Génie civil et Procédés (MEGeP)

Unité de recherche :
Laboratoire de Génie Chimique - UMR 5503

Directeur(s) de Thèse :

Mehrdji HEMATI

Rapporteurs :

Nouria FATAH
Gilles FLAMANT

Membre(s) du jury :

Nadine LE BOLAY
Geoffrey PETIT
Patrick SIPION
Benoît WARTELLE

*Know your body's made to move, you feel it in your guts,
Rock 'n' roll ain't worth the name if it don't make you strut,
Don't sweat it, get it back to you !*

Remerciements

J'ai gardé le plus difficile pour la fin...qui, paradoxalement, se retrouve au début de ce manuscrit. J'aimerais, dans cette petite section dédiée aux remerciements, enfin réussir à exprimer ce que j'ai résumé le jour de ma soutenance, Jeudi 15 Février 2013, par un charmant « groupement » surchargé d'émotion.

En premier lieu, je tiens à remercier Mehrdji Hemati pour la façon dont il a dirigé cette thèse. Sa contribution, tant sur le plan professionnel que personnel, est inestimable et sera difficile à oublier. Il a su, alternant fermeté et légèreté, me guider tout au long de cette aventure.

J'adresse également toute ma reconnaissance à Geoffrey Petit, co-encadrant de cette thèse, qui a su coordonner les attentes, travaux, et résultats entre RioTinto Alcan Alésa et le Laboratoire de Génie Chimique. De plus, son regard et ses conseils avisés d'ex-doctorant m'ont éclairé durant ces quelques années.

Ma plus sincère gratitude est adressée à Nouria Fatah et Gilles Flamant pour avoir accepté de rapporter ce travail. Les échanges que nous avons pu avoir lors de la soutenance, ainsi que leur expertise scientifique ont permis d'améliorer la qualité de cette étude.

Je remercie également Patrick Sipion et Benoit Wartelle pour leur présence lors de ma soutenance et leur accueil à RioTinto Alcan Alésa Gardanne. J'en profite pour saluer toute l'équipe qui m'a accueilli à bras ouverts lors de mes différents passages en terre Provençale.

Enfin, je tiens à remercier Nadine Le Bolay pour avoir présidé mon jury de soutenance, et pour la qualité de ses corrections du présent manuscrit, contribuant ainsi à son amélioration.

D'un point de vue plus personnel, j'aimerais remercier l'ensemble de l'équipe technique du Laboratoire de Génie Chimique, avec qui j'ai eu grand plaisir à travailler, et plus particulièrement Christine Rey-Rouch, Marie-Line de Solan, et Ignace Coghe. J'adresse également mes plus sincères remerciements à Etienne Prévot, Michel Molinier et Patrick Tyack pour leurs compétences exceptionnelles qui leur permettent d'imaginer, dessiner, concevoir et usiner des pièces de précision avant même que l'idée n'ait surgie des cerveaux des différents chercheurs. Chapeau bas les gars !

Il en est de même pour l'ensemble de l'équipe administrative du LGC : la qualité de leur travail et leur bonne humeur ont facilité mon dur labeur de doctorant ! J'adresse particulièrement toute ma gratitude à Claudine Lorenzon, Danièle Bouscary, Christine Taurines, et Jean-Luc Labeyrie.

Il m'est impossible de trouver les mots pour remercier convenablement tous mes collègues de travail, notamment ceux de la rue 2-R4 et les quelques autres exilés. En trois ans (et des brouettes...), je n'ai jamais compris pourquoi le bureau que j'occupais était sans arrêt l'objet de nombreuses visites de courtoisie, élevant sa fréquentation au rang de celle de la Canebière ! Ce fait reste sans explication mais fut un réel plaisir pour moi. Mes plus sincères remerciements iront donc à Fifi, Imène, Marianne, Séda, Andrés, Binbin, Benoît, et Nico. Impossible également pour moi d'oublier la grande et si soudée équipe Hemati : Renaud, Marc, le stagiaire (bon, je suis sympa, pour que ton nom apparaisse au moins une fois quelque part, je vais écrire Benjamin), Sam (keskyyyaaaaa ?!), Rihab la petite dernière, sans oublier Faboulfy (avec qui j'ai tout partagé, même le retard de fin de thèse) et Harold. Ce dernier tient une place toute particulière pour m'avoir supporté durant trois années et demie, m'avoir fait découvrir de la musique improbable, et m'avoir permis de lui PAC une fois par jour. Merci l'ami !

Les gens qui m'ont supporté ne sont heureusement pas tous issus du LGC. En effet, certains ont été là pour me rappeler que, de temps en temps, il y a une vie après la thèse. Je pense en premier lieu aux copains du Mulligan's (si je commence à les citer, ma thèse fera 659 pages), qui m'ont accompagné autour d'une pinte environ 50 jeudis par an. Viennent ensuite mes amis, représentant pour moi la famille que l'on choisit, que je remercie le plus sincèrement du monde : Ninoue (mon catalyseur social), Camille (pour son amour dans l'amitié), Py (élue squatteuse-decanapé d'or), Maritousky (pour ses soirées qui ne finissent jamais), Anne-C3PO et Tom (pour les pèlerinages en Terre Sainte du 89), Quentin et Pablo (l'équipe des docteurs-chômeurs-loosers), sans oublier les deux hommes de ma vie, Mathieu et JM (qui sera gentil de remercier ses parents, véritable famille d'adoption). Je terminerai ce paragraphe par une pensée pour celles que je considère comme des amies sans jamais les voir : Ad', Sansan, et Pauline.

Terminons ces remerciements par la famille que l'on ne choisit pas, et heureusement pour moi, je suis super bien tombé ! Ma plus grande reconnaissance va bien évidemment à mes parents qui, grâce à leur éducation et leur EXTRÊME patience, m'ont permis d'en arriver jusque-là. Viennent ensuite ma sœur, Urielle, qui est toujours là pour moi malgré nos nombreuses prises de bec, et mon cousin, Christophe, qui doit être toujours aussi inquiet de partager quelques gènes avec moi. Ces personnes ont toujours été, et seront toujours là. J'ajouterai une grosse pensée pour l'ensemble de ma famille (phrase à prononcer avec un fort accent Sicilien, n'est pas Turzo qui veut...). Pour terminer, je tiens à faire un clin d'œil à celle qui est arrivée en cours de route et que j'aimerais voir beaucoup plus souvent : ma filleule, Zoé.

Table des matières.

TABLE DES MATIERES.	1
NOMENCLATURE.	5
INTRODUCTION GENERALE.	7
1. PREAMBULE.....	11
2. CONTEXTE INDUSTRIEL : LA FABRICATION DE L'ALUMINIUM.	12
<i>a. Raffinage de la bauxite : le procédé Bayer.</i>	<i>12</i>
<i>b. L'électrolyse de l'alumine : fabrication de l'aluminium.</i>	<i>13</i>
i. Principe de base.	13
ii. Configuration des usines.....	14
3. LE PROCEDE DE TRANSPORT HDPS.	14
<i>a. Description générale.</i>	<i>14</i>
<i>b. Principe de fonctionnement.</i>	<i>15</i>
<i>c. Domaine d'application.</i>	<i>17</i>
<i>d. Avantages.</i>	<i>18</i>
4. PROBLEMATIQUES INDUSTRIELLES.	19
5. PROBLEMATIQUES SCIENTIFIQUES.	20
6. OBJECTIFS ET DEMARCHE SCIENTIFIQUE.	21
CHAPITRE I : CARACTERISATION DES ECOULEMENTS VERTICAUX.	23
1. LES DIFFERENTS TYPES D'ECOULEMENT.	27
2. DESCRIPTION DE L'OUTIL EXPERIMENTAL : COLONNE DE FLUIDISATION STATIQUE.	30
3. PROPRIETES DE LA POUDRE.....	32
<i>a. Propriétés physiques</i>	<i>33</i>
<i>b. Grandeurs hydrodynamiques.</i>	<i>37</i>
4. DEFLUIDISATION DE LA POUDRE.....	41
<i>a. Vitesse de désaération.</i>	<i>41</i>
<i>b. Vitesse de sédimentation.</i>	<i>44</i>
i. Protocoles de la littérature.	45
(1) Protocole de Sharma et al.....	45
(a) Description du protocole de mesure.	45
(b) Présentation des résultats.	46
(2) Protocole de Tavares.....	50
(a) Description du protocole de mesure.	50
(b) Présentation des résultats.	51
(3) Comparaison des protocoles.	52
ii. Protocole original de mesure.	55

5. CONCLUSION	60
CHAPITRE II : DISPOSITIFS EXPERIMENTAUX.....	63
1. DESCRIPTION DU PILOTE STATIQUE.....	67
2. DESCRIPTION DES PILOTES DYNAMIQUES.....	70
a. <i>Description générale.</i>	70
b. <i>Description détaillée des éléments.</i>	73
i. Système d'alimentation.	73
ii. Dégazage.	74
iii. Colonne d'expédition : soutirage de solide.	76
iv. Système de recyclage du solide.	76
v. Circuits d'air.	77
3. METROLOGIE.....	78
4. PROTOCOLE EXPERIMENTAL.....	80
a. <i>Protocole de démarrage, déroulement d'un essai type.</i>	81
b. <i>Protocole de mesure du débit de solide.</i>	82
c. <i>Protocoles de traçage à l'hélium.</i>	82
i. Mesures de débits gazeux.	82
(1) Détermination du débit dans la colonne d'expédition.	84
(2) Détermination du débit dans la colonne d'alimentation.	85
ii. Distribution des temps de séjour.....	86
iii. Trajectoires du gaz dans le procédé.....	87
5. ESSAIS PRELIMINAIRES.	88
a. <i>Distributeur.</i>	89
b. <i>Ecoulement dans la trémie.</i>	89
c. <i>Niveau de la colonne d'expédition dans l'aérocanaalisation.</i>	90
6. CONCLUSION.....	91
CHAPITRE III : PRESENTATION ET DISCUSSION DES RESULTATS OBTENUS.	93
1. OBSERVATIONS MACROSCOPIQUES DU FONCTIONNEMENT DU SYSTEME.....	97
a. <i>Aération de la colonne d'expédition, stabilité du système.</i>	97
b. <i>Vitesse de fluidisation (u_f).</i>	100
c. <i>Paramètres géométriques.</i>	102
i. Effet du diamètre de la colonne d'expédition.	103
ii. Effet de la longueur de l'aérocanaalisation et des conditions de dégazage.	108
d. <i>Conclusions.</i>	110
2. ECOULEMENTS DANS LA COLONNE D'EXPEDITION : COMPORTEMENT HYDRODYNAMIQUE DE LA PHASE GAZEUSE.....	111
a. <i>Trajectographie de la phase gazeuse.</i>	111
b. <i>Influence du débit de solide.</i>	114
i. Régulation du débit de solide par la vitesse de rotation de la vanne écluse.	114
(1) Mesure des débits gazeux entraînés par la phase solide.	114

(2) Etude de DTS de la phase gaz.....	120
ii. Régulation du débit de solide par le dégazage.....	130
3. PERTES DE CHARGE PAR FROTTEMENT.....	133
4. CONCLUSIONS.....	140
CHAPITRE IV : MODELISATION.....	143
1. PROBLEMATIQUES.....	147
a. <i>Écoulement descendant (colonne d'alimentation)</i>	147
b. <i>Écoulement ascendant (colonne d'expédition)</i>	149
2. MODELISATION.....	150
a. <i>Présentation du modèle utilisé</i>	150
b. <i>Mise en équations</i>	151
3. MODELISATION DES ECOULEMENTS FLUIDISES DENSES VERTICAUX DESCENDANTS : COLONNE D'ALIMENTATION.....	155
a. <i>Présentation</i>	156
i. Méthode de résolution - conditions aux limites.....	156
ii. Paramètres du modèle.....	159
b. <i>Présentation et discussion des résultats</i>	159
i. Simulation de la colonne d'alimentation en l'absence d'aération externe.....	160
ii. Influence du débit d'aération par prise.....	161
iii. Influence du débit massique surfacique de solide.....	163
4. MODELISATION DES ECOULEMENTS FLUIDISES DENSES VERTICAUX ASCENDANTS : COLONNE D'EXPEDITION.....	165
a. <i>Présentation</i>	165
i. Méthode de résolution - conditions aux limites.....	165
ii. Paramètres du modèle.....	166
b. <i>Présentation et discussion des résultats</i>	166
i. Sensibilité du modèle vis-à-vis de la compressibilité du gaz.....	167
ii. Sensibilité du modèle vis-à-vis de la porosité de la phase émulsion.....	169
iii. Influence de la vitesse d'aération.....	172
iv. Influence du diamètre de la colonne.....	175
5. CONCLUSIONS.....	178
CONCLUSION GENERALE.....	181
PERSPECTIVES.....	187
REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES.....	189
RESUMES.....	193

Nomenclature.

Symbole	Description
α_c	Angle de chute
α_t	Angle de talus
δ_b	Taux de bulles
ΔP	Perte de charge
ε_D	Porosité de la phase dense
ε_e	Porosité de la phase émulsion
ε_g	Porosité globale
ε_{mb}	Porosité au minimum de bullage
ε_{mf}	Porosité au minimum de fluidisation
ε_{nt}	Porosité d'un lit non tassé
ε_p	Taux de solide
ε_t	Porosité d'un lit tassé
γ	Indice de CARR
ρ_g	Masse volumique du gaz
ρ_{nt}	Masse volumique d'un lit non tassé
ρ_p	Masse volumique du solide
ρ_t	Masse volumique d'un lit tassé
τ	Temps de séjour (DTSPro)
A_c	Section droite de la colonne
D_{axiale}	Coefficient de dispersion axiale
d_b	Diamètre des bulles
$d_{b\max}$	Diamètre maximal des bulles
D_c	Diamètre de la colonne
d_p	Diamètre des particules
d_{32}	Diamètre de Sauter
d_{43}	Diamètre moyen pondéré
e	Distance entre deux particules
F	Débit molaire
F_g	Force de gravité
F_{g-p}	Forces d'interaction gaz-particules

$F_{g-paroi}$	Frottement gaz-paroi
$F_{p-paroi}$	Frottement particules-paroi
Fr	Nombre de Froude
f_s	Facteur de frottement
f_w	Fraction volumique des bulles occupée par le sillage
g	Accélération de la pesanteur
G	Débit massique surfacique
H	Hauteur
M	Masse molaire
m_p	Masse de poudre
P	Pression
Q	Débit massique
R	Constante des gaz parfaits
T	Température
t_d	Retard pur
t_s	Temps de séjour moyen
u_a	Vitesse superficielle d'aération
U_b	Vitesse des bulles
$U_{b,mp}$	Vitesse des bulles au minimum de pistonage
u_d^*	Vitesse du front de désaération
u_f	Vitesse de fluidisation
u_g	Vitesse superficielle du gaz
U_g	Vitesse interstitielle du gaz
$u_{g,e}$	Vitesse du gaz dans l'émulsion
u_{mb}	Vitesse superficielle au minimum de bullage
U_{mb}	Vitesse interstitielle au minimum de bullage
u_{mf}	Vitesse superficielle au minimum de fluidisation
U_{mf}	Vitesse interstitielle au minimum de fluidisation
u_p	Vitesse superficielle du solide
U_p	Vitesse interstitielle du solide
$u_{p,e}$	Vitesse du solide dans l'émulsion
u_s^*	Vitesse du front de sédimentation
U_{sl}	Vitesse interstitielle de glissement
γ	Fraction molaire

Introduction générale.

Introduction générale.

1. PREAMBULE.....	11
2. CONTEXTE INDUSTRIEL : LA FABRICATION DE L'ALUMINIUM.	12
<i>a. Raffinage de la bauxite : le procédé Bayer.</i>	12
<i>b. L'électrolyse de l'alumine : fabrication de l'aluminium.</i>	13
i. Principe de base.....	13
ii. Configuration des usines.....	14
3. LE PROCEDE DE TRANSPORT HDPS.	14
<i>a. Description générale.</i>	14
<i>b. Principe de fonctionnement.</i>	15
<i>c. Domaine d'application.</i>	17
<i>d. Avantages.</i>	18
4. PROBLEMATIQUES INDUSTRIELLES	19
5. PROBLEMATIQUES SCIENTIFIQUES.	20
6. OBJECTIFS ET DEMARCHE SCIENTIFIQUE.....	21

1. Préambule

Ce travail de thèse (bourse CIFRE) est la suite logique des collaborations scientifiques et techniques initiées en 2004 entre la société RioTinto Alcan (RTA) et le Laboratoire de Génie Chimique de Toulouse (LGC). Il concerne l'étude d'un système de transport particulier, appelé HDPS (HyperDense Phase System). Celui-ci est particulièrement bien adapté au transport de fines particules solides (classe A de la classification de Geldart) abrasives ou fragiles. Dans les usines d'électrolyse, il répond à un besoin d'alimentation en alumine de plusieurs cuves de manière contrôlée, sur plusieurs centaines de mètres, en un minimum d'encombrement vertical. Jusqu'en 2007, l'optimisation des paramètres tant géométriques que physiques du HDPS se faisait essentiellement par voie expérimentale. La première phase de la collaboration entre la société RTA et le LGC, finalisée par la thèse de C. PLAIS soutenue en 2007, a permis de mieux comprendre les phénomènes mis en jeu dans le HDPS ainsi que de proposer des outils semi-empiriques reposant sur le concept du génie des procédés pour la modélisation globale de ces unités.

Les objectifs de ce travail sont donc :

- De compléter les études déjà menées.
- D'appliquer la technologie HDPS à d'autres configurations géométriques.
- De proposer des modèles de connaissances.

Dans un but de clarté et de continuité, nous avons choisi de scinder la partie bibliographique en vue de la répartir : chaque chapitre de ce manuscrit contient les références bibliographiques qui lui sont associées. Cette première partie, dédiée à une présentation globale du sujet, est divisée en 5 sections :

- La première a pour but de replacer le sujet dans son contexte industriel : la fabrication de l'aluminium.
- La seconde est une présentation du procédé HDPS dans sa configuration industrielle actuelle : un système d'alimentation en alumine des cuves d'électrolyse par convoyage horizontal.
- Les deux sections suivantes décrivent les problématiques industrielles et scientifiques associées à la mise en place d'une nouvelle configuration du HDPS. Elle permet de contourner des obstacles en combinant le transport horizontal et vertical du solide.

- La dernière section expose la démarche scientifique retenue pour mener à bien cette étude.

2. Contexte industriel : la fabrication de l'aluminium.

L'aluminium est actuellement produit grâce au procédé Hall-Héroult. Ce procédé est basé sur le principe de l'électrolyse de l'alumine (Al_2O_3). Cette substance se trouve à l'état naturel dans la bauxite, sous forme libre ou hydratée. Il est donc nécessaire, en amont, d'effectuer une extraction de cette substance. Cette extraction se fait par le procédé Bayer.

Après traitement pour satisfaire des contraintes fixées par l'étape d'électrolyse, l'alumine ainsi obtenue est envoyée dans les usines d'électrolyse par voie maritime, routière, ou ferroviaire. Ces usines sont composées de deux rangées parallèles de cuves, pouvant être sensiblement éloignées du silo de stockage central d'alumine. Le procédé HDPS a ainsi été développé par Aluminium Pechiney (appartenant aujourd'hui au groupe RioTinto Alcan) dans le but d'assurer le convoyage et l'alimentation en alumine depuis les silos de stockage jusqu'aux cuves d'électrolyse.

a. Raffinage de la bauxite : le procédé Bayer.

Le procédé Bayer a été développé depuis 1894 sur le site de Gardanne. Il permet d'extraire l'alumine contenue dans la bauxite, qui servira ensuite à fabriquer l'aluminium. Le principe de fonctionnement du procédé n'a pas changé depuis sa découverte, mais les avancées en termes de technologie ont permis d'en améliorer le rendement et la capacité de production. Les plus grandes usines peuvent produire jusqu'à 4 millions de tonnes par an. Ce procédé de raffinage de la bauxite peut être découpé en plusieurs étapes :

- Préparation de la matière première, broyage de la bauxite. Cette opération, effectuée dans des broyeurs à boulets, permet d'obtenir des particules de bauxite d'une taille inférieure à 300 μm . Cette réduction de taille assure une meilleure dissolution de l'alumine dans la solution sodée d'une part, et une meilleure dispersion en phase liquide permettant son pompage d'autre part.
- Attaque, dissolution de l'alumine. La bauxite, après avoir été broyée, est mélangée à une solution de soude. L'alumine qui s'y trouve, sous forme de monohydrate et de trihydrate, est dissoute dans la solution aqueuse sodée. Ce phénomène est sélectif et permet d'éviter la solubilisation des oxydes de fer, titane, et silice, présents en quantités non négligeables dans la bauxite. Cette réaction se déroule dans des autoclaves, dont la pression et la température opératoires dépendent de la composition de la bauxite. Le

produit ainsi formé est une suspension de boue, dans une solution sodée contenant l'alumine.

- Décantation/lavage, séparation de la phase aqueuse (contenant l'alumine) du résidu de bauxite. La suspension est tout d'abord diluée, et les boues sont coagulées par l'ajout de flocculant, puis décantées. La boue ainsi épaissie est envoyée vers une chaîne de lavage, avant d'être transformée sous forme de produits valorisables. La partie claire, solution contenant l'alumine dissoute, est envoyée vers la suite du processus de fabrication.
- Précipitation. La partie claire est refroidie et mélangée à de l'amorce (cristaux d'hydrate d'alumine) pour provoquer la précipitation de l'hydrate. La composition et la qualité de cette amorce définissent la qualité de la future alumine. La suspension est ensuite envoyée vers des décanteurs ou des filtres afin de récupérer les cristaux. La solution sodée est recyclée vers l'attaque.
- Calcination, élimination de l'eau de constitution des hydrates d'alumine. La calcination se fait à 1050°C dans des fours rotatifs ou dans des lits fluidisés. Les conditions de calcination fixent les propriétés physiques de l'alumine métallurgique ainsi obtenue.

Après cette dernière phase du procédé Bayer, l'alumine est expédiée vers les usines d'électrolyse.

b. L'électrolyse de l'alumine : fabrication de l'aluminium.

i. Principe de base.

Comme nous l'avons déjà précisé, la transformation de l'alumine métallurgique en aluminium se fait par électrolyse. La poudre est initialement dissoute dans un bain de cryolithe (fluorure double de sodium et d'aluminium) entre 950°C et 1000°C, suivant la réaction suivante :



Le mélange est ensuite soumis à un fort courant électrique au travers de deux électrodes en carbone conduisant aux réactions électrochimiques suivantes :

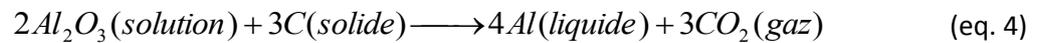
- Réaction anodique (consommation de carbone) :



- Réaction cathodique :



Au final, en combinant ces trois réactions, il est possible d'écrire l'équation globale du système :



L'aluminium ainsi produit, sous forme liquide, est soutiré dans la partie basse de la cuve.

ii. Configuration des usines.

A son arrivée dans l'usine, l'alumine est stockée dans un silo central. Autour de ce silo sont placées deux rangées parallèles de cuves d'électrolyse. Cette configuration spatiale amène la problématique de l'alimentation des cuves en matière première : les cuves doivent impérativement être alimentées lorsqu'elles en ont besoin. En effet, une trémie tampon est placée au-dessus de chaque cuve, permettant la régulation de la charge d'alumine entrante. Cependant, lorsque les cuves en font la demande, le système de convoyage et d'alimentation de la poudre doit être en mesure de les desservir, simultanément, avec un débit suffisant. Notons que les propriétés physiques et physico-chimiques (taille, distribution de tailles, composition) de la matière première conditionnent la qualité de l'aluminium produit. Ainsi, l'opération de convoyage ne doit pas altérer les propriétés de l'alumine (par attrition, élutriation, ...).

C'est suivant ce cahier des charges que la société Aluminium Pechiney a développé le procédé de transport en phase hyperdense : HDPS.

3. Le procédé de transport HDPS.

a. Description générale.

Le procédé de transport HDPS (breveté en 1983 et en 1984) a été initialement imaginé et développé pour être installé dans des usines de fabrication d'aluminium par électrolyse. Il est utilisé pour transporter la matière première, l'alumine, des silos de stockage jusqu'aux cuves d'électrolyse (figure 1).

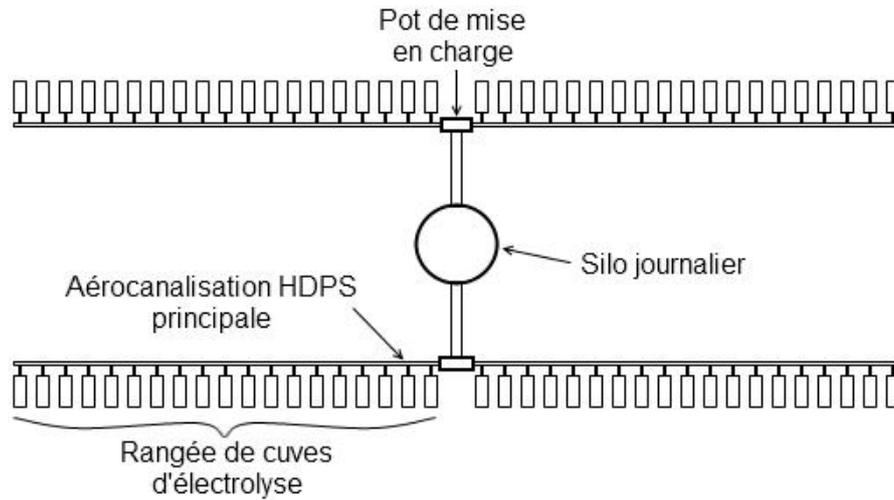


Figure 1 : Schéma d'implantation d'aérocanalisations HDPS au sein d'une usine d'électrolyse.

Les cuves d'électrolyse étant installées les unes à la suite des autres en longues chaînes (en parallèle, figure 1, ou beaucoup plus rarement, en ligne), les aérocanalisations HDPS peuvent parfois atteindre plusieurs centaines de mètres, et il est impératif que toutes les cuves soient convenablement alimentées en alumine. Ces aérocanalisations sont alimentées par des pots de mise en charge (petites capacités fluidisées), eux-mêmes alimentés par le silo journalier. Ce procédé a donc été développé avec comme objectif principal une très grande flexibilité de fonctionnement : il est stable quel que soit le débit de solide demandé, économique en air, et propre (en terme de rejets de poussières).

b. Principe de fonctionnement.

Le procédé de transport HDPS, dans sa configuration industrielle actuelle (figure 2), s'articule autour d'un système de fluidisation de l'alumine dans une enceinte à pression contrôlée.

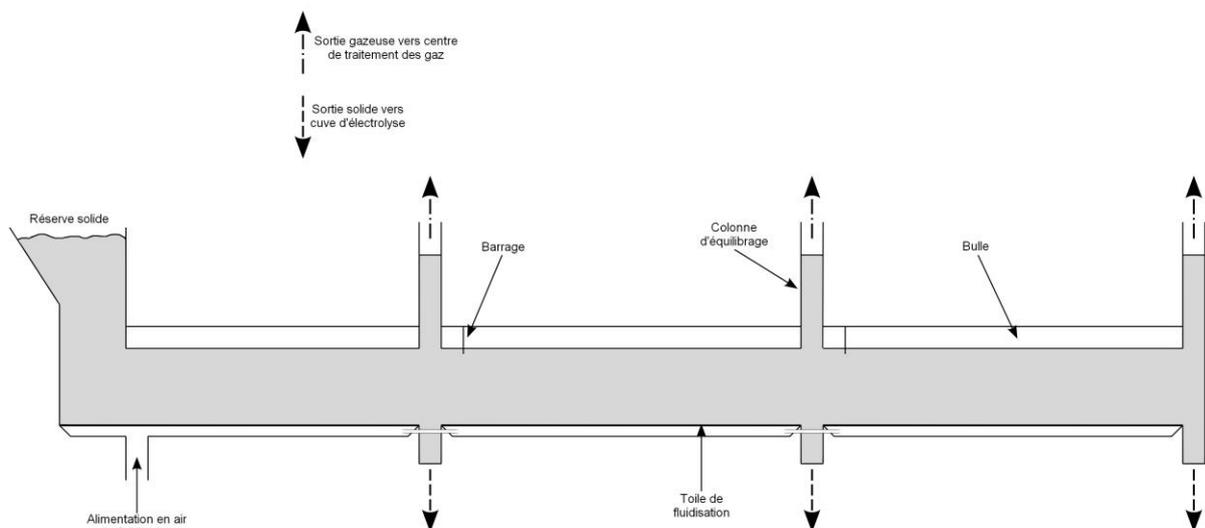


Figure 2 : Schéma d'un HDPS industriel, dans sa configuration actuelle.

Il est constitué d'une canalisation de section rectangulaire séparée en deux zones par un distributeur poreux. Dans la section supérieure transite le solide, dans la section inférieure, l'air. Ces deux parties forment alors l'aérocanalisation.

Cette aérocanalisation est découpée en tronçons. Chacun d'eux alimente une ou deux cuves d'électrolyse (une sortie en milieu de caisson, la seconde à son extrémité). La partie aval d'un tronçon est équipée d'une colonne d'équilibrage. Cette dernière a pour but de maintenir un niveau de pression sur le solide, tout en évacuant l'air de fluidisation du caisson (figure 2). C'est en sortant de cette colonne que l'air est envoyé vers un centre de traitement des gaz.

La partie inférieure, appelée 'couloir d'air' est alimentée en air de fluidisation par des ventilateurs. Cet air traverse le distributeur pour mettre en suspension le solide contenu dans la partie supérieure de l'aérocanalisation. Une fois que l'air a traversé la suspension de solide, il se retrouve piégé dans la partie haute de la canalisation. Cette zone, de faible hauteur et dépourvue de solide, est appelée 'ciel gazeux' ou 'bulle' (figure 3). Le gaz qu'elle contient, maintenu sous pression, est ensuite évacué par la colonne d'équilibrage. La pression dans le ciel gazeux, appelée pression de bulle, est le moteur de l'écoulement dans l'aérocanalisation : elle maintient le lit de poudre en compression contre le distributeur, et permet de transmettre la charge initiale du silo de stockage sur toute sa longueur.

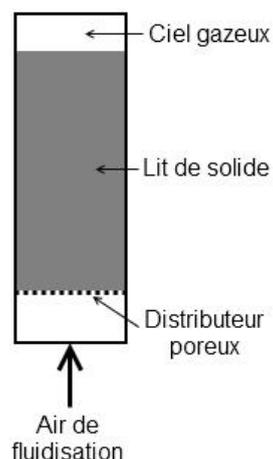


Figure 3 : Schéma d'une section d'aérocanalisation HDPS.

L'alumine fluidisée, au sein du procédé HDPS, réagit comme un fluide dans une canalisation en charge : c'est la demande de matière en aval qui régule le débit passant dans l'aérocanalisation. En effet, comme dit précédemment, l'alimentation des cuves en alumine n'est pas directe : elle passe par des trémies tampons, propres à chaque cuve (figure 4). Lorsque la cuve d'électrolyse a besoin d'alumine, le niveau dans la trémie diminue. Il se crée alors un vide en solide sous le tube sortant de l'aérocanalisation. Ce vide est immédiatement comblé par du solide frais. Une fois que le niveau de la

trémie est remonté au niveau du tube sortant du HDPS, un joint hydraulique est formé, et l'écoulement d'alumine est stoppé (figure 4).

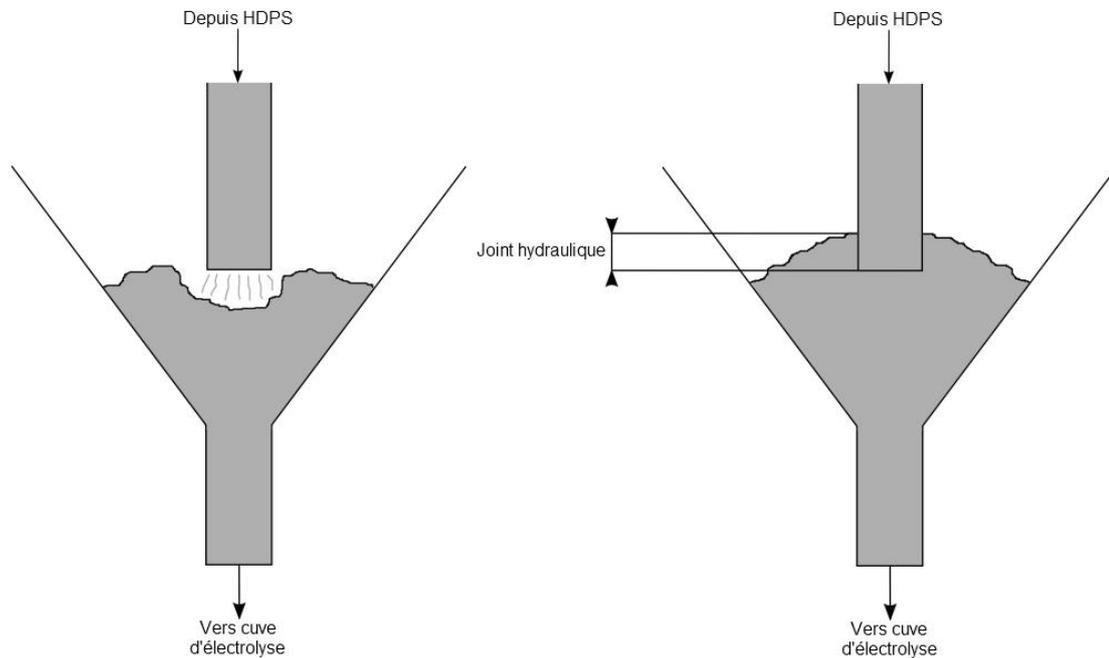


Figure 4 : Schéma de principe du joint hydraulique.

Ce mouvement de solide est possible grâce à la mise en charge par le silo d'alimentation : le HDPS est alimenté par un réservoir qui exerce constamment, en amont, une pression sur le solide en aval (comme un château d'eau sur une conduite). Cela permet la mise en mouvement de la poudre uniquement lorsque c'est nécessaire.

c. Domaine d'application.

Le procédé HDPS est conçu pour transporter l'alumine métallurgique. Comme le montre la figure 5, cette poudre, de par sa distribution granulométrique et sa masse volumique, appartient à la classe A de la classification de Geldart (1973).

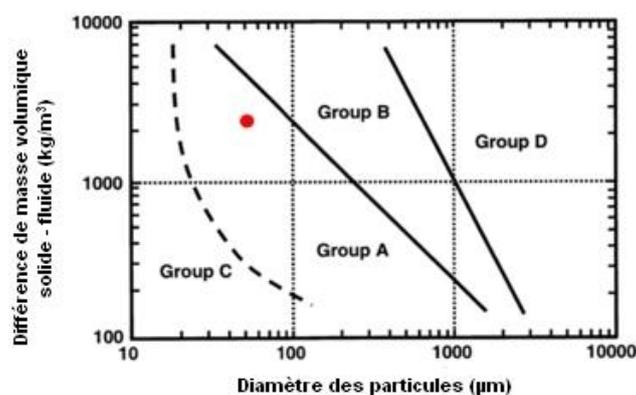


Figure 5 : Classement de l'alumine métallurgique selon la classification de Geldart.

Ces poudres ont pour particularité d'être très facilement fluidisables : la vitesse de gaz nécessaire pour les mettre en suspension est faible (de l'ordre de quelques millimètres par seconde). Elles ont également pour particularité d'avoir un régime de fluidisation homogène (ou particulaire). Ce régime, observé pour des vitesses de gaz comprises entre celle au minimum de fluidisation (u_{mf}) et celle au minimum de bullage (u_{mb}), se manifeste par une forte expansion du lit. En effet, la porosité d'un lit d'alumine métallurgique varie de 0,57 au minimum de fluidisation, à 0,63 au minimum de bullage. Lorsqu'elle est fluidisée, la poudre forme une suspension expansée, assimilable à un fluide. Cette poudre a également comme particularité d'avoir une très bonne coulabilité. Cela a pour conséquence de mettre les particules en mouvement sur un plan horizontal avec une très faible aération : l'étalement du lit de solide est rapide.

Nous reviendrons de manière plus approfondie sur les caractéristiques de l'alumine métallurgique dans le chapitre I.

d. Avantages.

Le procédé HDPS, par sa conception, possède de nombreux avantages. Le plus évident réside dans sa simplicité. En effet, le débit étant autorégulé par équilibre de pressions, aucune pièce mécanique mobile (vanne, ...) n'est en contact avec l'alumine : il n'y a aucun phénomène d'usure. Cette simplicité induit également une facilité d'exploitation (aucun opérateur n'est nécessaire) ainsi qu'une grande fiabilité.

Un second avantage est le transport du solide en phase dense. La consommation de gaz reste donc très faible (vitesses de fluidisation de l'ordre de 10 mm.s^{-1}). Cet aspect fait du procédé de transport HDPS un moyen économique de convoier l'alumine entre deux points éloignés.

De plus, la vitesse de déplacement du solide au sein de l'aérocanaalisation est faible (de l'ordre de quelques centimètres par seconde). Cela a pour avantage de limiter les phénomènes d'attrition du solide, ainsi que d'éviter toute usure des parois de l'aérocanaalisation, limitant son entretien.

Cette faible vitesse de déplacement a également une conséquence sur la perte de charge linéique du procédé HDPS. Cette dernière, selon Plais (2007), est de l'ordre de $0,5 \text{ mbar.m}^{-1}$. Ce type de propriétés permet au procédé HDPS de pouvoir transporter des matériaux pulvérulents sur de longues distances.

Tous ces éléments font du procédé HDPS un système performant pour transporter l'alumine horizontalement, des silos de stockage jusqu'aux cuves d'électrolyse, sans en altérer les propriétés physico-chimiques.

Cependant, dans le but d'assurer une distribution uniforme de l'air sur une longueur très importante d'aérocanalisation, il est nécessaire d'utiliser des distributeurs poreux de grandes pertes de charge. Ainsi, l'utilisation de cette technologie pour de grosses particules (classe B) nécessite une modification du type de distributeur.

Bien que flexible et stable d'utilisation, le procédé HDPS dans sa configuration actuelle ne peut assurer que le transport horizontal. En effet, dans certaines configurations industrielles, la ligne de transport doit contourner d'éventuels obstacles.

4. Problématiques industrielles.

En cas d'extension d'une usine existante, ou de construction d'une nouvelle usine, il peut arriver que le transport horizontal en ligne droite ne soit pas adapté. C'est notamment le cas lorsque la ligne de transport rencontre un obstacle (bâtiment, route, autre ligne de transport, rangée de cuves d'électrolyse, ...). Afin de contourner ce problème, deux solutions peuvent être envisagées :

- Faire appel à d'autres types de transport en phase diluée, dense, ou de transport mécanique. Ce type de système hybride (couplage HDPS avec un autre système de transport) conduit à la perte des avantages du transport en phase hyperdense.
- Avoir recours à l'installation d'un nouveau silo d'alimentation en alumine (ajout de contraintes financières, d'encombrement, d'entretien, ...).

Un nouveau type de configuration a donc été imaginé, permettant le couplage d'un transport fluidisé en phase dense horizontal et vertical. Cette nouvelle configuration permet de contourner des obstacles (figure 6), tout en conservant les propriétés reconnues du procédé HDPS classique. Ainsi, le solide doit être transporté en phase dense, à des vitesses raisonnables de l'ordre de la dizaine de centimètre par seconde. La pression du système doit également rester relativement faible afin :

- D'éviter toutes les contraintes imposées par la réglementation de l'utilisation de matériel sous pression.
- De limiter les coûts de fonctionnement et d'investissement.

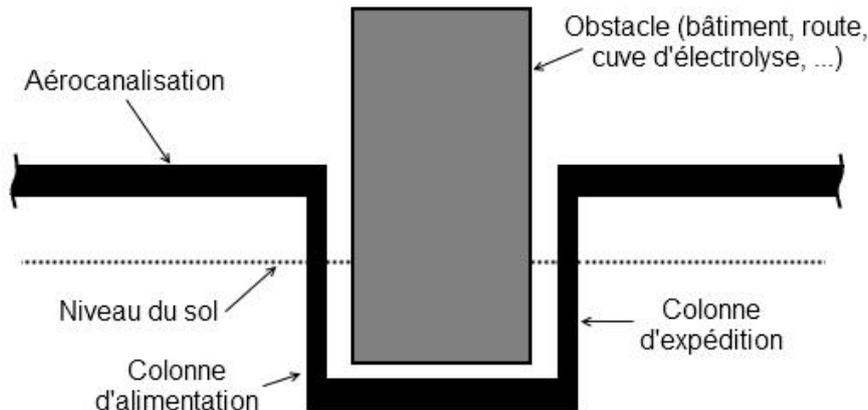


Figure 6 : Schéma simplifié de la nouvelle configuration d'aérocanalisation.

Par ailleurs, le système doit assurer l'alimentation de tous les dispositifs situés en aval, d'une manière stable.

5. Problématiques scientifiques.

La problématique scientifique de cette étude concerne les écoulements fluidisés denses verticaux. En effet, dans la configuration présentée sur la figure 6, on distingue deux segments verticaux reliés par une portion d'aérocanalisation.

Dans la conduite verticale amont, appelée 'alimentation', l'écoulement est fluidisé dense descendant : le solide entre par le haut de la conduite pour en sortir par en bas. Cependant, il est difficile de prédire le sens d'écoulement du gaz étant donné que celui-ci peut tout aussi bien s'écouler de manière ascendante ou descendante : c'est la vitesse relative du gaz par rapport à celle du solide qui va conditionner l'état de la suspension, ainsi que la qualité de son écoulement. Cette vitesse est appelée la vitesse de glissement. Ce type d'écoulement, couramment rencontré dans les jambes de descente de cyclones, dans les *standpipe* de procédés de FCC, ou d'une manière générale dans les procédés à lit fluidisé circulant, a fait l'objet d'études dans la bibliographie. A titre d'exemple, les travaux de thèse de Tavares (2010), réalisés au sein du LGC, ont porté sur l'étude expérimentale et théorique des écoulements verticaux denses de particules de classe A. Ces travaux ont mis en évidence que l'augmentation de la pression du système avec la profondeur conduit à une réduction de la vitesse du gaz, pouvant entraîner une défluidisation localisée de la suspension. Cette dernière provoque le blocage de l'écoulement. Selon cet auteur, l'aération localisée de la suspension permet d'éviter ce phénomène parasite. Il a également mis en évidence l'importance du débit et de l'emplacement de ces aérations sur le comportement hydrodynamique local de l'écoulement. Une sur-aération localisée peut engendrer un dysfonctionnement du système. Ces différents phénomènes seront abordés dans un chapitre dédié.

Dans la conduite avale, appelée ‘expédition’, l’écoulement est fluidisé vertical ascendant, où le gaz et le solide circulent à co-courant. Grâce au mouvement à co-courant des phases, le changement de régime de fluidisation (régime homogène vers hétérogène) pouvant se produire à l’échelle locale ne provoque aucun dysfonctionnement du système. Par ailleurs, la décompression du gaz dans le sens de l’écoulement favorise le transport de solide grâce à l’entraînement des particules dans le sillage des bulles. Ce phénomène sera mis en évidence sur le plan expérimental et théorique dans les deux derniers chapitres de ce mémoire. Précisons que l’hydrodynamique des suspensions gaz/solide en écoulement vertical ascendant a été peu abordé dans la littérature (Watson et al., 2012).

6. Objectifs et démarche scientifique.

Cette étude est consacrée à la compréhension des phénomènes mis en jeu dans les écoulements fluidisés denses verticaux ascendant et descendant sur le plan expérimental d’une part, et à l’établissement d’outils théoriques permettant leur description d’autre part.

Pour y parvenir, tout d’abord, une étude hydrodynamique est réalisée dans une colonne de fluidisation classique, sans circulation de solide (chapitre I). L’objectif de cette étude est la détermination des grandeurs caractéristiques de l’alumine métallurgique :

- Les vitesses et degrés de vide aux minimums de fluidisation et de bullage.
- La cinétique de désaération permettant de déterminer les vitesses de désaération et de sédimentation ainsi que le degré de vide de la phase dense.

Le chapitre II de ce mémoire est consacré à la description des unités pilotes de 2 m et 6 m de longueur horizontale conçues pour cette étude. Elles permettent de simuler le fonctionnement d’une boucle de circulation constituée d’une aérocanalisation (écoulement horizontal), d’un système d’alimentation (écoulement vertical descendant), d’une colonne d’expédition (écoulement vertical ascendant) et d’un système de recyclage. Ce chapitre se termine par :

- La description des techniques de mesures et métrologie employées.
- Les différents protocoles expérimentaux utilisés.

L’influence des paramètres tant géométriques qu’opératoires (diamètre de la colonne d’expédition, longueur de la partie horizontale, vitesses de fluidisation et d’aération de la colonne d’expédition, politique de dégazage, ...) sur le comportement global de la boucle de circulation, et

plus particulièrement de la colonne d'expédition est exposée dans le chapitre III. Cette partie de l'étude permet d'isoler les paramètres clés du procédé.

Enfin, une modélisation de type monodirectionnelle est entreprise dans le but de pouvoir simuler le comportement de la suspension dans les colonnes d'alimentation et d'expédition (chapitre IV). L'objectif de la simulation de la colonne d'alimentation est de calculer les emplacements et les débits d'aération nécessaire au bon fonctionnement de l'unité. Pour la colonne d'expédition, l'objectif est de connaître l'influence des différents paramètres sur l'hydrodynamique de la suspension, ainsi que sur les mécanismes de transport de solide. Ce chapitre présente successivement les problématiques liées à ces écoulements, les équations du modèle et les méthodes de traitement associées, ainsi que les résultats obtenus.

Chapitre I : Caractérisation des écoulements verticaux.

La problématique essentielle des unités de transport de solide en phase hyperdense réside dans la maîtrise des écoulements fluidisés denses verticaux ascendants ou descendants.

Après une description qualitative des différents régimes d'écoulement des suspensions gaz/particules, une grande partie de ce chapitre est consacrée à la détermination des grandeurs physiques et hydrodynamiques de l'alumine métallurgique, indispensables pour la compréhension et la modélisation de ces écoulements. Elles sont respectivement :

- Les propriétés des particules.
- Les vitesses caractéristiques de fluidisation.
- L'évolution de la porosité en fonction de la vitesse de fluidisation.
- La cinétique de désaération (comprenant la vitesse de désaération ainsi que la vitesse de sédimentation).

Notons que ces deux dernières grandeurs sont indispensables pour prédire le comportement des suspensions denses fluidisées descendantes, et que l'une d'entre elle requiert un protocole de mesure spécifique et complet : la vitesse de sédimentation de la suspension (u_s^*). Deux protocoles de mesure de cette grandeur existent dans la littérature (protocoles de Sharma et de Tavares), utilisant le phénomène de défluidisation de la poudre. Leurs résultats sont comparés à une technique originale développée durant cette thèse.

I - Caractérisation des écoulements verticaux.

1. LES DIFFERENTS TYPES D'ÉCOULEMENT.....	27
2. DESCRIPTION DE L'OUTIL EXPERIMENTAL : COLONNE DE FLUIDISATION STATIQUE.....	30
3. PROPRIETES DE LA POUDRE.....	32
a. <i>Propriétés physiques</i>	33
b. <i>Grandeurs hydrodynamiques</i>	37
4. DEFLUIDISATION DE LA POUDRE.....	41
a. <i>Vitesse de désaération</i>	41
b. <i>Vitesse de sédimentation</i>	44
i. Protocoles de la littérature.....	45
(1) Protocole de Sharma et al.....	45
(a) Description du protocole de mesure.....	45
(b) Présentation des résultats.....	46
(2) Protocole de Tavares.....	50
(a) Description du protocole de mesure.....	50
(b) Présentation des résultats.....	51
(3) Comparaison des protocoles.....	52
ii. Protocole original de mesure.....	55
5. CONCLUSION.....	60

1. Les différents types d'écoulement.

Lors de l'étude hydrodynamique d'une suspension gaz/solide, l'un des paramètres 'clef' permettant de représenter son état est la vitesse interstitielle de glissement. Elle est définie comme la différence entre la vitesse interstitielle du gaz, et celle des particules :

$$U_{sl} = U_g - U_p \quad (\text{eq. I - 1})$$

La vitesse interstitielle (gaz ou solide), U , peut être calculée à partir de la vitesse superficielle, u , selon la relation suivante :

$$U = u / \varepsilon \quad (\text{eq. I - 2})$$

Notons que dans un procédé discontinu en lit fluidisé, en l'absence d'écoulement de la phase solide, la vitesse de glissement n'est que la vitesse interstitielle de la phase fluide.

Comparée aux vitesses caractéristiques de la poudre étudiée, elle donne des renseignements sur le régime d'écoulement de la suspension. Les vitesses caractéristiques retenues sont :

- La vitesse interstitielle minimale de fluidisation : $u_{mf} / \varepsilon_{mf}$.
- La vitesse interstitielle minimale de bullage : $u_{mb} / \varepsilon_{mb}$.

Zenz (1953) a été le premier à proposer une classification qualitative des régimes d'écoulements verticaux de suspensions denses. Dans cette classification, deux états d'écoulement ont été distingués : état non fluidisé si la vitesse de glissement, U_{sl} , est plus faible que celle au minimum de fluidisation, sinon état fluidisé.

Plus tard, Kojabashian (1958) a mis à jour cette classification, schématisée sur la figure 1 - 1 :

- Ecoulements non fluidisés ($U_{sl} < U_{mf}$) :
 - Ecoulements non fluidisés en lit mobile, caractérisés par une vitesse de glissement négative. La porosité y est constante.
 - Ecoulements non fluidisés en lit mobile de transition, caractérisés par une vitesse de glissement positive, mais inférieure à la condition minimale de fluidisation. La porosité y est fonction de cette vitesse de glissement.

- Ecoulements fluidisés ($U_{sl} > U_{mf}$) :
 - Ecoulements fluidisés avec mouvement ascendant du gaz.
 - Suspension homogène.
 - Suspension hétérogène.
 - Ecoulement fluidisés avec mouvement descendant du gaz.
 - Suspension homogène.
 - Suspension hétérogène.

L'état de suspension hétérogène décrit une suspension dans laquelle apparaît des bulles (cavités vides de particules) au sein de la suspension dense classiquement observée.

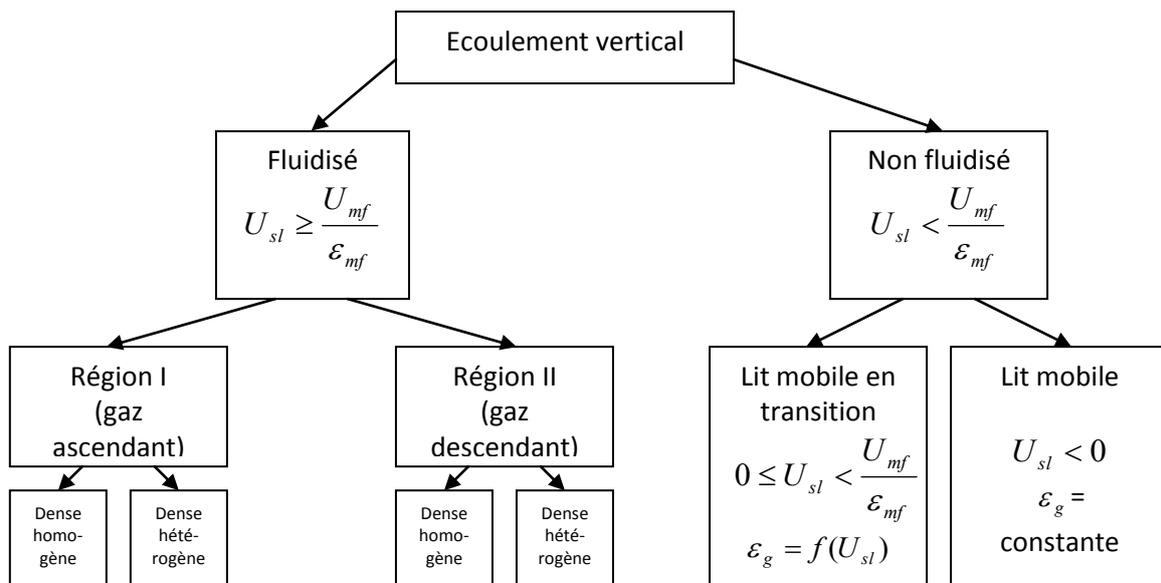


Figure 1 - 1 : Schéma de la classification de Kojabashian.

Leung et Jones (1978) ont ensuite remanié cette dernière classification. Ils ont en effet conservé les deux classes d'écoulements (fluidisé et non fluidisé) proposées par Zenz (1953), tout en redéfinissant les sous-catégories d'écoulements imaginées par Kojabashian (1958).

Cette classification de Leung et Jones (1978), schématisée sur la figure 1 - 2, est couramment utilisée pour décrire les écoulements gaz/solide verticaux.

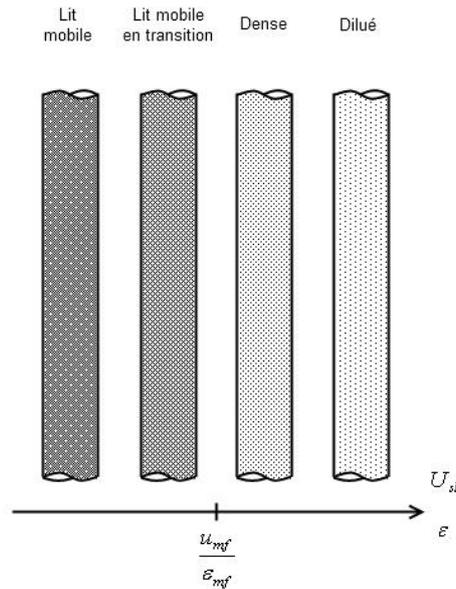


Figure 1 - 2 : Schéma de la classification de Leung et Jones.

Si on ajoute une catégorie d'écoulement fluidisé à bulles, basée sur la condition minimale de bullage, nous obtenons en résumé la classification suivante :

- Non fluidisé : $U_{sl} \leq \frac{u_{mf}}{\varepsilon_{mf}}$.
- Fluidisé homogène (sans bulles) : $\frac{u_{mf}}{\varepsilon_{mf}} \leq U_{sl} < \frac{u_{mb}}{\varepsilon_{mb}}$.
- Fluidisé à bulles : $\frac{u_{mb}}{\varepsilon_{mb}} \leq U_{sl}$.
- Pneumatique dilué : $\frac{u_{mb}}{\varepsilon_{mb}} \ll U_{sl}$.

Notons que dans le cas d'un écoulement descendant, au sein du troisième régime répertorié ci-dessus, régime fluidisé à bulles, on peut distinguer deux sous catégories en fonction de la vitesse relative des bulles, U_b :

- Ecoulement ascendant des bulles : $U_b < 0$.
- Ecoulement descendant des bulles : $U_b > 0$.

Lorsque la vitesse relative des bulles vaut zéro, cela signifie qu'elles ont tendance à stagner dans la conduite, pouvant coalescer, et donc perturber l'écoulement descendant de la suspension.

Un autre phénomène peut être rencontré lors d'un écoulement fluidisé dense descendant. En effet, lorsqu'une suspension solide est transportée de haut en bas, la hauteur de colonne de solide fluidisé entraîne la compression du gaz : la pression est directement proportionnelle à la profondeur de descente du solide. Cette augmentation de pression avec la profondeur entraîne logiquement la réduction de la vitesse du gaz (conservation du bilan de masse du gaz), et donc de la vitesse de glissement. Si la vitesse de glissement devient inférieure à la vitesse minimale de fluidisation, la suspension se défluidise localement. Cela entraîne un blocage de l'écoulement, rendant impossible le transport de solide. Pour pallier ce phénomène, il peut être nécessaire de réaliser des injections localisées d'air, pour compenser la réduction du volume du gaz.

Pour pouvoir transporter le solide dans les meilleures conditions, il est donc préférable, dans les parties verticales descendantes (colonne d'alimentation), d'être en présence d'un écoulement fluidisé homogène. En effet, ce type d'écoulement permet la bonne circulation du solide sans risquer de gêner le passage de la suspension par la présence de bulles.

2. Description de l'outil expérimental : colonne de fluidisation statique.

L'installation pilote est une colonne cylindrique en plexiglas de 2 mètres de hauteur et 200 mm de diamètre (figure 1 - 3 et tableau 1). L'air de fluidisation, avant son introduction dans la colonne, traverse une zone d'homogénéisation appelée 'boîte à vent', de forme conique et de volume $1,33 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$. La répartition de l'air au sein de la colonne est assurée par un distributeur à toile poreuse identique à ceux décrits dans le chapitre II. La perte de charge de ce distributeur est déterminée expérimentalement en fonction de la vitesse de l'air. Elle est représentée par la relation suivante :

$$\Delta P = 2750 \cdot u_j \quad (\text{eq. I - 3})$$

où u_j représente la vitesse de fluidisation (en $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$), et ΔP la perte de charge (en mbar).

La colonne est équipée de prises de pression pariétales reliées à des capteurs de pression différentielle (GE Sensing LPX 5380) permettant de mesurer les pressions locales, ainsi que les pertes de charge partielles pour différentes tranches du lit. Les capteurs sont reliés à un système d'acquisition des données de 10 Hz de fréquence. Le pilote est également équipé d'une caméra

permettant de suivre l'évolution de la hauteur du lit de poudre avec une fréquence de 25 Hz lors de la défluidisation.

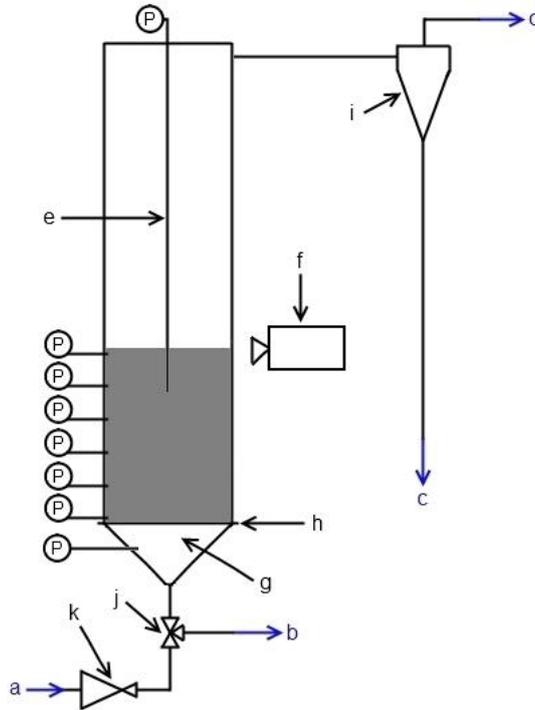


Figure 1 - 3 : Schéma de l'installation statique de caractérisation des poudres.

Tableau 1 : Annotations du schéma de l'installation statique de caractérisation.

Annotation	Dénomination
a	Air de fluidisation (flux)
b	Mise à l'atmosphère (flux)
c	Récupération des fines particules (flux)
d	Sortie du gaz (flux)
e	Canne de mesure
f	Caméra
g	Boite à vent
h	Distributeur (toile poreuse)
i	Cyclone
j	Vanne 3 voies
k	Détendeur

La colonne est munie d'une canne de mesure de pression à hauteur variable. Celle-ci se compose d'un tube cylindrique en acier inoxydable de 8 mm de diamètre interne. La base du tube est située au sein même de la suspension fluidisée, et maintenue à une hauteur réglable grâce à une

connexion par joint torique sur le couvercle de la colonne. L'extrémité supérieure du tube est reliée à un capteur de pression (référence GE Sensing LPX 5380).

Le circuit d'alimentation en air de ce pilote est équipé d'une vanne 3 voies, permettant la mise à l'atmosphère de la boîte à vent. Cet organe est utilisé lors des essais de défluidisation, explicités dans le paragraphe 4 de ce chapitre. Ces essais peuvent se faire suivant deux protocoles distincts : simple et double drainages. Lors d'une défluidisation par simple drainage, l'alimentation en air est coupée, et l'air restant dans la colonne ne peut s'échapper que par le haut. En double drainage, la boîte à vent est elle aussi mise à l'atmosphère grâce à une vanne 3 voies : l'air peut s'échapper par le haut et le bas de la colonne.

Les travaux de Cherntongchai et Brandani (2005), portant sur l'étude des phénomènes de défluidisation en simple et double drainages, ont montré que l'effet de la boîte à vent devient négligeable pour des valeurs de $\frac{\Delta P_{distributar}}{\Delta P_{lit}} < 1$. Dans ce cas, ces auteurs préconisent d'utiliser la technique de simple drainage pour déterminer les grandeurs caractéristiques de la suspension.

Ainsi, nous avons retenu le protocole de défluidisation par simple drainage, car le rapport $\frac{\Delta P_{distributar}}{\Delta P_{lit}}$ demeure toujours inférieur à 1.

Enfin, avant d'être envoyé à l'atmosphère, l'air sortant de la colonne de fluidisation traverse un cyclone. Celui-ci permet de récupérer les fines particules, de taille supérieure à 10 μm , avant d'acheminer l'air vers un dépoussiéreur (filtre à manches).

3. Propriétés de la poudre.

Ce paragraphe est consacré à la caractérisation de l'alumine métallurgique. Il est divisé en deux parties distinctes :

- La première traite des propriétés physiques intrinsèques aux particules elles-mêmes, obtenues grâce à diverses techniques de caractérisation classiques (granulomètre laser, testeur de poudres Hosokawa, porosimétrie à hélium, BET).
- La seconde traite des propriétés hydrodynamiques obtenues grâce aux essais menés sur l'installation pilote de fluidisation décrite dans le paragraphe 2.

a. Propriétés physiques

La poudre utilisée durant cette étude, appelée ‘alumine métallurgique’, sert de base de fabrication de l’aluminium dans les usines d’électrolyse. Elle se présente sous forme de fines particules, de 50 µm de diamètre médian. Les propriétés granulométriques et d’écoulement de cette poudre sont regroupées sur la figure 1 - 4 et dans le tableau 2.

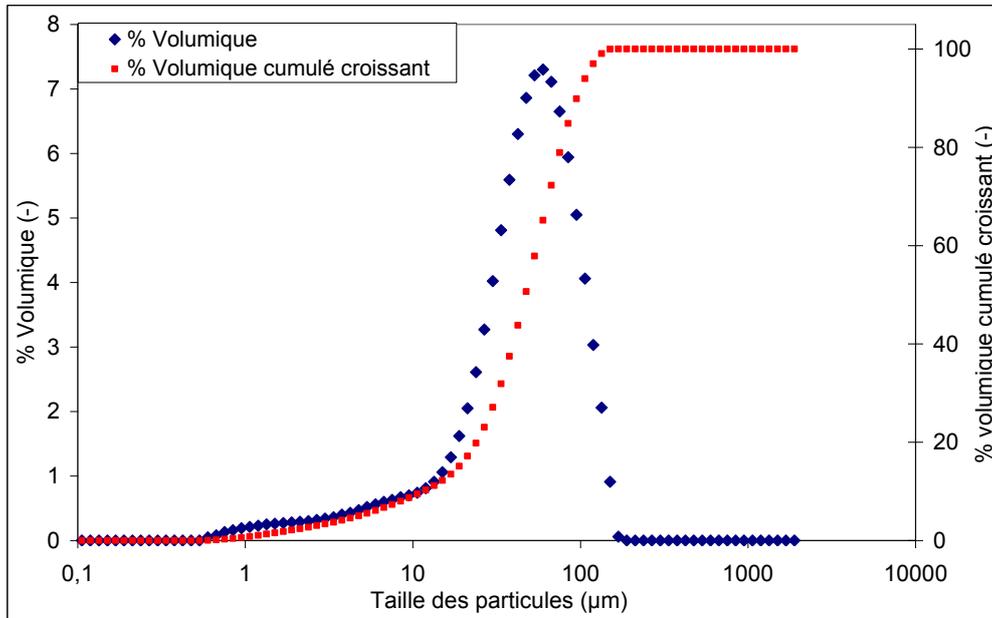


Figure 1 - 4 : Distribution granulométrique de l'alumine métallurgique (Malvern Mastersizer 2000).

Tableau 2 : Récapitulatif des propriétés physiques de l'alumine.

Propriété	Nomenclature	Valeur
Diamètres caractéristiques (µm)	d_{10}	12
	d_{50}	50
	d_{90}	101
Coefficient de variation ($CV = \frac{d_{90} - d_{10}}{d_{50}}$)	CV	1,8
Diamètre de Sauter (µm)	d_{32}	19
Diamètre moyen pondéré (µm)	d_{43}	54
Masse volumique des particules (kg.m ⁻³)	ρ_p	2360
Surface spécifique (m ² .g ⁻¹)	-	73,5
Masse volumique non tassée (kg.m ⁻³)	ρ_{nt}	1036
Masse volumique tassée (kg.m ⁻³)	ρ_t	1220

Indice de CARR ($\gamma = 100 \cdot \frac{\rho_t - \rho_{nt}}{\rho_t}$)	γ	15%
Rapport de Haussner ($HR = \frac{\rho_t}{\rho_{nt}}$)	HR	1,18
Angle de talus (°)	α_t	34
Angle de chute (°)	α_c	20
Coulabilité	-	Bonne
Degré de vide non tassé ($\varepsilon_{nt} = 1 - \frac{\rho_{nt}}{\rho_p}$)	ε_{nt}	0,56
Degré de vide tassé ($\varepsilon_t = 1 - \frac{\rho_t}{\rho_p}$)	ε_t	0,48

Ces résultats montrent que la poudre utilisée est polydisperse, avec un coefficient de variation (étalement de distribution) relativement élevé ($CV = 1,8$). La faible valeur de l'indice de CARR (inférieure à 20%) montre une très bonne coulabilité de cette poudre. L'écart important entre le degré de vide d'un lit fixe tassé et non tassé (0,48 et 0,56) montre qu'en l'absence d'aération, le stockage et le transport peut poser des difficultés.

La figure 1 - 5 est un cliché de quelques particules réalisé avec un microscope électronique à balayage. Ce cliché montre que les particules d'alumine sont constituées d'un empilement de feuillets à structure hexagonales, et peuvent être considérées comme sphériques, propice à une bonne coulabilité.

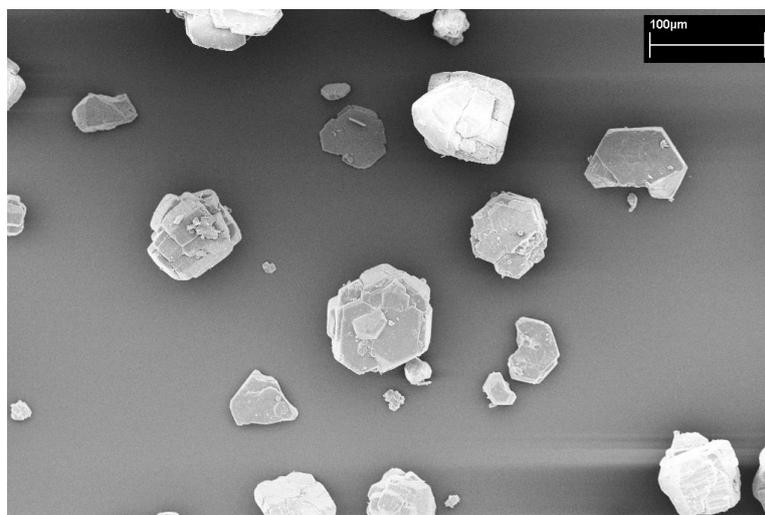


Figure 1 - 5 : Vue MEB de quelques particules d'alumine (x500).

D'après la figure 1 - 6, le comportement de l'alumine métallurgique vis-à-vis de la fluidisation est identique à celui des particules du groupe A de la classification de Geldart (1973). Sur la même figure ont été ajoutées deux autres poudres de classe A utilisées dans la dernière partie de ce chapitre : un catalyseur utilisé en procédé FCC, ainsi qu'une poudre de PVC.

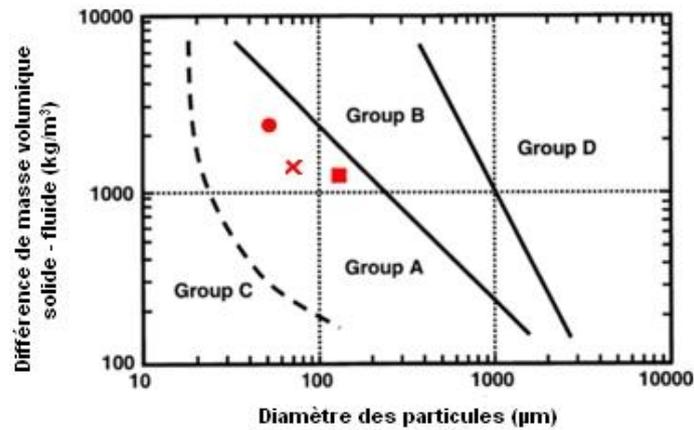


Figure 1 - 6 : Classement de l'alumine métallurgique selon la classification de Geldart (● : Alumine, ✕ : Catalyseur de FCC, ■ : PVC en poudre).

Ces poudres, dites fusantes, ont d'excellentes propriétés d'écoulement lorsqu'elles sont aérées. Elles ont pour particularités d'être très facilement fluidisables (faibles débits de gaz), et d'avoir un régime de fluidisation homogène (ou particulaire) avec une forte expansion du lit. Par ailleurs, elles présentent une cinétique de désaération lente, entre 3 et 6 mm.s⁻¹.

Le besoin d'aération du milieu s'explique par la présence de forces interparticulaires (de type Van der Waals), dont l'importance par rapport à la force de gravité est représentée sur la figure 1 - 7 en fonction du diamètre des particules.

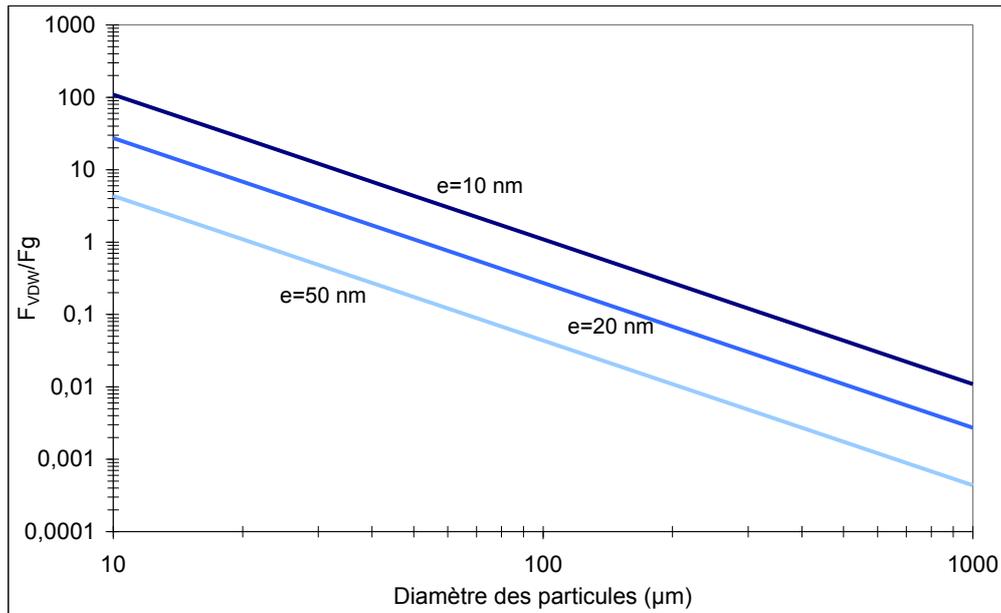


Figure 1 - 7 : Importance des forces interparticulaires par rapport à la force de gravité pour 2 particules sphériques de tailles identiques, séparées de 10, 20, et 50 nm.

Les forces de Van der Waals et de gravité ont été estimées grâce aux relations suivantes (Capes, 1980, Sherrington et Oliver, 1981, Sommer, 1984, Linoya, 1991, Pietsch, 1991) :

$$F_{VDW} = \frac{d_p \cdot C}{e^2} \quad (\text{eq. I - 4})$$

$$F_g = \frac{\pi \cdot d_p^3}{6} \cdot \rho_p \cdot g \quad (\text{eq. I - 5})$$

Dans ces deux relations, d_p , g , e , et C représentent respectivement le diamètre des particules, l'accélération de la pesanteur, la distance entre 2 particules, et la constante d'Hamaker ($4,2 \cdot 10^{-21}$ J).

Pour les poudres de classe A, dont le diamètre est généralement compris entre 50 et 150 μm, le rapport entre ces 2 forces varie entre 0,1 et 10, selon l'éloignement des particules et leur taille moyenne. Lorsqu'elles sont aérées, les particules vont s'espacer, et ainsi abaisser la valeur des forces interparticulaires. Cet abaissement entraîne la mobilité des particules, et donne de très bonnes propriétés d'écoulement à la poudre. A titre d'exemple, pour des particules de 50 μm de diamètre, lorsque la distance interarticulaire passe de 10 nm à 50 nm, la force de Van der Waals passe de 7 à 0,1 fois le poids de la particule.

b. Grandeurs hydrodynamiques.

La colonne de fluidisation statique présentée dans le paragraphe 2 est utilisée pour déterminer les grandeurs hydrodynamiques de base de l'alumine métallurgique. Les essais ont été effectués avec une masse de poudre, m_p , de 16 kg.

Les grandeurs à déterminer sont les vitesses minimales de fluidisation et de bullage de la poudre, ainsi que leur porosité associée. Elles ont été déterminées à partir du diagramme de fluidisation (figure 1 - 8) et de l'évolution de la porosité de la suspension en fonction de la vitesse de fluidisation (figure 1 - 10).

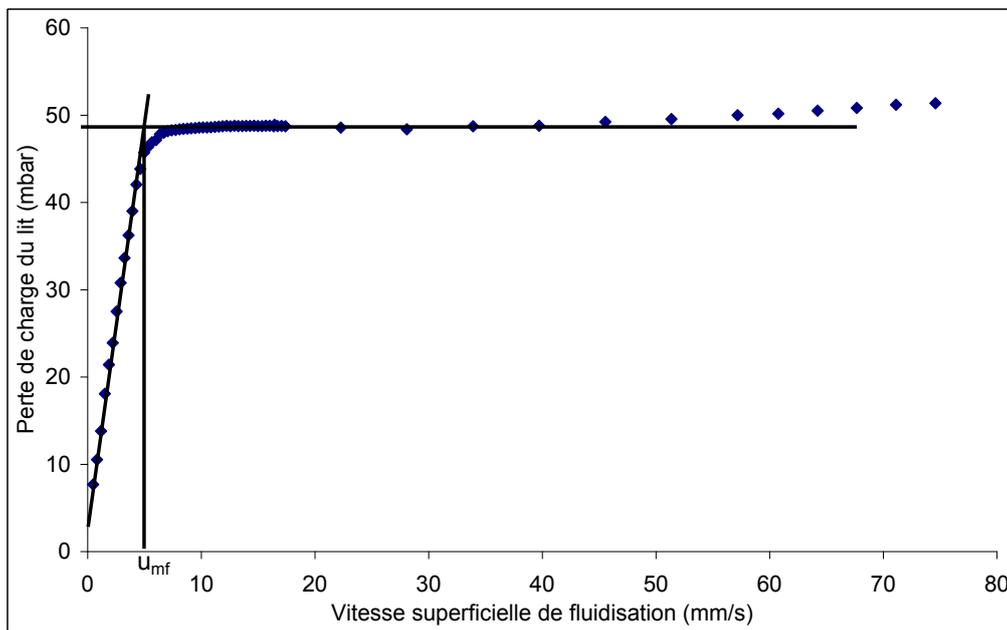


Figure 1 - 8 : Diagramme de fluidisation de l'alumine métallurgique (débit décroissant).

La figure 1 - 8 représente le diagramme de fluidisation de l'alumine métallurgique obtenu à vitesse décroissante. La perte de charge totale du lit est considérée comme la différence entre la pression à la base du lit et l'atmosphère. Après chaque modification du débit, le régime est considéré comme établi au bout de 3 minutes. A partir de ce moment, l'acquisition des données des pressions a été réalisée pendant une minute à 10 Hz de fréquence, ainsi que l'enregistrement des fluctuations du niveau du lit fluidisé.

Cette figure montre que la valeur de la perte de charge augmente avec la vitesse de fluidisation pour atteindre un seuil. Ce seuil correspond au poids apparent du lit de poudre par unité

d'aire de section droite de la colonne ($\frac{m_p \cdot g}{A_c}$), soit 49 mbar, et signifie que le lit est parfaitement

fluidisé. A des vitesses bien plus élevées, on observe une légère augmentation de la perte de charge

dont l'origine est attribuée à l'ajout de la perte de charge du cyclone placé en sortie de l'installation à celle du lit. Notons que la perte de charge du cyclone est proportionnelle au carré de la vitesse de l'air.

Ces résultats permettent, grâce à la méthode de Richardson (1971), de déterminer la vitesse minimale de fluidisation : 5 mm.s^{-1} .

Il est également possible, grâce aux mesures de l'évolution temporelle des pertes de charge par tranche de lit, de déterminer la vitesse minimale de bullage. Pour cela, il est nécessaire d'en calculer l'écart type dont l'évolution est représentée en fonction de la vitesse de fluidisation sur la figure 1 - 9.

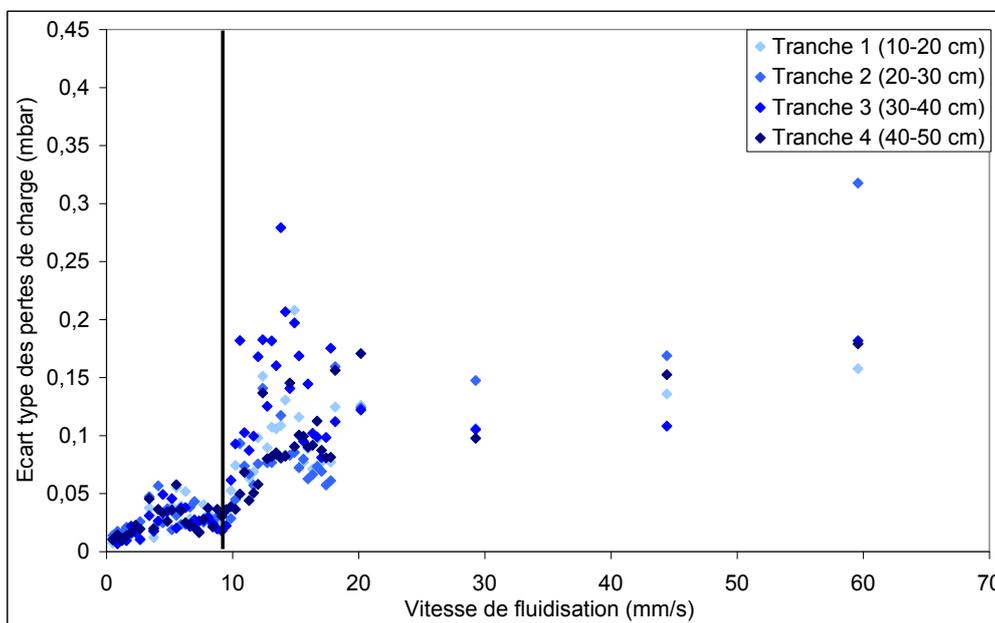


Figure 1 - 9 : Evolution de l'écart type des pertes de charges locales avec la vitesse de fluidisation.

On peut clairement observer qu'à partir de 9 mm.s^{-1} , la valeur des écarts types augmente significativement. Cette augmentation est due à l'apparition des hétérogénéités (bulles de gaz) dans le système. Ainsi, lorsque la vitesse de l'air devient supérieure à 9 mm.s^{-1} , le passage aléatoire des bulles dans le milieu est responsable des fluctuations observées. Visuellement, c'est également à partir de cette valeur que l'on peut observer l'apparition de poches de gaz au sein du lit fluidisé.

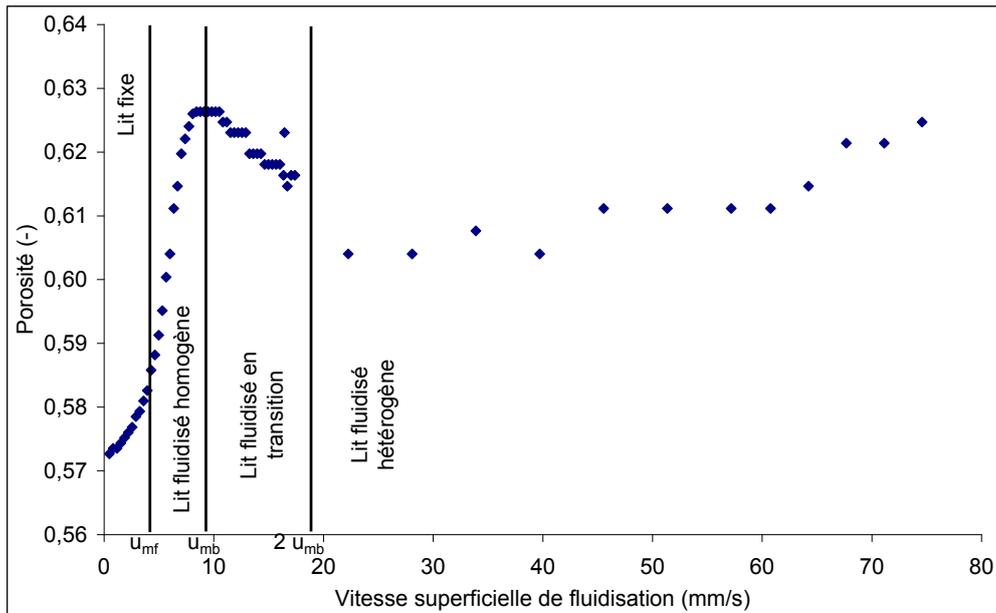


Figure 1 - 10 : Porosité de la suspension en fonction de la vitesse de fluidisation.

La mesure de la hauteur du lit a permis de calculer sa porosité selon la relation :

$$\varepsilon_g = 1 - \frac{m_p}{\rho_p \cdot A_c \cdot H} \quad (\text{eq. I - 6})$$

où H représente la hauteur moyenne du lit. La figure 1 - 10 représente l'évolution de cette grandeur en fonction de la vitesse de fluidisation.

Son évolution est typique des poudres de classe A de la classification de Geldart : elle augmente pour atteindre un maximum, puis diminue avant de s'accroître à nouveau.

Ce diagramme peut être divisé en 4 régions, représentant 4 régimes de fluidisation bien distincts. Pour des vitesses inférieures à celle au minimum de fluidisation, le lit est considéré comme fixe. Cependant, on observe une variation de la porosité de 0,573 à 0,585 dans cette zone. Cette variation, déjà observée pour différentes poudres de classe A, résulte du couplage complexe entre des forces de nature différente : la force de gravité, la poussée d'Archimède, la force de trainée, et les forces de Van der Waals. Ces dernières, s'exerçant dans de multiples directions, peuvent générer des structures (agrégats) dont la porosité dépend du débit d'aération. Ainsi, on peut supposer que, en lit fixe, l'état d'équilibre nécessite un temps de latence beaucoup plus élevé que celui retenu (3 minutes) lors du changement de vitesse ε de fluidisation.

Entre la vitesse minimale de fluidisation et la vitesse minimale de bullage, le lit est dans un régime de fluidisation homogène, dont le comportement est semblable à celui d'un liquide.

Passé la vitesse minimale de bullage, le lit entre dans un régime transitoire, menant vers le régime fluidisé à bulle lorsque la vitesse dépasse 2 fois la vitesse minimale de bullage. Le comportement de la suspension dans ce régime est semblable à celui d'un liquide bouillonnant.

La dernière augmentation de la porosité est due à l'excédent trop important de gaz par rapport au minimum de bullage : le volume occupé par les bulles étant de plus en plus grand, la hauteur de la surface du lit fluidisé tend à augmenter.

La vitesse correspondant à la porosité maximale est la vitesse minimale de bullage. Ces derniers résultats permettent de confirmer les précédents : la vitesse minimale de bullage vaut $9 \text{ mm}\cdot\text{s}^{-1}$. La porosité correspondante, dite porosité au minimum de bullage, vaut 0,626. Il est également possible de déterminer la porosité au minimum de fluidisation : 0,58.

La connaissance de la porosité permet de calculer, en fonction de la vitesse de fluidisation, l'évolution du gradient de perte de charge du lit :

$$\frac{\Delta P}{L} = \rho_p \cdot (1 - \varepsilon_g) \cdot g \quad (\text{eq. I - 7})$$

L'évolution de ces pertes de charge linéaires est représentée sur la figure 1 - 11. On y voit clairement une valeur minimale lorsque la vitesse de fluidisation est la vitesse minimale de bullage.

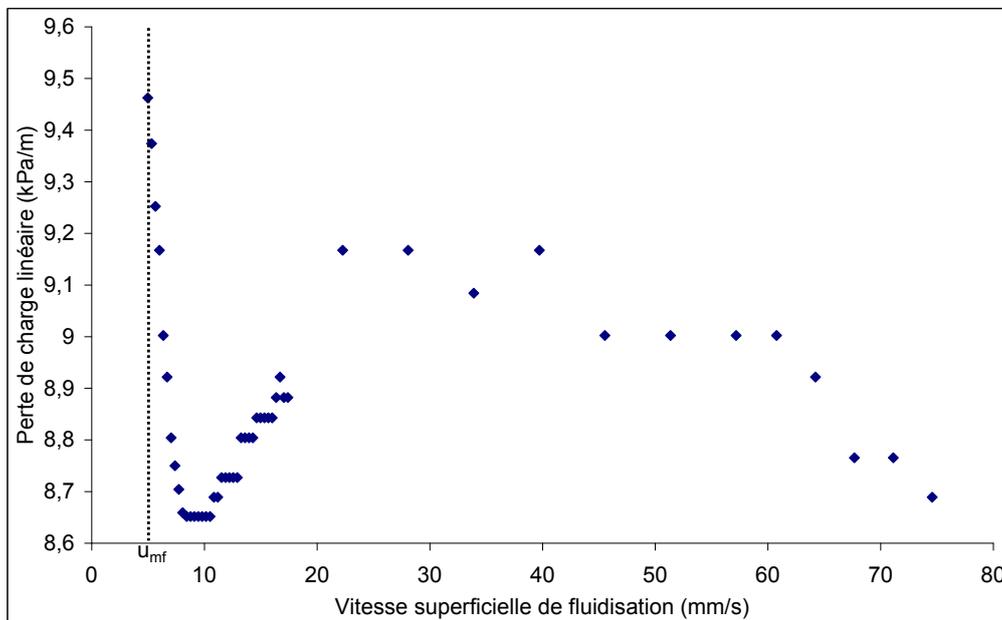


Figure 1 - 11 : Pertes de charge linéaires de la suspension en fonction de la vitesse de fluidisation.

Pour des raisons évidentes, la perte de charge minimale est recherchée dans des unités de transport ou de stockage des poudres de classe A. C'est pour cette raison que les points de fonctionnement choisis se trouvent autour du minimum de bullage.

Les grandeurs hydrodynamiques de base (u_{mf} , u_{mb} , ε_{mf} , ε_{mb}) déterminées pour l'alumine métallurgique complètent le tableau 2. Ce dernier montre que la fluidisation de cette poudre nécessite de très faibles débits d'air, et que le degré de vide d'un lit fluidisé obtenu par défluidisation est supérieur à celui d'un lit fixe en vrac.

4. Défluidisation de la poudre.

L'objectif de cette partie est la détermination des grandeurs permettant de caractériser la cinétique de désaération de la poudre. Cette cinétique dépend fortement de l'étendue du régime de fluidisation homogène, ou l'écart entre les vitesses minimales de bullage et de fluidisation. De manière générale, la cinétique de désaération est d'autant plus rapide que cet écart est faible. Les premiers essais que nous avons réalisés avec les particules de classe B de la classification de Geldart (billes de verre de 100 μm de diamètre, $u_{mb} = u_{mf}$) ont montré une désaération instantanée.

Dans ce paragraphe sont présentées les différentes techniques employées pour mesurer les vitesses de désaération (u_d^*) et de sédimentation (u_s^*) d'une poudre de classe A de la classification de Geldart. Ces différentes techniques reposent sur les propriétés d'une suspension fluidisée pendant l'arrêt brutal de la fluidisation (défluidisation).

a. Vitesse de désaération.

La majorité des études de défluidisation présentes dans la littérature a été réalisée suivant la technique de défluidisation proposée par Rietema (1967). Cette technique, nommée *bed collapsing*, consiste en la fluidisation d'un lit de poudre (16 kg pour notre étude) à forte vitesse durant environ 3 minutes. Ensuite, la vitesse du gaz est réduite pour atteindre la valeur désirée (u_{mb} ou $2 u_{mb}$ pour notre cas). Lorsque le régime permanent est atteint, l'air de fluidisation est brutalement coupé, et on enregistre les évolutions temporelles des chutes de pression totale et partielles du lit, ainsi que de sa hauteur.

L'ensemble des résultats obtenus est représenté sur la figure 1 - 12 pour une fluidisation initiale en régime homogène, et sur la figure 1 - 13 pour une fluidisation initiale hétérogène. Notons que, dans un but de clarté, les pressions présentées sont normées selon la relation suivante :

$$P_{normée} = \frac{P}{P_{initial}} \quad (\text{eq. I - 8})$$

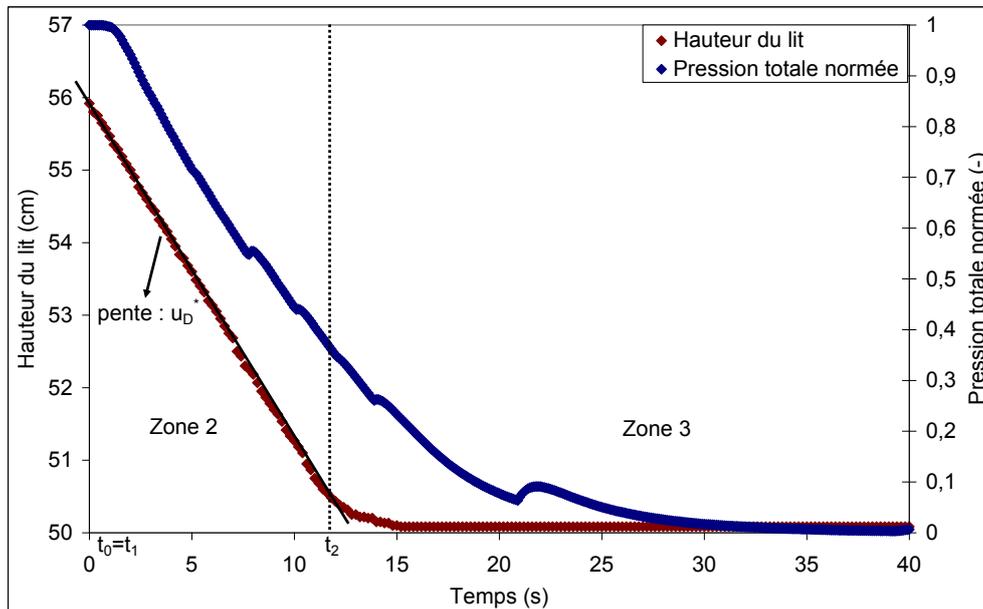


Figure 1 - 12 : Essai de défluidisation : évolution de la hauteur du lit et de la pression totale normée en fonction du temps (alumine métallurgique, masse de solide : 16 kg, vitesse de fluidisation initiale : u_{mb}).

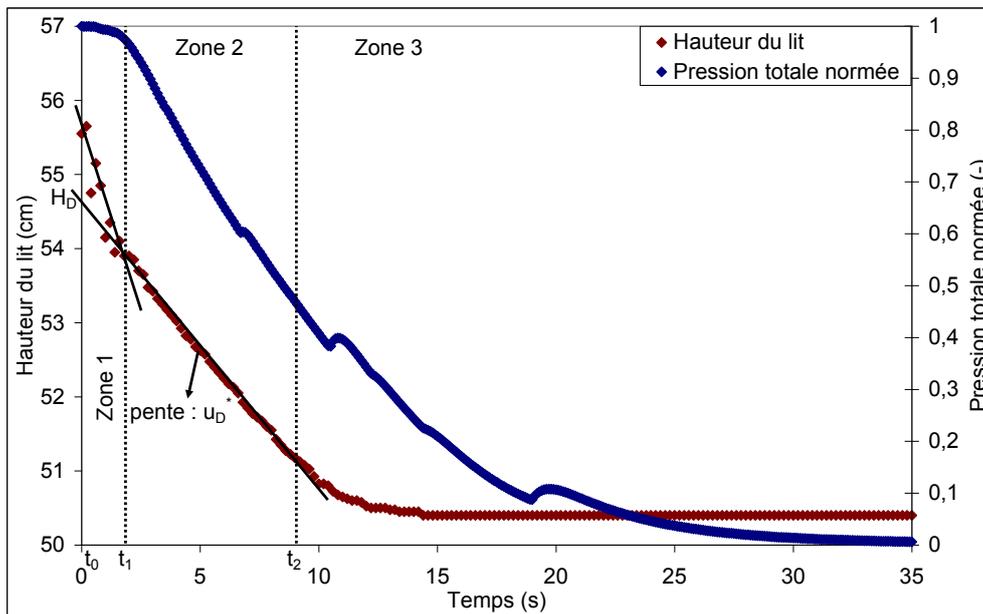


Figure 1 - 13 : Essai de défluidisation : évolution de la hauteur du lit et de la pression totale normée en fonction du temps (alumine métallurgique, masse de solide : 16 kg, vitesse de fluidisation initiale : $2 u_{mb}$).

Sur ces figures, on peut clairement observer la présence de trois zones distinctes :

- Zone 1, entre t_0 et t_1 , caractérisée par l'effondrement brusque de la hauteur du lit causé par l'évacuation des bulles. L'extension de cette zone dépend de la vitesse initiale de

fluidisation, et plus particulièrement de l'excès par rapport à la vitesse minimale de bullage. Pour des vitesses inférieures ou égales à u_{mb} , cette zone est inexistante (figure 1 - 12). Dans cette zone, le lit reste fluidisé.

- Zone 2, entre t_1 et t_2 , caractérisée par une diminution constante de la hauteur du lit, due à la sédimentation de la phase dense. Le déplacement d'un front de sédimentation (étudié dans le paragraphe b) du distributeur vers la surface du lit conduit à une évolution quasi-linéaire de la pression totale (figure 1 - 12 et figure 1 - 13).
- Zone 3, après t_2 , caractérisée par une faible modification de la hauteur du lit, attribuée à sa consolidation. Durant cette période, les particules sont immobiles mais le gaz emprisonné dans le lit est toujours à 40% de sa pression initiale, et continue donc de se détendre.

D'après Geldart et Wong (1985), l'exploitation de ces courbes de défluidisation permet d'obtenir :

- la hauteur de la phase dense de la suspension, H_D .
- la vitesse de désaération du lit, u_D^* .

Le premier paramètre, H_D , représente la hauteur de la phase dense du lit. Cela correspond à la hauteur du lit dense (sans cavité gazeuse) si la vitesse initiale de fluidisation était supérieure à celle au minimum de bullage. Cette hauteur est obtenue en extrapolant la partie linéaire de la courbe de défluidisation jusqu'à l'instant où l'alimentation en air a été coupée (temps 0). Ce paramètre permet de déterminer la porosité de la phase dense du lit, ε_D :

$$\varepsilon_D = 1 - \frac{m_p}{\rho_p \cdot A_c \cdot H_D} \quad (\text{eq. I - 9})$$

Le second paramètre, u_D^* représente la vitesse de désaération de la poudre. Elle est considérée comme la pente de l'évolution de la hauteur du lit lors de sa désaération lente (zone 2).

Les résultats obtenus sont consignés dans le tableau 3.

Tableau 3 : Résultats de désaération obtenus pour l'alumine métallurgique.

Vitesse initiale de fluidisation	H_D (cm)	ε_D (-)	u_D^* (mm.s ⁻¹)
u_{mb}	56	0,582	4,7
$2 u_{mb}$	54,6	0,57	3,8

Ils montrent que l'augmentation de la vitesse du gaz de u_{mb} à $2 u_{mb}$ conduit à une diminution de H_D de 56 cm à 54,6 cm. Cette diminution entraîne la réduction de ε_D de 0,582 à 0,57. L'origine de ce phénomène est attribuée à l'entraînement du gaz interstitiel par les bulles. Cette réduction de la porosité de la phase dense est à l'origine de l'augmentation de la résistance à l'échappement du gaz interstitiel, qui à son tour va diminuer la vitesse de désaération de la poudre de 4,7 mm.s⁻¹ à 3,8 mm.s⁻¹.

Ces résultats sont en accord avec les observations faites par Tavares (2010) et Geldart et Wong (1985) : la vitesse de désaération d'une poudre de classe A est d'autant plus faible que la vitesse de fluidisation est grande.

b. Vitesse de sédimentation.

Geldart et Wong (1985) ont mis en évidence, grâce à des observations visuelles réalisées sur une maquette bidimensionnelle transparente, la présence de deux fronts se propageant simultanément lors de la défluidisation (figure 1 - 14). Le premier front, descendant, correspond à la désaération du lit (déjà représenté sur la figure 1 - 12 et la figure 1 - 13). Le second, ascendant, correspond à la sédimentation du solide au fond de la colonne. Ce dernier n'a fait l'objet que de très peu d'études.

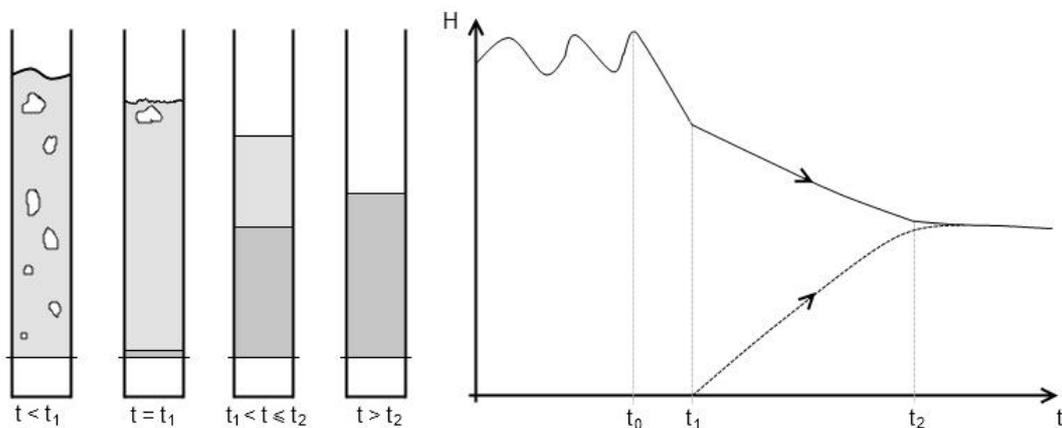


Figure 1 - 14 : Evolution des hauteurs des fronts de désaération et de sédimentation d'un lit au cours d'une défluidisation.

Ce front n'apparaît qu'une fois que toutes les bulles se sont échappées du lit (temps t_1). Il va ensuite s'élever, pour atteindre la hauteur finale du lit en même temps que le front descendant. Cependant aucune étude, jusqu'en 2006, n'a proposé de méthode pour mesurer de manière précise la vitesse d'avancement du front de sédimentation.

L'accès à ce paramètre est crucial car, selon Tavares (2010), en écoulement descendant des suspensions fluidisées en phase hyperdense, le débit d'engorgement est conditionné par cette grandeur selon l'expression :

$$G_s = (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot \rho_p \cdot u_s^* \quad (\text{eq. I - 10})$$

où G_s représente le débit massique unitaire descendant maximal en l'absence d'aération supplémentaire.

Dans la littérature, deux protocoles ont été développés pour mesurer cette vitesse :

- Le protocole proposé par Sharma et al. (2006).
- Le protocole proposé par Tavares (2010).

Ces deux techniques de mesures sont appliquées à notre cas durant la défluidisation dont le protocole est identique à celui déjà décrit dans le paragraphe 4.a.

i. Protocoles de la littérature.

(1) Protocole de Sharma et al.

(a) Description du protocole de mesure.

Sharma et al. (2006) ont proposé un test original, dérivé du test standard Engelhard (2000), pour quantifier la vitesse du front de sédimentation. Il s'appuie sur la mesure de l'évolution temporelle de la pression locale au sein même de la suspension en cours de défluidisation, à l'aide d'une canne de mesure verticale immergée dans le lit (figure 1 - 3). Un exemple type des résultats obtenus est présenté sur la figure 1 - 15.

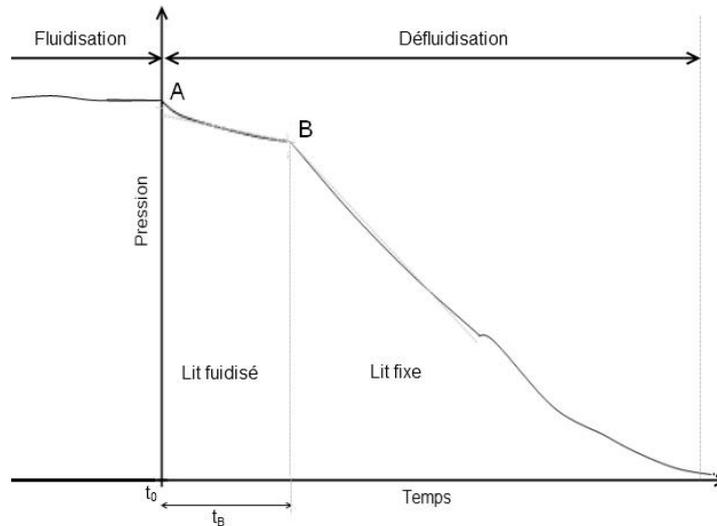


Figure 1 - 15 : Evolution temporelle de la pression locale dans la suspension : protocole de Sharma et al..

Selon Sharma et al., l'abscisse du point de rupture B (au temps t_B) correspond au moment où le front de sédimentation atteint le niveau de la canne de mesure. Passé ce point, la sonde est plongée dans un lit fixe. L'évolution observée au-delà de ce temps représente la décompression du gaz emprisonné dans le lit fixe.

En supposant constante la vitesse du front de sédimentation, ces auteurs l'estiment en divisant la distance séparant le distributeur de la canne de mesure (30 cm pour le test standardisé) par le temps t_B .

Il est cependant important de noter le caractère intrusif de cette technique de mesure.

(b) Présentation des résultats.

Les résultats bruts ainsi obtenus sont regroupés sur la figure 1 - 16 et la figure 1 - 17. Dans le but de mieux comprendre l'effet de la position de la sonde de pression (canne de mesure), nous avons modifié son niveau dans le lit à 45 cm, 40 cm, 35 cm, et 30 cm du distributeur.

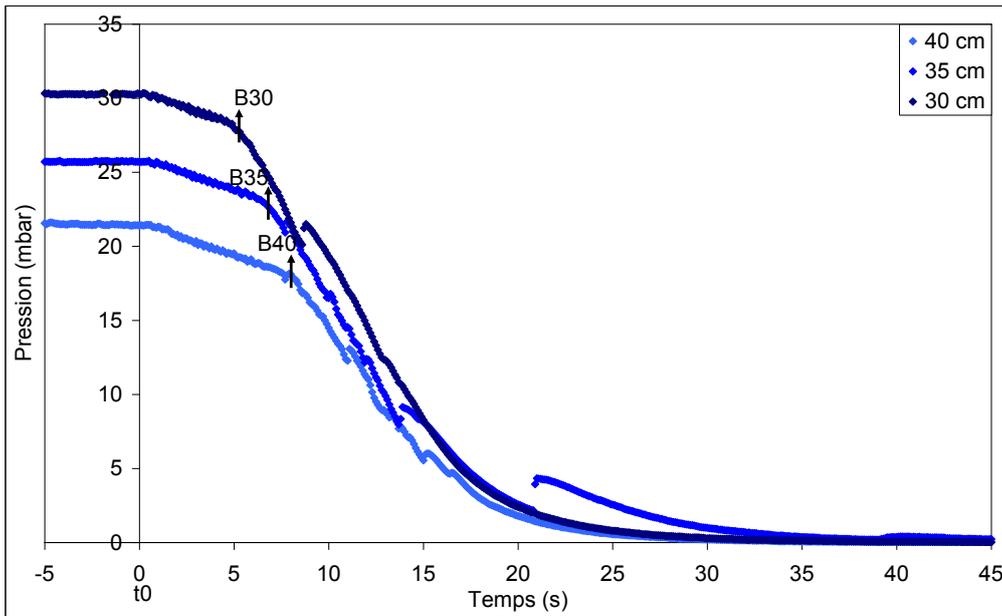


Figure 1 - 16 : Evolution des pressions locales dans la suspension lors d'un essai de défluidisation : protocole de Sharma et al. (alumine métallurgique, masse de solide : 16 kg, vitesse de fluidisation initiale : u_{mb}).

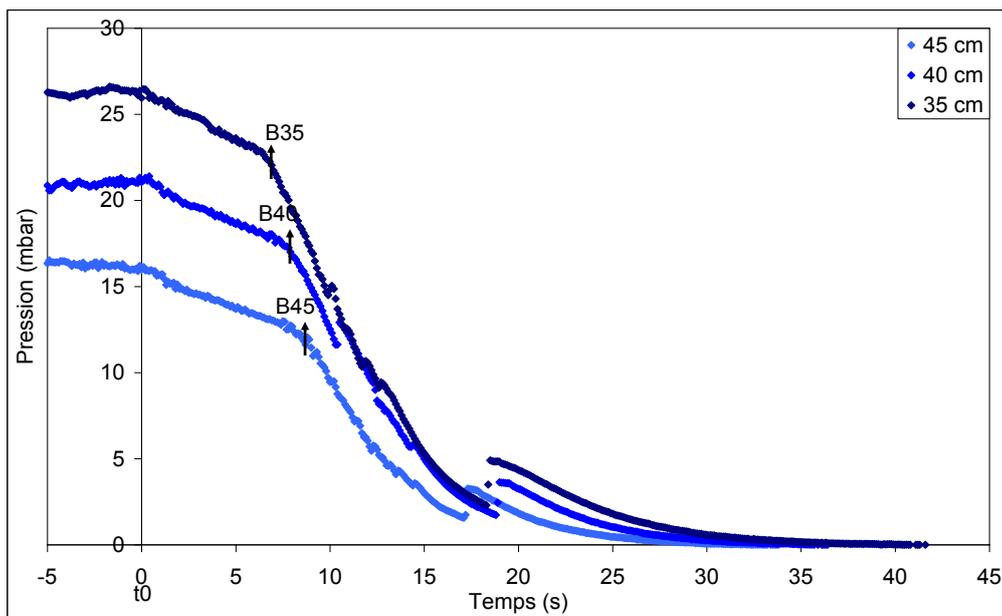


Figure 1 - 17 : Evolution des pressions locales dans la suspension lors d'un essai de défluidisation : protocole de Sharma et al. (alumine métallurgique, masse de solide : 16 kg, vitesse de fluidisation initiale : $2 u_{mb}$).

L'allure de ces courbes correspond parfaitement à celle décrite par Sharma et al. (2006). On y retrouve, pour chaque niveau de la sonde :

- Une zone fluidisée, avant la coupure de l'alimentation en air ($t < t_0$).
- Une zone de désaération du lit, plus ou moins longue selon le niveau de la sonde de pression ($t_0 < t < t_B$).

L'abscisse du point de cassure, noté t_{Bz} , représente le temps nécessaire pour que le front de sédimentation atteigne le niveau z .

Grâce à ces résultats, il est possible de représenter l'avancement du front de sédimentation dans le lit de poudre (figure 1 - 18 et figure 1 - 19). Sur les mêmes figures est aussi portée l'évolution de la hauteur du lit enregistrée au cours de la défluidisation (front de désaération).

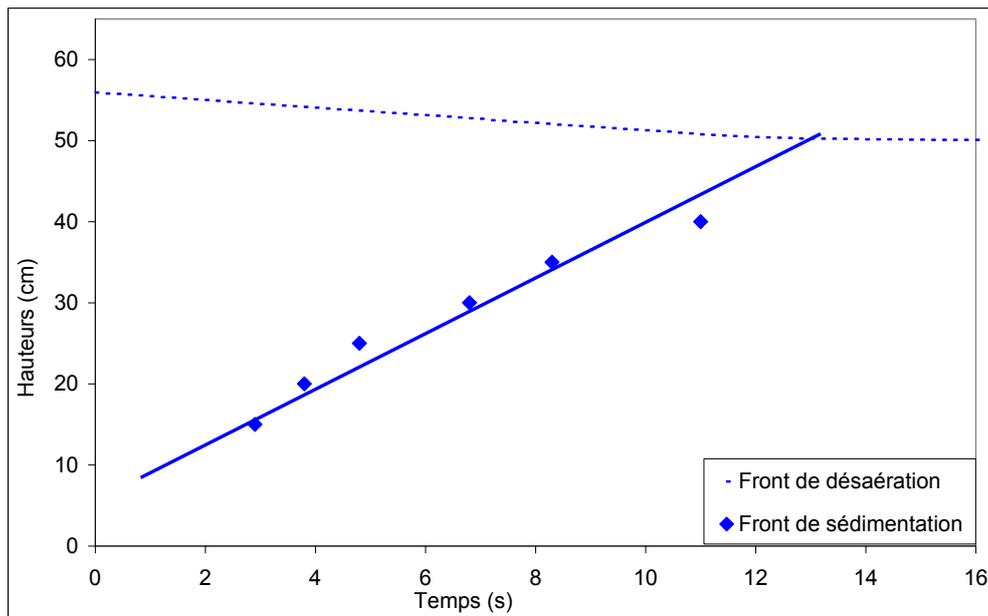


Figure 1 - 18 : Evolution des fronts de désaération et de sédimentation au cours d'une défluidisation (alumine métallurgique, masse de solide : 16 kg, vitesse de fluidisation initiale : u_{mb}).

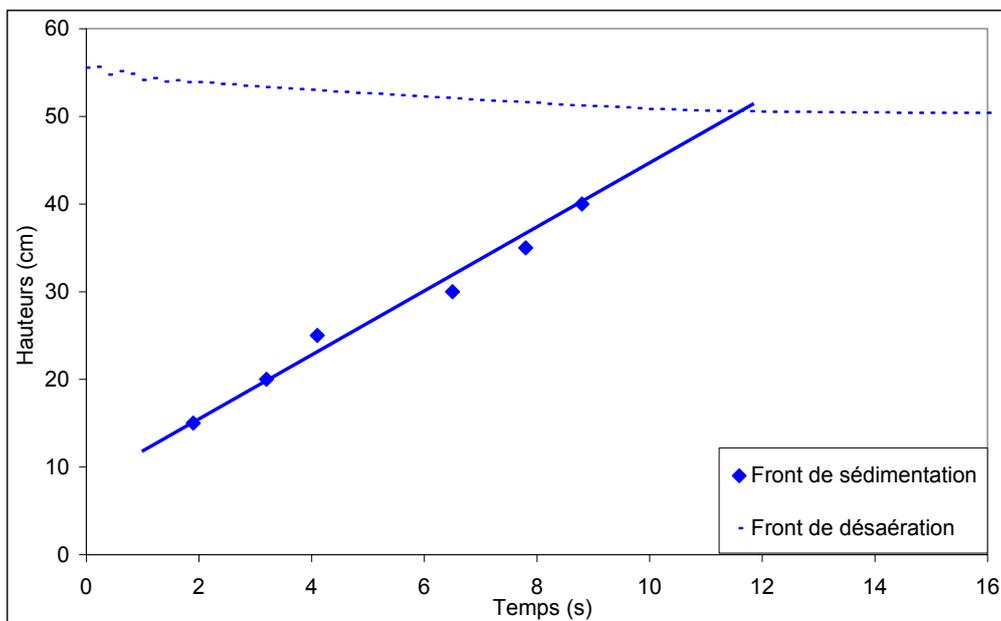


Figure 1 - 19 : Evolution des fronts de désaération et de sédimentation au cours d'une défluidisation (alumine métallurgique, masse de solide : 16 kg, vitesse de fluidisation initiale : u_{mb}).

Il est clairement visible sur ces figures que :

- Le front ascendant de sédimentation atteint la hauteur finale du lit en même temps que le front descendant de désaération, confirmant les observations faites par Geldart et Wong (1985).
- La vitesse du front de sédimentation est indépendante du niveau considéré : avancement linéaire du front.

Dans le but de mieux comprendre l'état de la suspension à l'échelle locale lors du passage du front de sédimentation, sur la figure 1 - 20 est portée la pression locale mesurée au temps t_{Bz} en fonction du niveau de la canne de mesure. Sur la même figure est aussi portée, à titre indicatif, l'évolution de la pression locale moyenne du lit mesurée avant la défluidisation.

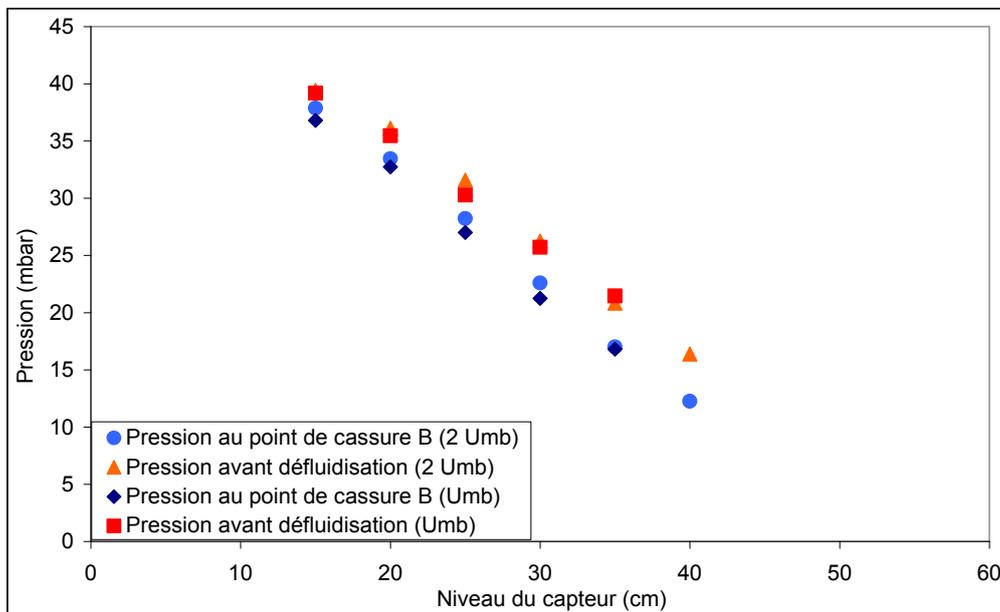


Figure 1 - 20 : Pressions avant défluidisation et au passage du front de sédimentation en fonction de la hauteur du capteur (alumine métallurgique, masse de solide : 16 kg).

Les points ainsi présentés forment des droites dont l'extrapolation sur l'axe des abscisses permet d'obtenir la hauteur totale du lit (à pression nulle). Cette hauteur permet de calculer la porosité du lit grâce à la relation suivante :

$$\varepsilon_g = 1 - \frac{m_p}{H \cdot \rho_p \cdot A_c} \quad (\text{eq. I - 11})$$

Les résultats obtenus sont regroupés dans le tableau 4.

Tableau 4 : Résultats obtenus après exploitation des données de pression en fonction de la hauteur de la sonde (alumine métallurgique).

Conditions	H extrapolé (cm)	ε (-)
Passage du front de sédimentation (u_{mb})	51,1	0,58
Passage du front de sédimentation ($2 u_{mb}$)	51,6	0,58
Avant défluidisation (u_{mb})	58,7	0,63
Avant défluidisation ($2 u_{mb}$)	57,4	0,63

Les valeurs obtenues pour le lit fluidisé (avant défluidisation) correspondent bien à celle d'un lit fluidisé : supérieures à 0,58. Les porosités obtenues à partir des résultats du front de sédimentation correspondent, quant à elles, à celle d'un lit fixe non tassé (inférieures à ε_{mf}).

Ainsi, ces résultats confirment que le point de rupture, noté B, correspond bien au moment où le front de sédimentation rencontre l'extrémité de la canne de mesure. Ce temps caractéristique représente bien le passage d'un lit fluidisé à un lit fixe.

(2) Protocole de Tavares.

(a) Description du protocole de mesure.

Récemment, Tavares (2010) a proposé une nouvelle méthode de détection de l'avancement du front de sédimentation qui repose sur le suivi temporel de l'évolution des pertes de charge pour différentes tranches du lit (figure 1 - 21). Cette méthode a le net avantage d'être non-intrusive.

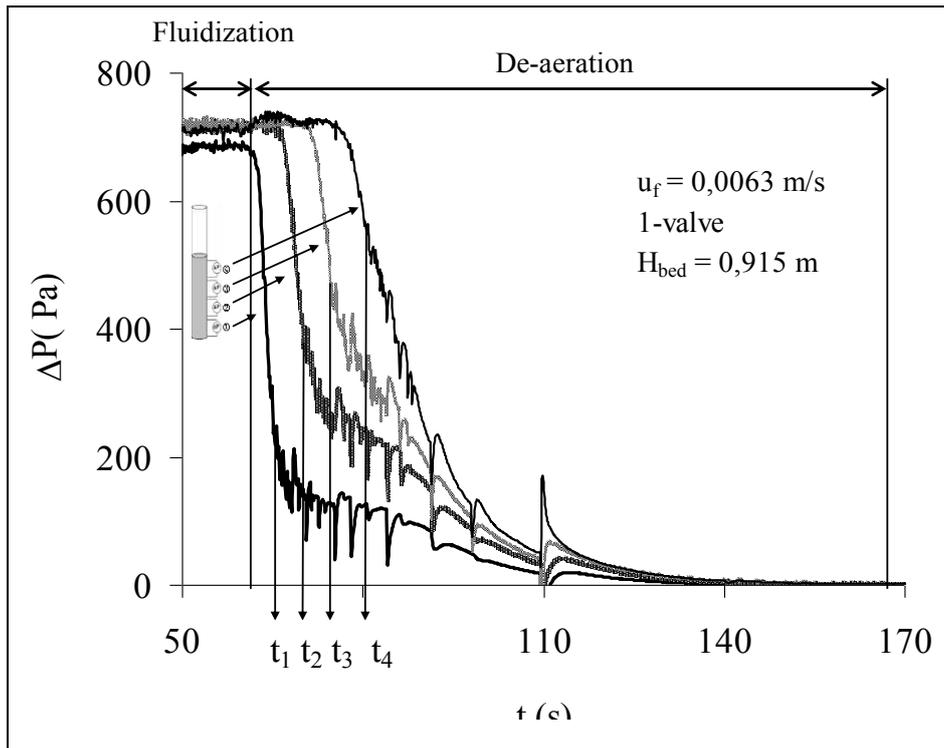


Figure 1 - 21 : Evolution temporelle des pertes de charge partielles le long de la suspension : protocole de Tavares (2010).

Selon cet auteur, le passage du front de sédimentation dans une tranche du lit est caractérisé par une chute brutale de sa perte de charge partielle. Le point de changement de pente sur ces courbes (fin de la partie linéaire, représentée par une flèche aux temps t_1 , t_2 , t_3 , et t_4) est considéré comme le temps nécessaire pour que le front de sédimentation atteigne le milieu de la tranche.

(b) Présentation des résultats.

La figure 1 - 22 regroupe un exemple type des résultats que l'on peut obtenir grâce au protocole de Tavares. Les mesures de pertes de charge de différentes tranches du lit solide (10-20 cm, 20-30 cm, 30-40 cm, et 40-50 cm du distributeur) ont été enregistrées au cours d'une défluidisation.

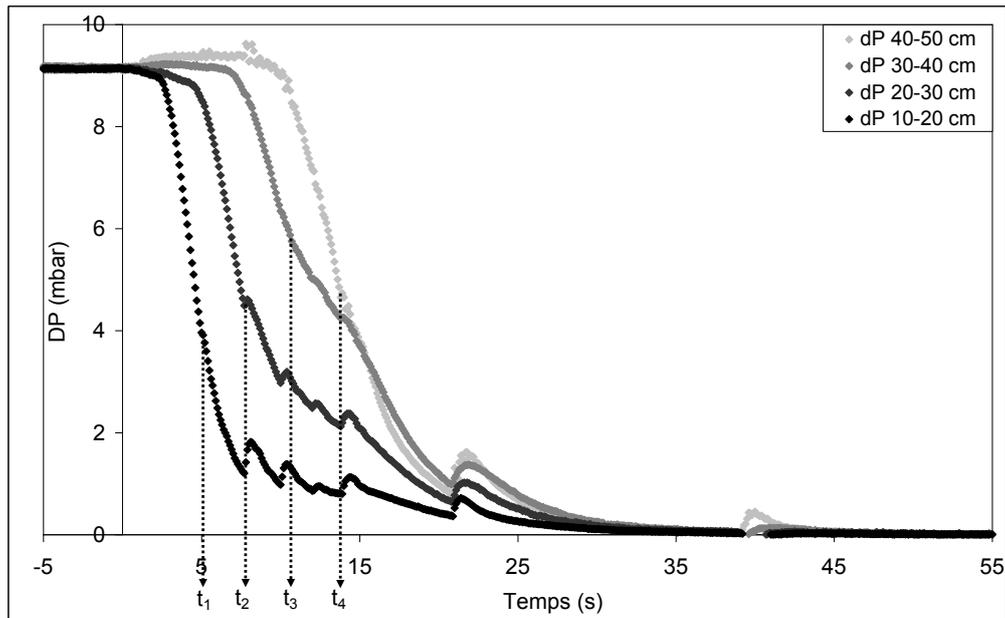


Figure 1 - 22 : Evolution temporelle des pertes de charge partielles le long de la suspension lors d'un essai de défluidisation : protocole de Tavares (alumine métallurgique, masse de solide : 16 kg, vitesse de fluidisation initiale : u_{mb}).

Ces données, traitées selon le protocole de Tavares et al. (2012), permettent d'obtenir le temps de passage du front de sédimentation à chaque hauteur de lit considérée.

(3) Comparaison des protocoles.

La figure 1 - 23 et la figure 1 - 24 représentent une compilation de résultats obtenus par ces deux protocoles de mesure lors d'un essai de défluidisation de l'alumine métallurgique. Ils permettent de comparer les protocoles de mesure de Sharma et al. (2006) et de Tavares (2010) concernant l'avancement du front de sédimentation.

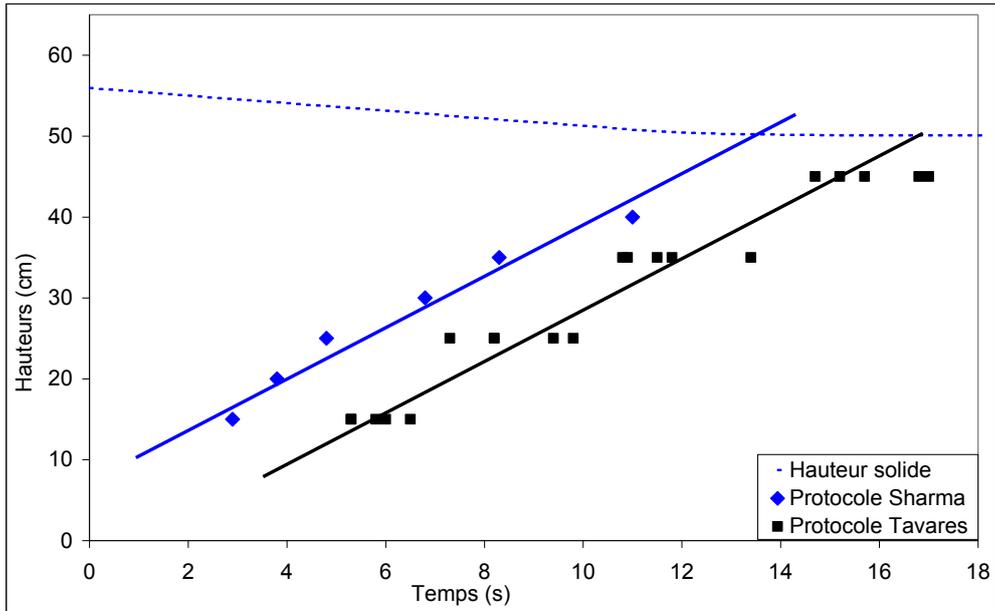


Figure 1 - 23 : Suivi des fronts ascendant et descendant de défluidisation (alumine métallurgique, masse de solide : 16 kg, vitesse de fluidisation initiale : u_{mb}).

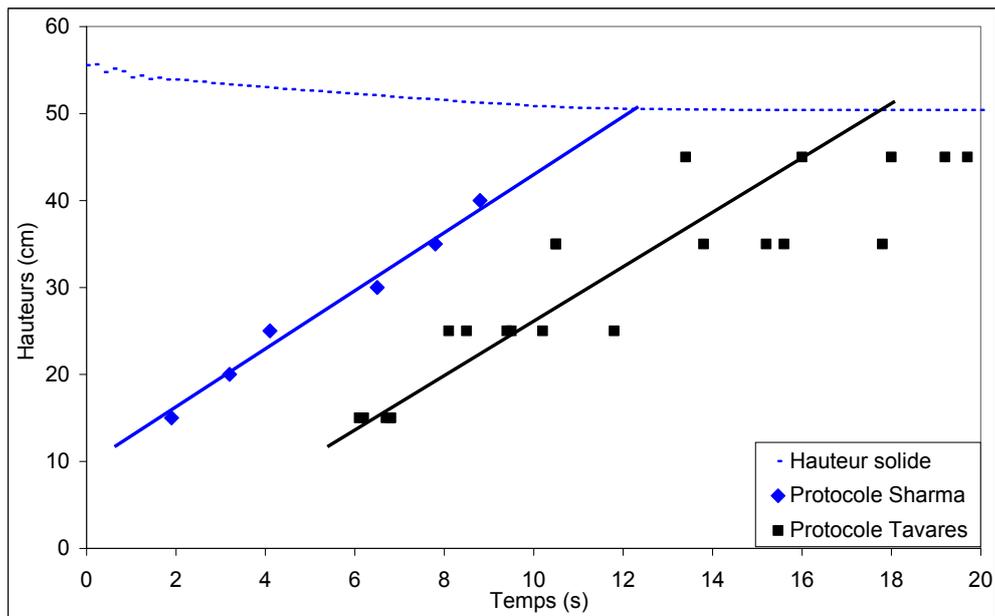


Figure 1 - 24 : Suivi des fronts ascendant et descendant de défluidisation (alumine métallurgique, masse de solide : 16 kg, vitesse de fluidisation initiale : $2 u_{mb}$).

On s'aperçoit que les vitesses d'ascension du front de sédimentation obtenues sont identiques selon les deux protocoles, mais que les temps de passage obtenus par le protocole de Tavares ont un léger retard sur ceux obtenus grâce au protocole de Sharma et al. De plus, le manque de reproductibilité du protocole de Tavares est ici mis en évidence (entre 15 et 25% d'erreur sur l'estimation du temps de passage du front de sédimentation).

Les résultats obtenus confirment également que l'état initial de la suspension n'a aucun effet sur la vitesse d'ascension du front de sédimentation lors de la défluidisation. En effet, les vitesses du front de sédimentation calculées pour des vitesses initiales de fluidisation de u_{mb} et $2 u_{mb}$ sont respectivement 30 mm.s^{-1} et 31 mm.s^{-1} .

Enfin, ces résultats permettent de mettre en évidence la linéarité de la vitesse d'ascension du front de sédimentation.

De plus, la même comparaison est réalisée sur une autre poudre de la classe A de Geldart. Cette poudre est le catalyseur de craquage du pétrole utilisé dans les procédés de FCC. Ses propriétés sont consignées dans le tableau 5.

Tableau 5 : Récapitulatif des propriétés du catalyseur de FCC.

Propriété	Nomenclature	Valeur
Diamètres caractéristiques (μm)	d_{10}	42
	d_{50}	70
	d_{90}	114
Masse volumique solide (kg.m^{-3})	ρ_p	1400
Vitesse minimale de fluidisation (mm.s^{-1})	u_{mf}	3
Vitesse minimale de bullage (mm.s^{-1})	u_{mb}	9,5
Porosité au minimum de fluidisation (-)	ε_{mf}	0,433
Porosité au minimum de bullage (-)	ε_{mb}	0,523

Les protocoles de Sharma et al. et de Tavares sont encore une fois appliqués sur les données enregistrées lors d'une défluidisation pour les valeurs de vitesse initiale de fluidisation suivantes : u_{mb} ($9,5 \text{ mm.s}^{-1}$), $2 u_{mb}$ (19 mm.s^{-1}), et $4 u_{mb}$ (38 mm.s^{-1}). Les valeurs obtenues pour la vitesse d'ascension du front de sédimentation sont respectivement de 20 mm.s^{-1} , 19 mm.s^{-1} et 20 mm.s^{-1} .

Contrairement aux observations faites par Tavares, la vitesse d'ascension du front de sédimentation ne dépend pas de la vitesse initiale de fluidisation, pour les deux poudres testées. Il est tout de même important de noter que la plage de vitesses étudiée par cet auteur est plus vaste (jusqu'à $7 u_{mb}$).

L'ensemble de ces derniers résultats permet de conclure que, quelle que soit la vitesse du gaz (dans la gamme de valeur étudiée), la vitesse d'ascension du front de sédimentation est constante, et donc le débit d'engorgement identique.

Pendant, dans le but de pallier les inconvénients des deux protocoles de mesure présentés dans la littérature (l'intrusivité et le manque de précision), une nouvelle technique de détermination de la vitesse de sédimentation est développée.

ii. Protocole original de mesure.

La nouvelle technique de mesure de la vitesse de sédimentation développée au cours de ce travail au LGC repose sur la mesure des pressions locales pariétales le long du lit fluidisé, en cours de défluidisation. Le protocole d'essai reste identique à ceux présentés dans les paragraphes précédents, mais seules les valeurs de pression pariétale sont utilisées pour déterminer la vitesse de sédimentation. La figure 1 - 25 représente l'évolution temporelle des pressions locales pariétales, mesurées à 20 cm, 30 cm, 40 cm, et 50 cm du distributeur lors d'un essai de défluidisation (vitesse de fluidisation initiale : u_{mb}).

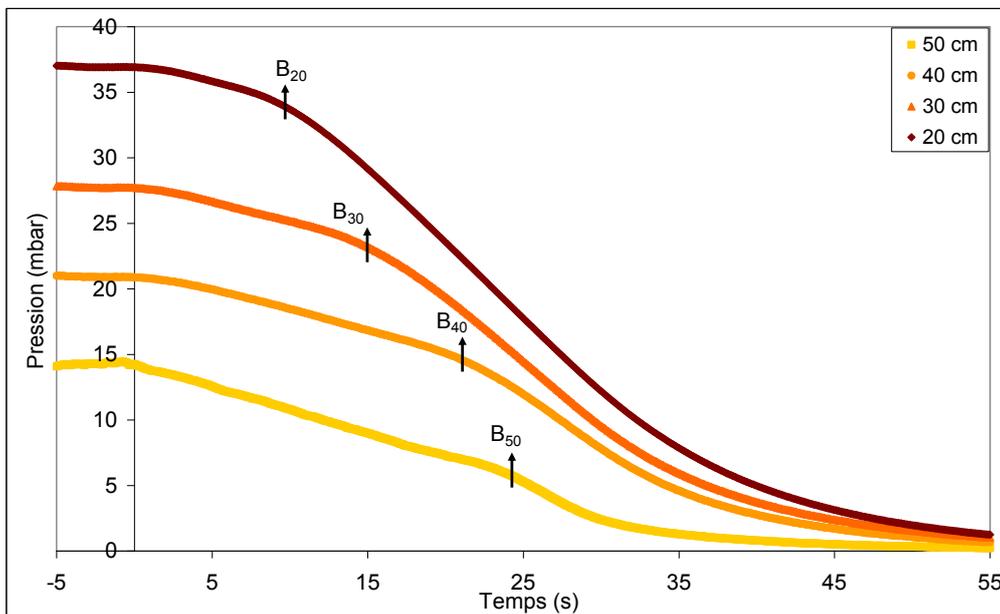


Figure 1 - 25 : Evolution des pressions locales pariétales lors d'un essai de défluidisation (alumine métallurgique, masse de solide : 16 kg, vitesse de fluidisation initiale : u_{mb}).

Ces premiers résultats bruts montrent une très forte similitude avec ceux obtenus grâce au protocole de mesure de Sharma et al. : à l'instant de la défluidisation, les pressions mesurées diminuent de manière linéaire avant de chuter vers 0. Les points de cassure, notés B, sont ici bien visibles.

Afin de mettre en évidence ces similitudes, la pression mesurée à la paroi a été comparée à celle déterminée au sein de la suspension grâce à la sonde de pression (technique de Sharma et al.). Les niveaux retenus sont 20 cm et 50 cm par rapport au distributeur (figure 1 - 26).

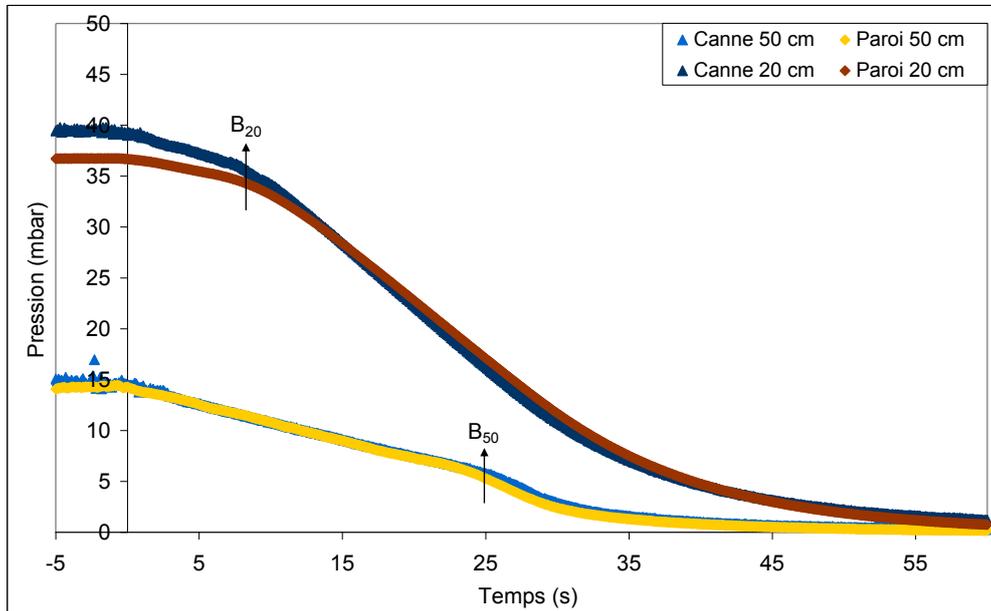


Figure 1 - 26 : Evolution des pressions locales pariétales et dans la canne de mesure au cours du temps (alumine métallurgique, masse de solide : 16 kg, vitesse de fluidisation initiale : u_{mb}).

Les résultats montrent que la pression locale mesurée à la paroi est semblable à celle mesurée au centre de la suspension, et que les deux techniques conduisent aux mêmes valeurs pour le temps de passage du front de sédimentation. L'écart observé peut être attribué à la pression dynamique du fluide. En effet, la sonde de pression mesure la pression totale de la suspension ($P_{statique} + P_{dynamique}$) alors que la mesure de pression locale pariétale ne donne que la pression statique.

Afin de faciliter l'exploitation de ces courbes, un protocole d'exploitation est mis au point. Il consiste en l'utilisation des valeurs absolues des gradients temporels de pressions locales ($|\frac{\Delta P_i}{\Delta t}|$) mesurées à la paroi, à différents niveaux du lit. La figure 1 - 27 représente l'évolution temporelle de ces gradients de pression mesurée à 40 cm du distributeur.

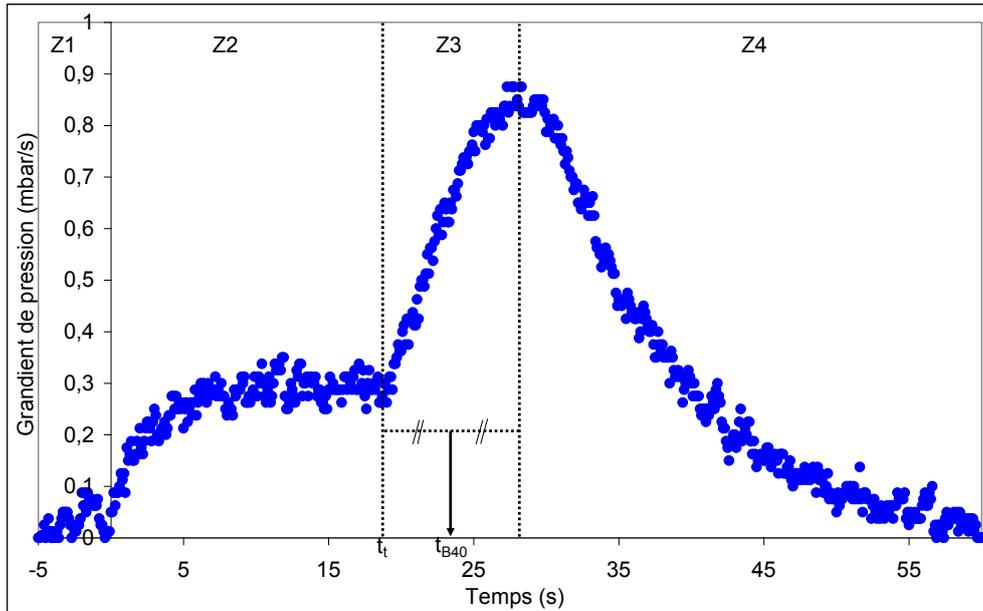


Figure 1 - 27 : Evolution du gradient de pression locale pariétale à 40 cm du distributeur (alumine métallurgique, masse de solide : 16 kg, vitesse de fluidisation initiale : u_{mb}).

Elle montre que lorsque le lit est fluidisé, la valeur du gradient est quasi-nulle (zone Z1). Ensuite, après l'instant de la défluidisation (temps 0), la valeur du gradient augmente pour atteindre un palier. Ce palier est plus ou moins large selon le niveau de mesure de la pression (figure 1 - 28) : il est d'autant plus large que la distance entre la prise de pression et le distributeur est élevée. Cette période dite de désaération correspond à une transition de la suspension vers le minimum de fluidisation (zone Z2). Sur la figure 1 - 28, on voit clairement que ces paliers sont horizontaux, et tous à la même valeur.

La transition de cet état au minimum de fluidisation vers un lit fixe est caractérisée par une rapide augmentation de la valeur du gradient pour atteindre une valeur maximale. Cette transition débute au temps t_i . Ce temps caractéristique peut être utile lors du pilotage d'une unité industrielle : il donne une information sur la durée maximale (à la hauteur de solide considérée) d'un défaut d'aération avant que la circulation de solide ne cesse, lors de la transition vers un lit non fluidisé. Le point de rupture B observé sur la figure 1 - 15 correspond au temps nécessaire pour que le gradient de pression atteigne le milieu de la période de transition entre le lit au minimum de fluidisation et le lit fixe (zone Z3). Cette technique permet une estimation plus précise de l'instant de passage du front de sédimentation.

La diminution du gradient de pression locale observée en fin d'opération n'est due qu'à la décompression du gaz emprisonné dans le lit fixe (zone Z4).

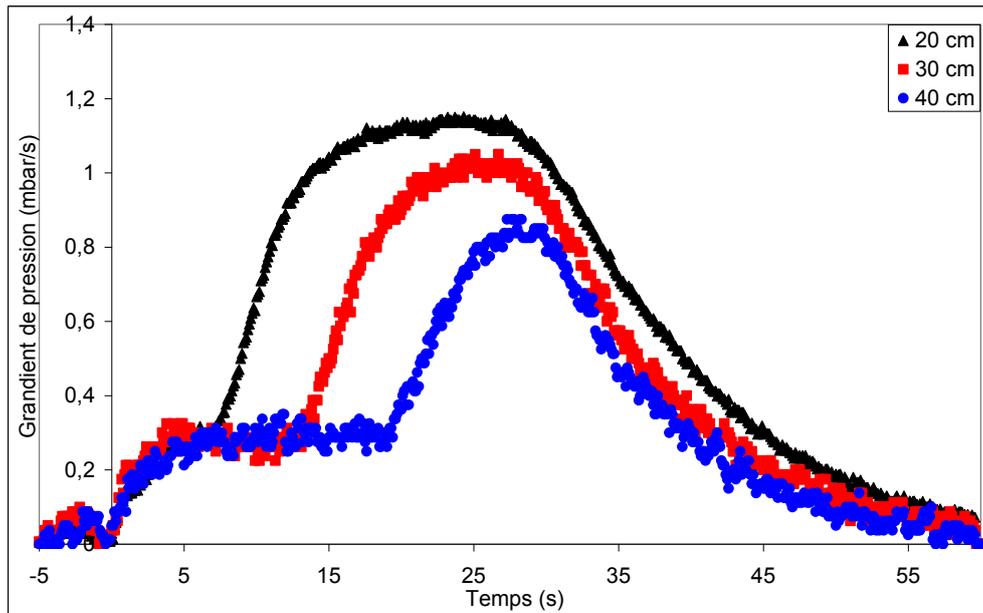


Figure 1 - 28 : Evolution des gradients de pressions locales pariétales à différents niveaux du lit (alumine métallurgique, masse de solide : 16 kg, vitesse de fluidisation initiale : u_{mb}).

En répétant l'opération pour tous les niveaux de mesure de la pression (figure 1 - 28), il est possible de connaître l'évolution de la hauteur du front de sédimentation au cours du temps. La vitesse d'ascension du front de sédimentation obtenue pour les mesures faites avec la canne est de 30 mm.s^{-1} , et de 29 mm.s^{-1} pour les mesures faites à la paroi, soit un écart relatif de 3%.

Il devient donc possible, grâce à cette nouvelle technique, de connaître la vitesse d'ascension du front de sédimentation d'une poudre de classe A de la classification de Geldart, de manière précise et reproductible, non-intrusive, et rapide.

Dans le but de s'assurer que ce nouveau protocole de détermination de la vitesse de sédimentation est utilisable sur une autre poudre que l'alumine métallurgique, il a été transposé sur une autre poudre de classe A de la classification de Geldart : du polychlorure de vinyle (PVC), dont les propriétés sont rassemblées dans le tableau 6.

Tableau 6 : Récapitulatif des propriétés du PVC.

Propriété	Nomenclature	Valeur
Diamètres caractéristiques (μm)	d_{10}	103
	d_{50}	144
	d_{90}	199
Masse volumique solide (kg.m^{-3})	ρ_p	1200
Vitesse minimale de fluidisation (mm.s^{-1})	u_{mf}	11
Vitesse minimale de bullage (mm.s^{-1})	u_{mb}	14,5
Porosité au minimum de fluidisation (-)	ε_{mf}	0,558
Porosité au minimum de bullage (-)	ε_{mb}	0,596

Dans le but de comparer les mesures faites grâce au protocole de Sharma et al. avec celles obtenus grâce au nouveau protocole de mesure, la figure 1 - 29 est tracée.

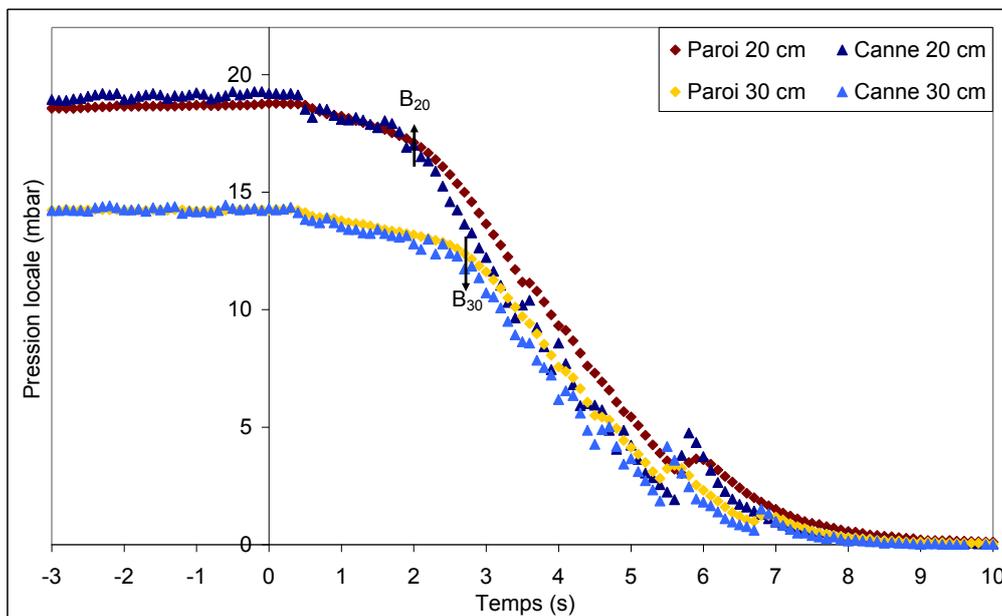


Figure 1 - 29 : Evolution des pressions locales pariétales et dans la canne de mesure au cours du temps (PVC, masse de solide : 9 kg, vitesse de fluidisation initiale : u_{mb}).

Elle regroupe, sur un même graphique, les pressions locales mesurées au sein de la suspension et les pressions locales pariétales, mesurées aux mêmes hauteurs (seules deux hauteurs ont été conservées sur ce graphique afin de garantir sa lisibilité : 20 cm et 30 cm). La conclusion est la même que celle émise pour les résultats présentés figure 1 - 26 : le nouveau protocole de mesure

permet d'obtenir un suivi de la progression du front de sédimentation identique à celui du protocole de Sharma et al..

Fort de ce constat, les gradients temporels des pressions mesurées à la paroi sont calculés. Leur évolution dans le temps est représentée sur la figure 1 - 30.

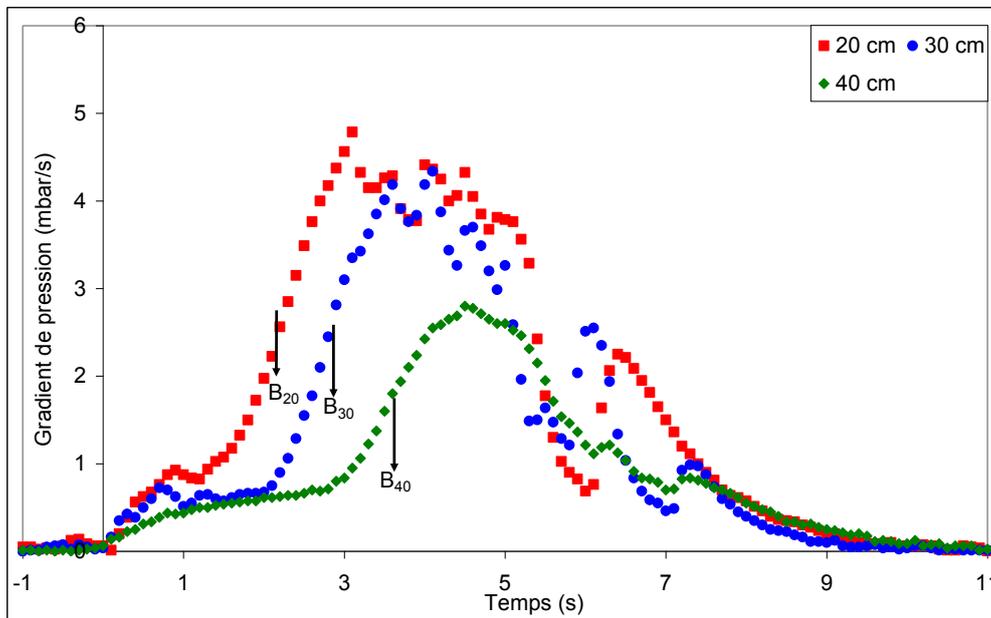


Figure 1 - 30 : Evolution des gradients de pressions locales pariétales à différents niveaux du lit (PVC, masse de solide : 9 kg, vitesse de fluidisation initiale : u_{mb}).

La forme de ces gradients étant rigoureusement identique à celle observée sur la figure 1 - 28, l'interprétation de ces résultats est la même.

La vitesse de sédimentation calculée est de 135 mm.s^{-1} . A titre comparatif, la valeur de la vitesse de sédimentation déterminée grâce au protocole de Sharma et al. est de 140 mm.s^{-1} , soit un écart relatif de moins de 4%.

L'ensemble de ces résultats confirme que le nouveau protocole développé durant ce travail au LGC permet une mesure rapide, non-intrusive, et précise de la vitesse de sédimentation d'une poudre de classe A de la classification de Geldart.

Elle a par ailleurs fait l'objet d'une communication en 2011 dans le journal Récents Progrès en Génie des Procédés (ISBN 2-910239-75-6).

5. Conclusion.

L'objectif de cette partie de l'étude est de caractériser au mieux les écoulements fluidisés verticaux denses. Pour ce faire, dans un premier temps, une cartographie de ces écoulements est

faite. Elle regroupe tous les types d'écoulements qui peuvent être retrouvés dans une conduite verticale lorsqu'une suspension solide est transportée. Elle contient également les caractéristiques de ces écoulements, ainsi que les grandeurs qui permettent de les identifier (vitesses de transition entre régimes, porosités, présence de bulles, ...).

L'identification des régimes d'écoulement implique la connaissance de toutes les grandeurs caractéristiques du solide étudié, tant physiques (distribution des tailles, masses volumiques, ...) qu'hydrodynamiques (vitesses minimales de fluidisation et de bullage, porosités correspondantes, cinétique de désaération, ...). Pour accéder à ces dernières grandeurs, un pilote de fluidisation statique est utilisé.

La cinétique de désaération (vitesse de désaération du lit et vitesse de sédimentation de la poudre) est déterminée grâce à des protocoles de mesure et d'exploitation des données bien particuliers, reposant sur le principe de la défluidisation.

Une nouvelle technique de mesure de la vitesse de sédimentation, développée au LGC durant cette étude, permet de pallier les inconvénients des protocoles de mesure présents dans la littérature (intrusivité et manque de précision). Elle permet, dans un laps de temps réduit, de déterminer de manière précise et non intrusive la valeur de la vitesse d'ascension du front de sédimentation d'une poudre, et donc son débit d'engorgement.

Les résultats ont montré que, pour les poudres testées et les conditions opératoires retenues, contrairement à la vitesse de désaération, la vitesse d'avancement du front de sédimentation ne dépend pas de la vitesse de fluidisation initiale. La vitesse du front de sédimentation est de l'ordre de 6 à 8 fois la vitesse de désaération de la poudre. A partir de la vitesse de sédimentation, nous avons estimé le débit d'engorgement, paramètre crucial dans la gestion des écoulements fluidisés verticaux descendants. Il correspond au débit descendant maximal de suspension fluidisée pouvant traverser une conduite verticale, sans aération intermédiaire. Pour l'alumine métallurgique, sa valeur est de $29 \text{ kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$.

La vitesse d'ascension du front de sédimentation (et donc le débit d'engorgement) évolue avec l'écart relatif entre les vitesses minimale de fluidisation et de bullage d'une poudre de classe A :

plus le rapport $\frac{u_{mb} - u_{mf}}{u_{mf}}$ est faible, plus la vitesse de sédimentation est élevée.

Chapitre II : Dispositifs expérimentaux.

Ce chapitre présente la démarche expérimentale utilisée tout au long de cette étude.

Le premier élément décrit est un pilote de fluidisation dit 'statique'. Il est issu d'une précédente collaboration entre RioTinto Alcan et le LGC (Mars à Décembre 2008), et a été réutilisé durant cette thèse afin d'étudier le comportement global du système, en configuration horizontale.

Ensuite, la description détaillée de deux installations pilotes dites 'dynamiques' est effectuée. Ces deux installations, d'échelle différente (2 et 6 mètres de longueur horizontale), permettent l'étude du couplage entre les transports horizontal et vertical. Les différents éléments composant ces installations sont détaillés, ainsi que la métrologie employée, avant une description complète du protocole expérimental (démarrage, mise en évidence du régime permanent, protocoles de mesure, ...).

Enfin, ce chapitre se termine par la description des essais préliminaires réalisés sur l'ensemble de ces pilotes.

II – Dispositifs expérimentaux.

1.	DESCRIPTION DU PILOTE STATIQUE.....	67
2.	DESCRIPTION DES PILOTES DYNAMIQUES.....	70
	<i>a. Description générale.</i>	70
	<i>b. Description détaillée des éléments.</i>	73
	i. Système d'alimentation.	73
	ii. Dégazage.	74
	iii. Colonne d'expédition : soutirage de solide.	76
	iv. Système de recyclage du solide.	76
	v. Circuits d'air.	77
3.	METROLOGIE.....	78
4.	PROTOCOLE EXPERIMENTAL.....	80
	<i>a. Protocole de démarrage, déroulement d'un essai type.</i>	81
	<i>b. Protocole de mesure du débit de solide.</i>	82
	<i>c. Protocoles de traçage à l'hélium.</i>	82
	i. Mesures de débits gazeux.	82
	(1) Détermination du débit dans la colonne d'expédition.	84
	(2) Détermination du débit dans la colonne d'alimentation.	85
	ii. Distribution des temps de séjour.....	86
	iii. Trajectoires du gaz dans le procédé.....	87
5.	ESSAIS PRELIMINAIRES.	88
	<i>a. Distributeur.</i>	89
	<i>b. Ecoulement dans la trémie.</i>	89
	<i>c. Niveau de la colonne d'expédition dans l'aérocanaalisation.</i>	90
6.	CONCLUSION.	91

1. Description du pilote statique.

La première installation pilote utilisée durant cette étude a été initialement conçue lors d'une collaboration entre le Laboratoire de Génie Chimique de Toulouse et la société RioTinto Alcan Alesa Gardanne. L'objectif de ces travaux portait sur l'étude des écoulements horizontaux fluidisés en ciel fermé (à pression contrôlée). Notons que nous avons par la suite modifié cette installation pour permettre un fonctionnement en continu.

L'installation statique est divisée en trois parties :

- L'aérocanalisation.
- Le système de dégazage et de contrôle de la pression de bulle.
- Le système d'alimentation en air.

L'aérocanalisation, présentée sur la photo de la figure 2 - 1 et schématisée sur la figure 2 - 2 (tableau 7), est constituée de deux sections :

- Une section inférieure en acier inoxydable, mesurant 15 cm de hauteur, 2 m de longueur, et 10 cm de largeur, dédiée à l'alimentation en air de fluidisation. Elle est appelée 'boite à vent' ou 'couloir d'air'.
- Une section supérieure en Altuglas (PMMA), mesurant 40 cm de hauteur, 2 m de longueur, et 10 cm de largeur, dédiée au transport de la suspension. Elle est munie d'un couvercle étanche équipé d'ouvertures permettant l'installation de vannes de fuite et de colonnes de dégazage.

Ces deux sections sont séparées par une toile poreuse.



Figure 2 - 1 : Photo du pilote statique.

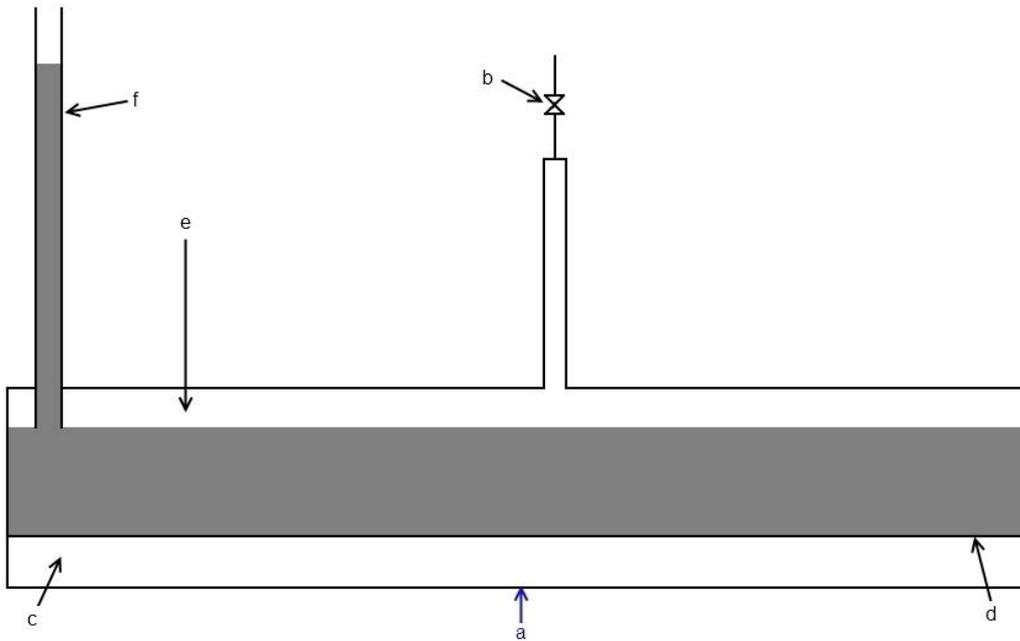


Figure 2 - 2 : Schéma de l'installation pilote statique.

Tableau 7 : Correspondances des annotations du schéma de l'installation pilote statique.

Annotation	Dénomination
a	Air de fluidisation (flux)
b	Vanne de fuite
c	Boite à vent
d	Toile poreuse
e	Ciel gazeux (bulle)
f	Colonne de dégazage

Le système d'alimentation en air est classique. Il est constitué de vannes de détente, de rotamètres permettant de mesurer le débit, ainsi que de vannes de réglage.

Le système de dégazage et de contrôle de la pression est constitué d'une vanne de fuite et d'une colonne de dégazage dont l'extrémité inférieure est située à quelques centimètres du distributeur d'air. Cette dernière, dans un HDPS classique, permet de contrôler la pression de l'aérocanalisation. Dans cette installation, le dégazage de l'unité et le contrôle de pression se font essentiellement grâce à la vanne de fuite. Ainsi, dans cette configuration, la colonne de dégazage n'a aucun rôle en ce qui concerne le contrôle de la pression du système.

Lors du fonctionnement de ce pilote, la pression exercée par le gaz sur la surface de la suspension conduit au déplacement d'une quantité de particules solides vers la colonne de dégazage, générant ainsi un volume d'air sous pression dans la partie haute de l'aérocanalisation, entre la surface du lit fluidisé et le couvercle étanche. Cette poche d'air est appelée 'bulle'.

La figure 2 - 3 représente l'effet de la pression de bulle sur la hauteur de solide dans la colonne de dégazage. Notons que le contrôle de la pression peut être effectué :

- Par la modification de la pression d'alimentation d'air du système, pour une position de vanne de fuite donnée.
- Par la modification de l'ouverture de la vanne de fuite, pour une pression d'alimentation en air du système donnée.

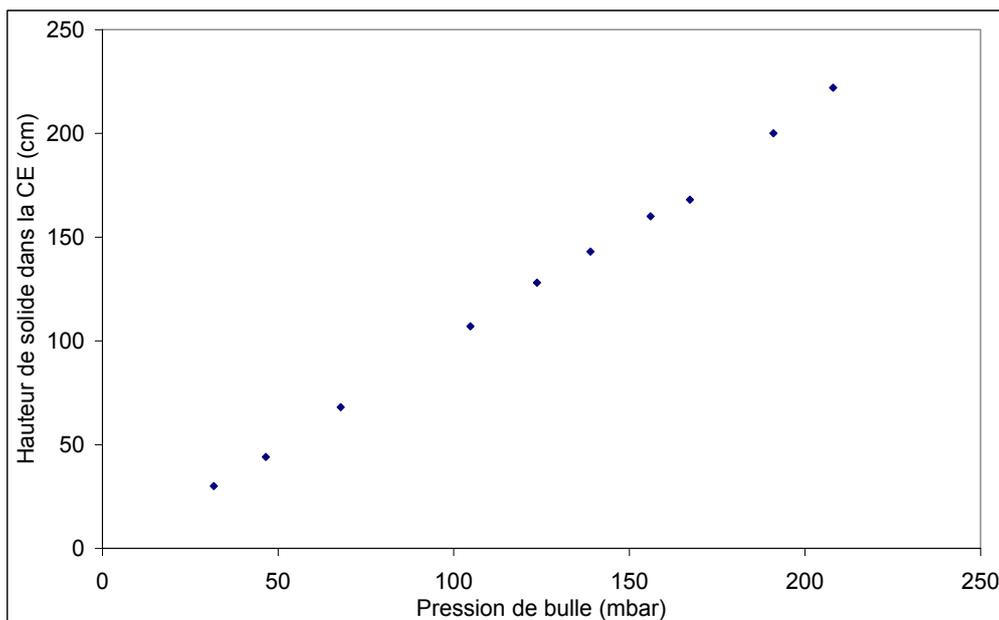


Figure 2 - 3 : Evolution de la hauteur de solide dans la colonne de dégazage en fonction de la pression de bulle.

Les résultats regroupés sur cette figure montrent une évolution linéaire de la hauteur de solide dans la colonne de dégazage avec la pression de bulle. Par ailleurs, à partir de l'observation visuelle de l'état de la suspension dans la colonne de dégazage, nous avons pu conclure que celle-ci se trouve dans un état de fluidisation homogène : aucune hétérogénéité (présence de bulles) n'est observée au sein de la suspension.

Ces constatations ont permis de proposer un système de transport hybride permettant d'assurer le transport horizontal et vertical de particules solides.

C'est pour cette raison que le pilote statique est modifié :

- Un système d'alimentation en solide est placé à l'entrée de l'aérocanaalisation.
- Le soutirage de solide est effectué à l'aide de la colonne de dégazage, équipée d'une surverse. Ce dispositif de transport vertical de solide est appelé 'colonne d'expédition'.
- Un système de recyclage des particules solide permet d'assurer une opération continue tout en gardant une rétention constante de solide dans l'ensemble de l'unité.

Ces éléments sont décrits de façon complète dans la partie 2 de ce chapitre.

Dans ce système, la force motrice de l'écoulement est la différence entre deux pressions :

- La pression de bulle pouvant être atteinte en absence d'écoulement de solide (régime statique). Elle est équivalente au niveau atteint par la suspension dans une colonne d'expédition de hauteur infinie.
- La pression de bulle mesurée dans les mêmes conditions opératoires, mais cette fois-ci en régime dynamique (écoulement de solide). Notons que cette pression est essentiellement fixée par la hauteur de déverse installée sur la colonne d'expédition.

2. Description des pilotes dynamiques.

a. Description générale.

Les installations pilotes modifiées ou construites durant ce travail répondent aux contraintes suivantes :

- Elles doivent avoir une taille raisonnable pour permettre une extrapolation.
- Elles doivent être flexibles en vue d'étudier de façon systématique l'effet de paramètres opératoires et géométriques.

- Elles doivent être transparentes pour permettre une visualisation des phénomènes à l'échelle globale.

Pour ces raisons, nous avons conçu deux installations pilotes ayant la même section droite d'aérocanalisation (10 cm de largeur et 40 cm de hauteur). Ces dimensions sont comparables à celles employées à l'échelle industrielle. Ces deux installations diffèrent par leur longueur horizontale. La première mesure 2 mètres de longueur (figure 2 - 4 et tableau 8) alors que la seconde mesure 6 mètres (figure 2 - 5 et tableau 8). La comparaison entre les résultats obtenus sur ces deux unités doit nous permettre de mieux comprendre l'effet de la longueur de la section horizontale sur le comportement hydrodynamique du système. En ce qui concerne la colonne d'expédition, sa hauteur effective est fixée à 3,45 mètres. Elle correspond à la distance entre la base de la colonne et le niveau de soutirage (surverse). Dans le but d'en examiner l'effet du diamètre, deux diamètres de colonne respectivement égaux à 28 mm et 56 mm ont été installés.

Par ailleurs, afin d'isoler le système d'alimentation de l'aérocanalisation, un barrage est installé juste après la zone d'introduction de solide. Il est constitué d'une plaque de 10 cm de hauteur, fixée au couvercle de l'installation, et occupant toute la largeur de l'aérocanalisation.

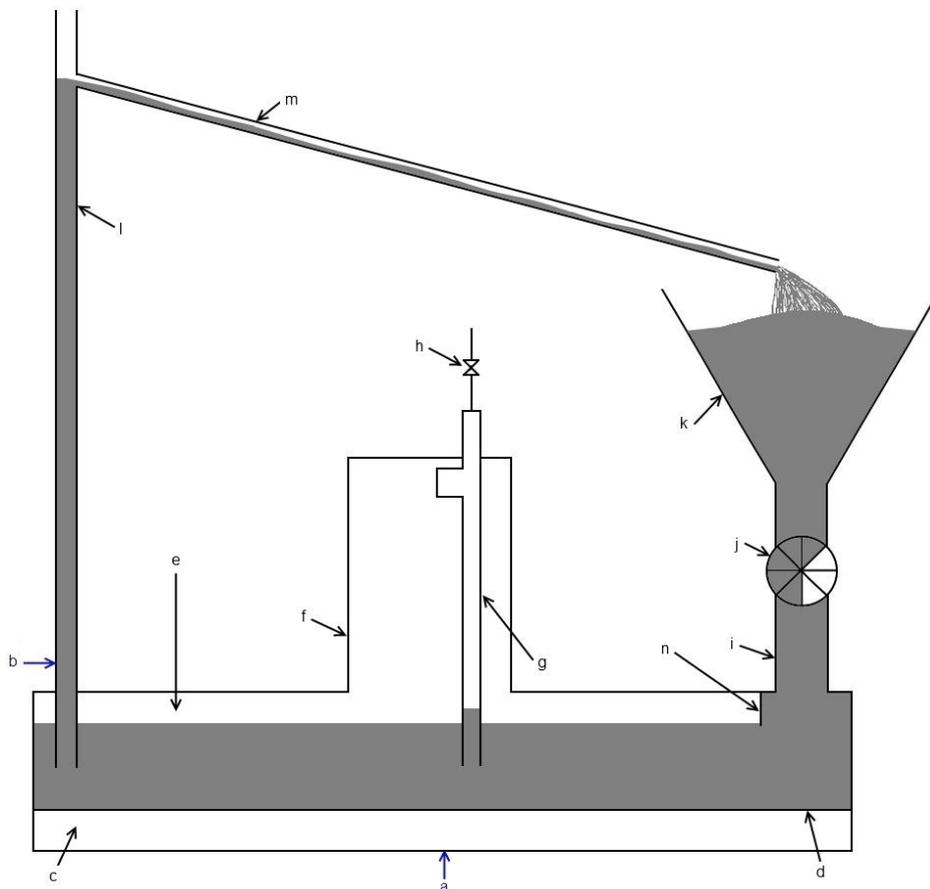


Figure 2 - 4 : Schéma de l'installation pilote de 2 mètres.

Tableau 8 : Correspondances des annotations des schémas des installations pilotes dynamiques.

Annotation	Dénomination
a	Air de fluidisation (flux)
b	Aération de la colonne d'expédition (flux)
c	Boite à vent
d	Toile poreuse
e	Ciel gazeux (bulle)
f	Boite à cyclone
g	Cyclone
h	Vanne de fuite
i	Colonne d'alimentation
j	Vanne à écluses rotatives
k	Trémie d'alimentation
l	Colonne d'expédition
m	Retour solide
n	Barrage

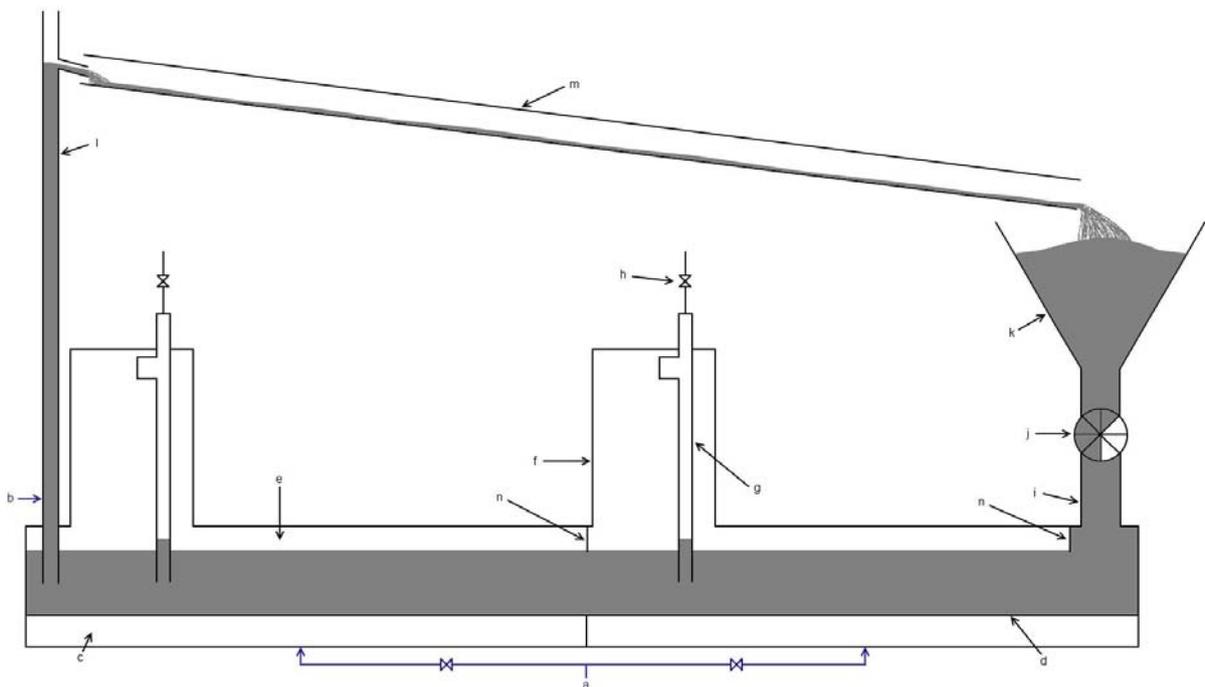


Figure 2 - 5 : Schéma de l'installation pilote de 6 mètres.

b. Description détaillée des éléments.

i. Système d'alimentation.

Le système d'alimentation est composé d'une trémie, reliée à l'aérocanalisation par une conduite verticale, suivie d'un barrage. La trémie est de type pyramidale à base rectangulaire (les longueur, largeur, et hauteur mesurent respectivement 170 cm, 100 cm, et 90 cm) et contient environ 700 kg d'alumine (figure 2 - 6). A titre comparatif, l'aérocanalisation de l'installation de 2 mètres dans son ensemble en contient environ 60 kg, et celle de 6 mètres 180 kg.



Figure 2 - 6 : Photo de la trémie.

Le solide transite de la trémie vers l'aérocanalisation par une canalisation verticale en PVC transparent, de 80 mm de diamètre intérieur. Ce tube, connecté au couvercle de l'aérocanalisation est appelé 'colonne d'alimentation'.

Afin de limiter le débit de solide, une vanne à écluses rotatives (référence Young Massa DRC06) a été placée sur la colonne d'alimentation (figure 2 - 7). Grâce à ce dispositif, nous avons pu faire varier le débit de solide entre 100 et 2200 kg.h⁻¹.

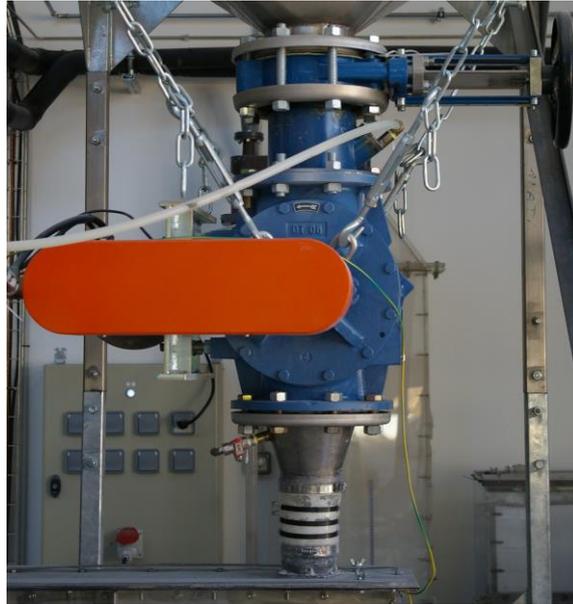


Figure 2 - 7 : Photo de la colonne d'alimentation, équipée de ses vannes.

Grâce au système de recirculation de solide, nous avons pu garder constant l'inventaire des particules solides dans la trémie. Il correspond à une hauteur de solide de 210 cm au-dessus de l'aérocanalisation, soit 250 cm au-dessus du distributeur poreux. Notons que cette hauteur reste toujours inférieure à la hauteur de déverse de la colonne d'expédition (3,5 m).

ii. Dégazage.

Les aérocanalisations sont équipées d'un système de dépoussiérage (appelé 'boite à cyclone') dont la sortie gaz est munie d'une vanne de fuite (figure 2 - 8). Elle permet le dégazage contrôlé de l'unité tout en assurant la force motrice pour l'écoulement de solide.



Figure 2 - 8 : Photo de la boite à cyclone.

La boîte à cyclone est un récipient de forme parallélépipédique renfermant un cyclone cylindrique (figure 2 - 9, et tableau 9). Ce cyclone a été dimensionné grâce à la méthode de Koch et Licht (1977) pour un diamètre de coupure fixé à des valeurs inférieures à 10 μm pour les conditions opératoires retenues. Les dimensions du cyclone ainsi obtenues sont consignées dans le tableau 9.

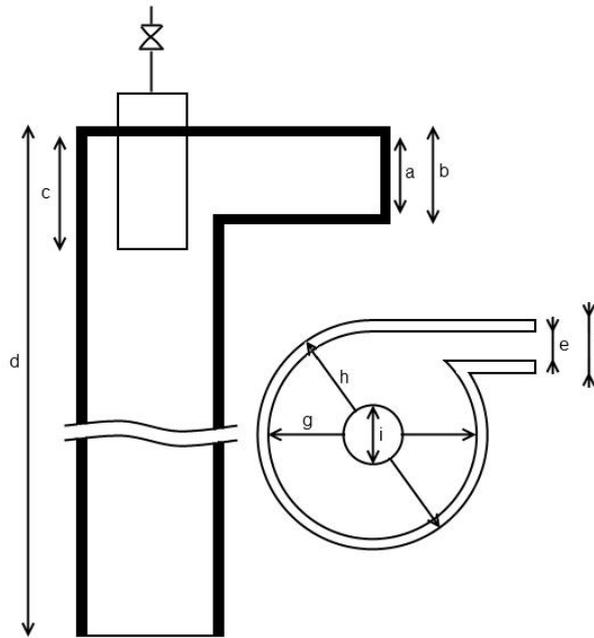


Figure 2 - 9 : Cotes du cyclone cylindrique en altuglas.

Tableau 9 : Correspondance des côtes du cyclone cylindrique en altuglas.

Cote	Dimension (mm)
a	22
b	27
c	33
d	468
e	11
f	19
g	44
h	52
i	26

Précisons que l'installation pilote de 6 m de longueur est équipée de deux boîtes à cyclone identiques placées respectivement à 2,6 m et 5,4 m de l'alimentation en solide. Grâce à l'installation d'un barrage placé juste après la première boîte à cyclone (dans le sens d'écoulement du solide),

l'aérocanalesation est divisée en 2 zones identiques équipées de leur système de dégazage indépendant (figure 2 - 5).

iii. Colonne d'expédition : soutirage de solide.

Comme précisé auparavant, le soutirage de solide est assuré à l'aide d'une conduite verticale en PVC transparent, de 3,50 m de hauteur, ayant deux diamètres différents : 28 mm et 56 mm. Ce dispositif plonge dans l'aérocanalesation, et la position de son extrémité inférieure par rapport à la toile poreuse est modulable grâce à un système de brides munies d'un joint torique (figure 2 - 10).

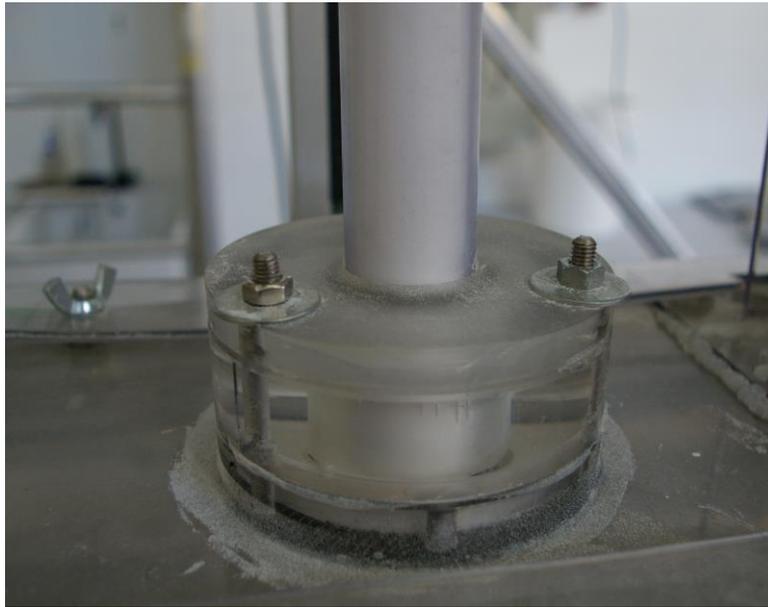


Figure 2 - 10 : Photo de la jonction entre la section horizontale et la colonne d'expédition (\varnothing 28 mm).

A une distance de 40 cm de la base des colonnes d'expédition sont placés des dispositifs permettant d'aérer localement la suspension, ou encore d'effectuer le traçage de la phase gazeuse. Ils seront détaillés plus loin.

iv. Système de recyclage du solide.

Dans l'optique de simuler une opération continue et stable, le banc d'essai est équipé :

- D'une jambe de retour du solide de la colonne d'expédition vers la trémie pour l'installation pilote de 2 m. Cette jambe de descente est un tube incliné en PVC transparent, de 210 cm de longueur et de 56 mm de diamètre. Son angle, par rapport à l'horizontale, a été porté à 31 degrés. Il largement supérieur à l'angle de talus de l'alumine métallurgique (18 degrés), pour assurer un écoulement aisé du solide.

- D'une aéroglissière de la colonne d'expédition vers la trémie pour l'installation pilote de 6 m. Ce choix repose sur le raisonnement suivant : pour cette configuration, afin de garder le même angle de descente de 31 degrés, il aurait été nécessaire de remonter la déverse de solide à une hauteur d'environ 6,5 m au-dessus du distributeur. Cette dernière correspond à une pression de bulle de plus de 600 mbar, trop importante pour notre installation construite en PMMA. Ainsi, nous avons mis au point et construit une aéroglissière, constituée d'un tube en altuglas de 20 cm de diamètre (4 mm d'épaisseur), dont la base est équipée de 6 tubes poreux de 15 mm de diamètre alimentés par l'air comprimé du réseau (figure 2 - 11).



Figure 2 - 11 : Photo de l'intérieur de l'aéroglissière.

Ce système a permis d'assurer la circulation de solide avec un angle à l'horizontale de 11 degrés, soit une élévation du solide dans la colonne d'expédition équivalente à celle du pilote dynamique de 2 m.

v. Circuits d'air.

L'air comprimé du réseau du laboratoire, après détente à 0,5 bar relatif, alimente les deux aérocanales (2 m et 6 m). Le débit d'air est contrôlé par deux rotamètres préalablement étalonnés dont les plages d'utilisation sont respectivement de 0 à 10 m³.h⁻¹ et de 0 à 30 m³.h⁻¹. Ce dispositif permet d'assurer des vitesses de fluidisation de 0 à 15 mm.s⁻¹.

Le débit d'aération de l'aéroglissière est fixé à 55 m³.h⁻¹. Il permet d'assurer un débit volumique ramené à la surface des tubes poreux de l'ordre de 10 mm.s⁻¹.

Dans le but d'éviter le tassement de la poudre dans la trémie, une injection d'air est réalisée à sa base. Elle n'est utilisée que ponctuellement, en cas de blocage de l'écoulement.

Le débit d'aération de la colonne d'expédition est contrôlé par deux débitmètres à bille. Cette aération, réalisée en paroi à un bar relatif de pression, est prévue pour assurer la stabilité de l'écoulement. Les débits d'aération employés sont exprimés en termes de vitesses superficielles du gaz dans la colonne d'expédition. Elles varient de 0 à 7 fois la vitesse minimale de bullage (soit 63 mm.s^{-1}).

Les effluents gazeux issus des différentes sorties gaz des installations (vannes de fuite, trémie d'alimentation, colonne d'expédition) sont dépoussiérés grâce à un filtre à manches (Debus DUS 1201, figure 2 - 12) avant leur rejet à l'atmosphère.



Figure 2 - 12 : Photo du dépoussiéreur.

3. Métrologie.

Afin de suivre l'évolution de l'état de la suspension, ainsi que celle de l'hydrodynamique de différents éléments des pilotes dynamiques, un certain nombre de capteurs de pression ont été installés :

- Dans la boîte à vent, afin de s'assurer de la bonne alimentation du système, gamme de mesure : 0 à 500 mbar.

- Dans le ciel gazeux, qui va indiquer la mise en charge du système, gamme de mesure : 0 à 500 mbar.
- Dans le lit solide fluidisé de l'aérocanalisation. Les mesures sont réalisées pour différentes tranches verticales du lit comprises entre 10 cm et 20 cm du distributeur, gamme de mesure : -50 à 50 mbar (pressions différentielles)
- Dans la colonne d'expédition. Les mesures sont effectuées respectivement à 50, 80, 110, et 160 cm de la base de la colonne, gamme : 0 à 500 mbar.

L'acquisition des données est effectuée à une fréquence de 10 Hz grâce à un enregistreur de type Honeywell Minitrend QX (figure 2 - 13).



Figure 2 - 13 : Photo de l'enregistreur.

Les emplacements de ces différents capteurs de pression (GE Sensing LPX 5000) sont regroupés sur la figure 2 - 14 pour le pilote dynamique de 2 m, et sur la figure 2 - 15 pour le pilote dynamique de 6 m.

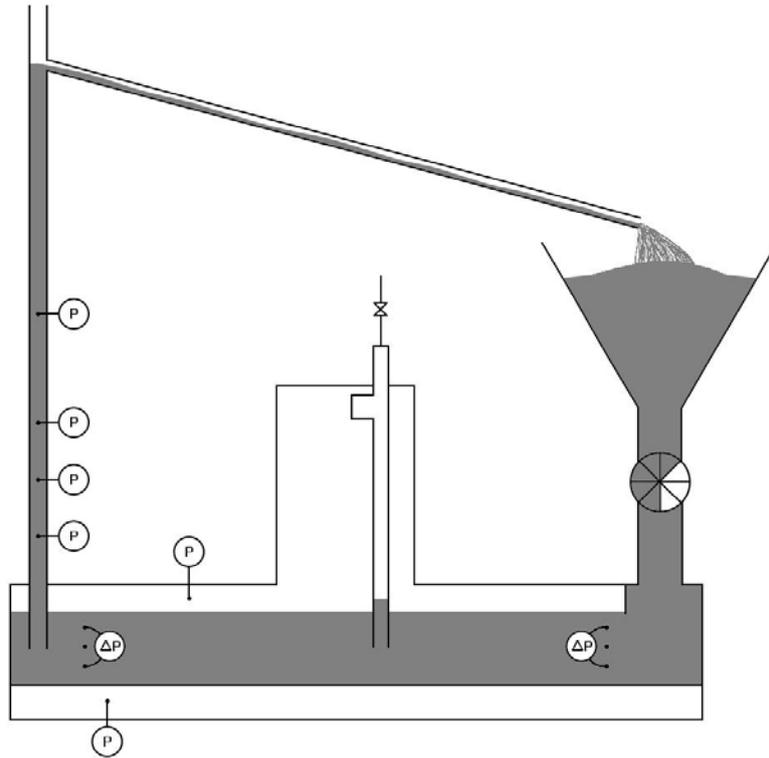


Figure 2 - 14 : Emplacement des différents capteurs de pression (installation pilote 2 mètres).

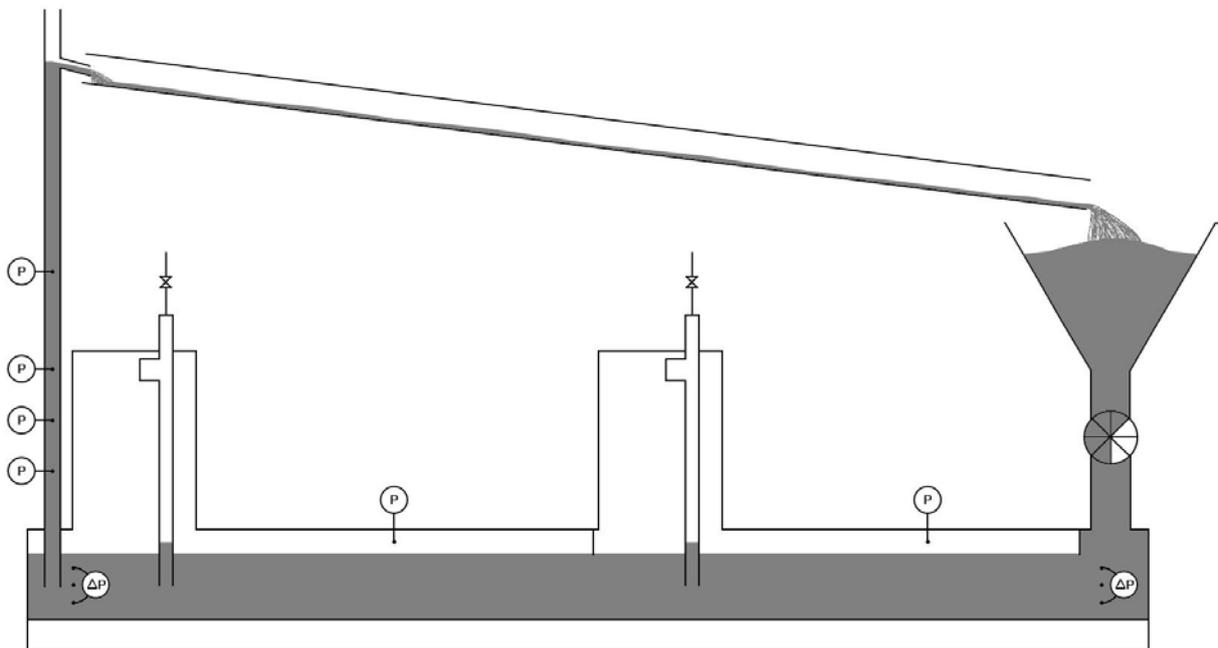


Figure 2 - 15 : Emplacement des différents capteurs de pression (installation pilote 6 mètres).

4. Protocole expérimental.

Ce paragraphe regroupe le protocole expérimental utilisé. Dans un premier temps, le processus de démarrage et d'utilisation des pilotes est décrit, avant une description plus approfondie de certains protocoles de mesures récurrents :

- Mesure du débit de solide.
- Mesure des débits gazeux.
- DTS de la phase gaz dans la colonne d'expédition.
- Etude des trajectoires du gaz dans le système.

a. Protocole de démarrage, déroulement d'un essai type.

Avant toute manipulation, il est nécessaire de s'assurer du fonctionnement du dépoussiéreur d'air, ainsi que de l'alimentation en air de l'aéroglière, dans le cas du pilote de 6 mètres.

La mise en place d'un essai sur les installations pilotes dynamiques commence par la mise en suspension des particules solides contenues dans l'aérocanalisation. Pour ce faire, le réglage des débits d'air de fluidisation est fait, grâce aux débitmètres à flotteur, pour que la vitesse dans les caissons soit située aux alentours de 5 mm.s^{-1} . Cela permet de ne pas avoir une vitesse de gaz trop importante dans la colonne d'alimentation, pour ne pas gêner la descente de solide. De plus, ce réglage doit se faire toutes vannes de fuite ouvertes afin que la pression ne monte pas dans le système. Une pression excessive peut bloquer l'écoulement de solide au démarrage de la vanne à écluses rotatives.

Ensuite, la vanne à écluses rotatives est démarrée, à la vitesse souhaitée (valeur de 0 à 20 sur le variateur).

Une fois l'écoulement de solide établi, la vitesse de l'air de fluidisation est amenée à la valeur désirée. Dans le même temps, la position de la/des vanne(s) de fuite est ajustée pour obtenir le réglage souhaité.

Le régime permanent peut être mis en évidence par la stabilisation de tous les paramètres mesurables, notamment celle de la pression de bulle dans l'aérocanalisation. Lors de la modification d'un paramètre, le temps de réponse de l'installation pilote est généralement très court. Cependant, après chaque modification de paramètre, au moins une dizaine de minute s'est écoulée avant toute mesure. Après cette période, l'acquisition des données est réalisée sur une durée d'au moins 3 minutes.

Le protocole d'arrêt des unités pilotes est le suivant :

- Arrêt de la rotation de la vanne à écluses.
- Ouverture lente et progressive de la/des vanne(s) de fuite.

- Fermeture progressive des vannes d'alimentation en air de fluidisation.
- Coupure de l'alimentation en air de l'aéroglossière (le cas échéant).
- Arrêt et décolmatage de l'unité de dépoussiérage.

b. Protocole de mesure du débit de solide.

La mesure du débit solide est réalisée en sortie de l'installation par empotage : le solide sortant de la jambe de descente ou de l'aéroglossière est recueilli dans un récipient pendant un temps donné (mesuré à l'aide d'un chronomètre). La valeur moyenne du débit est calculée en répétant chaque mesure plusieurs fois. L'étude de reproductibilité effectuée à des jours différents a montré une erreur moyenne de 5% sur le débit de solide.

c. Protocoles de traçage à l'hélium.

Ce paragraphe explicite une technique de mesure dont le principe repose sur l'utilisation d'un traceur gazeux : l'hélium. Elle permet :

- La mesure de débits de gaz échangés entre les différents éléments des unités pilotes.
- La caractérisation de la nature de l'écoulement dans la colonne d'expédition, par mesure de distribution des temps de séjour (DTS).
- L'étude des trajectoires du gaz dans l'installation dynamique.

i. Mesures de débits gazeux.

Afin de mesurer les débits gazeux traversant les deux éléments clés des installations pilotes, la colonne d'alimentation et la colonne d'expédition, il est tout d'abord nécessaire de faire un inventaire des différentes entrées et sorties de gaz des installations. Les pilotes dynamiques disposent d'une entrée d'air principale, l'air de fluidisation, ainsi que d'une entrée d'air secondaire, l'aération de la colonne d'expédition.

Pour le pilote de 6 mètres, les sorties gazeuses sont au nombre de 4 (figure 2 - 16, tableau 10):

- La colonne d'alimentation (et donc la trémie).
- La colonne d'expédition.
- Les deux vannes de fuite.

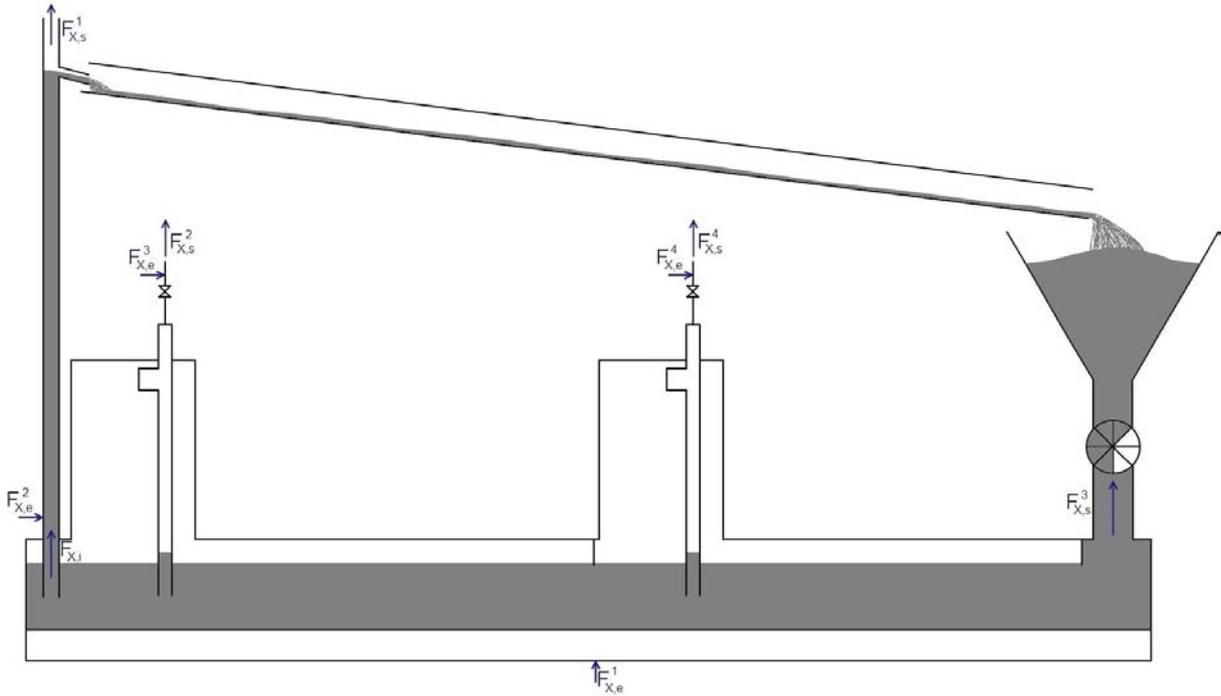


Figure 2 - 16 : Bilan des entrées/sorties gazeuses (installation pilote dynamique de 6 mètres).

Dans le tableau 10 est présentée la nomenclature des différents courants. Précisons que les flux de ces courants sont molaires.

Tableau 10 : Description des flux gazeux (installation pilote dynamique de 6 mètres).

Flux	Description
$F_{X,e}^1$	Flux 1 d'entrée de l'espèce X
$F_{X,e}^2$	Flux 2 d'entrée de l'espèce X
$F_{X,e}^3$	Flux 3 d'entrée de l'espèce X
$F_{X,e}^4$	Flux 4 d'entrée de l'espèce X
$F_{X,s}^1$	Flux 1 de sortie de l'espèce X
$F_{X,s}^2$	Flux 2 de sortie de l'espèce X
$F_{X,s}^3$	Flux 3 de sortie de l'espèce X
$F_{X,s}^4$	Flux 4 de sortie de l'espèce X
$F_{X,i}$	Flux interne de l'espèce X

(1) Détermination du débit dans la colonne d'expédition.

Pour effectuer cette mesure, lors du fonctionnement de l'unité, un faible débit d'hélium provenant d'un débitmètre massique est préalablement mélangé avec le courant d'aération de la colonne d'expédition avant son injection. Le mélangeur utilisé est un tube cylindrique en acier inoxydable, mesurant 15 cm de longueur pour un diamètre de 10 cm, rempli de garnissage (billes de verre de 1 mm à 1,5 mm de diamètre). Il est équipé de 2 entrées gazeuses (une pour l'hélium, l'autre pour l'air d'aération de la colonne d'expédition), et d'une sortie reliée à la colonne d'expédition.

Ce point d'injection est le seul emplacement des installations dynamiques où le sens d'écoulement du gaz est connu. En effet, la détection de l'hélium réalisée par un analyseur en ligne (Servomex K 250, figure 2 - 17) dans la bulle, dans le lit de solide de l'aérocanalisation, ainsi que dans le courant sortant par la vanne de fuite n'a montré aucune trace de ce gaz. Ainsi, nous avons conclu que la totalité du débit d'hélium injecté traverse la colonne d'expédition.

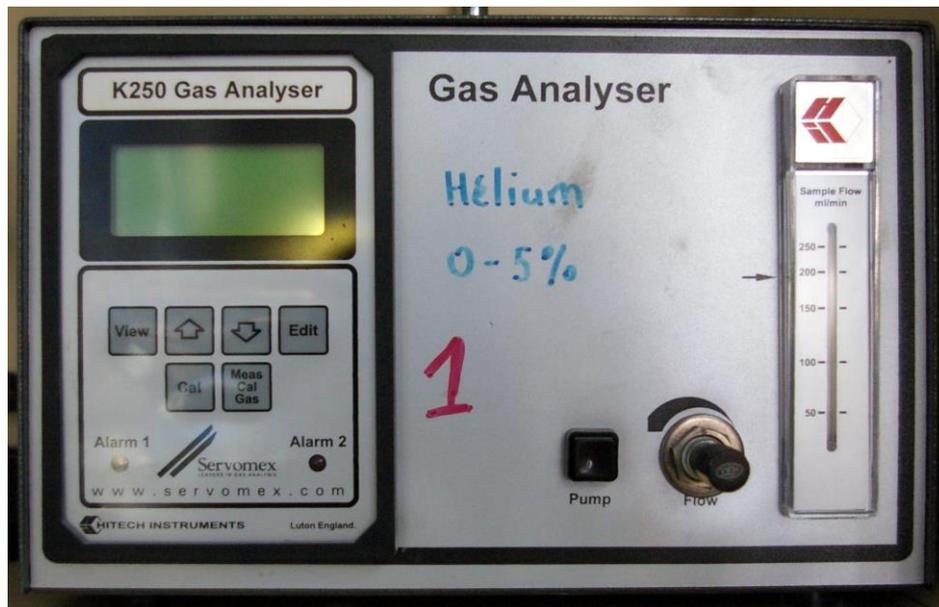


Figure 2 - 17 : Photo de l'analyseur en ligne d'hélium (catharomètre).

Un bilan sur l'hélium permet de calculer le débit d'air échangé entre l'aérocanalisation et la colonne d'expédition (F_i).

$$F_i + F_e^2 = F_s^1 \Leftrightarrow F_i = F_s^1 - F_e^2 \quad (\text{eq. II - 1})$$

$$F_e^2 = F_{He,e}^2 + F_{air,e}^2 \quad (\text{eq. II - 2})$$

où $F_{He,e}^2$ et $F_{air,e}^2$ sont connus : mesures préalables à l'injection.

$$F_i = F_s^1 - F_{He,e}^2 - F_{air,e}^2 \quad (\text{eq. II - 3})$$

$$F_{He,s}^1 = F_s^1 \times y_{He,s}^1 \Leftrightarrow F_s^1 = \frac{F_{He,s}^1}{y_{He,s}^1} \quad (\text{eq. II - 4})$$

où $y_{He,s}^1$ est mesuré grâce à l'analyseur en ligne d'hélium.

$$F_{He,s}^1 = F_{He,e}^2 \quad (\text{eq. II - 5})$$

$$F_i = \frac{F_{He,e}^2}{y_{He,s}^1} - F_{He,e}^2 - F_{air,e}^2 \quad (\text{eq. II - 6})$$

$$F_i = F_{He,e}^2 \times \left(\frac{1}{y_{He,s}^1} - 1 \right) - F_{air,e}^2 \quad (\text{eq. II - 7})$$

(2) Détermination du débit dans la colonne d'alimentation.

Pour déterminer le débit traversant la colonne d'alimentation, il est nécessaire de connaître le débit de fuite. Pour ce faire, un débit connu d'hélium est mélangé avec le gaz sortant des vannes de fuite (F_e^3 et F_e^4), dont la dilution est mesurée en F_s^2 et F_s^4 par l'analyseur à hélium. Grâce à ces mesures, et en faisant un bilan sur l'hélium, on peut calculer directement le débit d'air sortant par les vannes de fuite. A titre d'exemple, est présenté ci-dessous le bilan sur l'hélium pour la vanne de fuite 2 :

$$F_{He,e}^3 = F_{He,s}^2 \quad (\text{eq. II - 8})$$

$$F_{He,e}^3 = F_s^2 \times y_{He,s}^2 \quad (\text{eq. II - 9})$$

où $y_{He,s}^2$ est mesuré grâce à l'analyseur en ligne d'hélium.

$$F_{He,e}^3 = (F_{He,s}^2 + F_{air,s}^2) \times y_{He,s}^2 \quad (\text{eq. II - 10})$$

où $F_{He,e}^3 = F_{He,s}^2$ est mesuré à l'injection.

$$F_{air,s}^2 = \frac{F_{He,e}^3 \times (1 - y_{He,s}^2)}{y_{He,s}^2} \quad (\text{eq. II - 11})$$

Ainsi, le débit échangé entre l'aérocanalisation et la colonne d'alimentation peut être déduit du bilan global sur l'installation. La même démarche est utilisée pour l'installation pilote de 2 m. Précisons que cette unité pilote ne comporte qu'une vanne de fuite.

Pour un débit de solide donné (paragraphe 4.b de ce chapitre), ces informations permettent d'évaluer la vitesse de glissement (U_{sl}).

L'effet de cette grandeur sur les différents régimes d'écoulements a déjà été explicité dans le paragraphe 1 du chapitre I.

ii. Distribution des temps de séjour.

La seconde information pouvant être tirée du traçage de la phase gazeuse est la distribution des temps de séjour (DTS) du gaz dans la colonne d'expédition. Elle permet de caractériser le type d'écoulement dans cette zone.

Le principe de cette mesure repose sur l'analyse de la réponse d'un élément de procédé (ici la colonne d'expédition) à une perturbation. Dans le cadre de cette étude, la perturbation est réalisée par l'injection d'un échelon de concentration d'hélium dans le mélangeur situé à la base de la colonne d'expédition. La réponse à cette perturbation, mesurée en sortie de la colonne, est enregistrée puis analysée. Précisons qu'elle est exprimée en termes de fraction molaire normée en hélium. Elle correspond au rapport entre la valeur de la fraction molaire instantanée, et celle mesurée en régime établi (valeur de palier) :

$$y_{normé} = \frac{y_t}{y_{final}} \quad (\text{eq. II - 12})$$

Dans le but de réaliser une analyse fine des résultats obtenus, pour chaque essai, la fraction molaire d'hélium est mesurée respectivement en sortie du mélangeur (signal d'entrée) et en sortie de la colonne d'expédition (signal de sortie). Notons que le signal d'entrée nous permet de tenir compte, dans l'exploitation de nos résultats, de la réponse :

- Du circuit d'alimentation en hélium (débitmètre massique régulé (Brooks SLA5850S), tuyauterie souple).

- Du mélangeur.
- De l'analyseur et de sa tuyauterie d'alimentation.

En effet, l'observation de la figure 2 - 18 montre que la perturbation imposée à l'entrée de la colonne d'expédition est loin d'un échelon parfait.

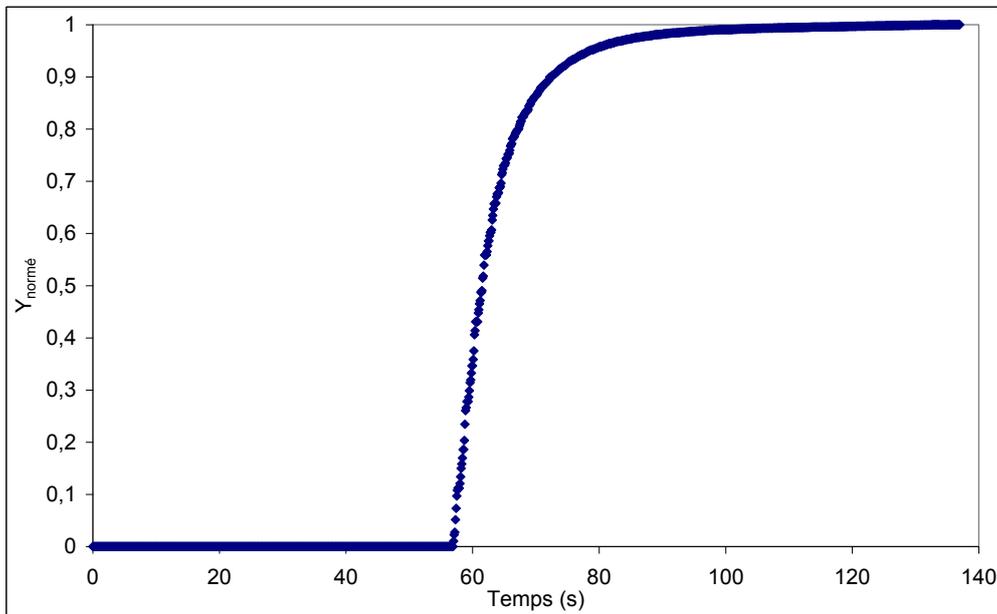


Figure 2 - 18 : Forme typique d'un échelon de concentration d'hélium injecté et mesuré sur l'installation.

L'un des outils employés pour traiter ces renseignements est un logiciel commercial nommé DTSPro (copyright PROGEPI, v4.20). Ce logiciel, par déconvolution, isole la forme du signal d'entrée, pour simuler l'effet du procédé sur le signal de sortie. Ainsi, il est possible de modéliser l'écoulement dans la colonne d'expédition par un ou plusieurs types de réacteurs, dont les grandeurs caractéristiques (temps de séjour, volume, nombre de Peclet, ...) sont identifiées pour obtenir la meilleure concordance possible avec les résultats expérimentaux.

Les résultats obtenus grâce à cette étude sont présentés dans le paragraphe 2.b.i(2) du chapitre III.

iii. Trajectoires du gaz dans le procédé.

L'injection localisée d'hélium permet également de proposer de manière qualitative des trajectoires du gaz au sein de l'unité pilote. Pour ce faire, un débit connu d'hélium est introduit à un point donné de l'installation, et la mesure de sa fraction molaire à différents points de l'unité permet d'identifier les échanges gazeux pouvant avoir lieu entre les différentes phases et les différents éléments constitutifs de l'unité pilote (tableau 11, figure 2 - 19).

Tableau 11 : Récapitulatif des essais portant sur les trajectoires du gaz.

Numéro de l'essai	Type de transfert étudié	Lieu d'injection de l'hélium	Lieu de détection de l'hélium
1	Bulle vers suspension	Bulle aval (1)	Colonne d'expédition (2)
2	Bulle vers suspension	Bulle aval (1)	Suspension amont (3)
3	Bulle vers suspension	Bulle aval (1)	Suspension aval (4)
4	Suspension vers bulle	Suspension amont (3)	Colonne d'expédition (2)
5	Suspension vers bulle	Suspension aval (4)	Colonne d'expédition (2)

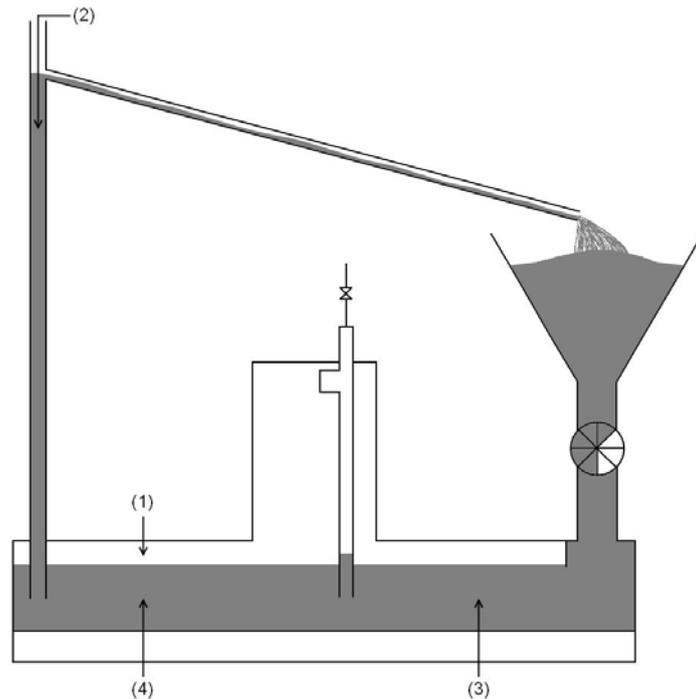


Figure 2 - 19 : Emplacement des points d'injection et de détection de l'hélium (essais de trajectoire).

Les résultats obtenus grâce à cette étude sont présentés dans le paragraphe 2.a (résultats trajectoire) du chapitre III.

5. Essais préliminaires.

Ce dernier paragraphe recense les essais préliminaires qui ont dû être pratiqués sur les deux installations dynamiques avant de pouvoir lancer une quelconque campagne d'essais. Ces essais préliminaires concernent :

- La détermination de la perte de charge du distributeur.
- L'écoulement de solide dans la trémie.
- Le niveau de la colonne d'expédition dans l'aérocanalisation.

a. Distributeur.

Le distributeur utilisé est une toile poreuse de 5 mm d'épaisseur. L'évolution de sa perte de charge en fonction de la vitesse du gaz est déterminée au préalable sur l'aérocanalisation de 2 m de longueur, en l'absence de solide (figure 2 - 20).

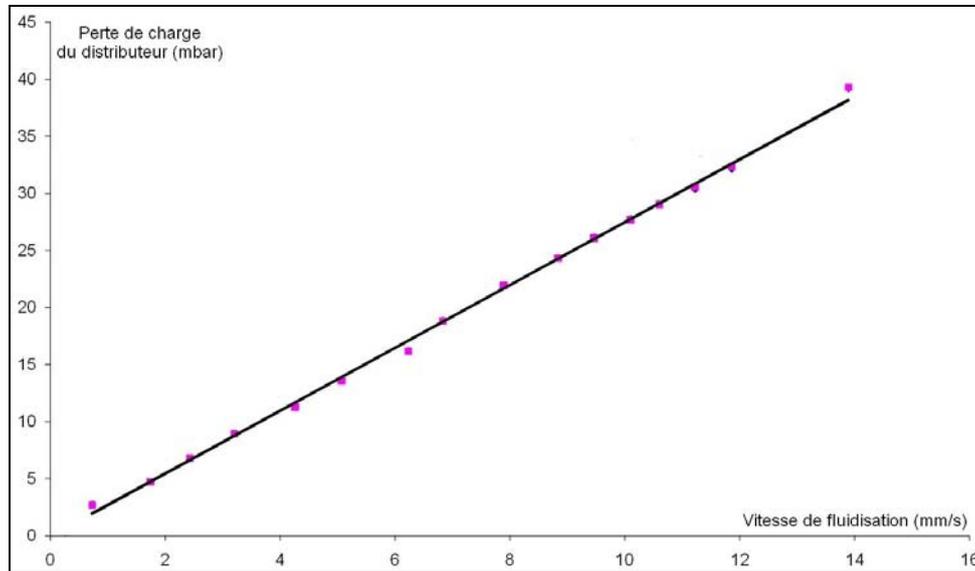


Figure 2 - 20 : Evolution de la perte de charge du distributeur poreux avec la vitesse de fluidisation.

Cette figure montre une évolution quasi-linéaire avec un coefficient directeur de $2750 \text{ mbar.s.m}^{-1}$. Cette grandeur, par abus de langage, est appelée la perméabilité de la toile. Ce distributeur, à fortes pertes de charge, a été choisi pour assurer une répartition uniforme du flux gazeux sur la totalité de la longueur de l'aérocanalisation.

b. Ecoulement dans la trémie.

Le premier problème pouvant être rencontré lors du stockage des poudres de classe A est leur tassement sous l'effet du poids de solide et de vibrations. Ce phénomène, dit de voûtage, conduit à un blocage de l'écoulement (figure 2 - 21). Pour pallier ce problème, nous avons installé un dispositif d'injection localisée d'air à la base de la trémie d'alimentation. Ainsi, l'aération de la poudre dans cette zone permet d'éviter ces phénomènes parasites. Notons que ce dispositif n'est utilisé que ponctuellement lors du démarrage des unités.

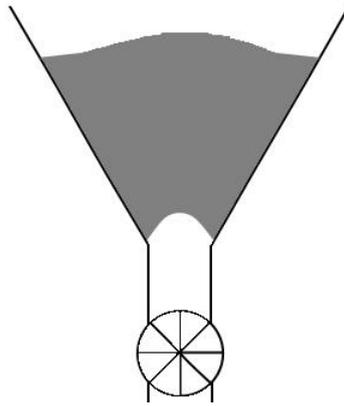


Figure 2 - 21 : Apparition d'une voûte dans la trémie d'alimentation.

c. Niveau de la colonne d'expédition dans l'aérocanalisation.

La hauteur à laquelle la colonne d'expédition plonge dans l'aérocanalisation a un grand impact sur la stabilité de l'installation. Une étude de sensibilité a donc été entreprise pour déterminer le seuil à partir duquel le comportement du système n'est plus affecté par ce paramètre. La base de la colonne d'expédition a été déplacée, par pas de 1 cm, de 4 cm en dessous à 4 cm au-dessus du niveau 0. Ce dernier correspond au niveau du barrage de l'entrée de l'installation (figure 2 - 22).

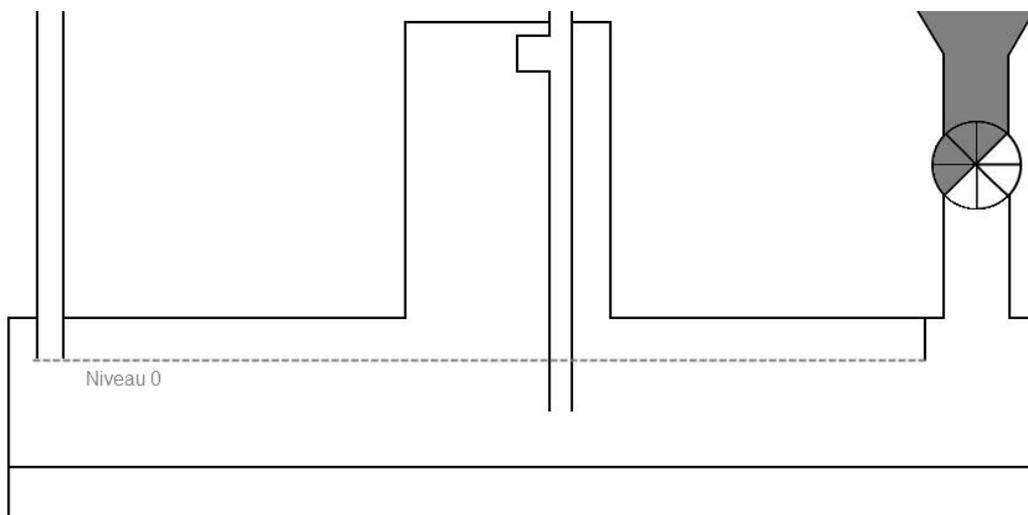


Figure 2 - 22 : Emplacement du niveau 'normal' de solide, dit niveau 0.

Cette étude a montré que le comportement du système devient de plus en plus stable lorsque la colonne d'expédition est déplacée vers le niveau 0. Au-dessous de ce dernier, le système est parfaitement stable. Pour la suite de l'étude, la base de la colonne d'expédition a été positionnée à 10 cm de la toile de fluidisation. Ce choix nous permet de pouvoir faire fonctionner les unités dans une très grande plage de variation des paramètres opératoires sans être gêné par les fluctuations de l'inventaire de solide dans l'aérocanalisation.

6. Conclusion.

Ce chapitre est une description complète de la démarche expérimentale entreprise durant cette étude.

Il débute par une description complète des différentes installations pilotes utilisées :

- Une installation statique, permettant de mettre en évidence le lien entre la pression de bulle fixée par la politique de dégazage et la hauteur de solide dans la colonne d'équilibrage.
- Deux installations dynamiques, d'échelles différentes, permettant l'étude des écoulements horizontal et vertical ainsi que de leur couplage dans les différentes conditions de marche.

Cette description détaillée des unités ainsi que de la métrologie utilisée est suivie de la description complète du protocole expérimental et des différentes méthodologies employées pour la détermination des flux (gazeux et solides) et trajectoires du gaz dans les différents éléments des unités.

Enfin, ce chapitre se termine par la présentation des essais préliminaires concernant la perte de charge du distributeur, le moyen utilisé pour éviter les phénomènes de blocage de l'écoulement à la base de la trémie, et l'effet de la hauteur de plongée de la colonne d'expédition dans l'aérocanalisation.

Chapitre III : Présentation et discussion des résultats obtenus.

Ce chapitre regroupe les résultats obtenus lors des campagnes d'essais réalisées sur les installations pilotes dynamiques. Il est divisé en trois grandes parties.

La première partie est consacrée à la présentation des observations macroscopiques quant à la stabilité des installations pilotes de 2 à 6 mètres de longueur. En premier lieu, l'effet du débit d'aération de la colonne d'expédition sur la stabilité du système est présenté. Puis, l'influence de la vitesse de fluidisation de l'aérocanalisation sur son comportement est mise en évidence. Enfin, l'effet des paramètres géométriques (longueur horizontale de l'aérocanalisation et diamètre de la colonne d'expédition) sur son fonctionnement est exposé.

La seconde partie de ce chapitre est consacrée à la caractérisation de différents régimes d'écoulement dans la colonne d'expédition. Dans un premier temps, une trajectographie de la phase gazeuse a été effectuée sur le pilote dynamique de deux mètres afin de connaître son cheminement dans l'installation. Puis, l'influence du débit de solide et des conditions de dégazage sur le comportement hydrodynamique des suspensions denses dans la colonne d'expédition est examinée.

Enfin, les résultats d'une étude portant sur l'effet de différents paramètres opératoires et géométriques sur la perte de charge par frottement de la suspension gaz-solide à la paroi de la colonne d'expédition sont présentés dans la troisième partie. Ces résultats ont permis d'établir une corrélation adimensionnelle permettant d'évaluer le facteur de frottement suspension-paroi.

III – Présentation et discussion des résultats obtenus.

1. OBSERVATIONS MACROSCOPIQUES DU FONCTIONNEMENT DU SYSTEME.....	97
a. <i>Aération de la colonne d'expédition, stabilité du système</i>	97
b. <i>Vitesse de fluidisation (u_f)</i>	100
c. <i>Paramètres géométriques</i>	102
i. Effet du diamètre de la colonne d'expédition.....	103
ii. Effet de la longueur de l'aérocanalisation et des conditions de dégazage.....	108
d. <i>Conclusions</i>	110
2. ECOULEMENTS DANS LA COLONNE D'EXPEDITION : COMPORTEMENT HYDRODYNAMIQUE DE LA PHASE GAZEUSE.....	111
a. <i>Trajectographie de la phase gazeuse</i>	111
b. <i>Influence du débit de solide</i>	114
i. Régulation du débit de solide par la vitesse de rotation de la vanne éclose.....	114
(1) Mesure des débits gazeux entraînés par la phase solide.....	114
(2) Etude de DTS de la phase gaz.....	120
ii. Régulation du débit de solide par le dégazage.....	130
3. PERTES DE CHARGE PAR FROTTEMENT.....	133
4. CONCLUSIONS.....	140

1. Observations macroscopiques du fonctionnement du système.

Comme précisé ci-dessus, la première partie de ce chapitre présente les observations macroscopiques du système. Sont présentés dans cette partie les effets sur le fonctionnement du système :

- Du débit d'aération de la colonne d'expédition.
- De la vitesse de fluidisation de l'aérocanalisation.
- Des paramètres géométriques (longueur horizontale de l'aérocanalisation et diamètre de la colonne d'expédition).

a. Aération de la colonne d'expédition, stabilité du système.

Lors du fonctionnement des unités pilotes, et en l'absence d'aération de la colonne d'expédition, un fonctionnement instable est observé. En effet, quelles que soient les conditions opératoires retenues, nous avons remarqué une irrégularité du débit de solide en sortie. La méthode la plus simple pour suivre le fonctionnement global et la mise en charge du procédé est de suivre l'évolution temporelle de la pression de bulle de l'aérocanalisation. Un exemple type des résultats obtenus est représenté sur la figure 3 - 1.

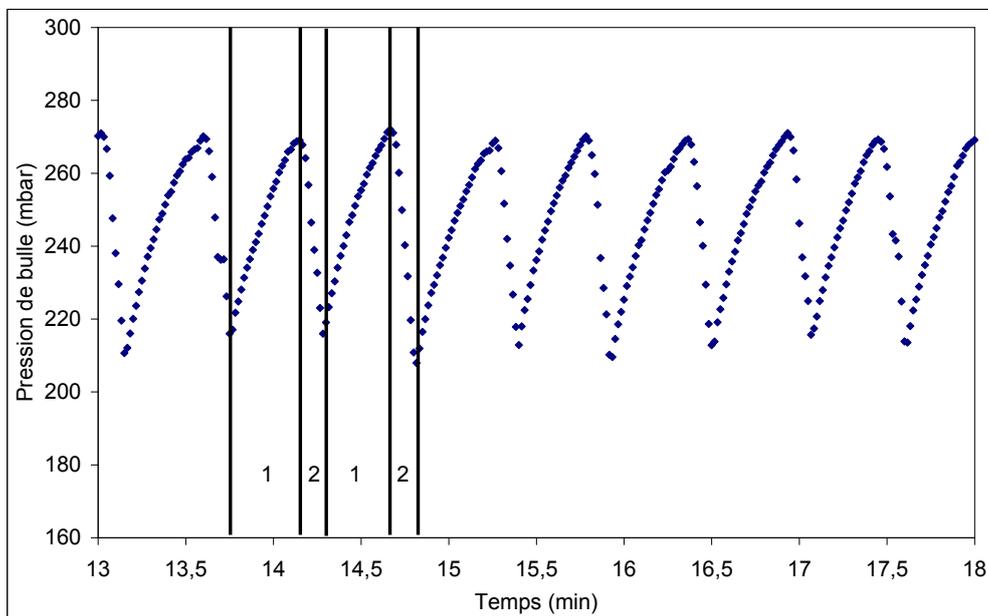


Figure 3 - 1 : Evolution temporelle de la pression de bulle de l'aérocanalisation (pilote 2m, $Q_s = 1200 \text{ kg.h}^{-1}$, $u_a = 0$, $\varnothing_{CE} = 56 \text{ mm}$, $u_f = 10 \text{ mm.s}^{-1}$).

On s'aperçoit que le pilote fonctionne de manière oscillante. En effet, on observe une succession de phases de montée et de descente de la pression de bulle dont l'origine peut être attribuée aux phénomènes suivants :

- Phase 1 (phase passive) : lors d'une étape de montée en pression, la hauteur de solide augmente dans la colonne d'expédition. Il a été démontré dans le paragraphe 1 du chapitre II que la hauteur de solide dans cette zone est directement reliée à la pression de bulle.
- Phase 2 (phase active) : lorsque le solide atteint le niveau de la surverse, l'accélération causée par son écoulement crée une aspiration de la suspension présente dans la colonne d'expédition qui à son tour diminue la pression de bulle, autrement dit la hauteur de solide dans la colonne.

Le système retrouve son état initial (phase 1), et les phénomènes se répètent ainsi.

Dans le but d'amortir les oscillations de pression de bulle, une injection d'air localisée (aération) dans la partie basse de la colonne d'expédition, à quelques centimètres au-dessus du toit de l'aérocanalisation, est appliquée. La figure 3 - 2 représente l'évolution temporelle de la pression de bulle pour différents débits d'aération. Ces derniers correspondent à des vitesses superficielles équivalentes du gaz dans la colonne d'expédition respectivement égales à $3 u_{mb}$, $2 u_{mb}$, u_{mb} , u_{mf} , et 0. Notons que pour ces essais, le débit de solide a été porté à sa valeur maximale, et la vitesse de fluidisation réglée à 10 mm.s^{-1} .

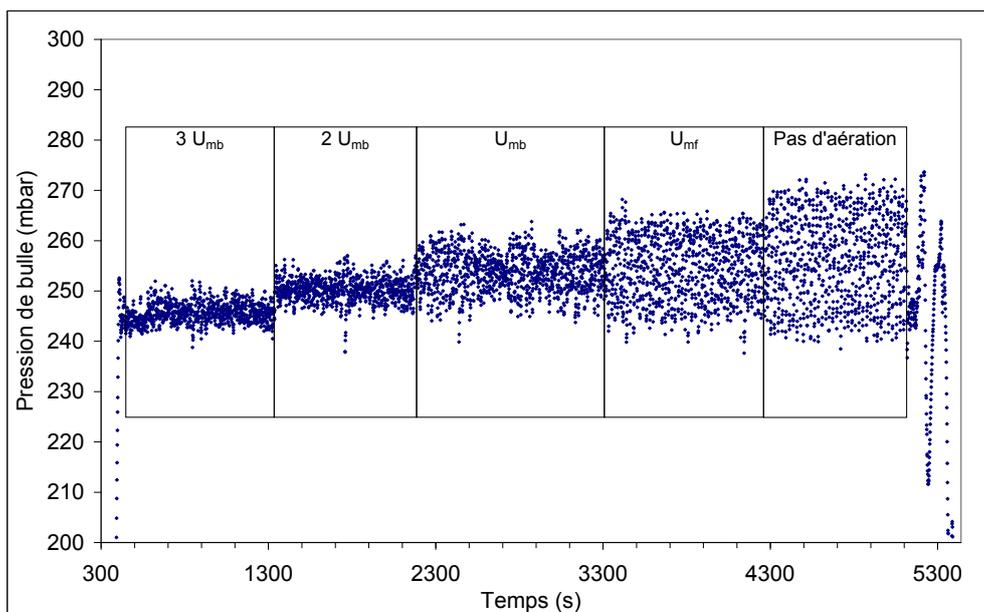


Figure 3 - 2 : Evolution temporelle de la pression de bulle de l'aérocanaalisation en fonction de la vitesse d'aération de la colonne d'expédition (pilote 2m, $Q_s = 1200 \text{ kg.h}^{-1}$, $\varnothing_{CE} = 56 \text{ mm}$, $u_f = 10 \text{ mm.s}^{-1}$).

On peut clairement observer que l'aération de la colonne d'expédition a un effet direct sur la valeur moyenne de la pression de bulle et sur l'amplitude de ses fluctuations : plus la valeur de la vitesse d'aération de la colonne d'expédition est grande, plus la pression moyenne de bulle est basse. On s'aperçoit également que l'amplitude des oscillations de pression de bulle diminue quand la vitesse d'aération augmente. La figure 3 - 3 permet de quantifier ces phénomènes.

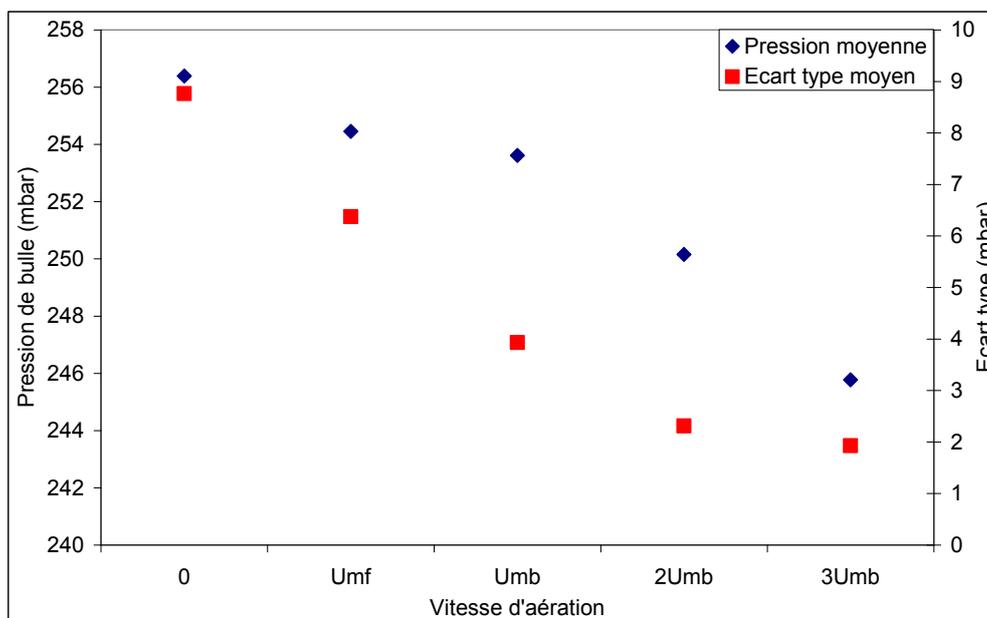


Figure 3 - 3 : Evolution de la pression moyenne de bulle et de son écart type avec la vitesse d'aération de la colonne d'expédition (pilote 2m, débit solide : 1200 kg.h^{-1}).

Elle montre qu'une augmentation de la vitesse d'aération de 0 à $3 u_{mb}$ permet :

- De réduire la pression moyenne de bulle de 10 mbar (de 256 mbar à 246 mbar).
- De diminuer l'écart type des fluctuations de la pression de bulle de 9 mbar à 2 mbar, autrement dit, d'améliorer la stabilité du système. De plus, cette grandeur reste inchangée pour des vitesses supérieures à $2 u_{mb}$.

Il est également important de noter que, quelle que soit la vitesse d'aération, le débit moyen de solide reste inchangé (1200 kg.h^{-1}). Cela signifie que le débit d'aération permet d'agir sur deux facteurs : la durée de la phase active (phase 2), et la valeur instantanée du débit de solide. En effet, l'observation de la figure 3 - 2 montre que lorsque la vitesse d'aération est nulle, le débit de solide est discontinu, et la durée de la phase active est en moyenne un tiers du temps d'opération. L'augmentation progressive de la vitesse d'aération permet de réduire la durée de la période passive. Elle est de la moitié du temps d'opération pour $u_a = u_{mf}$ et nulle pour $u_a = u_{mb}$. Au-delà, le débit est stable et continu.

Grâce à ces résultats, nous pouvons conclure que l'aération de la colonne d'expédition permet :

- D'assurer un débit continu et régulier de solide en sortie de l'unité (stabilité de l'unité).
- De réduire la pression motrice nécessaire à l'écoulement en supportant une partie du poids du solide situé dans la colonne d'expédition, ou encore en réduisant la rétention de solide dans cette zone en augmentant sa porosité.

C'est pour ces raisons que nous avons retenu une vitesse d'aération de la colonne d'expédition de $3 u_{mb}$ pour la suite de nos essais.

b. Vitesse de fluidisation (u_f).

Pour cette série d'essais, la vitesse de rotation de la vanne écluse est fixée à sa valeur maximale, et nous avons fait varier la vitesse de fluidisation de l'aérocanaalisation de 6 mm.s^{-1} à $11,5 \text{ mm.s}^{-1}$. Sachant que la pression de bulle n'est fixée que par la hauteur de décharge de la colonne d'expédition, seule la pression en amont de la vanne écluse, fixée par l'inventaire de la trémie fluidisée, peut réguler le débit de solide. Etant donné que l'inventaire de solide dans la trémie d'alimentation est fixé, on doit s'attendre à un faible effet du débit de fluidisation.

Cependant, la figure 3 - 4 montre un effet notable de ce paramètre sur le débit moyen de solide.

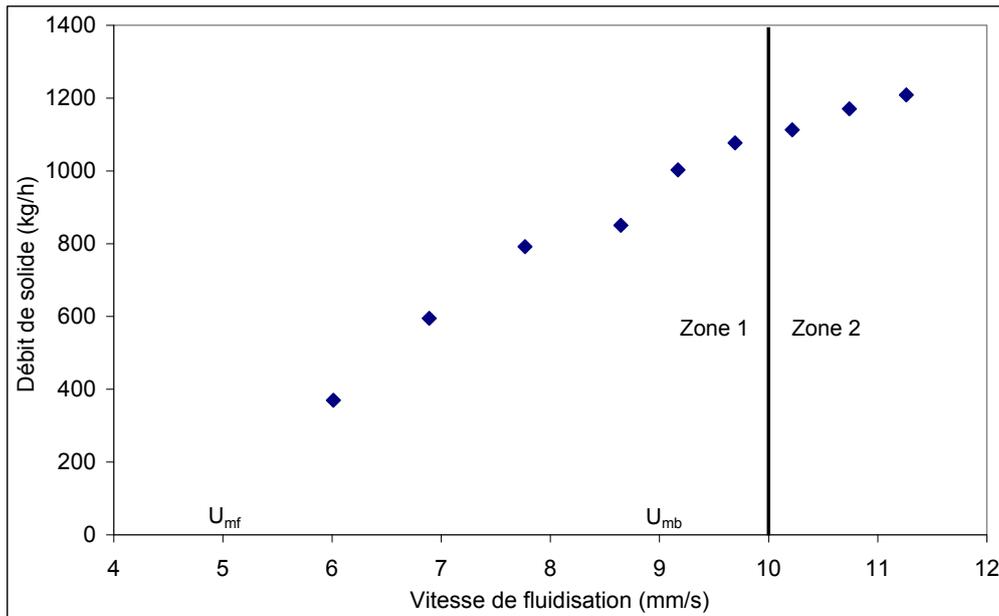


Figure 3 - 4 : Evolution du débit de solide en fonction de la vitesse de fluidisation (pilote 2m, $u_a = 3 u_{mf}$, $\varnothing_{CE} = 56$ mm).

En effet, sur cette figure, on distingue deux zones. Dans la première zone, entre $1,2 u_{mf}$ et $1,1 u_{mb}$, on observe une nette augmentation du débit de solide de 400 kg.h^{-1} à 1200 kg.h^{-1} . Dans cette zone, la suspension est en régime de fluidisation homogène, ou particulière. Ce régime est caractérisé par une expansion importante et régulière du lit avec la vitesse de fluidisation. Ce phénomène, réalisé dans un lit à ciel fermé (aérocanalisation) engendre :

- Une augmentation de la pression pour un système fermé (absence d'écoulement du solide). En effet, nos observations expérimentales réalisées sur le pilote de 2 m en statique (absence d'écoulement) confirment ce constat.
- Une augmentation du débit pour un système ouvert. Ceci explique les résultats observés dans la zone 1 de la figure 3 - 4.

Dans la seconde zone, l'augmentation du débit de solide avec la vitesse de fluidisation est plus modérée : la suspension est ici en régime de fluidisation hétérogène. Ce régime est caractérisé par une faible expansion du lit comme nous l'avons déjà présenté dans le chapitre I.

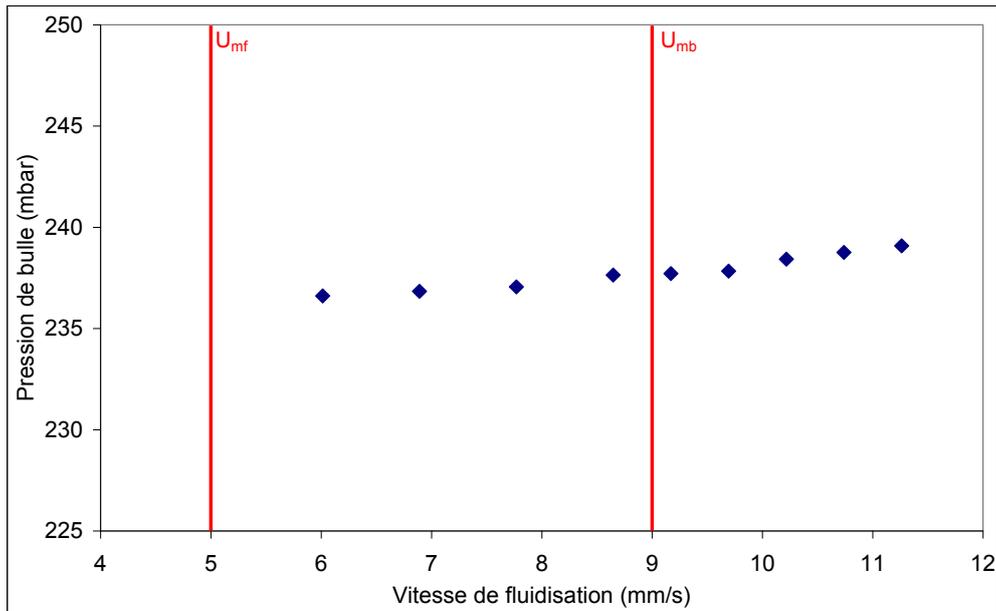


Figure 3 - 5 : Evolution de la pression de bulle en fonction de la vitesse de fluidisation (pilote 2m, $u_a = 3 u_{mb}$, $\varnothing_{CE} = 56$ mm).

La figure 3 - 5 montre que l'évolution de la pression de bulle n'est pas affectée de manière significative par la vitesse de fluidisation de l'aérocanalisation. Seule une légère augmentation est à noter, dont l'origine est attribuée aux frottements de la suspension contre la paroi de la colonne d'expédition. Cet aspect sera abordé dans la dernière partie de ce chapitre.

Ainsi, le débit d'air de fluidisation de l'aérocanalisation est un paramètre flexible qui permet de contrôler le débit de solide de manières simple et rapide. En effet cette grandeur, en modifiant le comportement hydrodynamique de la suspension dans l'aérocanalisation, joue un rôle capital sur la capacité de l'installation à faire circuler le solide.

Pour la suite de l'étude, la vitesse de fluidisation a donc été fixée à $10 \text{ mm}\cdot\text{s}^{-1}$, vitesse à partir de laquelle l'évolution du débit de solide commence à se stabiliser : la suspension est dans un état de transition entre les régimes de fluidisation homogène et hétérogène.

c. Paramètres géométriques.

Dans ce paragraphe, nous allons examiner l'effet du débit de solide sur le comportement hydrodynamique de la suspension dans les colonnes d'expédition de 28 mm et 56 mm de diamètre. Deux séries d'essais ont été menées. L'une sur le pilote de 2 m de longueur, l'autre sur le pilote de 6 m de longueur. La comparaison entre ces résultats doit nous permettre de mieux comprendre l'effet du diamètre de la colonne d'expédition de manière explicite et de la longueur de l'aérocanalisation de manière implicite.

Pour l'ensemble des essais réalisés, les conditions en amont de la vanne écluse restent strictement identiques (inventaire et débit d'aération de la trémie). Ainsi, pour une longueur d'aérocanalisation donnée, le débit de solide dépend essentiellement :

- De la vitesse de rotation de la vanne à écluses, imposée par une commande variant de 0 à 20. Ces valeurs correspondent à des vitesses de rotation variant linéairement de 0 à 7,5 tours par minute.
- Pour une vitesse de rotation de la vanne à écluses donnée, des conditions hydrodynamiques en son aval fixées par la vitesse de fluidisation et les conditions de dégazage de l'aérocanalisation.

i. Effet du diamètre de la colonne d'expédition.

Pour étudier l'effet du diamètre de la colonne d'expédition, les conditions opératoires retenues sont précisées ci-dessous :

Pilote 2 mètres :

- Vanne de fuite fermée.
- Vitesse d'air de fluidisation de l'aérocanalisation $u_f = 10 \text{ mm.s}^{-1}$.
- Vitesse d'aération $u_a = 3 u_{mb}$.

Pilote 6 mètres :

- Vannes de fuite VF1 et VF2 (placées respectivement en amont et en aval de l'aérocanalisation, dans le sens de circulation du solide, voir figure 3 - 6) partiellement fermées.
- Vitesse d'air de fluidisation de l'aérocanalisation $u_f = 10 \text{ mm.s}^{-1}$.
- Vitesse d'aération $u_a = 3 u_{mb}$.

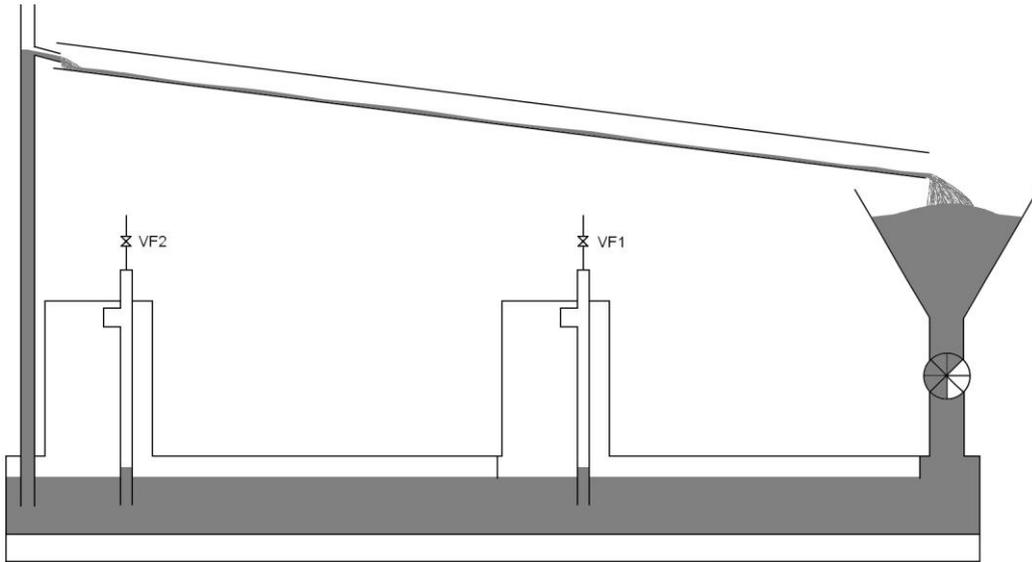


Figure 3 - 6 : Emplacement des vannes de fuite VF1 et VF2 sur le pilote de 6 m.

La figure 3 - 7 et la figure 3 - 8 représentent respectivement l'effet de la vitesse de rotation de la vanne à écluses sur les débits de solide mesurés dans les installations pilotes, pour les deux colonnes d'expédition utilisées (28 mm et 56 mm de diamètre).

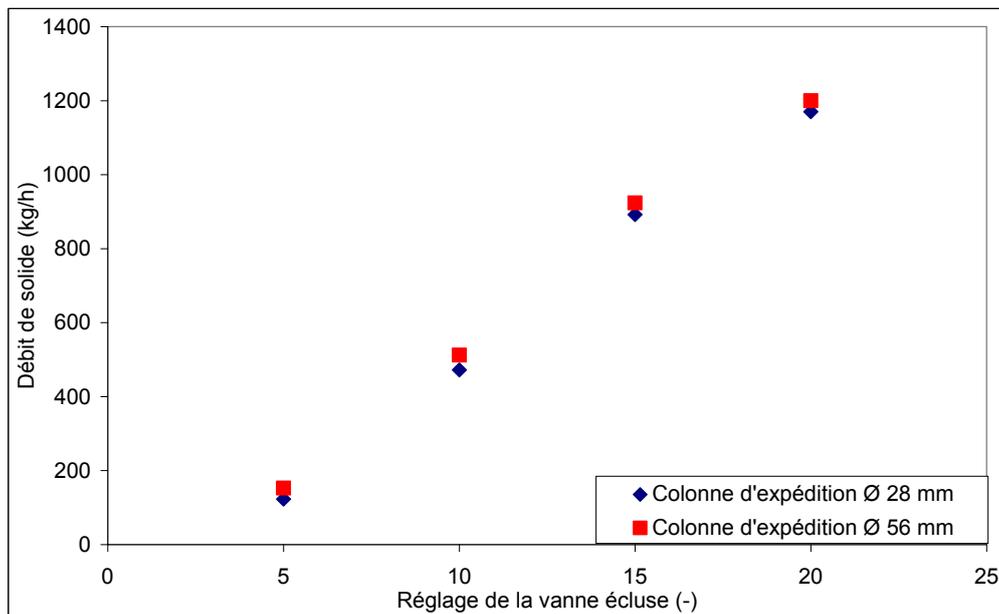


Figure 3 - 7 : Evolution du débit de solide en fonction de la commande de la vanne écluse (pilote 2m, $u_a = 3 u_{mb}$, $u_f = 10 \text{ mm.s}^{-1}$).

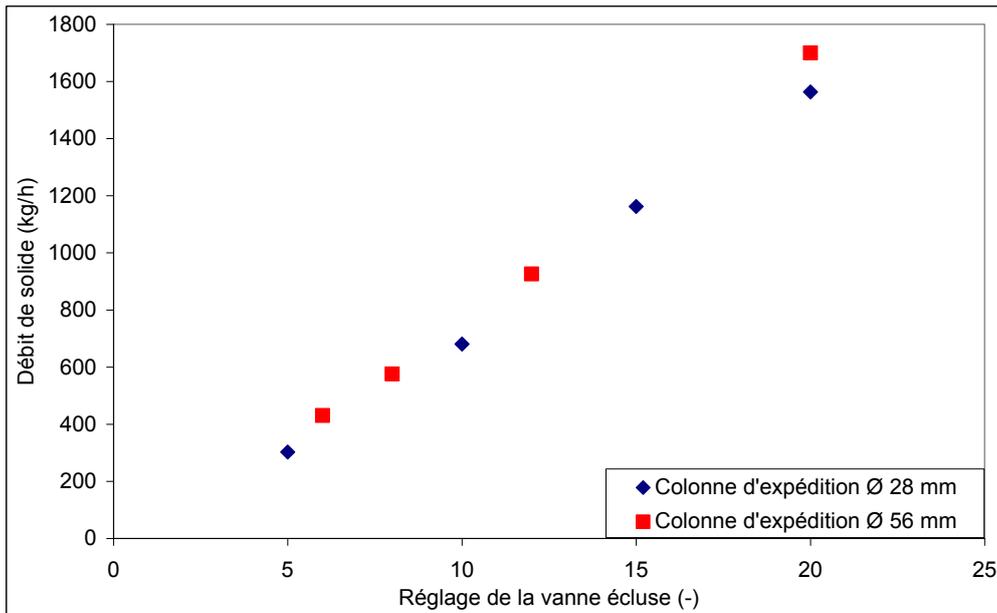


Figure 3 - 8 : Evolution du débit de solide en fonction de la commande de la vanne écluse (pilote 6m, $u_a = 3 u_{mb}$, $u_f = 10 \text{ mm.s}^{-1}$).

Elles montrent que :

- Le débit de solide évolue linéairement avec la vitesse de rotation de la vanne écluse.
- Le diamètre de la colonne d'expédition a peu d'incidence sur le débit de solide, surtout pour le pilote de 6 m de longueur.

L'influence du diamètre de la colonne d'expédition sur la pression de bulle est représentée sur la figure 3 - 9 et la figure 3 - 10.

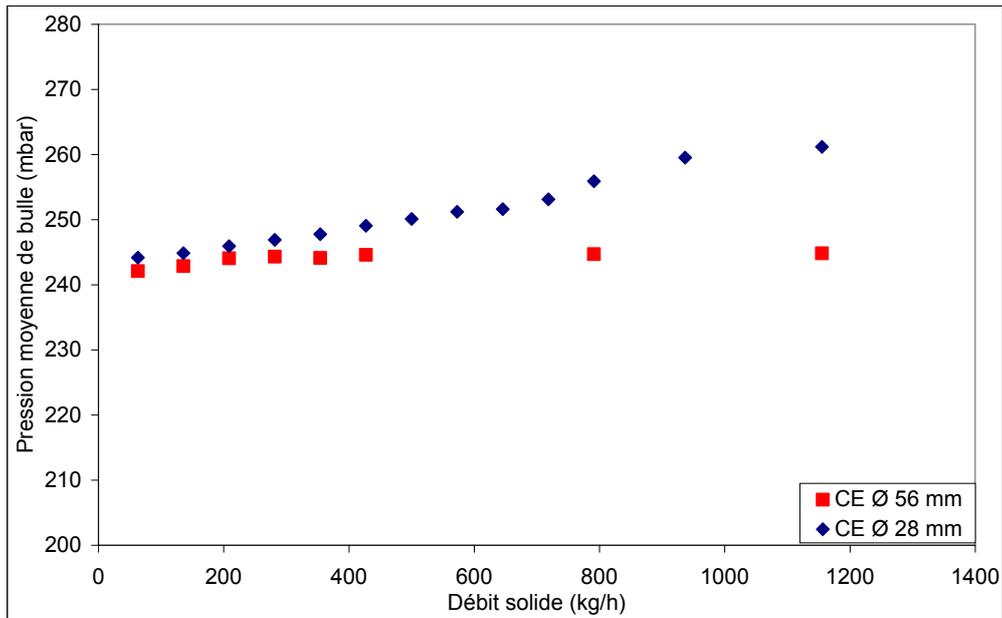


Figure 3 - 9 : Pression de bulle en fonction du débit de solide et de la géométrie du système (pilote 2m, $u_a = 3 u_{mb}$, $u_f = 10 \text{ mm.s}^{-1}$).

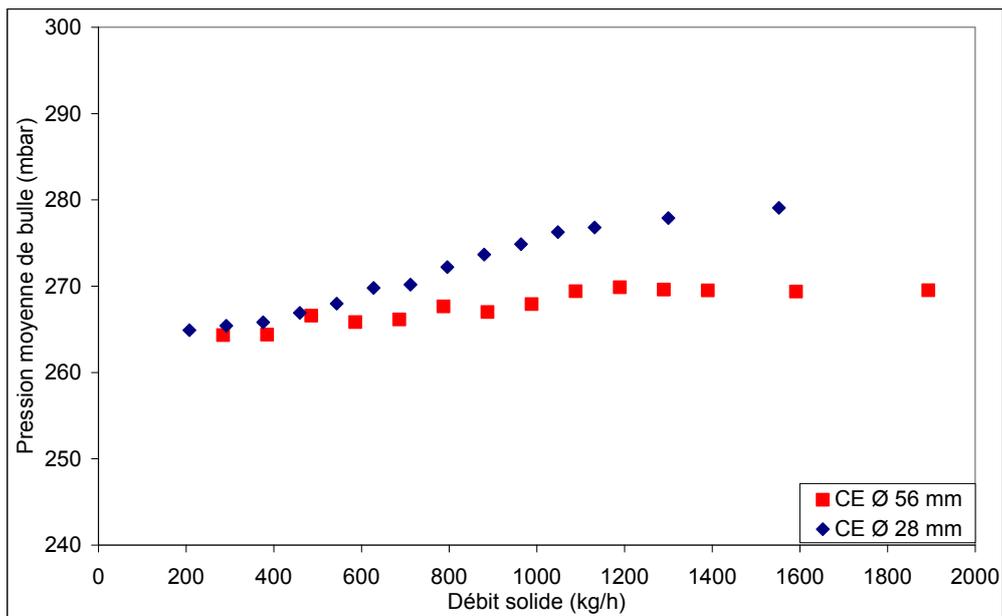


Figure 3 - 10 : Pression de bulle en fonction du débit de solide et de la géométrie du système (pilote 6m, $u_a = 3 u_{mb}$, $u_f = 10 \text{ mm.s}^{-1}$).

Elles montrent que la pression moyenne de bulle :

- Augmente avec le débit de solide.
- Augmente avec la réduction du diamètre de la colonne d'expédition.

Ces résultats peuvent être expliqués par l'effet du diamètre de la colonne d'expédition et du débit de solide sur la vitesse de la suspension dans la colonne. Cette dernière, en agissant sur le

frottement suspension-paroi, modifie la pression de bulle. Pour illustrer ce phénomène, nous avons représenté l'évolution de la pression moyenne de bulle en fonction du débit massique unitaire du solide dans la colonne d'expédition (figure 3 - 11 et figure 3 - 12). Le débit massique unitaire est défini comme le rapport entre le débit massique de solide et l'aire de la section droite de la colonne d'expédition.

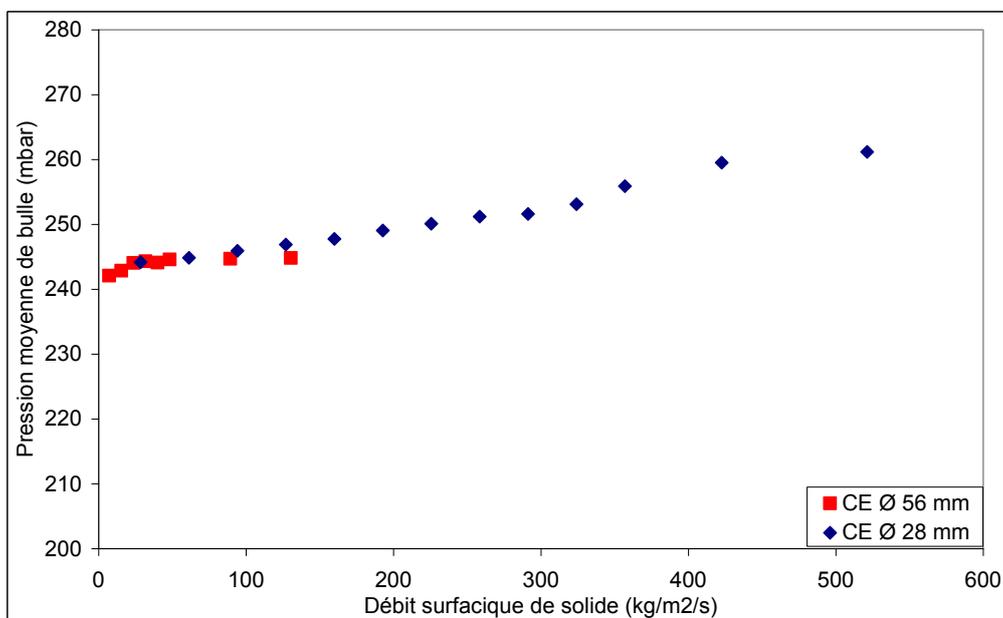


Figure 3 - 11 : Pression moyenne de bulle en fonction du débit unitaire de solide (pilote 2m, $u_a = 3 u_{mb}$, $u_f = 10 \text{ mm.s}^{-1}$).

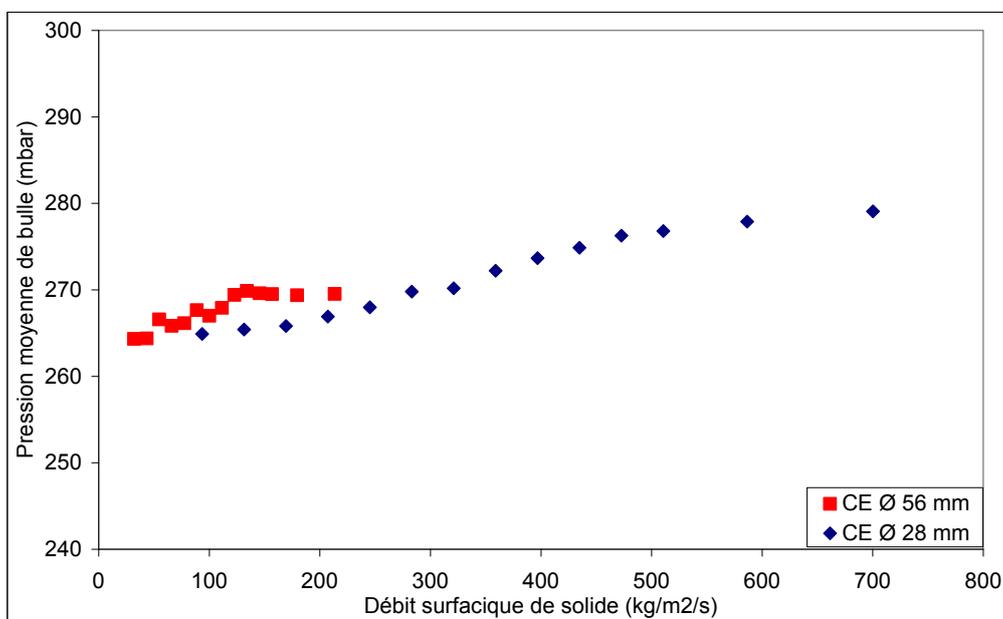


Figure 3 - 12 : Pression moyenne de bulle en fonction du débit unitaire de solide (pilote 6m, $u_a = 3 u_{mb}$, $u_f = 10 \text{ mm.s}^{-1}$).

Ces figures montrent que la pression de bulle augmente avec le débit massique unitaire de solide d'une part, et qu'elle est quasiment indépendante du diamètre de la colonne d'autre part.

Dans le but de mettre en évidence l'influence du diamètre de la colonne d'expédition et du débit de solide sur l'inventaire solide dans l'aérocanalisation, nous avons porté l'évolution de la différence entre la pression de la boîte à vent et celle du ciel gazeux (bulle) en fonction du débit de solide (figure 3 - 13). Cette différence de pression correspond à la somme de la perte de charge du distributeur poreux et de celle du lit fluidisé présent dans l'aérocanalisation. La vitesse de fluidisation étant fixée à 10 mm.s^{-1} , et sachant que la perte de charge du distributeur et la porosité du lit fluidisé ne dépendent que de la vitesse du gaz de fluidisation, on peut conclure que ces deux grandeurs sont indépendantes du débit de solide. Ainsi, l'évolution observée sur la figure 3 - 13 n'est provoquée que par la variation de l'inventaire de solide (hauteur du lit) dans l'aérocanalisation.

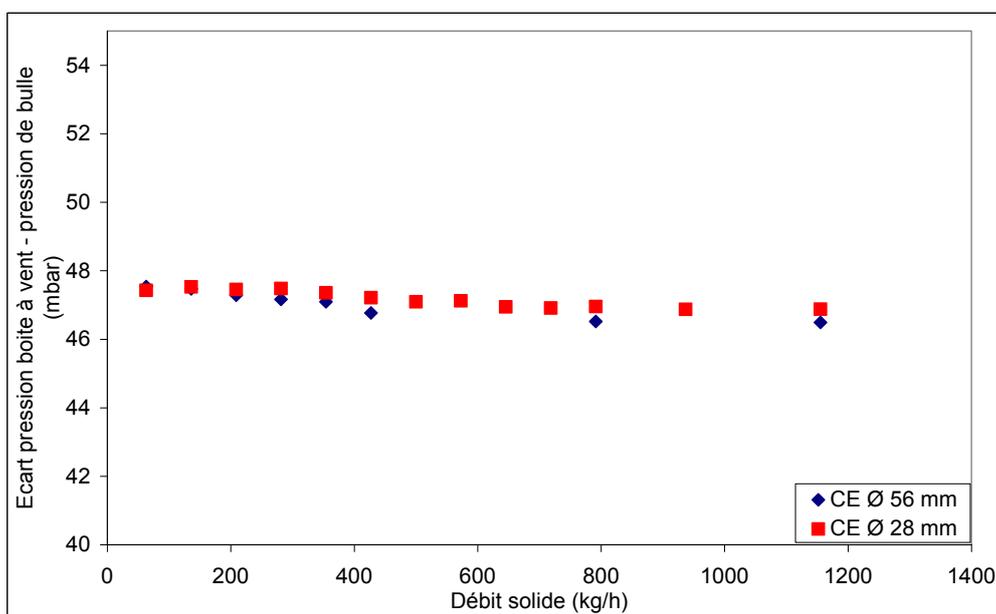


Figure 3 - 13 : Ecart entre la pression de la boîte à vent et la pression de bulle en fonction du débit de solide et du diamètre de la colonne d'expédition (pilote 2m, $u_a = 3 u_{mb}$, $u_f = 10 \text{ mm.s}^{-1}$).

Les résultats présentés sur la figure 3 - 13 permettent de conclure que le diamètre de la colonne d'expédition ainsi que le débit de solide n'ont pratiquement aucun effet sur l'inventaire solide dans l'aérocanalisation. En effet, l'écart maximum relevé, de l'ordre de 0,5 mbar, correspond à un écart de niveau de solide de moins de 5 mm.

ii. Effet de la longueur de l'aérocanalisation et des conditions de dégazage.

Il est clair que pour une vitesse de fluidisation fixée, l'augmentation de la longueur de l'aérocanalisation a un effet notable sur le débit de gaz traversant le système. Nos installations

pilotes étant équipées de dispositifs de dégazage (vannes de fuite), leur position d'ouverture-fermeture impacte directement la répartition du gaz dans les différentes sorties du système (colonne d'expédition, colonne d'alimentation, vannes de fuite) qui à son tour impacte le débit de solide. Ainsi, l'effet de la longueur de l'aérocanalisation est toujours couplé à la politique de dégazage de l'unité.

Pour cette série d'essais, la vitesse de rotation de la vanne à écluses est fixée à 7,5 t.min⁻¹. Tous les essais réalisés sur l'installation pilote de 6 mètres ont été effectués avec les vannes de fuite VF1 et VF2 entrouvertes. L'installation pilote étant équipée d'une vanne de fuite de type 'quart de tour', seules quatre positions (peu précises) ont pu être testées : ouverte (O), ouverte au trois quarts (3/4O), ouverte au quart (1/4O), et fermée (F). A contrario, les essais réalisés sur l'installation de 2 mètres ont été réalisés avec la vanne de fuite fermée (VF1). Le tableau 12 regroupe le débit de solide et la pression de bulle obtenus pour les différentes configurations testées.

Tableau 12 : Effet de la longueur de l'installation et de la politique de dégazage sur le fonctionnement du système.

N° essai	Longueur pilote (m)	Réglage VF1	Réglage VF2	Q_{solide} (kg.h ⁻¹)	P_{bulle} (mbar)
Colonne d'expédition diamètre 28 mm					
1	6	1/4O	O	1145	276
2	6	1/4O	3/4O	1612	290
3	6	1/4O	1/4O	1950	297
4	6	1/4O	F	1820	293
5	6	F	F	2295	301
6	2	F	-	1155	261
Colonne d'expédition diamètre 56 mm					
7	6	1/4O	O	986	249
8	6	1/4O	3/4O	1575	255
9	6	1/4O	1/4O	1640	259
10	6	1/4O	F	1591	260
11	2	F	-	1218	237

On peut y voir que la position des vannes de fuite, et par conséquent le débit d'air traversant chaque sortie du système, influe de manière significative sur le débit de solide. Une fermeture progressive de la vanne de fuite VF2 conduit à une augmentation du débit de solide qui à son tour entraîne, comme vu précédemment, une légère augmentation de la pression moyenne de bulle

(comparaison des essais 1 à 3 et 7 à 9). Il semble également important de noter que la fermeture totale de la vanne VF2 (essais 3 et 4, et 9 et 10) a un effet inverse. En effet, une légère diminution du débit est notée dont l'origine peut être expliquée par le passage préférentiel du gaz de bulle vers la colonne d'alimentation. Ce dernier, en augmentant la porosité de la suspension alimentant la vanne à écluses, réduit le débit de solide.

Une comparaison peut être faite entre les essais 5 et 6 : ici, toutes les vannes de dégazage sont fermées, et l'air de fluidisation de la section horizontale ne s'échappe que par les colonnes d'alimentation et d'expédition. On peut noter une augmentation de plus de 100% du débit de solide lorsque la longueur de l'aérocanalisation passe de 2 m à 6 m. Il est une fois de plus important de noter que le débit de gaz à évacuer du pilote de 6 mètres est 3 fois supérieur à celui à évacuer du pilote de 2 mètres.

En conclusion, la répartition du gaz dans la section horizontale et ses conditions de dégazage jouent donc un rôle majeur sur le fonctionnement de l'aérocanalisation, et plus particulièrement sur le débit de solide. Etant donné qu'il est impossible de se placer dans des conditions identiques lorsque la longueur de l'installation est modifiée, il est très délicat de conclure sur l'effet intrinsèque de la longueur de l'aérocanalisation sur le fonctionnement du système. Une étude plus détaillée à ce propos sera présentée dans le paragraphe 2.b.

d. Conclusions.

Les résultats présentés dans la première partie de ce chapitre ont pour but de mettre en évidence l'influence des paramètres suivants sur la stabilité et le fonctionnement global du système :

- Aération de la colonne d'expédition.
- Vitesse de fluidisation de l'aérocanalisation.
- Longueur horizontale de l'aérocanalisation.
- Diamètre de la colonne d'expédition.
- Conditions de dégazage.

A partir de nos observations expérimentales on peut tirer les constatations suivantes :

- L'aération de la colonne d'expédition permet d'améliorer la stabilité hydrodynamique du système, et de réduire la pression de bulle. La vitesse d'aération optimale est $3 u_{mb}$.

- Une vitesse de fluidisation de l'aérocanalisation de $1,1 u_{mb}$ (10 mm.s^{-1}) permet de garantir un débit de solide important tout en réduisant la consommation énergétique du système (faible perte de charge et faible consommation d'air).
- Le goulot d'étranglement du débit de solide pour toutes les géométries étudiées est la vanne à écluses. Cet organe sert à contrôler/limiter le débit de suspension.
- La pression de bulle augmente peu avec le débit de solide pour les différentes géométries étudiées. Sa valeur est essentiellement fixée par la hauteur de la colonne d'expédition.
- Le diamètre de la colonne d'expédition n'a pas d'effet sur le débit de solide, mais sa réduction entraîne une augmentation de la perte de charge du système. Cependant, cette dernière est indépendante du débit massique surfacique de solide.
- La répartition du gaz et les conditions de dégazage jouent un rôle clef sur le fonctionnement du système.

2. Ecoulements dans la colonne d'expédition : comportement hydrodynamique de la phase gazeuse.

La seconde partie de ce chapitre est consacrée à la caractérisation de différents régimes d'écoulement dans la colonne d'expédition. Tout d'abord, une trajectographie de la phase gazeuse est effectuée sur le pilote dynamique de deux mètres. L'influence du débit de solide et de son moyen de contrôle sur le comportement des suspensions denses dans la colonne d'expédition est ensuite analysée.

a. Trajectographie de la phase gazeuse.

Les injections localisées d'hélium permettent, en plus de mesurer des débits gazeux, de connaître les trajectoires du gaz dans une installation complexe. Ce type d'essais permet de faciliter la compréhension globale du fonctionnement d'un procédé.

Les essais ont été exclusivement réalisés sur le pilote dynamique de 2 mètres dans les conditions suivantes :

- La vanne de fuite est toujours restée fermée.
- La vitesse de fluidisation est fixée à 10 mm.s^{-1} .
- Le débit de solide est porté à sa valeur maximale (1200 kg.h^{-1}).

- Le diamètre de la colonne d'expédition est de 56 mm.
- Le débit d'aération de la colonne d'expédition est réglé à une valeur correspondant à $3 u_{mb}$.

Les points d'injection et de détection utilisés sont explicités dans le paragraphe 4.c.iii du chapitre II, et rappelés dans le tableau 13 et sur la figure 3 - 14. Les indices 'amont' et 'aval' prennent en compte le sens de circulation du solide.

Tableau 13 : Récapitulatif des essais portant sur les trajectoires du gaz.

Numéro de l'essai	Type de transfert étudié	Lieu d'injection de l'hélium	Lieu de détection de l'hélium
[1]	Bulle vers suspension	Bulle aval (1)	Colonne d'expédition (2)
[2]	Bulle vers suspension	Bulle aval (1)	Suspension amont (3)
[3]	Bulle vers suspension	Bulle aval (1)	Suspension aval (4)
[4]	Suspension vers bulle	Suspension amont (3)	Colonne d'expédition (2)
[5]	Suspension vers bulle	Suspension aval (4)	Colonne d'expédition (2)

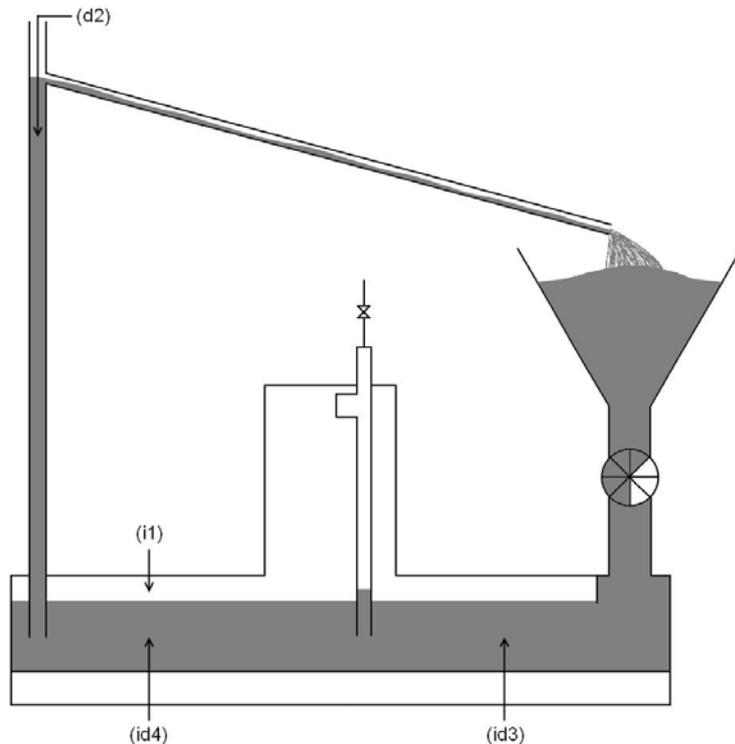


Figure 3 - 14 : Emplacement des points d'injection et de détection de l'hélium (i = injection, d = détection).

Le premier essai pratiqué consiste à injecter un débit connu d'hélium dans le ciel gazeux de l'installation (côté aval, position i1) et à réaliser sa détection en sortie de la colonne d'expédition

(position d2) (essai [1]). Grâce au protocole présenté dans le paragraphe 4.c.i(1) du chapitre II, le débit de gaz traversant la colonne d'expédition est déterminé au préalable. Il est donc possible de connaître, grâce à la mesure de la fraction molaire en hélium, le pourcentage du débit de traceur passant par la colonne d'expédition.

Lors de cet essai, moins de 5% du débit d'hélium injecté est détecté en sortie de la colonne d'expédition. Il est donc évident de conclure que le gaz présent dans la bulle n'est transféré que très peu vers la suspension : seule une très faible partie du gaz de bulle se retrouve entraînée par le solide vers la colonne d'expédition sous forme de gaz interstitiel.

Afin de proposer une trajectoire d'évacuation du gaz de bulle, deux autres essais sont pratiqués (essais [2] et [3]). Le point d'injection reste inchangé (bulle côté aval i1), mais la détection se fait en deux points distincts de la suspension : amont (d3) et aval (d4). Il est impossible, dans ces deux cas, de quantifier le débit de traceur en ces deux points car le débit de gaz γ est inconnu. Cependant, les deux fractions molaires en hélium mesurées, 2,8% et 1% respectivement pour les côtés amont et aval, permettent de proposer une trajectoire empruntée par le gaz se trouvant dans la bulle. Cette trajectoire est représentée sur la figure 3 - 15.

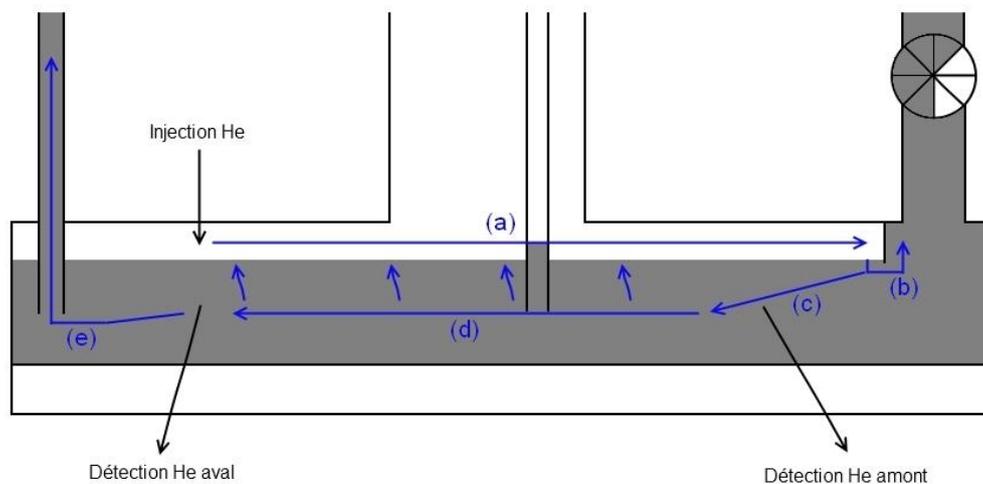


Figure 3 - 15 : Trajectoire du gaz proposée grâce aux essais [1], [2] et [3].

Il a été montré auparavant que l'hélium injecté dans la bulle n'est transféré que très peu vers la suspension. Il va donc transiter dans le ciel gazeux (trajectoire a). Pour sortir du système, la vanne de fuite étant fermée, le gaz doit passer sous le barrage situé au niveau de la colonne d'alimentation (trajectoire b). Lors de ce passage, le gaz circule à contre-courant de la suspension dense provenant de la colonne d'alimentation. Ceci engendre l'entraînement d'une partie du gaz dans les interstices de la phase dense (trajectoire c). La détection d'hélium en amont de la suspension confirme cette hypothèse. Au fur et à mesure que la suspension se déplace le long de l'aérocanales, il se produit

un échange continu du gaz de la suspension vers la bulle (trajectoire d). Ce phénomène conduit à une diminution de la fraction molaire d'hélium dans la phase dense. La détection d'hélium en aval de la suspension (d4) confirme ce résultat. En sortie de l'installation (entrée de la colonne d'expédition), le gaz contient une faible quantité d'hélium, mesurée lors de l'essai [1], qui n'a pas pu transférer vers la bulle durant son parcours (trajectoire e).

Afin de vérifier la véracité de l'hypothèse que le gaz interstitiel de la suspension est transféré vers la bulle lors de son passage dans l'aérocanalisation, les essais [4] et [5] sont réalisés. Ils consistent en la détection, dans la colonne d'expédition, d'une quantité d'hélium injectée au sein même de la suspension (côtés amont et aval). Lors de ces essais, 35% du débit d'hélium injecté en aval traverse la colonne d'expédition. Ce pourcentage n'est que de 13% lorsque l'injection est pratiquée en amont. La différence entre ces 2 valeurs confirme l'hypothèse que le gaz interstitiel est transféré vers le ciel gazeux au cours de l'avancement de la suspension dans l'aérocanalisation.

L'ensemble de ces résultats confirment que le gaz suit, dans l'aérocanalisation, la trajectoire indiquée sur la figure 3 - 15. Ils confirment également que le transfert de gaz se fait majoritairement de la suspension vers le ciel gazeux. Le transfert dans le sens inverse ne se fait que très peu, par entrainement du gaz lorsqu'il transite vers la colonne d'alimentation.

b. Influence du débit de solide.

Ce paragraphe a pour but de mettre en évidence l'influence du débit de solide sur le comportement hydrodynamique du système et plus particulièrement celui de la colonne d'expédition. Cependant, rappelons que la méthode employée pour réguler le débit solide influence de façon non négligeable la dynamique du système. En effet, le débit de solide peut être régulé soit par une modification de la vitesse de rotation de la vanne à écluses, soit par une modification des conditions de dégazage, tout autre paramètre étant fixé.

i. Régulation du débit de solide par la vitesse de rotation de la vanne éclose.

(1) Mesure des débits gazeux entraînés par la phase solide.

Les résultats concernant l'influence de la vitesse de rotation de la vanne éclose sur le débit de solide ont déjà été présentés dans le paragraphe 1.c.i. Grâce au traçage à l'hélium, nous avons pu mesurer le débit gazeux provenant de l'aérocanalisation et traversant la colonne d'expédition. Comme mentionné précédemment, lors de ces essais, la vitesse de fluidisation est fixée à 10 mm.s^{-1}

et la vitesse d'aération à $3 u_{mb}$. De plus, la vanne de fuite de l'installation pilote de 2 mètres est toujours restée fermée, et la position des vannes de fuite de l'installation de 6 mètres est resté inchangée (VF1 et VF2 entrouvertes).

L'ensemble des résultats est répertorié dans le tableau 14 et le tableau 15 respectivement pour les installations pilotes de 2 m et 6 m de longueur. Dans ces tableaux sont consignés les rapports entre le débit d'air entraîné et le débit de solide mesuré en sortie de la colonne d'expédition, appelés taux d'entraînement ($\frac{Q_{air,s}^1}{Q_{solide}}$). L'effet du débit de solide sur cette grandeur est représenté sur la figure 3 - 16 et la figure 3 - 17 pour les deux installations pilotes. A titre comparatif, deux séries de données théoriques ont été ajoutées sur ces figures. La première (Hypothèse mf) correspond au débit massique de gaz calculé en supposant que la suspension à l'entrée de la colonne d'expédition est au minimum de fluidisation :

$$\frac{Q_{g,mf}^{CE}}{Q_{solide}} = \frac{\rho_g \cdot \varepsilon_{mf}}{\rho_p \cdot (1 - \varepsilon_{mf})} \quad (\text{eq. III - 1})$$

Pour la seconde (Hypothèse mb) le calcul est effectué en supposant que la suspension pénétrant dans la colonne d'expédition est au minimum de bullage :

$$\frac{Q_{g,mb}^{CE}}{Q_{solide}} = \frac{\rho_g \cdot \varepsilon_{mb}}{\rho_p \cdot (1 - \varepsilon_{mb})} \quad (\text{eq. III - 2})$$

Tableau 14 : Effets du débit de solide sur le débit gazeux entraîné vers la colonne d'expédition : régulation par la vitesse de rotation de la vanne écluse (pilote 2m, $u_a = 3 u_{mb}$, $u_f = 10 \text{ mm.s}^{-1}$, vanne de fuite fermée).

Réglage VE	Q_{solide} (kg.h^{-1})	G_{solide} ($\text{kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$)	$Q_{air,s}^1$ (kg.h^{-1})	$\frac{Q_{air,s}^1}{Q_{solide}}$ (-)
Colonne d'expédition diamètre 28 mm				
20	1155	521	1,938	0,00168
17	937	423	1,495	0,00160
15	791	357	1,253	0,00158
13	646	291	0,832	0,00129
10	427	193	0,503	0,00118
7	209	94	0,212	0,00101
5	63	28	0,065	0,00103

Colonne d'expédition diamètre 56 mm				
20	1155	130	1,370	0,00119
15	791	89	0,996	0,00126
10	427	48	0,470	0,00110

Tableau 15 : Effets du débit de solide sur le débit gazeux entrainé vers la colonne d'expédition : régulation par la vitesse de rotation de la vanne écluse (pilote 6m, $u_a = 3 u_{mb}$, $uf = 10 \text{ mm.s}^{-1}$).

Réglage VE	Q_{solide} (kg.h^{-1})	G_{solide} ($\text{kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$)	$Q_{air,s}^1$ (kg.h^{-1})	$\frac{Q_{air,s}^1}{Q_{solide}}$ (-)
Colonne d'expédition diamètre 28 mm				
20	1552	700	2,064	0,00133
17	1300	586	1,688	0,00130
15	1132	511	1,392	0,00123
14	1048	473	1,250	0,00119
13	964	435	1,162	0,00121
12	880	397	1,041	0,00118
11	796	359	0,879	0,00110
10	712	321	0,724	0,00102
9	628	283	0,642	0,00102
8	544	245	0,507	0,00093
7	460	207	0,442	0,00096
6	376	169	0,371	0,00099
5	292	132	0,300	0,00103
4	208	94	0,179	0,00086
Colonne d'expédition diamètre 56 mm				
20	1893	213	1,818	0,00096
15	1390	157	1,344	0,00097
10	888	100	0,860	0,00097
6	485	55	0,455	0,00094

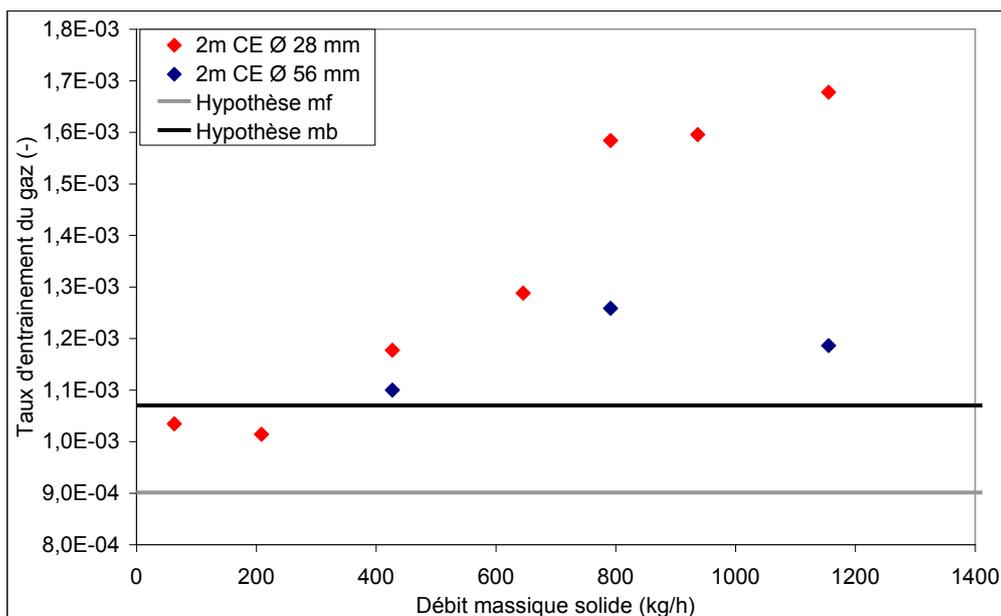


Figure 3 - 16 : Evolution du taux d'entraînement du gaz dans la colonne d'expédition avec le débit massique de solide (pilote 2m, $u_a = 3 u_{mb}$, $u_f = 10 \text{ mm.s}^{-1}$).

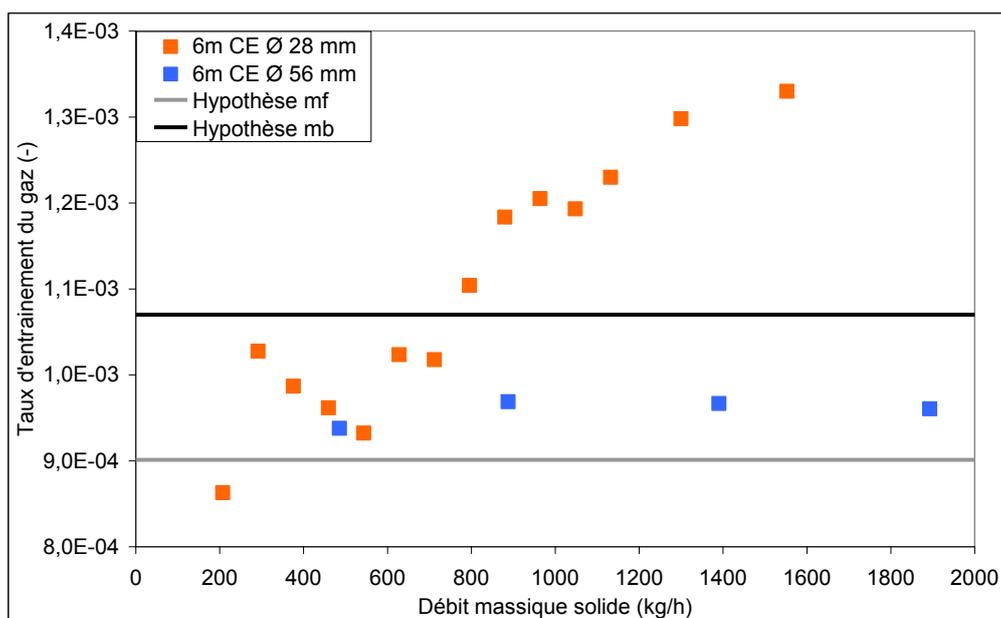


Figure 3 - 17 : Evolution du taux d'entraînement du gaz dans la colonne d'expédition avec le débit massique de solide (pilote 6m, $u_a = 3 u_{mb}$, $u_f = 10 \text{ mm.s}^{-1}$).

On constate clairement sur ces deux figures que :

- L'augmentation du débit de solide engendre un accroissement du débit massique d'air entrainé.
- Lorsque le débit de solide est faible, inférieur à 400 kg.h^{-1} pour le pilote de 2 mètres et 800 kg.h^{-1} pour le pilote de 6 mètres, les débits de gaz entrainés dans la colonne

d'expédition sont compris entre ceux calculés au minimum de fluidisation et au minimum de bullage.

- Lorsque le débit de solide est supérieur aux valeurs indiquées ci-dessus, les flux gazeux entraînés dépassent ceux estimés au minimum de bullage.

Afin de comparer l'ensemble de ces données, nous avons décidé de représenter le taux d'entraînement en fonction du débit massique surfacique de solide (figure 3 - 18 et figure 3 - 19).

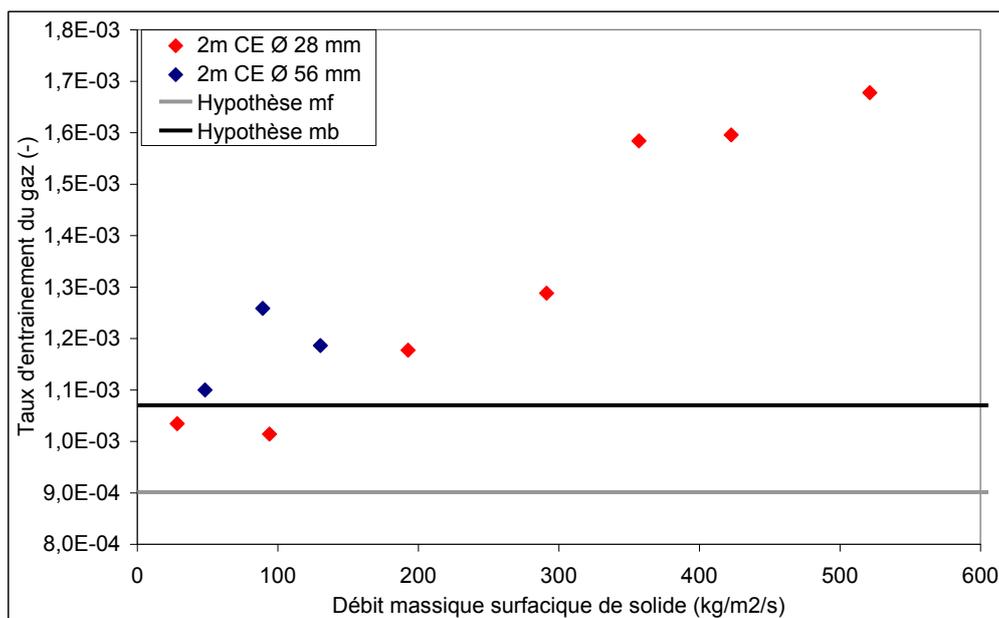


Figure 3 - 18 : Evolution du taux d'entraînement du gaz dans la colonne d'expédition avec le débit massique surfacique de solide (pilote 2m, $u_a = 3 u_{mb}$, $u_f = 10 \text{ mm.s}^{-1}$).

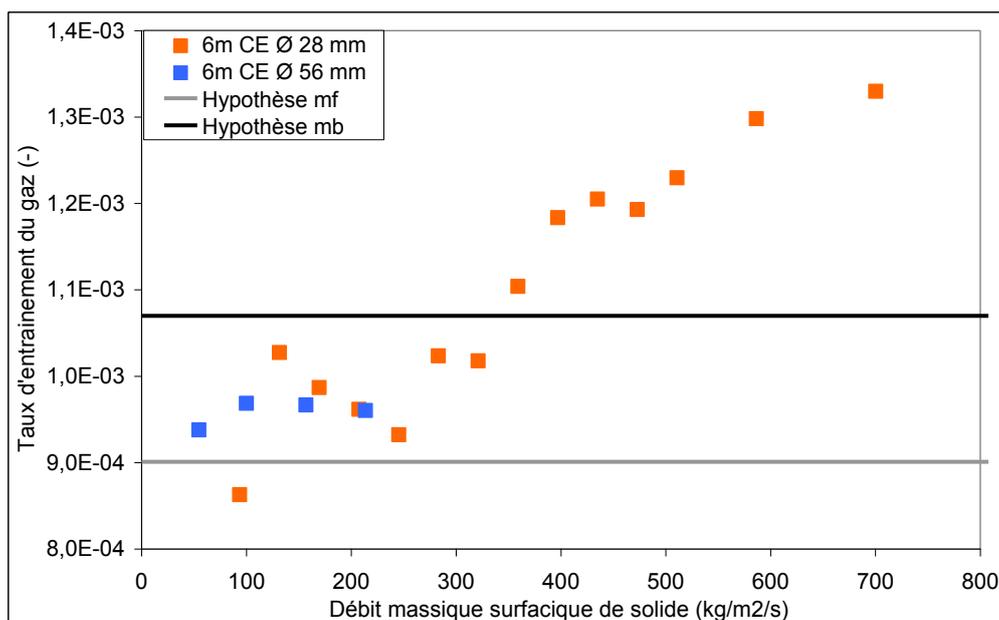


Figure 3 - 19 : Evolution du taux d'entraînement du gaz dans la colonne d'expédition avec le débit massique surfacique de solide (pilote 6m, $u_a = 3 u_{mb}$, $u_f = 10 \text{ mm.s}^{-1}$).

On distingue alors deux régimes d'écoulement :

- 1^{er} régime, à de faibles débits surfaciques (jusqu'à $150 \text{ kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$ pour le pilote dynamique de 2 mètres, et $250 \text{ kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$ pour le pilote dynamique de 6 mètres), le taux d'entraînement reste constant. Sa valeur, de l'ordre de 0,001, est proche de celle pouvant être entraînée par la suspension au minimum de fluidisation.
- 2^{ème} régime, à des débits surfaciques de solide plus élevés, correspondant au déplacement d'une suspension hétérogène (sur-aérée). Le débit de gaz entraîné dépasse largement celui pouvant être entraîné par une suspension au minimum de bullage.

La raison de cette discontinuité dans l'évolution du taux d'entraînement en fonction du débit de solide est directement liée à la régulation de ce débit. En effet, comme le montre la figure 3 - 20, l'augmentation de la vitesse de rotation de la vanne à écluses engendre un déplacement de la suspension solide présente dans l'aérocanalisation vers la colonne d'expédition. La composante horizontale de la vitesse du gaz, résultant de ce déplacement de la suspension, est responsable des phénomènes observés. A faibles débits de circulation de solide, elle est négligeable devant la composante verticale de la vitesse du gaz, due à la vitesse de fluidisation. Pour des débits élevés, cette grandeur peut devenir prépondérante par rapport à la composante verticale, autrement dit, un transport préférentiel du gaz interstitiel vers la colonne d'expédition. De plus, pour un débit massique de solide donné, l'augmentation de la longueur de l'aérocanalisation réduit l'importance de ce phénomène. En effet, nos résultats confirment ces explications : les phénomènes de sur-aération sont observés à des débits plus faibles pour l'installation pilote de 2 mètres par rapport au pilote de 6 mètres.

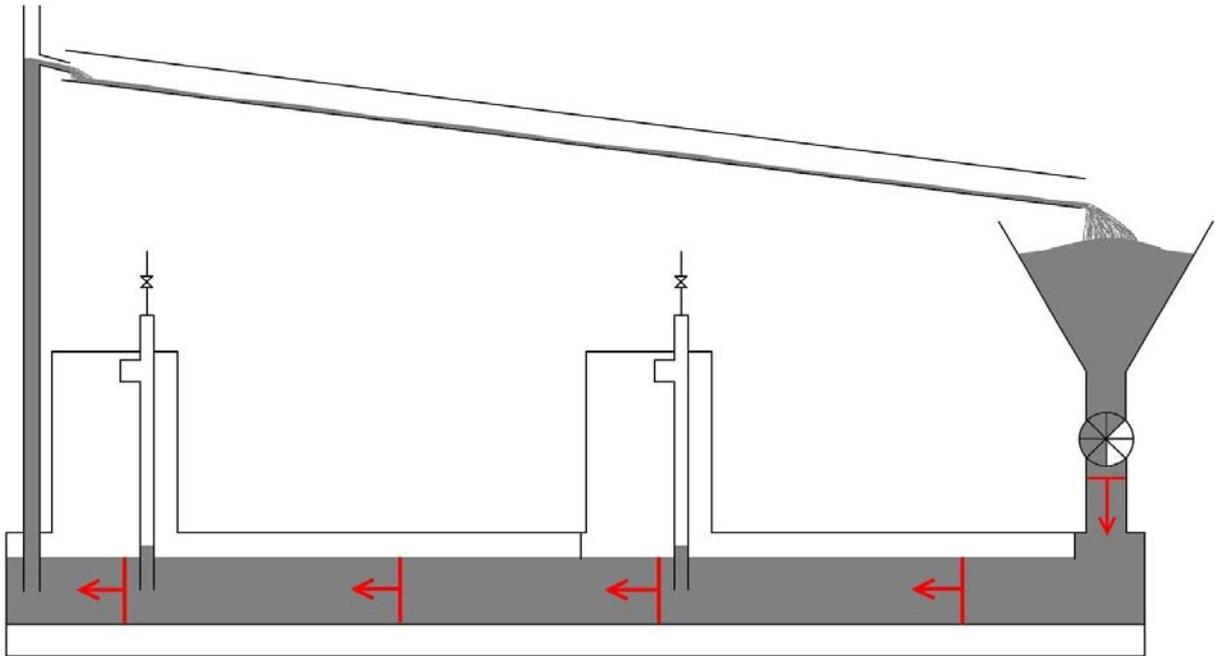


Figure 3 - 20 : Conséquence sur la suspension de la régulation du débit solide par modification de la vitesse de rotation de la vanne à écluses.

Par ailleurs, ces explications sont en accord avec les résultats obtenus lors de la trajectographie de l'installation présentée dans le paragraphe 2.a. Ils montrent que le traceur injecté dans la suspension dense de l'aérocanalisation a tendance à être transféré dans deux directions, vers le ciel gazeux (composante verticale) et vers la colonne d'expédition (composante horizontale). Ainsi, lorsque la longueur de l'aérocanalisation augmente, le débit de gaz transféré de la suspension vers la bulle est potentiellement plus important. C'est pour cette raison que la transition de régime mise en évidence dans ce paragraphe intervient à partir de $150 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$ pour le pilote de 2 mètres, et à partir de $250 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$ pour le pilote de 6 mètres : la composante horizontale de vitesse du gaz doit être plus grande pour que suffisamment de gaz pénètre dans la colonne d'expédition afin d'en changer le régime d'écoulement.

(2) Etude de DTS de la phase gaz.

Afin de confirmer un changement de régime, des essais de distribution des temps de séjour de la phase gazeuse dans la colonne d'expédition sont pratiqués. Les essais ont été menés sur l'installation pilote dynamique de 6 mètres. Comme décrit dans le protocole de mesure, paragraphe 4.c.ii du chapitre II, des injections (de type échelon) d'hélium ont été réalisées à la base des deux colonnes d'expédition disponibles (diamètres 28 mm et 56 mm).

La figure 3 - 21 et la figure 3 - 22 représentent l'évolution temporelle de la fraction molaire normée du traceur en tête des colonnes d'expédition de diamètres 28 mm et 56 mm. A titre

comparatif est également représentée sur ces figures l'évolution temporelle du signal d'entrée. Lors de ces essais, l'installation est démarrée selon le protocole décrit dans le paragraphe 4.a du chapitre IV. Les vitesses d'aération de la colonne d'expédition et de fluidisation du caisson horizontal sont maintenues respectivement à la valeur de $3 u_{mb}$ et 10 mm.s^{-1} .

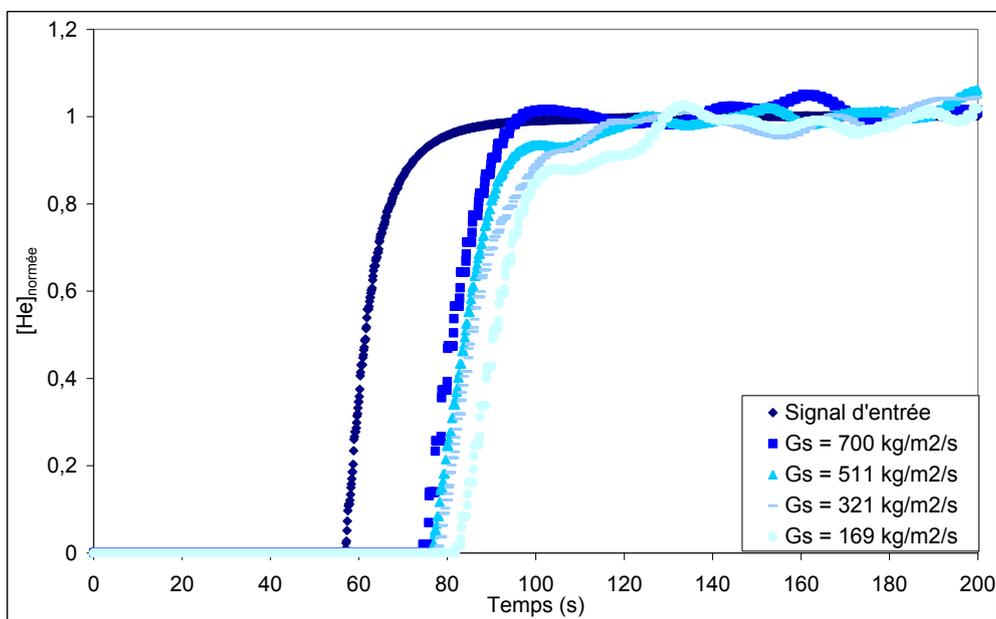


Figure 3 - 21 : Evolutions temporelles des fractions molaires normées en hélium à l'entrée et en sortie de la colonne d'expédition (pilote 6m, $\varnothing_{\text{CE}} = 28 \text{ mm}$, $u_a = 3 u_{mb}$, $u_f = 10 \text{ mm.s}^{-1}$).

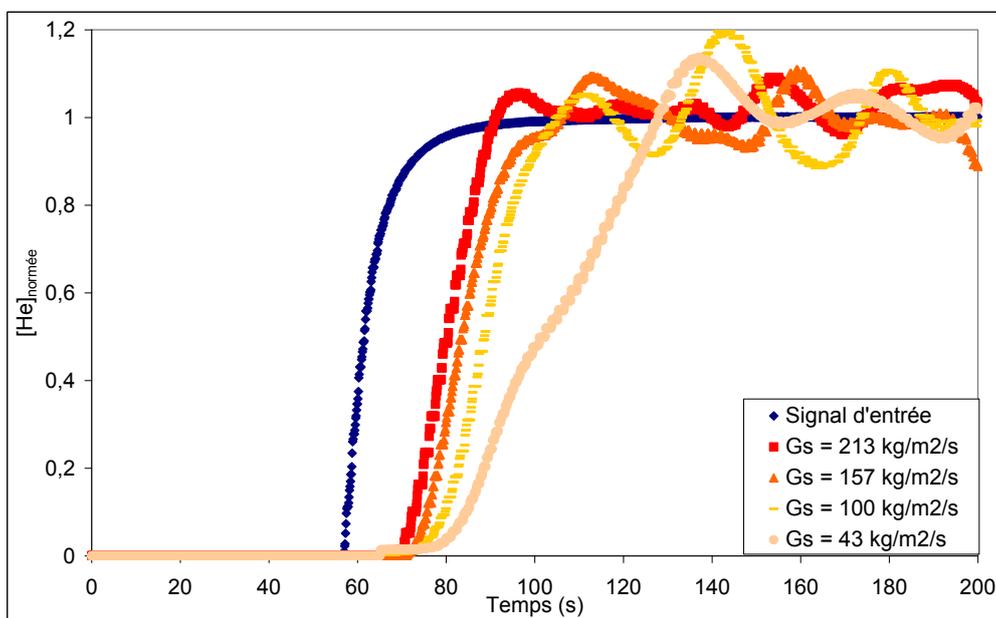


Figure 3 - 22 : Evolutions temporelles des fractions molaires normées en hélium à l'entrée et en sortie de la colonne d'expédition (pilote 6m, $\varnothing_{\text{CE}} = 56 \text{ mm}$, $u_a = 3 u_{mb}$, $u_f = 10 \text{ mm.s}^{-1}$).

Elles montrent que l'augmentation du débit massique surfacique de solide se traduit par une diminution du temps de retard de la réponse du système d'une part, et une réduction de l'amplitude

des oscillations de la fraction normée en hélium en régime permanent d'autre part. Elles montrent que le système est d'autant plus stable que le débit massique surfacique est grand.

L'exploitation de ces données en régime dynamique permet de calculer les temps caractéristiques suivants pour chaque essai :

- t_0 est le temps à partir duquel le traceur est détecté en sortie de la colonne.
- t_{10} est le temps nécessaire pour que la fraction molaire du traceur en sortie atteigne 10% de sa valeur moyenne sur le palier.
- t_{90} est le temps nécessaire pour que la fraction molaire du traceur en sortie atteigne 90% de sa valeur moyenne sur le palier.
- t_{50} est le temps nécessaire pour que la fraction molaire du traceur en sortie atteigne 50% de sa valeur moyenne sur le palier.

A partir de ces données, nous avons défini un temps caractéristique, $t_E = t_{90} - t_{10}$, qui donne des indications sur l'étalement de la réponse en régime dynamique. En normant la valeur de cette grandeur, $(t_E)_{sortie}$, par rapport au temps caractéristique du signal d'entrée, $(t_E)_{entrée}$, il est possible de caractériser la nature de l'écoulement :

$$\bar{t}_E = \frac{(t_E)_{sortie}}{(t_E)_{entrée}} \quad (\text{eq. III - 3})$$

En effet, plus ce rapport est proche de 1, plus l'écoulement est proche du piston.

Les résultats regroupés sur la figure 3 - 23 confirment un changement de régime d'écoulement dans la colonne d'expédition. En effet, lorsque le débit surfacique de solide dépasse $200 \text{ kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$, l'écoulement de la phase gazeuse dans la colonne d'expédition est du type piston. L'augmentation du débit gazeux mise en évidence auparavant dans la colonne d'expédition à partir de ce point en est la cause.

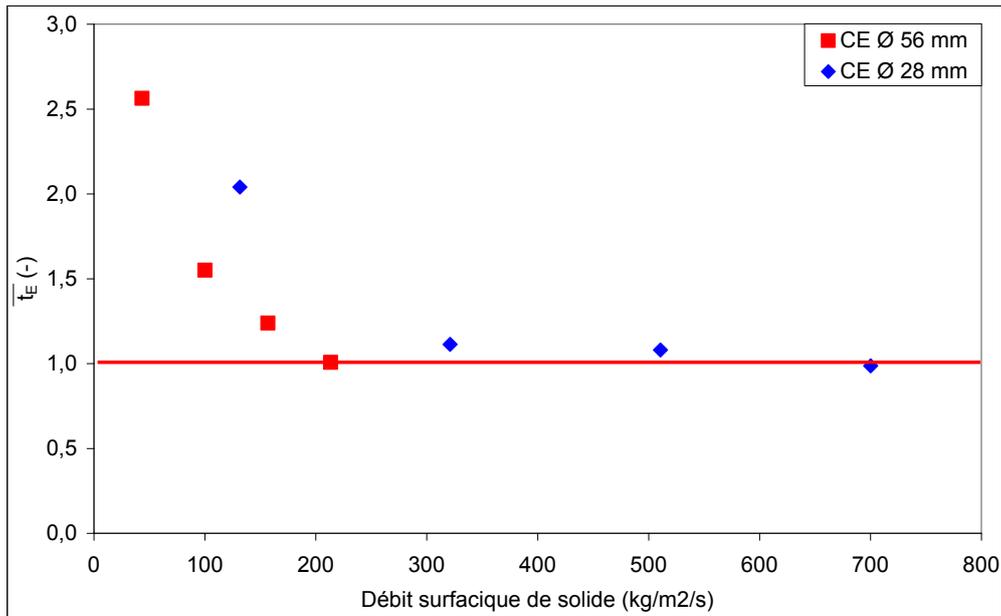


Figure 3 - 23 : Etalement normé de la distribution du signal de sortie (résultats de DTS) en fonction du débit massique surfacique de solide dans la colonne d'expédition (pilote 6m, $u_a = 3 u_{mb}$, $u_f = 10 \text{ mm.s}^{-1}$).

A partir des données de DTS, il est également possible, de déterminer :

- Un retard pur, donné par la relation $t_d = (t_0)_{sortie} - (t_0)_{entrée}$.
- Un temps de séjour moyen, exprimé par la relation $t_s = (t_{50})_{sortie} - (t_{50})_{entrée}$.

L'effet du débit de solide sur ces temps caractéristiques est représenté respectivement sur la figure 3 - 24 et la figure 3 - 25 pour les colonnes d'expédition de 28 mm et de 56 mm de diamètre.

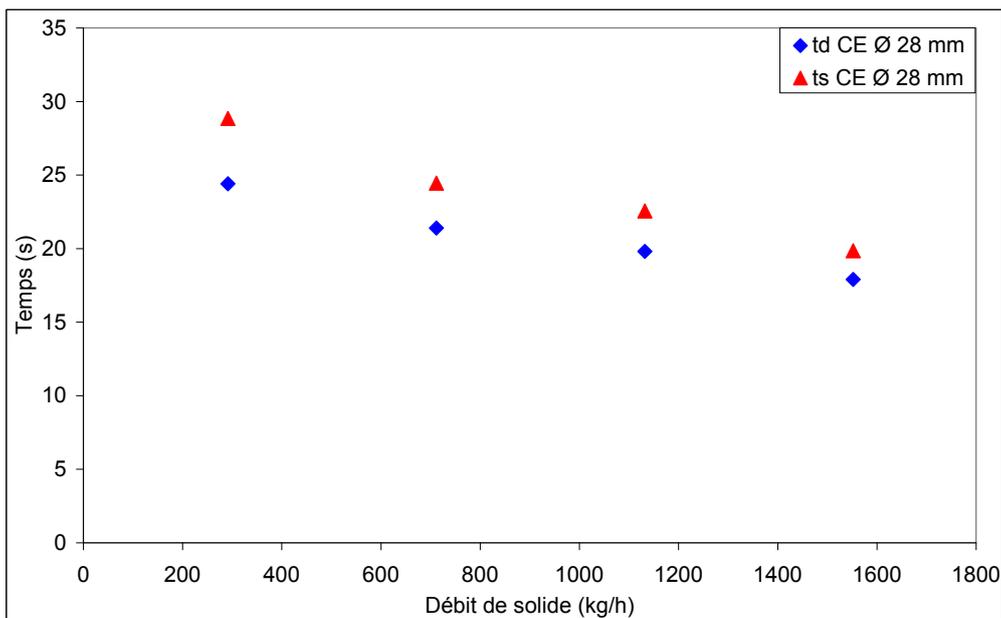


Figure 3 - 24 : Effet du débit de solide sur le temps de séjour moyen du gaz dans la colonne d'expédition et le retard pur (résultats de DTS, pilote 6m, $\text{ØCE} = 28 \text{ mm}$, $u_a = 3 u_{mb}$, $u_f = 10 \text{ mm.s}^{-1}$).

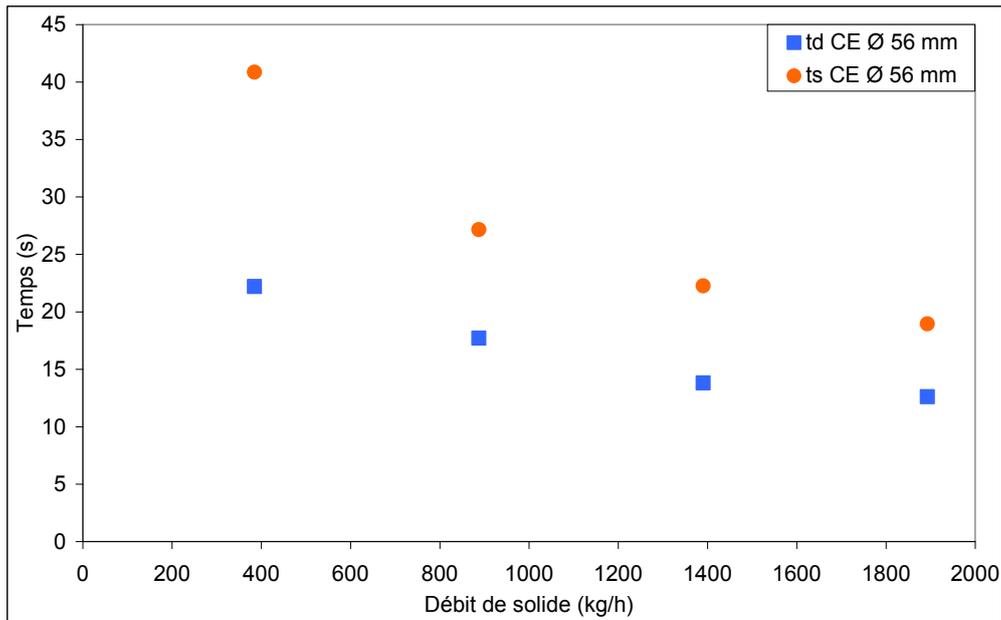


Figure 3 - 25 : Effet du débit de solide sur le temps de séjour moyen du gaz dans la colonne d'expédition et le retard pur (résultats de DTS, pilote 6m, ØCE = 56 mm, $u_a = 3 u_{mb}$, $u_f = 10 \text{ mm.s}^{-1}$).

Grâce au temps de séjour moyen, nous avons calculé la vitesse moyenne de la phase gazeuse dans la colonne d'expédition. Elle est donnée par la relation :

$$u_{g,DTS} = \frac{H}{t_s} \quad (\text{eq. III - 4})$$

avec H la hauteur entre le point d'injection et le point de mesure de l'hélium : 3 mètres. La figure 3 - 26 représente l'effet du débit de solide sur cette grandeur.

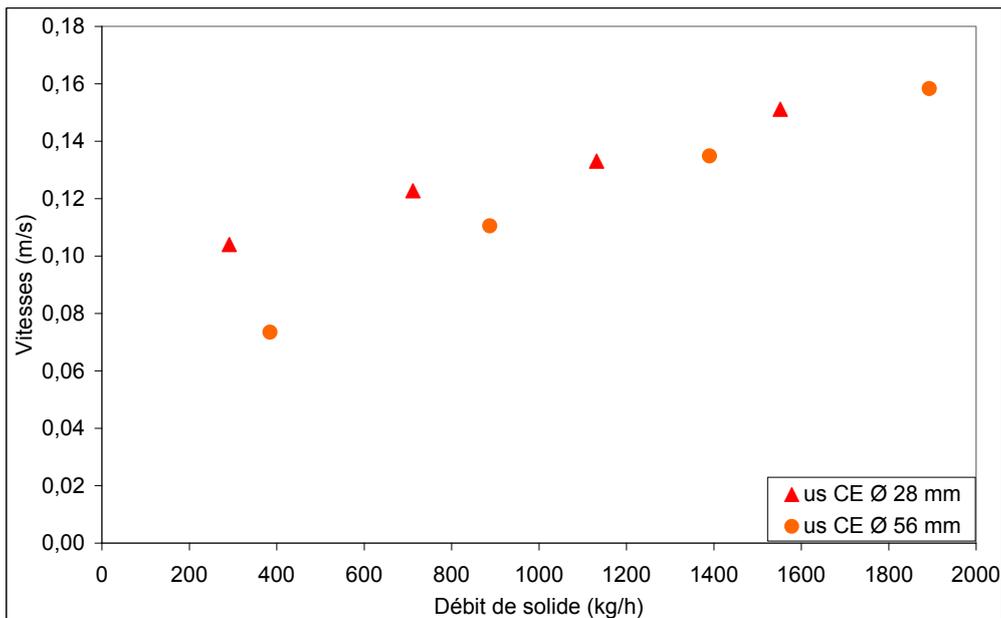


Figure 3 - 26 : Vitesse moyenne du gaz dans la colonne d'expédition (résultats de DTS) en fonction du débit de solide (pilote 6m, $u_a = 3 u_{mb}$, $u_f = 10 \text{ mm.s}^{-1}$).

On observe sur ces figures que le temps de séjour du gaz diminue de manière asymptotique avec l'augmentation du débit de solide. Pour des valeurs du débit de solide supérieures à 1000 kg.h⁻¹, il est quasi-indépendant de ce facteur. En ce qui concerne le diamètre de la colonne d'expédition, la figure 3 - 24 montre que son augmentation amplifie l'effet du débit de solide sur le temps de séjour. A titre d'exemple, pour la colonne de 56 mm de diamètre, le temps de séjour passe de 42 s à 22 s lorsque le débit de solide passe de 400 kg.h⁻¹ à 1900 kg.h⁻¹, alors que pour la colonne de 28 mm de diamètre, sa valeur ne varie que de 29 s à 23 s.

Par ailleurs, l'observation de la figure 3 - 24 et de la figure 3 - 25 montre que l'écart entre le retard pur et le temps de séjour diminue avec le diamètre de la colonne, autrement dit l'écoulement se rapproche de celui d'un piston.

Concernant la vitesse moyenne du gaz, son évolution avec le débit de solide est directement liée à celle du temps de séjour moyen. Pour la colonne d'expédition de 56 mm de diamètre, une augmentation du débit de solide de 400 kg.h⁻¹ à 1900 kg.h⁻¹ augmente la vitesse moyenne de la phase gazeuse de 0,07 m.s⁻¹ à 0,15 m.s⁻¹. La faible évolution de la vitesse moyenne de la phase gazeuse avec le diamètre de la colonne ainsi que le débit de solide au-delà de 1000 kg.h⁻¹ peut être expliquée par le comportement hydrodynamique de la suspension dans la colonne d'expédition.

En effet, lorsque la vitesse de glissement dans la colonne d'expédition devient supérieure à celle au minimum de bullage, la suspension devient hétérogène. On distingue la formation de cavités (bulles) au sein de la suspension dont la taille augmente avec le niveau dans la colonne d'expédition (phénomène de coalescence) et la vitesse de glissement. Cette dernière augmente avec la hauteur (phénomène de décompression et éventuelle aération du milieu). Par ailleurs, selon la théorie diphasique, en lit fluidisé hétérogène, l'excès du débit gazeux par rapport au minimum de bullage traverse le lit sous forme de bulles. Ainsi, à forte valeur de la vitesse de glissement, le temps de séjour de la phase gazeuse est essentiellement contrôlé par la vitesse d'ascension des bulles. Cette vitesse dépend de la taille des bulles pouvant être estimée par les relations empiriques de Mori et Wen (1975) :

$$d_b = d_{b \max} - d_{b \max} \cdot e^{\left(-0,3 \cdot \frac{z}{D_c}\right)} \quad (\text{eq. III - 5})$$

avec
$$d_{b \max} = 0,64 \cdot [A_c \cdot (U_g - U_{mf})]^{0,4} \quad (\text{eq. III - 6})$$

et
$$U_b = U_g - U_{mf} + 0,711 \cdot \sqrt{g \cdot d_b} \quad (\text{eq. III - 7})$$

A titre d'exemple, nous avons représenté l'évolution du diamètre (figure 3 - 27) et de la vitesse (figure 3 - 28) des bulles tirées de ces corrélations en fonction de la hauteur de la colonne d'expédition. Les conditions opératoires retenues, présentées en légende de ces figures sont proches de celles pouvant être rencontrées dans nos conditions opératoires.

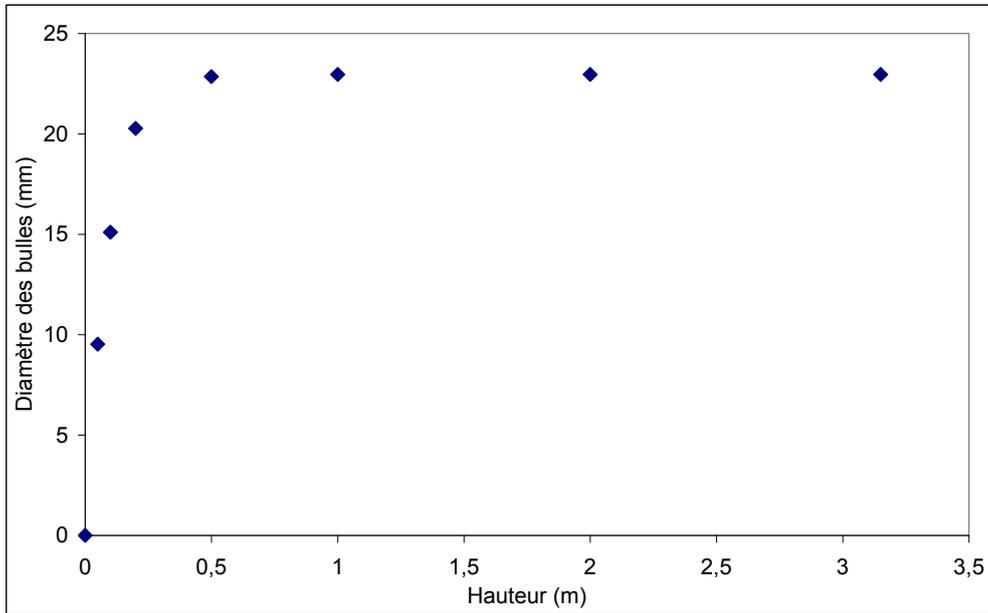


Figure 3 - 27 : Evolution du diamètre d'une bulle dans la colonne d'expédition (pilote 6m, $\varnothing_{CE} = 28$ mm, $u_{sl} = 0,4$ m.s⁻¹).

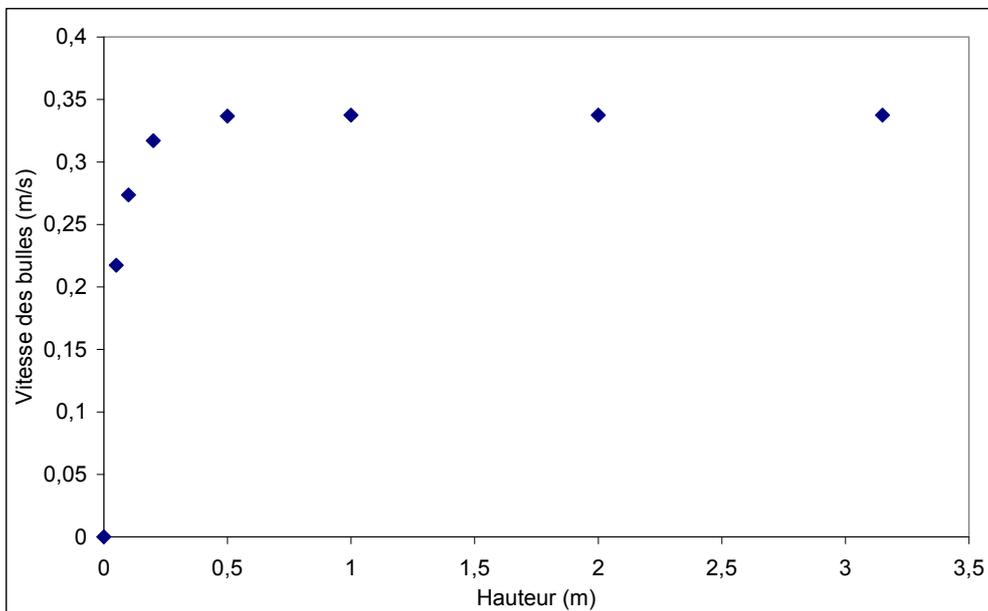


Figure 3 - 28 : Evolution de la vitesse d'une bulle dans la colonne d'expédition (pilote 6m, $\varnothing_{CE} = 28$ mm, $u_{sl} = 0,4$ m.s⁻¹).

Ces figures montrent que la taille ainsi que la vitesse des bulles augmentent très rapidement sur une hauteur de 50 cm pour atteindre leur valeur maximale. La valeur maximale du diamètre des bulles est comparable au diamètre de la colonne.

D'une manière générale, lorsque le diamètre des bulles atteint 40% du diamètre de la colonne, son comportement est influencé par la paroi. Ce régime hydrodynamique est appelé régime de pistonage. Par ailleurs, selon Stewart et Davidson (1967), la transition entre le régime de bullage et le régime de pistonage se fait lorsque la vitesse de bulle devient comparable à une vitesse caractéristique $U_{b,mp}$ donnée par la relation :

$$U_{b,mp} = u_{mf} + 0,07.(g.D_c)^{1/2} \quad (\text{eq. III - 8})$$

Cette vitesse, pour les colonnes d'expédition de 28 mm et 56 mm de diamètre, vaut respectivement $4,2 \text{ cm.s}^{-1}$ et $5,6 \text{ cm.s}^{-1}$, bien en deçà des vitesses de bulles estimées par les corrélations de Mori et Wen (1975).

Kunii et Levenspiel (1991) et Matsen et al. (1969) ont proposé la relation empirique suivante pour estimer la vitesse d'ascension des pistons :

$$U_p = 0,35.\sqrt{g.D_c} \quad (\text{eq. III - 9})$$

Comme on peut le constater, la vitesse d'ascension des pistons ne dépend que du diamètre de la colonne. A partir de cette relation, nous avons estimé la vitesse d'ascension des pistons pour les deux colonnes d'expéditions utilisées. Sa valeur est respectivement :

- Pour la colonne de 28 mm de diamètre, de $0,18 \text{ m.s}^{-1}$, correspondant à un temps de séjour moyen du piston ($t = H/U_p$) de 17 secondes.
- Pour la colonne de 56 mm de diamètre, de $0,25 \text{ m.s}^{-1}$, correspondant à un temps de séjour moyen du piston de 12 secondes.

L'ordre de grandeur de ces deux temps d'ascension des pistons correspond à ceux mesurés par DTS de la phase gaz (t_d et t_s) à hauts débits. L'écart observé correspond probablement à la non-idéalité de l'écoulement, et surtout à l'échange de gaz entre la phase bulle et la phase dense.

Dans le but de prendre en compte la non-idéalité de notre système, les mesures de DTS gazeuse sont exploitées grâce au logiciel DTSPRO (paragraphe 4.c.ii du chapitre II). Il permet, à partir

des signaux d'entrée et de sortie de l'hélium mesurés sur les colonnes d'expédition, de simuler son comportement hydrodynamique en l'assimilant à un réacteur de type piston à dispersion axiale.

Ce type de modélisation à l'avantage de pouvoir représenter les écoulements ayant un écart par rapport au piston. En effet, il tient compte d'un phénomène de mélange axial dans le réacteur, obéissant à la loi de Fick. Suivant ce modèle, la conservation de l'hélium peut s'écrire selon la relation :

$$U_g \cdot \frac{\partial C}{\partial x} + \frac{\partial C}{\partial t} = D_{axiale} \cdot \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} \quad (\text{eq. III - 10})$$

Avec D_{axiale} le coefficient de dispersion axiale (supposé constant sur toute la longueur de la colonne d'expédition), x le niveau dans la colonne d'expédition, U_g la vitesse du gaz, et C la concentration en hélium.

En considérant les paramètres adimensionnels $Pe = \frac{U_g \cdot H}{D_{axiale}}$ et $z = \frac{x}{H}$, avec H la hauteur de la colonne d'expédition, cette équation peut s'écrire :

$$-\frac{1}{\tau} \cdot \frac{\partial C}{\partial z} + \frac{1}{\tau \cdot Pe} \cdot \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} = \frac{\partial C}{\partial t} \quad (\text{eq. III - 11})$$

Le logiciel DTSPRO optimise le nombre de Peclet, Pe , ainsi que le temps de séjour, τ , afin que la simulation s'approche au mieux des résultats expérimentaux.

L'ensemble des résultats est présenté dans le tableau 16. Par ailleurs, sur la figure 3 - 29 et la figure 3 - 30 est représenté l'effet du débit de solide sur le temps de séjour du gaz calculé. Sur les mêmes figures sont aussi portés les résultats obtenus par DTS (t_d et t_s).

Tableau 16 : Résultats obtenus grâce au logiciel DTSPRO.

F_{solide} (kg.h-1)	τ_{DTSPRO} (s)	Pe (-)
Colonne d'expédition diamètre 28 mm		
1550	19,0	148,0
1150	21,5	93,0
700	23,2	53,3
400	28,2	63,7

Colonne d'expédition diamètre 56 mm		
1900	16,9	51,3
1400	20,1	41,7
900	25,1	57,6
400	32,3	16,5

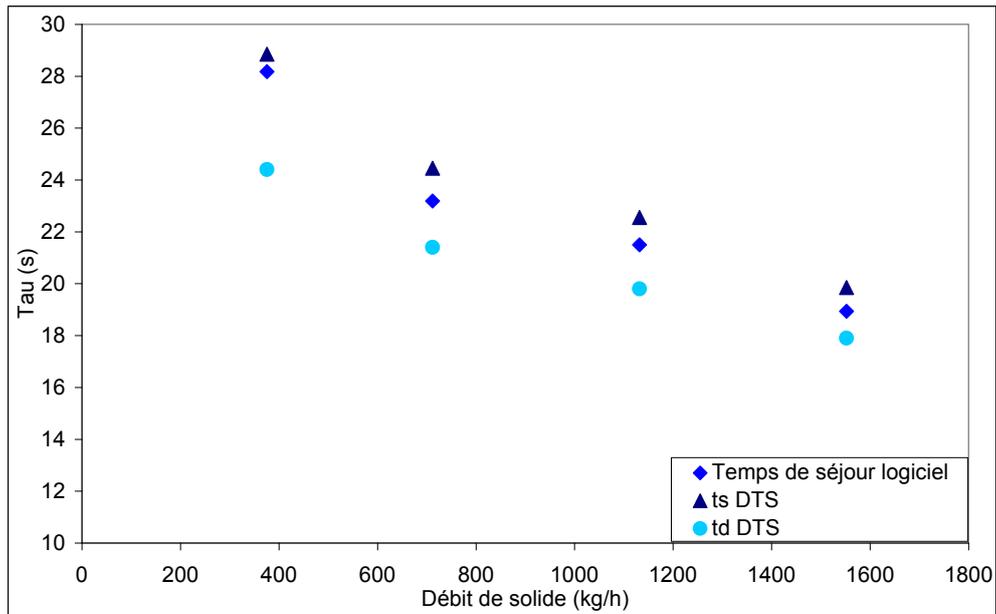


Figure 3 - 29 : Evolution du temps de séjour calculé par le logiciel DTSPPro et des temps caractéristiques obtenus par DTS avec le débit de solide dans la colonne d'expédition ($\varnothing_{CE} = 28$ mm).

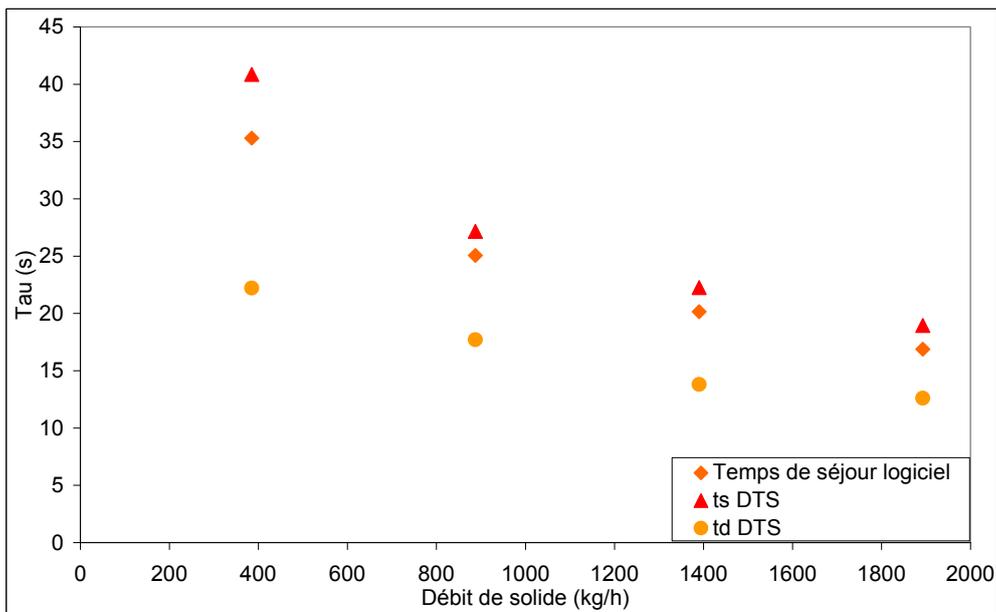


Figure 3 - 30 : Evolution du temps de séjour calculé par le logiciel DTSPPro et des temps caractéristiques obtenus par DTS avec le débit de solide dans la colonne d'expédition ($\varnothing_{CE} = 56$ mm).

On remarque que le nombre de Peclet augmente avec le débit de solide, indiquant que l'écoulement se rapproche de celui d'un piston. Par ailleurs, le temps de séjour calculé par ce logiciel suit la même allure que celui obtenu expérimentalement avec un accord satisfaisant. En effet, on remarque que le modèle piston à dispersion axiale ne sous-estime que très légèrement (de l'ordre de quelques pourcents) les valeurs obtenues expérimentalement.

A partir de l'ensemble de ces résultats, on peut conclure que lorsque le débit de solide est régulé par la vitesse de rotation de la vanne à écluses, la sur-aération observée pour des débits supérieurs à $250 \text{ kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$ est à l'origine d'un changement de régime hydrodynamique de la suspension dans la colonne d'expédition du bullage vers le pistonnage. Dans ce cas, le temps de séjour du gaz est essentiellement contrôlé par les propriétés des pistons.

Le paragraphe suivant s'intéresse au comportement de la suspension dans la colonne d'expédition lorsque le débit de solide est régulé par la fermeture de la vanne de fuite.

ii. Régulation du débit de solide par le dégazage.

Dans la partie précédente, le débit de solide dans les installations pilotes était régulé par la modification de la vitesse de rotation de la vanne à écluses. Dans ce paragraphe, la vitesse de rotation de la vanne à écluses est fixée à sa valeur maximale, et le débit de solide traversant l'installation est modifié grâce à la fermeture d'une vanne de fuite de l'aérocanaalisation. Les essais réalisés consistent en la mesure des débits de gaz s'échappant par chaque sortie de l'installation (colonne d'expédition, F_s^1 , colonne d'alimentation, F_s^3 , vanne de fuite VF1, F_s^4 , et vanne de fuite VF2, F_s^2), grâce au traçage de la phase gazeuse dont le protocole est décrit dans le paragraphe 4.c.i du chapitre II. A titre comparatif, un essai est également mené sans aucun dégazage intermédiaire de l'installation (vannes de fuite VF1 et VF2 fermées). Les différentes positions de la vanne de fuite VF2 sont identiques à celles présentées dans le paragraphe 1.c.ii. Les résultats obtenus sont rassemblés dans le tableau 17.

Tableau 17 : Mesures de répartition de l'air en sortie de l'installation dynamique de 6 mètres, réglage du débit solide par la vanne de fuite.

Réglage VF2	Q_{solide} (kg.h ⁻¹)	$G_{solide,CE}$ (kg.m ⁻² .s ⁻¹)	$Q_{air,s}^3$ (kg.h ⁻¹)	$Q_{air,s}^4$ (kg.h ⁻¹)	$Q_{air,s}^2$ (kg.h ⁻¹)	$Q_{air,s}^1$ (kg.h ⁻¹)	$\frac{Q_{air,s}^1}{Q_{solide}}$ (-)	P_{bulle} (mbar)
Colonne d'expédition diamètre 28 mm								
O	1145	516	11,42	4,79	8,39	1,06	0,00092	276
3/4O	1612	727	14,02	4,94	5,02	1,69	0,00105	290
1/4O	1950	880	18,80	4,92	0,02	1,93	0,00099	297
F	1820	821	18,80	4,97	0,00	1,90	0,00104	293
Sans dégazage	2295	1035	23,38	0,00	0,00	2,27	0,00099	302
Colonne d'expédition diamètre 56 mm								
O	986	111	13,61	4,38	6,46	1,20	0,00122	249
3/4O	1575	178	16,37	4,47	3,26	1,55	0,00098	255
1/4O	1640	185	19,17	4,46	0,25	1,76	0,00108	259
F	1591	179	19,37	4,47	0,00	1,82	0,00114	260

On remarque que la fermeture de la vanne de fuite entraîne directement :

- L'augmentation du débit de solide et du débit d'air sortant par la colonne d'expédition ($Q_{air,s}^1$). L'entraînement du gaz par le solide a déjà été mis en évidence dans ce chapitre. Ce mode de réglage du débit permet d'assurer de très hauts flux massiques surfaciques de solide pouvant atteindre 1000 kg.m⁻².s⁻¹.
- Une faible influence du débit massique unitaire de solide sur le taux d'entraînement du gaz ($\frac{Q_{air,s}^1}{Q_{solide}}$), comme le montre la figure 3 - 32. Sa valeur correspond à celle d'une suspension en régime de fluidisation homogène (degré de vide compris entre celui au minimum de fluidisation et celui au minimum de bullage). Ce renseignement est très important en ce qui concerne le dimensionnement d'une unité de transport vertical. Il permet d'accéder au débit d'air entraîné pour un débit de solide donné. Ces renseignements sont utiles pour estimer le diamètre de la colonne pour assurer le transport de solide à des vitesses qui respectent les contraintes fixées par la poudre (friabilité, résistance mécanique, ...). Par ailleurs, lors d'une modélisation, cette

information permet de fixer les conditions aux limites à la base de la colonne d'expédition.

- Une légère augmentation de la pression de bulle qui est attribuée aux frottements suspension/paroi dans la colonne d'expédition.
- Une augmentation du débit d'air traversant la colonne d'alimentation, et donc la trémie ($Q_{air,s}^3$).

Notons que la politique de dégazage a un effet similaire à celui de la vitesse de fluidisation. Ces deux paramètres, en modifiant la répartition du gaz de bulle vers différentes sorties, influencent de façon majeure le fonctionnement de ce procédé.

La confrontation des résultats présentés sur la figure 3 - 32 avec ceux obtenus lorsque la régulation du débit de solide est assurée par la modification de la vitesse de rotation de la vanne à écluses (figure 3 - 17) montre clairement un changement de mécanisme de transport du solide. Lorsque la régulation du débit de solide est réalisée par la politique de dégazage, la modification des forces exercées sur la totalité de la surface de la suspension (interface lit fluidisé/ciel gazeux) présente dans l'aérocanalisation assure le mouvement vertical de la suspension dans la colonne d'expédition (figure 3 - 31). C'est pour cette raison que, quel que soit le débit de solide, la suspension à l'entrée de la colonne d'expédition demeure dans le même état que dans le caisson horizontal : fluidisé homogène.

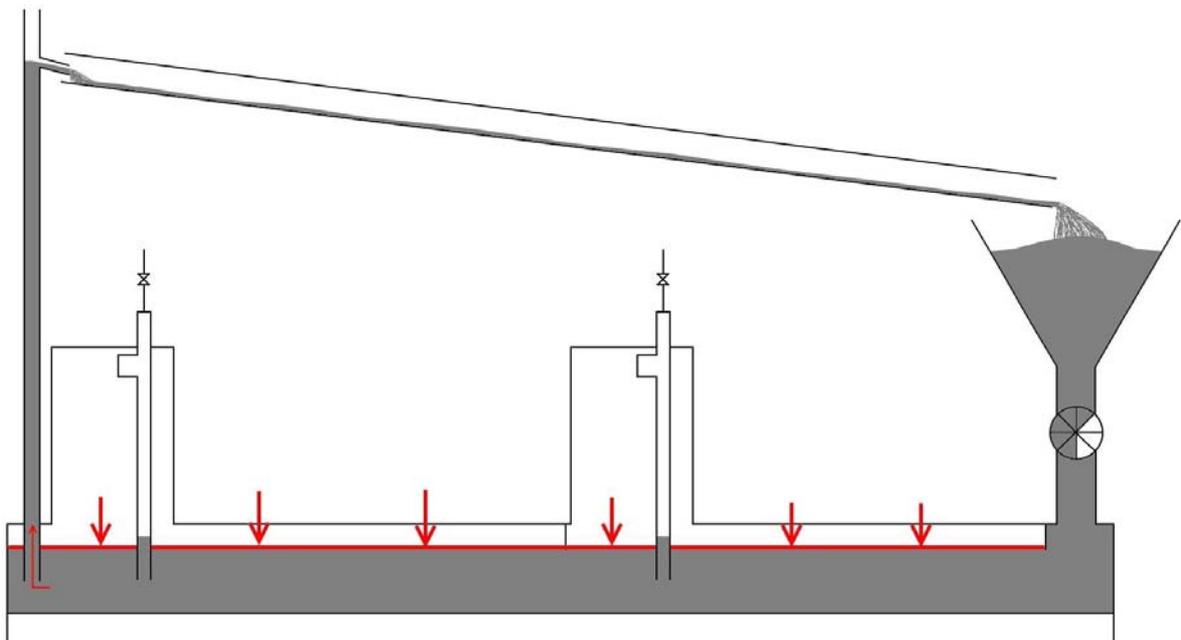


Figure 3 - 31 : Conséquence sur la suspension de la régulation du débit solide par une action sur le dégazage.

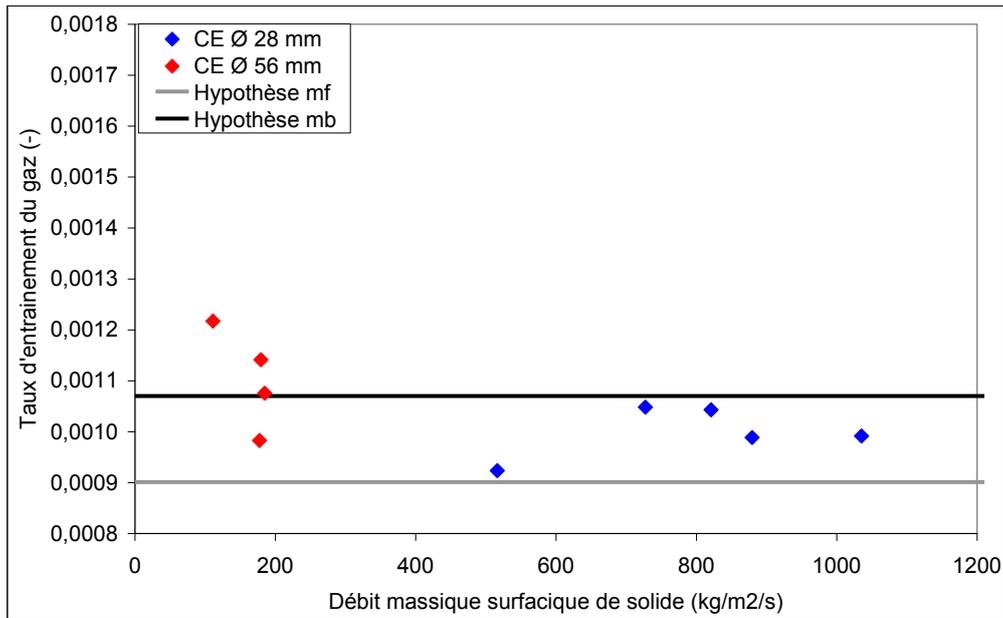


Figure 3 - 32 : Evolution du taux d'entraînement du gaz dans la colonne d'expédition avec le débit massique surfacique de solide lorsqu'il est régulé grâce au dégazage ($u_a = 3 u_{mb}$, $u_f = 10 \text{ mm.s}^{-1}$).

La compréhension de ce mode de régulation du débit de solide est importante, surtout du point de vue industriel car sur une unité industrielle, le seul paramètre permettant de réguler le débit de solide est la répartition du gaz dans l'installation (débits de fuite et débit de fluidisation).

3. Pertes de charge par frottement.

Dans le but de quantifier les pertes de charge induites par le transport d'une suspension dense d'alumine métallurgique dans une conduite verticale (la colonne d'expédition), une série d'essais a été réalisée. Comme paramètre, nous avons étudié l'effet du débit de solide et celui du diamètre de la colonne d'expédition. L'ultime objectif de cette étude est de proposer des lois permettant d'estimer le facteur de frottement de la suspension à la paroi (f_s). Grâce à ce facteur, on peut estimer les pertes de charge d'une installation existante ou encore dimensionner une colonne d'expédition.

Dans le but de mieux comprendre la contribution des différents paramètres sur la perte de charge du système, nous avons écrit les équations de conservation de la quantité de mouvement pour les phases solide et gaz dans la colonne d'expédition en considérant une seule direction de transport :

- Equation de conservation de la quantité de mouvement (QDM) de la phase gaz :

$$\frac{\partial[\rho_g \cdot \varepsilon_g \cdot u_g^2]}{\partial x} = -\varepsilon_g \cdot \frac{\partial P}{\partial x} + \varepsilon_g \cdot \rho_g \cdot g + F_{g-p} - F_{g-paroi} \quad (\text{eq. III - 12})$$

- Equation de conservation de la QDM de la phase solide :

$$\frac{\partial[\rho_p \cdot (1 - \varepsilon_g) \cdot u_p^2]}{\partial x} = -(1 - \varepsilon_g) \cdot \frac{\partial P}{\partial x} + (1 - \varepsilon_g) \cdot \rho_p \cdot g - F_{g-p} - F_{p-paroi} \quad (\text{eq. III - 13})$$

- La sommation de ces deux premières équations forme le bilan de conservation de QDM de la suspension :

$$\frac{\partial[\rho_g \cdot \varepsilon_g \cdot u_g^2]}{\partial x} + \frac{\partial[\rho_p \cdot (1 - \varepsilon_g) \cdot u_p^2]}{\partial x} = -\frac{\partial P}{\partial x} + \varepsilon_g \cdot \rho_g \cdot g + (1 - \varepsilon_g) \cdot \rho_p \cdot g - F_{p-paroi} - F_{g-paroi}$$

(eq. III - 14)

- En isolant le terme de perte de charge :

$$\frac{\partial P}{\partial x} = \varepsilon_g \cdot \rho_g \cdot g + (1 - \varepsilon_g) \cdot \rho_p \cdot g - F_{p-paroi} - F_{g-paroi} - \frac{\partial[\rho_g \cdot \varepsilon_g \cdot u_g^2]}{\partial x} - \frac{\partial[\rho_p \cdot (1 - \varepsilon_g) \cdot u_p^2]}{\partial x}$$

(eq. III - 15)

Dans cette relation, les termes d'accélération du gaz et des particules, représentés par $\frac{\partial \rho_g \cdot \varepsilon_g \cdot u_g^2}{\partial x}$ et $\frac{\partial \rho_p \cdot (1 - \varepsilon_g) \cdot u_p^2}{\partial x}$ sont considérés comme négligeables devant les autres termes. En effet, nos résultats expérimentaux présentés dans le paragraphe suivant, montrent que la porosité de la suspension dense ne varie pas de manière significative le long de la colonne d'expédition. Ainsi, en gardant la valeur de la porosité constante, le terme d'accélération de la phase solide est nul (u_p constant). Pour les plus grandes valeurs de vitesses de gaz mesurées, le terme d'accélération de la phase gaz ne représente que $4 \cdot 10^{-2} \text{ Pa} \cdot \text{m}^{-1}$ (négligeable devant les autres termes). Avec cette simplification, l'équation se résume sous la forme :

$$\frac{\partial P}{\partial x} = \varepsilon_g \cdot \rho_g \cdot g + (1 - \varepsilon_g) \cdot \rho_p \cdot g - F_{p-paroi} - F_{g-paroi} \quad (\text{eq. III - 16})$$

Elle montre que la perte de charge totale dans la colonne d'expédition est la contribution de deux termes : la pression hydrostatique de la suspension (dépendant de sa hauteur) et les frottements particules-gaz/paroi. De ce fait, en mesurant la perte de charge totale de la colonne

d'expédition sans frottement à la paroi (débit solide nul, tout autre paramètre constant), il est possible de s'affranchir des termes de pression hydrostatique, et donc de déduire les pertes par frottement, quel que soit le débit solide. La pression que l'on cherche à mesurer à débit nul est indiquée sur la figure 3 - 33.

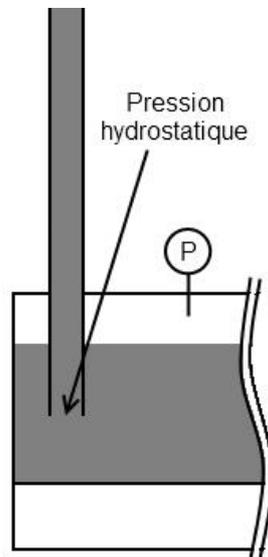


Figure 3 - 33 : Pression hydrostatique de la colonne d'expédition.

Pour ce faire, les mesures de pressions pariétales le long de la colonne d'expédition ont été effectuées. La figure 3 - 34 représente un exemple type de résultats concernant l'effet du débit de solide sur les profils axiaux de pression sur l'installation pilote dynamique de 2 mètres.

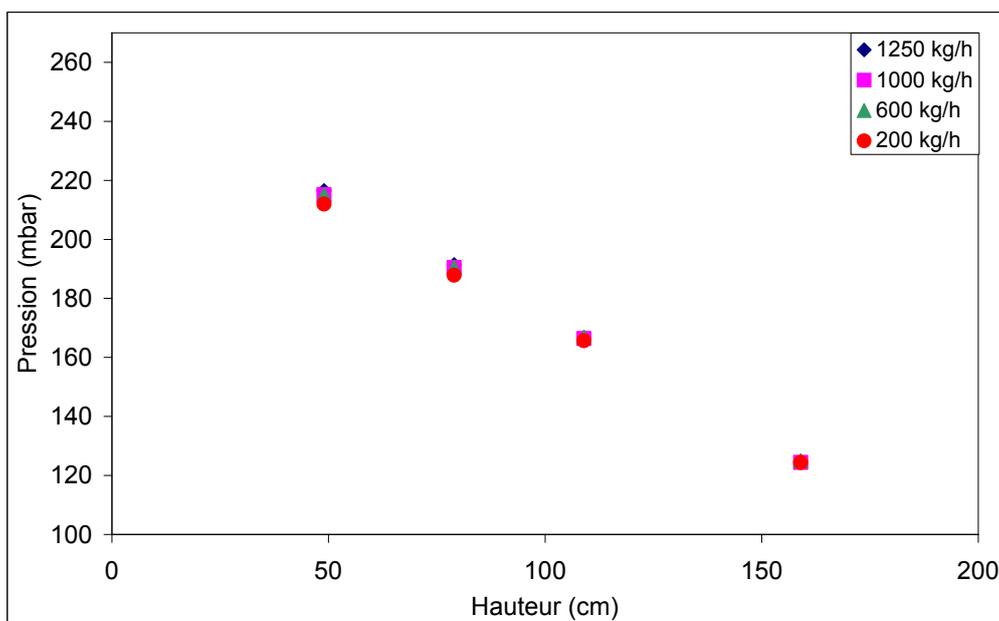


Figure 3 - 34 : Evolution des pressions dans la colonne d'expédition avec la hauteur du capteur, pour différents débits de solide (pilote dynamique 2 m, colonne d'expédition \varnothing 56 mm).

Elle montre la faible influence du débit de solide sur les évolutions linéaires de la pression le long de la colonne. A partir de ces profils et par extrapolation, nous avons déterminé l'ordonnée à l'origine, ou pression à la base de la colonne d'expédition, P_0 à $H = 0$ pour chaque débit de solide étudié (figure 3 - 35). On remarque que P_0 augmente avec le débit de solide. Cette augmentation est liée à la perte de charge de la suspension lors de son ascension dans la colonne.

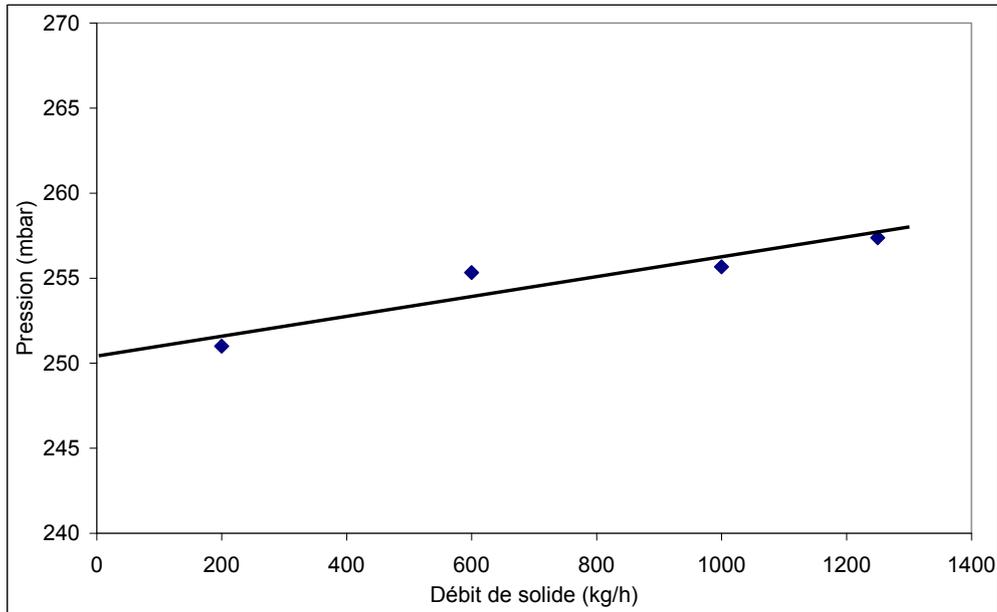


Figure 3 - 35 : Evolution de la pression à la base de la colonne d'expédition en fonction du débit de solide (pilote dynamique 2 m, colonne d'expédition \varnothing 56 mm).

L'ordonnée à l'origine de la droite présentée sur la figure 3 - 35 permet d'évaluer la perte de charge totale de la colonne d'expédition en absence d'écoulement. Cette dernière, ne représentant que la pression hydrostatique du système, est appelée la pression de référence.

Ainsi, la différence entre la pression totale mesurée, P_0 , et la pression de référence représente les pertes de charge par frottement à la paroi, provoquées la circulation de la suspension. Grâce à la relation :

$$\Delta P_{\text{frottements}} = \frac{4.L}{D_c} \cdot \frac{1}{2} \cdot \rho_p \cdot u_p^2 \cdot f_s \quad (\text{eq. III - 17})$$

(relation de Fanning, utilisée classiquement pour les fluides), il est possible d'en déduire la valeur du facteur de frottement f_s pour chaque condition opératoire. Les essais ont été réalisés sur les pilotes dynamiques de 2 m et 6 m, munis de colonnes d'expédition de 28 mm et 56 mm de diamètre (tableau 18 et tableau 19). Dans ces tableaux, u_p représente la vitesse interstitielle de solide dont la valeur est évaluée pour une porosité moyenne de la suspension de 0,61.

Tableau 18 : Evolution du facteur de frottement à la paroi mesuré expérimentalement dans la colonne d'expédition avec le débit massique de solide (pilote 2m, $u_a = 3 u_{mb}$, $u_f = 10 \text{ mm.s}^{-1}$).

Q_{solide} (kg.h^{-1})	u_p (m.s^{-1})	$\Delta P_{frottemens}$ (Pa)	f_s (-)	Q_{solide} (kg.h^{-1})	u_p (m.s^{-1})	$\Delta P_{frottemens}$ (Pa)	f_s (-)
Colonne d'expédition diamètre 28 mm							
1155	0,612	1804	0,0091	427	0,242	660	0,0212
937	0,499	1672	0,0126	354	0,204	481	0,0219
791	0,428	1363	0,0140	282	0,164	406	0,0285
718	0,394	1128	0,0137	209	0,123	276	0,0343
646	0,357	942	0,0139	136	0,081	239	0,0694
572	0,315	1039	0,0197	63	0,038	192	0,2557
500	0,277	947	0,0232				
Colonne d'expédition diamètre 56 mm							
1155	0,166	1016	0,1383	282	0,043	633	1,3004
791	0,115	1027	0,2944	209	0,032	477	1,7309
427	0,063	944	0,9010	136	0,021	332	2,7955
354	0,053	679	0,8982	63	0,010	240	9,2696

Tableau 19 : Evolution du facteur de frottement à la paroi mesuré expérimentalement dans la colonne d'expédition avec le débit massique de solide (pilote 6m, $u_a = 3 u_{mb}$, $u_f = 10 \text{ mm.s}^{-1}$).

Q_{solide} (kg.h^{-1})	u_p (m.s^{-1})	$\Delta P_{frottemens}$ (Pa)	f_s (-)	Q_{solide} (kg.h^{-1})	u_p (m.s^{-1})	$\Delta P_{frottemens}$ (Pa)	f_s (-)
Colonne d'expédition diamètre 28 mm							
1552	0,772	1476	0,0047	712	0,352	1105	0,0168
1300	0,631	1735	0,0082	628	0,311	1079	0,0210
1132	0,552	1641	0,0101	544	0,273	885	0,0223
1048	0,510	1638	0,0118	460	0,232	781	0,0273
964	0,472	1497	0,0127	376	0,192	620	0,0315
880	0,432	1395	0,0141	292	0,150	574	0,0480
796	0,392	1299	0,0160				
Colonne d'expédition diamètre 56 mm							
1893	0,222	506	0,0387	888	0,106	276	0,0921
1591	0,187	496	0,0533	787	0,094	362	0,1530
1390	0,164	491	0,0689	687	0,083	218	0,1203

1290	0,153	459	0,0739	586	0,071	194	0,1455
1190	0,141	530	0,1007	485	0,058	296	0,3272
1089	0,130	485	0,1087	385	0,047	31	0,0532
988	0,118	349	0,0946	284	0,035	50	0,1566

On remarque que la perte de charge par frottement augmente avec la vitesse interstitielle du solide. En ce qui concerne le facteur de frottement, f_s , il diminue par exemple de 0,256 à 0,009 lorsque la vitesse du solide passe de 0,04 m.s⁻¹ à 0,61 m.s⁻¹. Ces résultats sont en accord avec ce qui est classiquement observé dans les écoulements monophasiques. En ce qui concerne l'effet du diamètre de la colonne d'expédition, on constate que pour la même vitesse de solide, le facteur de frottement augmente avec le diamètre de la colonne.

Dans le but de généraliser les résultats obtenus, nous avons fait appel à une grandeur adimensionnelle appelée nombre de Froude :

$$Fr = \frac{u_p}{\sqrt{g \cdot D_c}} \quad (\text{eq. III - 18})$$

La figure 3 - 36 représente l'évolution du facteur de frottement à la paroi en fonction du nombre de Froude, en échelle logarithmique.

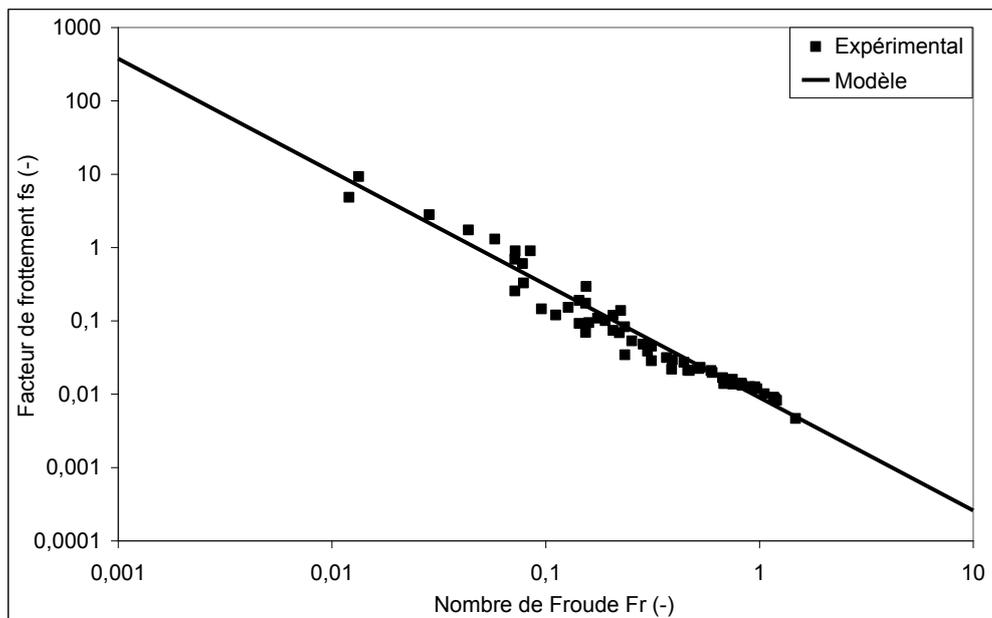


Figure 3 - 36 : Evolution du facteur de frottement à la paroi avec le nombre de Froude : comparaison entre les valeurs expérimentales et les valeurs issues de la modélisation.

Elle montre une évolution linéaire. Ainsi, nous avons modélisé l'évolution du facteur de frottement en fonction du nombre de Froude suivant une loi de puissance :

$$f_s = a.Fr^b \quad (\text{eq. III - 19})$$

avec $a = 0,009$ et $b = -1,54$.

A notre connaissance, en dehors de quelques travaux bibliographiques (Wen et Leva, 1956), l'étude de l'effet de paramètres géométriques et opératoires sur le facteur de frottement à la paroi des suspensions denses a rarement fait l'objet d'études systématiques dans la bibliographie. Cependant, on trouve un nombre important de travaux portant sur les écoulements dilués. La plupart de ces travaux s'accordent sur le fait que le facteur de frottement varie d'une manière exponentielle avec la vitesse du solide suivant une loi de type $f_s = \frac{a}{u^b}$ (Leung et Wiles (1976), Namkung et Cho (2002)) avec l'exposant b pouvant varier entre 0,75 à 1,22 (Capes et Nakamura (1973), Kmiec et al. (1978), Mabrouk (2006)). Nous avons décidé d'utiliser le nombre de Froude plutôt que la vitesse afin d'inclure un paramètre géométrique dans la relation (diamètre de la colonne d'expédition).

A titre comparatif, nous avons comparé les pertes de charge totales de la colonne d'expédition calculées grâce à la relation (eq. III - 17) et en introduisant la loi établie pour le facteur de frottement avec celles calculées par la loi issue des travaux de Wen et Leva (1956) et Wen et Simons (1959) :

$$\frac{\Delta P}{L} = 2,5 \cdot \frac{G_{solide}}{u_p^{0,55}} \left(\frac{dp}{D_c} \right)^{1/4} \quad (\text{eq. III - 20})$$

Cette loi est établie pour le transport vertical de billes de verre et de particules de charbon en phase dense par de l'air (diamètre des billes de verre : 70 à 280 μm , diamètre des particules de charbon : 110 à 750 μm). La figure 3 - 37 montre que l'allure de l'évolution de la perte de charge calculée grâce à cette relation est identique à nos résultats théoriques.

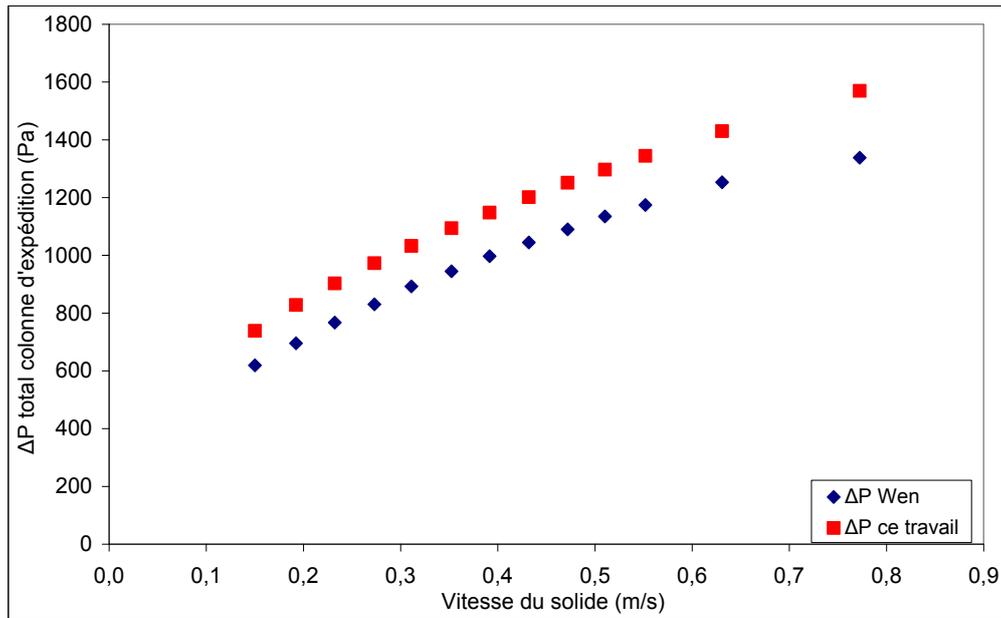


Figure 3 - 37 : Comparaison des pertes de charge totales de la colonne d'expédition (diamètre 28 mm) calculées à l'aide de deux modèles.

L'écart systématique observé, d'une centaine de Pascal, est probablement dû à la différence entre la nature des particules étudiées. En effet, cette relation est établie pour des particules de classe B de la classification de Geldart. Ainsi, la réduction de la surface de contact entre la suspension et la paroi causée par l'augmentation de la taille des particules et un régime de bullage plus prononcé peuvent expliquer cet écart.

4. Conclusions.

Cette partie est consacrée à l'étude de l'influence des paramètres, tant géométriques qu'opérationnels, sur le comportement du système. Ces paramètres sont :

- L'aération de la colonne d'expédition.
- La vitesse de fluidisation de l'aérocanalisation.
- Le diamètre de la colonne d'expédition.
- La longueur de l'aérocanalisation.
- Les conditions de dégazage.
- La vitesse de rotation de la vanne à écluses.

Cette étude expérimentale, menée sur deux installations pilotes de configuration différente, a permis de mieux comprendre le fonctionnement global du système. En effet, dans sa configuration de base, il fonctionne de manière oscillante. Une aération de la colonne d'expédition permet :

- D'améliorer la stabilité du système, en diminuant l'écart type des oscillations de pression de bulle. Cependant, ce paramètre a peu d'effet sur le débit moyen de solide.
- De réduire la pression motrice nécessaire à l'écoulement en supportant une partie du poids du solide présent dans la colonne d'expédition, ou encore en réduisant la rétention de solide dans cette zone en augmentant sa porosité. Le débit optimal d'aération correspond à une vitesse superficielle du gaz de $3 u_{mb}$ dans la colonne d'expédition.

Le débit d'air de fluidisation de l'aérocanalisation est un paramètre flexible qui permet de contrôler le débit de solide de manière simple et rapide. En effet cette grandeur, en modifiant le comportement hydrodynamique de la suspension dans l'aérocanalisation, joue un rôle capital sur la capacité de l'installation à faire circuler le solide. Une augmentation de la vitesse de fluidisation de $1,2 u_{mf}$ à $1,1 u_{mb}$, se traduit par une augmentation du débit de solide de 400 kg.h^{-1} à 1200 kg.h^{-1} .

En ce qui concerne le diamètre de la colonne d'expédition, pour les conditions opératoires retenues, ce facteur n'a pratiquement pas d'influence sur le débit de solide. Par ailleurs, pour le même débit massique surfacique, la pression moyenne de bulle n'est pas impactée par ce facteur.

La répartition du gaz dans la section horizontale et ses conditions de dégazage jouent un rôle majeur sur le fonctionnement de l'aérocanalisation, et plus particulièrement sur le débit de solide. Etant donné qu'il est impossible de se placer dans des conditions de dégazage similaires lorsque la longueur de l'installation est modifiée, il est difficile de tirer des conclusions directes concernant l'effet intrinsèque de la longueur de l'aérocanalisation.

Grâce à la trajectographie de la phase gazeuse dans l'aérocanalisation, nous avons pu mettre en évidence :

- Le transfert du gaz interstitiel de la suspension de l'aérocanalisation vers le ciel gazeux.
- L'échange du gaz présent dans la bulle avec la suspension présente dans l'aérocanalisation.
- L'influence de la vitesse de rotation de la vanne à écluses sur les mécanismes de transport de la suspension ainsi que sur le taux d'entraînement du gaz. Ces résultats ont montré que l'augmentation du débit de solide (vitesse de rotation de la vanne) affecte de

manière significative les propriétés de la suspension à la base de la colonne d'expédition. A bas flux, la suspension est en régime de fluidisation homogène, alors qu'à haut flux, elle est en régime de fluidisation hétérogène. Par ailleurs, l'exploitation des données de DTS de la phase gazeuse a montré que :

- Le comportement de la phase gazeuse est proche de l'écoulement piston lorsque le débit massique surfacique dans la colonne d'expédition devient supérieur à $200 \text{ kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$.
 - A haut flux de solide, la taille des bulles de gaz atteint des valeurs comparables à celle du diamètre de la colonne. Dans ce cas, on assiste à l'établissement d'un régime de pistonage. Le temps de séjour du gaz est alors fixé par le temps de séjour des pistons dans la colonne d'expédition.
 - Le comportement du système est modélisé à l'aide d'une approche de type piston à dispersion axiale. Les résultats montrent que le temps de séjour de la phase gazeuse diminue avec l'augmentation du débit de solide. Les valeurs ainsi obtenues sont en accord avec celles déduites des données expérimentales.
- L'influence des conditions de dégazage sur le taux d'entraînement du gaz et les mécanismes de transport de solide de l'aérocanalisation vers la colonne d'expédition. Les résultats ont montré que quelles que soient les conditions opératoires retenues, la suspension pénétrant dans la colonne d'expédition est en régime de fluidisation homogène.

La dernière partie de ce chapitre est consacrée à l'établissement de lois permettant d'estimer la perte de charge suspension dense/paroi. Nous avons étudié l'influence du débit de solide et du diamètre de la colonne d'expédition. Les résultats ont montré que le facteur de frottement diminue avec l'augmentation de la vitesse du solide. Pour la même vitesse de solide, il décroît avec l'accroissement du diamètre de la conduite. A partir de l'ensemble des résultats, nous avons pu mettre en évidence que le facteur de frottement diminue avec l'augmentation du nombre

de Froude ($Fr = \frac{u_p}{\sqrt{g.D_c}}$) dont l'évolution est représentée par une loi empirique de la forme

suivante :

$$f_s = 0,009.Fr^{-1,54} \quad (\text{eq. III - 21})$$

Chapitre IV : Modélisation.

Le dernier chapitre de ce mémoire est consacré à la modélisation des écoulements dans différentes zones du procédé : colonnes d'alimentation et d'expédition dans notre cas. Il est divisé en 4 sections.

La première section est une description des différentes problématiques pouvant être rencontrées lors du transport vertical descendant et ascendant d'une suspension dense fluidisée.

La seconde section s'attarde sur la description et la mise en équation du modèle monodirectionnel élaboré pour prédire ces écoulements.

La troisième section se focalise sur la modélisation des écoulements verticaux denses descendants dans une colonne d'alimentation de type industriel. L'objectif premier de cette partie est de montrer l'influence de la compression du gaz avec la profondeur sur le régime de fluidisation de la suspension. Le second est de proposer des emplacements d'aération en paroi de la conduite, afin de pallier tout phénomène de défluidisation.

La dernière section du chapitre concerne la modélisation des écoulements verticaux ascendants dans deux colonnes d'expédition identiques à celles utilisées dans le chapitre III de ce mémoire.

IV – Modélisation.

1. PROBLEMATIQUES.....	147
a. <i>Ecoulement descendant (colonne d'alimentation)</i>	147
b. <i>Ecoulement ascendant (colonne d'expédition)</i>	149
2. MODELISATION.....	150
a. <i>Présentation du modèle utilisé</i>	150
b. <i>Mise en équations</i>	151
3. MODELISATION DES ECOULEMENTS FLUIDISES DENSES VERTICAUX DESCENDANTS : COLONNE D'ALIMENTATION.....	155
a. <i>Présentation</i>	156
i. <i>Méthode de résolution - conditions aux limites</i>	156
ii. <i>Paramètres du modèle</i>	159
b. <i>Présentation et discussion des résultats</i>	159
i. <i>Simulation de la colonne d'alimentation en l'absence d'aération externe</i>	160
ii. <i>Influence du débit d'aération par prise</i>	161
iii. <i>Influence du débit massique surfacique de solide</i>	163
4. MODELISATION DES ECOULEMENTS FLUIDISES DENSES VERTICAUX ASCENDANTS : COLONNE D'EXPEDITION.....	165
a. <i>Présentation</i>	165
i. <i>Méthode de résolution - conditions aux limites</i>	165
ii. <i>Paramètres du modèle</i>	166
b. <i>Présentation et discussion des résultats</i>	166
i. <i>Sensibilité du modèle vis-à-vis de la compressibilité du gaz</i>	167
ii. <i>Sensibilité du modèle vis-à-vis de la porosité de la phase émulsion</i>	169
iii. <i>Influence de la vitesse d'aération</i>	172
iv. <i>Influence du diamètre de la colonne</i>	175
5. CONCLUSIONS.....	178

1. Problématiques.

La première partie de ce chapitre est consacrée à la description des problématiques hydrodynamiques pouvant être rencontrées lors du transport d'une suspension dense dans les colonnes d'alimentation et d'expédition.

a. Ecoulement descendant (colonne d'alimentation).

La colonne d'alimentation, utilisée dans la configuration présentée sur la figure 6 (introduction générale), est alimentée par une suspension fluidisée à des vitesses inférieures ou égales à celle au minimum de bullage, soit par un HDPS, soit par un silo fluidisé. L'écoulement, dans ce dispositif, est de type dense vertical descendant. En ce qui concerne l'écoulement du gaz, suivant le débit de particules solides, il peut avoir un mouvement descendant ou ascendant. Seule la valeur de la vitesse de glissement permet d'identifier le comportement hydrodynamique de la suspension.

Ainsi, l'augmentation progressive de la pression du système avec la profondeur entraîne une réduction du débit volumique ou de la vitesse locale du gaz qui à son tour conduit à une réduction de la vitesse de glissement. Si la hauteur de la colonne est suffisamment grande, on peut assister à une défluidisation locale de la suspension. Ce phénomène est rencontré lorsque la vitesse de glissement devient inférieure à la vitesse minimale de fluidisation de la poudre. Cette transition plus ou moins rapide de l'écoulement fluidisé vers un lit mobile est schématisée sur la figure 4 - 1. Elle montre les profils axiaux de pression et de vitesse de glissement dans une suspension verticale dense descendante non aérée.

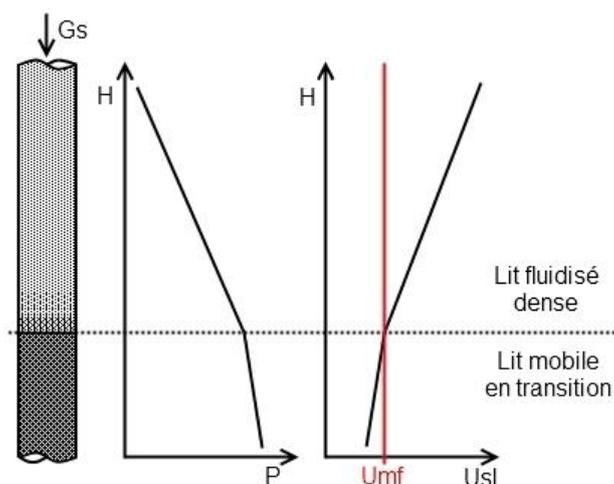


Figure 4 - 1 : Profils type de pression et de vitesse de glissement du gaz dans une colonne d'alimentation.

Cette figure met en évidence une réduction importante du gradient de pression, la force motrice de l'écoulement, à la base de la colonne. Ce phénomène peut engendrer une réduction du

débit instantané de solide, voire son blocage et une augmentation de niveau dans la colonne d'alimentation. Lorsque le poids de l'inventaire solide dans la colonne d'alimentation peut vaincre la perte de charge imposée en aval, on assiste à un établissement de l'écoulement, mais cette fois-ci à des débits instantanés très élevés conduisant à la vidange partielle de la colonne. Ces phénomènes se répètent ainsi. Ce comportement fluctuant du système doit être évité à l'échelle industrielle. En effet, il peut engendrer la fatigue des éléments mécaniques entraînant une réduction de la durée de vie de l'unité.

Dans le but de pallier ce phénomène, des injections locales d'air sont pratiquées. Ces injections, de faible débit, permettent uniquement de compenser la réduction de la vitesse locale du gaz avec la profondeur. Cependant, un débit d'aération important peut entraîner la formation de bulles de gaz. Ces dernières, selon leur vitesse, peuvent descendre ou bien s'échapper par le haut de la colonne. Dans le cas intermédiaire, si la vitesse d'ascension des bulles est identique à celle de la suspension, elles peuvent stagner dans la conduite. La réduction de la section de passage à l'échelle locale, provoquée par la présence de bulles stagnantes, conduit à une diminution du débit de solide, à une augmentation de l'inventaire solide dans la colonne d'alimentation et à un comportement analogue à celui décrit plus haut pour une suspension non-aérée.

L'objectif de la première partie de ce chapitre est l'élaboration d'un outil mathématique simple et robuste permettant de représenter correctement l'hydrodynamique de l'écoulement vertical dense descendant des particules d'alumine métallurgique. Il doit permettre de prédire le nombre, l'emplacement, et le débit d'éventuelles injections d'air afin de garantir un écoulement stable à débit contrôlé (figure 4 - 2).

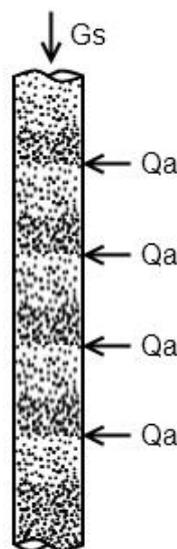


Figure 4 - 2 : Schématisation de l'évolution de la densité de la suspension dans une colonne d'alimentation.

b. Écoulement ascendant (colonne d'expédition).

La seconde problématique concerne l'écoulement vertical dense ascendant. Ce type d'écoulement est rencontré dans la colonne d'expédition. Il pose nettement moins de problème que l'écoulement descendant. En effet, le mouvement à co-courant du gaz et des particules solides réduit le risque de blocage de l'écoulement.

Cependant, la décompression du gaz lors de la remontée de la suspension dans la colonne entraîne une augmentation du débit volumique ou de la vitesse locale du gaz. Ce phénomène, en augmentant la vitesse de glissement, peut entraîner un changement de régime de fluidisation : une transition d'un régime de fluidisation homogène vers un régime de bullage ou de pistonnage. Ce changement de régime peut engendrer des comportements fluctuants de la suspension comme celui reconnu pour les lits fluidisés denses classiques. Par ailleurs, le mouvement ascendant des bulles est à l'origine de l'entraînement d'une partie de la suspension dans leur sillage à des vitesses comparables à celle des bulles. Ce phénomène a été mis en évidence par Rowe et Partridge (1997) par photographie rapide lors de l'injection d'une bulle de gaz dans un lit fluidisé maintenu au minimum de fluidisation, et contenant des particules identiques mais de coloration différente (figure 4 - 3).

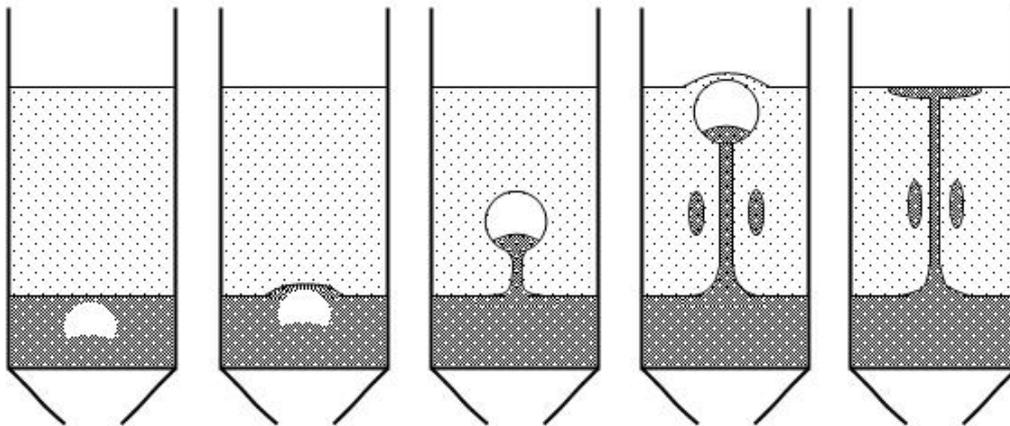


Figure 4 - 3 : Formation du sillage d'une bulle.

Cet entrainement des particules dans le sillage des bulles peut faciliter le transport vertical ascendant. En effet, les résultats expérimentaux présentés dans le chapitre III ont montré que l'augmentation du débit d'aération dans la colonne d'expédition est bénéfique en ce qui concerne la stabilité et la perte de charge du système.

Comme pour l'écoulement vertical descendant, l'objectif de cette partie de l'étude est l'établissement d'un modèle simple et robuste pouvant être utilisé pour le dimensionnement des colonnes d'expédition. Il doit permettre de prédire :

- Les paramètres géométriques.
- Le débit d'aération.
- L'importance des phénomènes de bullage dans le transport.

2. Modélisation.

Dans la littérature, de nombreuses études ont porté sur la modélisation monodirectionnelle des écoulements gaz/solide (Soo, 1967, Deich et Filippov, 1968, Nakamura et Capes, 1973, Gidaspow et Solbrig, 1976, Mabrouk, 2006). La majorité de ces études ont pour but de représenter les écoulements ascendants en phase diluée ou en régime intermédiaire : frontière phase diluée/phase dense. Leung (1980), a présenté une revue des différents modèles monodirectionnels, ainsi que de leur domaine de validité en fonction du régime d'écoulement. Cet auteur met en avant l'importance du coefficient de traînée, ainsi que du facteur de frottement solide/paroi sur les prédictions des modèles.

Par ailleurs, les travaux de Gauthier et Ross (1998), Bodin et al. (2002), et Tavares (2010), portant sur l'écoulement vertical dense descendant des particules de FCC dans un *standpipe*, ont montré qu'une approche théorique monodirectionnelle permet de représenter le comportement hydrodynamique de la suspension en régime de fluidisation homogène.

a. Présentation du modèle utilisé.

Parmi les différentes approches existantes pour la modélisation des écoulements gaz/solide, nous avons retenu une approche 1D dont le principe repose sur le formalisme bulle/émulsion. C'est une version modifiée du modèle monodirectionnel présenté par Andreux et Hémati (2009).

Le principe de base de ce modèle est de considérer chaque élément de volume de la suspension comme un ensemble de trois phases (figure 4 - 4) :

- Phase émulsion (constituée de gaz et de particules solides).
- Phase bulle (constituée uniquement de gaz).
- Phase sillage (constituée de gaz et de particules solides, ayant la même porosité que celle de l'émulsion).

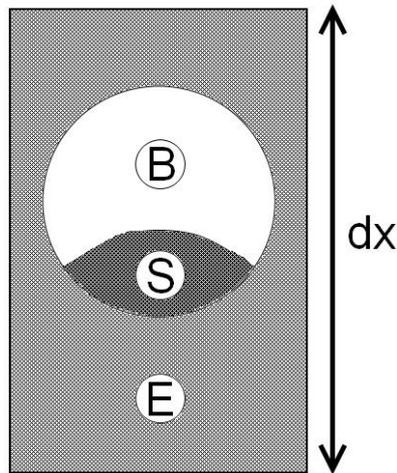


Figure 4 - 4 : Répartition des différentes phases dans le modèle : B = Bulle (gaz), E = Emulsion (gaz + particules), S = Sillage (gaz + particules).

Cette approche a été généralisée pour les deux cas étudiés (écoulements descendant et ascendant) en apportant certaines modifications au modèle. Dans le cas d'un écoulement vertical dense descendant, nous avons négligé la contribution de la phase bulle et de son sillage. En effet, pour ce cas, la vitesse de glissement reste inférieure à la vitesse minimale de bullage. La loi de fermeture utilisée (décrite dans le paragraphe suivant) est déduite de nos résultats expérimentaux. Dans le cas de l'écoulement dense vertical ascendant, les équations de fermeture, permettant de prédire le comportement des bulles dans la suspension, sont des relations empiriques tirées de la bibliographie.

Ce modèle permet de calculer en tout point de l'écoulement la vitesse du gaz, la vitesse du solide, la vitesse de glissement, la porosité, la pression, la taille et la vitesse des bulles, L'ensemble de ces paramètres permet d'identifier l'état de la suspension à l'échelle locale (non fluidisé, fluidisé homogène, fluidisé hétérogène).

b. Mise en équations.

En régime permanent, les équations du modèle se résument comme suit :

- Equation de continuité sur la phase gazeuse :

$$\frac{\partial[\rho_g \cdot \varepsilon_g \cdot u_g]}{\partial x} = G_a \quad (\text{eq. IV - 1})$$

où G_a représente un terme source de gaz (éventuelles injections localisées d'air).

- Equation de continuité sur la phase solide :

$$\frac{\partial[\rho_p \cdot (1 - \varepsilon_g) \cdot u_p]}{\partial x} = 0 \quad (\text{eq. IV - 2})$$

- Equation de conservation de la quantité de mouvement :

$$\frac{\partial[\rho_g \cdot \varepsilon_g \cdot u_g^2]}{\partial x} + \frac{\partial[\rho_p \cdot (1 - \varepsilon_g) \cdot u_p^2]}{\partial x} = -\frac{\partial P}{\partial x} + \varepsilon_g \cdot \rho_g \cdot g + (1 - \varepsilon_g) \cdot \rho_p \cdot g - (F_{p\text{-paroi}} + F_{g\text{-paroi}})$$

(eq. IV - 3)

Dans ce dernier terme, le frottement suspension/paroi est calculé par la relation (eq. III – 21) présentée dans le paragraphe 3 du chapitre III. Notons que l'expression du facteur de frottement est déduite de nos propres résultats.

Comme nous avons expliqué dans le chapitre III, les termes d'accélération sont négligeables dans la relation (eq. IV - 3). Grâce à cette hypothèse, l'équation de conservation de la quantité de mouvement se simplifie sous la forme :

$$\frac{\partial P}{\partial x} = -(1 - \varepsilon_g) \cdot \rho_p \cdot g - \varepsilon_g \cdot \rho_g \cdot g - (F_{p\text{-paroi}} + F_{g\text{-paroi}}) \quad (\text{eq. IV - 4})$$

Dans ce modèle, on considère que lorsque la vitesse de glissement à un niveau donné de la colonne dépasse la vitesse interstitielle au minimum de bullage, l'excès de gaz se trouve en phase bulle. De plus, on considère que les bulles sont uniformément réparties sur la section droite de la conduite (figure 4 - 5).

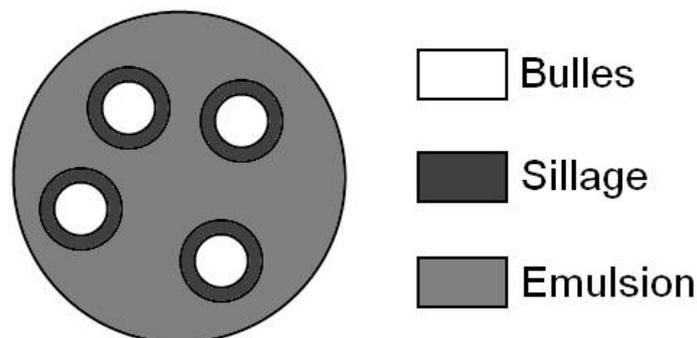


Figure 4 - 5 : Schématisation de la modélisation de l'hétérogénéité de la suspension sur une section droite de la colonne.

A chaque bulle est associé un sillage qui se déplace à la même vitesse. A partir de ces hypothèses, on peut exprimer les grandeurs citées ci-dessous.

- Expression du débit gazeux :

- Débit massique unitaire :

$$G_g = u_g \cdot \rho_g \cdot \varepsilon_g = \rho_g \cdot (1 - \delta_b - f_w \cdot \delta_b) \cdot \varepsilon_e \cdot u_{g,e} + \rho_g \cdot f_w \cdot \delta_b \cdot \varepsilon_e \cdot U_b + \rho_g \cdot \delta_b \cdot U_b \quad (\text{eq. IV - 5})$$

- Débit massique :

$$Q_g = u_g \cdot \rho_g \cdot \varepsilon_g \cdot A_c \quad (\text{eq. IV - 6})$$

- Expression du débit solide :

- Débit massique unitaire :

$$G_p = \rho_p \cdot (1 - \varepsilon_g) \cdot u_p = \rho_p \cdot (1 - \delta_b - f_w \cdot \delta_b) \cdot (1 - \varepsilon_e) \cdot u_{p,e} + \rho_p \cdot f_w \cdot \delta_b \cdot (1 - \varepsilon_e) \cdot U_b \quad (\text{eq. IV - 7})$$

- Débit massique.

$$Q_p = \rho_p \cdot (1 - \varepsilon_g) \cdot u_p \cdot A_c \quad (\text{eq. IV - 8})$$

- Masse volumique du gaz :

$$\rho_g = \frac{P \cdot M}{R \cdot T} \quad (\text{eq. IV - 9})$$

- Porosité globale :

$$\varepsilon_g = (1 - \delta_b) \cdot \varepsilon_e + \delta_b \quad (\text{eq. IV - 10})$$

- Taux de solide :

$$\varepsilon_p = (1 - \varepsilon_e) \cdot f_w \cdot \delta_b + (1 - \varepsilon_e) \cdot \delta_b \quad (\text{eq. IV - 11})$$

où δ_b est la fraction volumique du lit occupée par les bulles, ε_e , la porosité de la phase émulsion, f_w , la fraction volumique des bulles occupée par le sillage. En accord avec les résultats de la bibliographie, la valeur de cette grandeur est fixée à 0,3 (Kunii et Levenspiel, 1991).

- Somme des taux de gaz et de solide :

$$\varepsilon_g + \varepsilon_p = 1 \quad (\text{eq. IV - 12})$$

En ce qui concerne les propriétés des bulles, grandeurs indispensables pour la modélisation des écoulements verticaux denses ascendants, elles sont déduites des corrélations bibliographiques rappelées ci-dessous.

- La vitesse d'ascension des bulles est déterminée par la relation de Davidson et Harrison (1963) en remplaçant la vitesse du gaz par la vitesse de glissement locale :

$$U_b = u_{sl} - u_{mf} + 0,711 \cdot \sqrt{g \cdot d_b} \quad (\text{eq. IV - 13})$$

- Le diamètre des bulles est estimé par la relation de Mori et Wen (1975) en remplaçant la vitesse du gaz par la vitesse de glissement locale :

$$d_b = d_{b\max} - d_{b\max} \cdot e^{\left(-0,3 \cdot \frac{z}{D_c}\right)} \quad (\text{eq. IV - 14})$$

avec $d_{b\max} = 0,64 \cdot [A_c \cdot (u_{sl} - u_{mf})]^{0,4}$.

- Vitesses superficielles :
 - Gaz : $U_g = \varepsilon_g \cdot u_g$.
 - Solide : $U_p = \varepsilon_p \cdot u_p$.

Concernant le terme de gradient de pression, deux cas peuvent être envisagés :

- Lorsque la suspension est fluidisée ($u_{sl} > u_{mf}$) :

$$\frac{\partial P}{\partial x} = \rho_p \cdot g \cdot (1 - \varepsilon_g) \quad (\text{eq. IV - 15})$$

- Lorsque la suspension n'est pas fluidisée ($u_{sl} < u_{mf}$), il peut être exprimé par la relation d'Ergun (1952) modifiée par Yoon et Kunii (1970), en utilisant la vitesse de glissement pour déterminer le gradient de perte de charge dans un lit mobile :

$$\frac{\partial P}{\partial x} = \frac{150 \cdot \mu \cdot (1 - \varepsilon_g)^2 \cdot u_{sl}}{d_p^2 \cdot \varepsilon_g^3} + \frac{1,75 \cdot \rho_g \cdot (1 - \varepsilon_g) \cdot u_{sl}^2}{d_p \cdot \varepsilon_g^3} \quad (\text{eq. IV - 16})$$

Notons que ce dernier cas n'est considéré que lors de la modélisation des écoulements verticaux denses descendants.

Dans les deux cas de figure, écoulement fluidisé ou non fluidisé, il est nécessaire de connaître la vitesse de glissement pour connaître l'état de la suspension afin de déterminer la pression : ces deux paramètres sont un résultat du problème et non une donnée d'entrée. Il est ainsi nécessaire de trouver une méthode de résolution permettant de calculer simultanément les profils de pression et de vitesse le long de la canalisation. En mécanique des fluides, de nombreux algorithmes existent pour résoudre ce couplage pression/vitesse (PISO, SIMPLE, ...). Dans notre étude, nous utiliserons une méthode empirique, basée sur une équation de fermeture liant deux paramètres de la suspension. Ces équations peuvent être classées en deux catégories distinctes :

- Les corrélations empiriques, pouvant être appliquées, avec des risques d'erreur, à une famille de poudres. Dans cette catégorie, on peut citer comme exemples les corrélations établies par :

- Matsen (1973), pour les catalyseurs utilisés dans le procédé FCC :

$$u_{sl} = \frac{u_{mf}}{\varepsilon} + \frac{U_b}{\varepsilon} \cdot \frac{\varepsilon - \varepsilon_{mf}}{1 - \varepsilon} \quad (\text{eq. IV - 17})$$

- Gauthier et Ross (1998), pour des poudres du groupe A de la classification de Geldart :

$$u_{sl} = \frac{U_{mf}}{\varepsilon} + (\varepsilon^n - \varepsilon_{mf}^n) \cdot \frac{\frac{U_{mf}}{\varepsilon_{mf}} - \frac{U_{mb}}{\varepsilon_{mb}}}{\varepsilon_{mf}^n - \varepsilon_{mb}^n} \quad (\text{eq. IV - 18})$$

Dans cette corrélation, n est un paramètre ajustable.

- Les corrélations établies pour une poudre donnée. Selon Leung et Jones (1978), elles peuvent s'écrire sous la forme $u_{sl} = A.\varepsilon^2 + B.\varepsilon + C$ pour des particules de classe A. A titre d'exemple, pour des particules de FCC, les constantes de cette relation sont $A = 8,4$, $B = -6,66$, $C = 1,36$.

C'est cette dernière démarche qui a été retenue pour établir l'équation de fermeture.

3. Modélisation des écoulements fluidisés denses verticaux descendants : colonne d'alimentation.

Le but de cette modélisation est de mettre en évidence l'effet de la compression du gaz (provoquée par l'augmentation de la pression avec la profondeur) sur la fluidisation de la suspension

dans une colonne d'alimentation industrielle, ainsi que de repérer la hauteur à laquelle des injections locales d'air doivent être faites pour pallier cette compression.

a. Présentation.

i. Méthode de résolution - conditions aux limites.

Comme nous l'avons déjà présenté auparavant, l'état de la suspension entrant dans les colonnes d'alimentation est celui fluidisé homogène. Ainsi, comme conditions aux limites, nous avons fixé la porosité de la suspension en entrée du système (partie haute de la conduite) à ε_{mb} et sa pression est considérée comme la valeur moyenne de la pression du système d'alimentation de la colonne (HDPS ou silo). La valeur de cette dernière, P_0 , dans ce travail, est fixée à 35 mbar relatifs (105000 Pa).

La compression du gaz avec la profondeur entraîne la réduction de la vitesse de glissement de sa valeur initiale, u_{mb} , à des valeurs pouvant devenir inférieures à celle au minimum de fluidisation, correspondant au lit mobile. De ce fait, nous n'avons pas pris en considération l'hétérogénéité du système. Ainsi, dans les équations du modèle, la fraction volumique des bulles est considérée comme nulle.

La résolution des équations du modèle nécessite une loi de fermeture, reliant la porosité du lit à la vitesse de glissement locale (les deux paramètres clés de la suspension). Elle est déduite de nos résultats expérimentaux présentés dans le chapitre I, et reproduits ci-dessous (figure 4 - 6). Dans la plage de vitesses retenue (de $0,9 u_{mf}$ à $1,1 u_{mb}$), l'évolution de la vitesse de glissement en fonction de la porosité est modélisée par une loi analogue à celle proposée par Leung et Jones (1978). Les constantes de cette loi ainsi identifiées sont : $A = 1,2912$, $B = -1,4215$, et $C = 0,3972$.

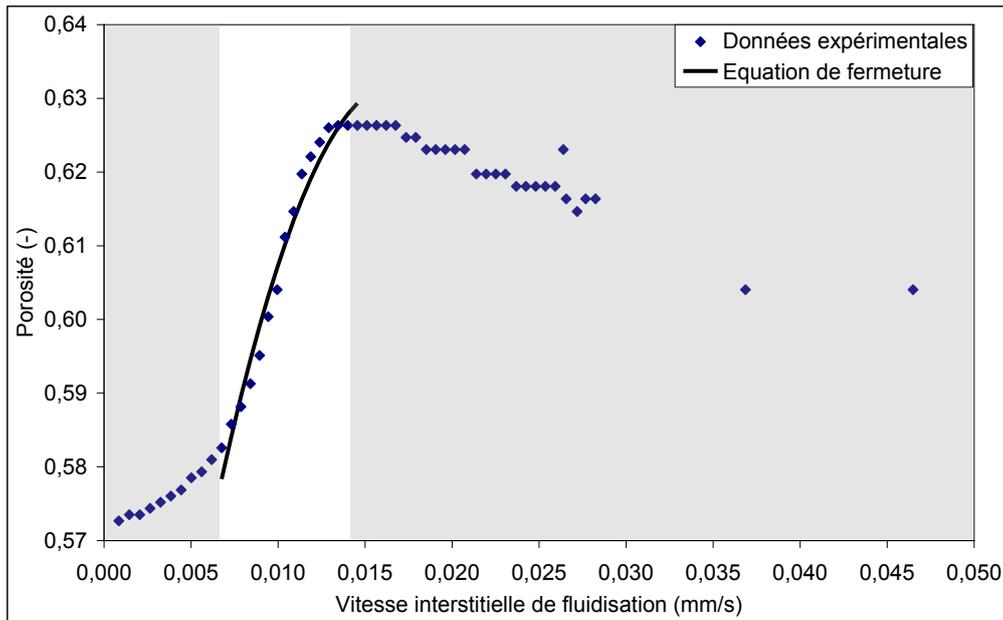


Figure 4 - 6 : Comparaison des porosités obtenues grâce à l'équation de fermeture avec les valeurs expérimentales obtenues en régime homogène.

En ce qui concerne la méthode de résolution, les équations du modèle sont discrétisées, et résolues par une méthode itérative. En effet, la colonne d'alimentation est discrétisée en tranches successives, où chaque paramètre est calculé jusqu'à convergence de la solution. Le critère choisi pour vérifier la validité de la solution est la conservation du débit massique de gaz sur toute la longueur de la colonne.

Le processus de résolution du système d'équations est le suivant, pour chaque tranche du lit :

- Une porosité ε_g est fixée.
- La vitesse interstitielle du solide est calculée selon la relation suivante :

$$u_p = \frac{G_p}{\rho_p (1 - \varepsilon_g)} \quad (\text{eq. IV - 19})$$

- La vitesse de glissement, u_{sl} , est obtenue grâce à la loi de fermeture.
- La vitesse interstitielle du gaz est calculée grâce à la relation :

$$u_g = u_{sl} + u_p \quad (\text{eq. IV - 20})$$

- La perte de charge de la tranche est calculée :

- o Si $\varepsilon > \varepsilon_{mf}$:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta x}\right)_i = -(1 - \varepsilon_g) \cdot \rho_p \cdot g - \varepsilon_g \cdot \rho_g \cdot g - (F_{p\text{-paroi}} + F_{g\text{-paroi}}) \quad (\text{eq. IV - 21})$$

- Si $\varepsilon < \varepsilon_{mf}$:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta x}\right)_i = \frac{150 \cdot \mu \cdot (1 - \varepsilon_g)^2 \cdot u_{sl}}{d_p^2 \cdot \varepsilon_g^3} + \frac{1,75 \cdot \rho_g \cdot (1 - \varepsilon_g) \cdot u_{sl}^2}{d_p \cdot \varepsilon_g^3} \quad (\text{eq. IV - 22})$$

- La pression totale de la tranche à la profondeur h est calculée :

$$P(x = h) = \sum_{i=1}^n \left(\frac{\Delta P}{\Delta x}\right)_i + P_0 \quad (\text{eq. IV - 23})$$

- La masse volumique du gaz dans la tranche est tirée de la loi des gaz parfaits suivant l'expression :

$$\rho_g = \frac{M_g \cdot P}{R \cdot T} \quad (\text{eq. IV - 24})$$

- Le débit massique surfacique de gaz dans la colonne est obtenu par :

$$G_g = \rho_g \cdot U_g \cdot \varepsilon_g \quad (\text{eq. IV - 25})$$

- Enfin, l'équation de continuité du gaz est vérifiée :

$$\left[\frac{|G_g(n) - G_g(n-1)|}{\Delta x} - \frac{G_a(n-1) + G_a(n)}{2 \cdot \Delta x} \right] = 0 \quad (\text{eq. IV - 26})$$

Dans cette dernière expression, on considère que les débits d'aération (lorsqu'ils existent) sont injectés entre deux tranches, et distribués de façon égale entre ces deux tranches. $G_a(n-1) + G_a(n)$ représente donc le terme d'aération. Si l'équation de continuité du gaz n'est pas vérifiée, c'est que la valeur de la porosité ε choisie au départ était mauvaise. Celle-ci va donc être rectifiée, et tous les calculs seront repris jusqu'à ce que l'équation de continuité du gaz s'annule.

Cette résolution itérative est ensuite appliquée à chaque tranche de colonne d'alimentation afin d'en connaître le profil des porosité, vitesse de glissement, et pression. La précision de ce type de modélisation, applicable à toutes les poudres de la classe A de la classification de Geldart, repose en partie sur la précision de la relation liant la porosité, ε , à la vitesse de glissement, u_{sl} .

A titre informatif, le temps de calcul moyen pour un cas similaire à ceux présentés dans ce chapitre est d'environ 10 à 15 secondes (hauteur de la colonne : 5,5 m, nombre de cellules : 550).

ii. Paramètres du modèle.

Le tableau 20 regroupe l'ensemble des paramètres physiques et géométriques que nous avons fixé pour les différentes simulations réalisées.

Tableau 20 : Récapitulatif des paramètres utilisés lors des différentes simulations de la colonne d'alimentation.

Paramètre	Valeur
Porosité au minimum de fluidisation (-)	0,58
Porosité au minimum de bullage (-)	0,626
Vitesse minimale de fluidisation ($m.s^{-1}$)	0,005
Vitesse minimale de bullage ($m.s^{-1}$)	0,009
d_p (m)	0,000054
Masse volumique des particules ($kg.m^{-3}$)	2360
Equation de fermeture : A ($s^2.m^{-2}$)	1,291
Equation de fermeture : B ($s.m^{-1}$)	-1,422
Equation de fermeture : C (-)	0,397
Hauteur de la colonne d'alimentation (m)	5,5
Diamètre de la colonne d'alimentation (m)	0,3
Viscosité du gaz (Pa.s)	$1,8.10^{-5}$
Masse molaire du gaz ($g.mol^{-1}$)	28
Température (k)	293,15

b. Présentation et discussion des résultats.

Dans un premier temps sont présentés les résultats obtenus pour des simulations sans aération de la colonne d'alimentation. Ensuite un second paragraphe s'attarde sur l'influence des injections d'air, ainsi que de leur débit, sur le régime de fluidisation de la suspension. Enfin, le dernier paragraphe de cette partie met en évidence l'effet du débit massique surfacique de solide sur l'emplacement des injections d'air.

i. Simulation de la colonne d'alimentation en l'absence d'aération externe.

Le premier résultat obtenu est issu de la simulation la plus basique : sans aération intermédiaire. Le débit massique surfacique de solide est fixé à $50 \text{ kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$. Ce cas servira de référence pour la suite de l'étude. La figure 4 - 7 représente l'évolution de la porosité de la suspension, de la pression, et de la vitesse de glissement du gaz avec la hauteur de la colonne d'alimentation.

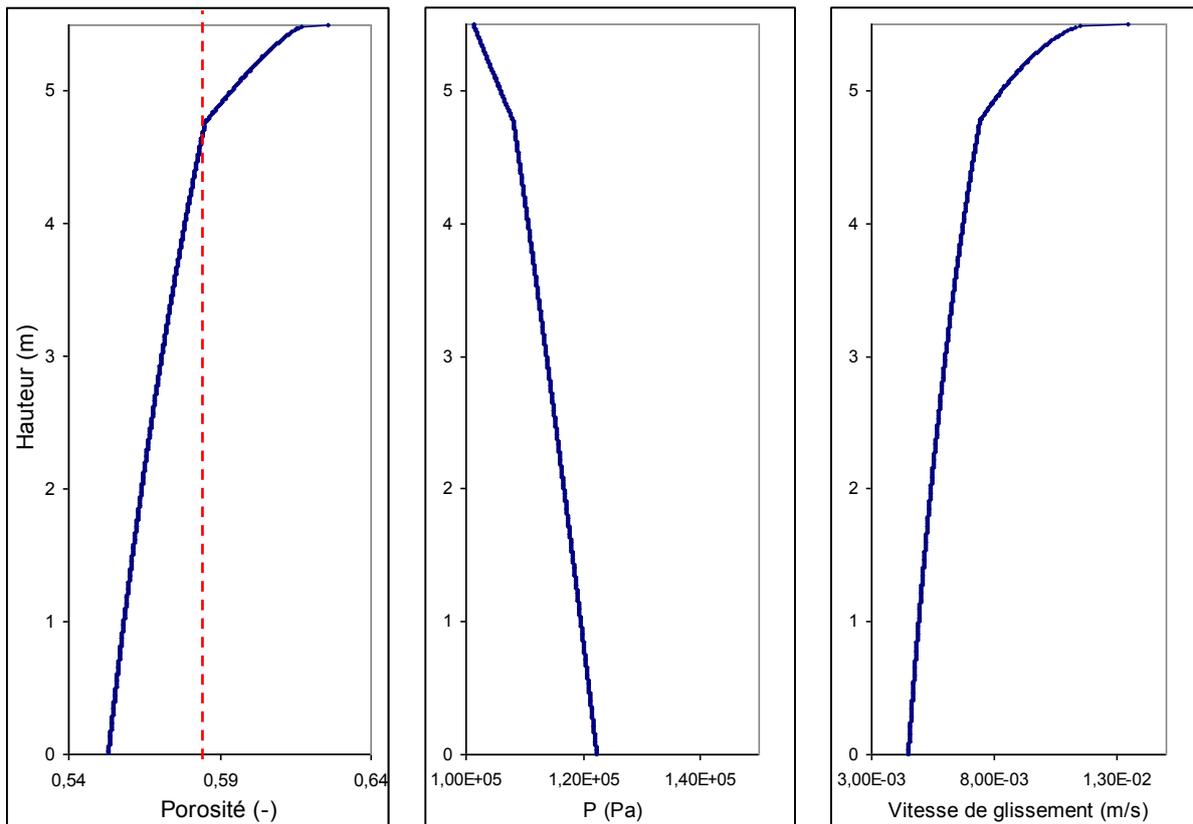


Figure 4 - 7 : Profils des porosité, pression, et vitesse de glissement dans la colonne d'alimentation sans aération externe.

Il est clair, à la vue de ces résultats, que la défluidisation de la suspension survient à environ 4,6 m : c'est à cette hauteur que la porosité devient inférieure à la porosité au minimum de fluidisation (ligne en pointillés). A cette hauteur, une rupture est également visible sur les profils de pression et de vitesse de glissement.

Ce type de simulation montre bien qu'une défluidisation peut avoir lieu lors du transport descendant d'une suspension fluidisée. Cette défluidisation se traduit par une réduction importante du gradient de pression entre les deux extrémités de la colonne, pouvant influencer le débit de solide ainsi que l'étanchéité vis-à-vis du gaz provenant des appareils placés en aval.

Dans le but de maintenir la suspension en état fluidisé, d'autres configurations sont simulées, où des injections d'air sont placées en paroi de la colonne d'expédition afin de compenser localement la réduction de la vitesse de glissement.

ii. Influence du débit d'aération par prise.

Lors de ces essais, le débit massique surfacique de solide est fixé à $50 \text{ kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$. Nous avons réalisé deux simulations en gardant le débit d'aération par prise constant. Ces débits correspondent respectivement à des vitesses de 1 mm.s^{-1} ($0,2 u_{mf}$), et de 6 mm.s^{-1} ($1,2 u_{mf}$). Lors de ces simulations, la position des prises correspond au niveau pour lequel la vitesse de glissement devient égale à $0,9 u_{mf}$. La figure 4 - 8 et la figure 4 - 9 représentent les résultats de simulations réalisées.

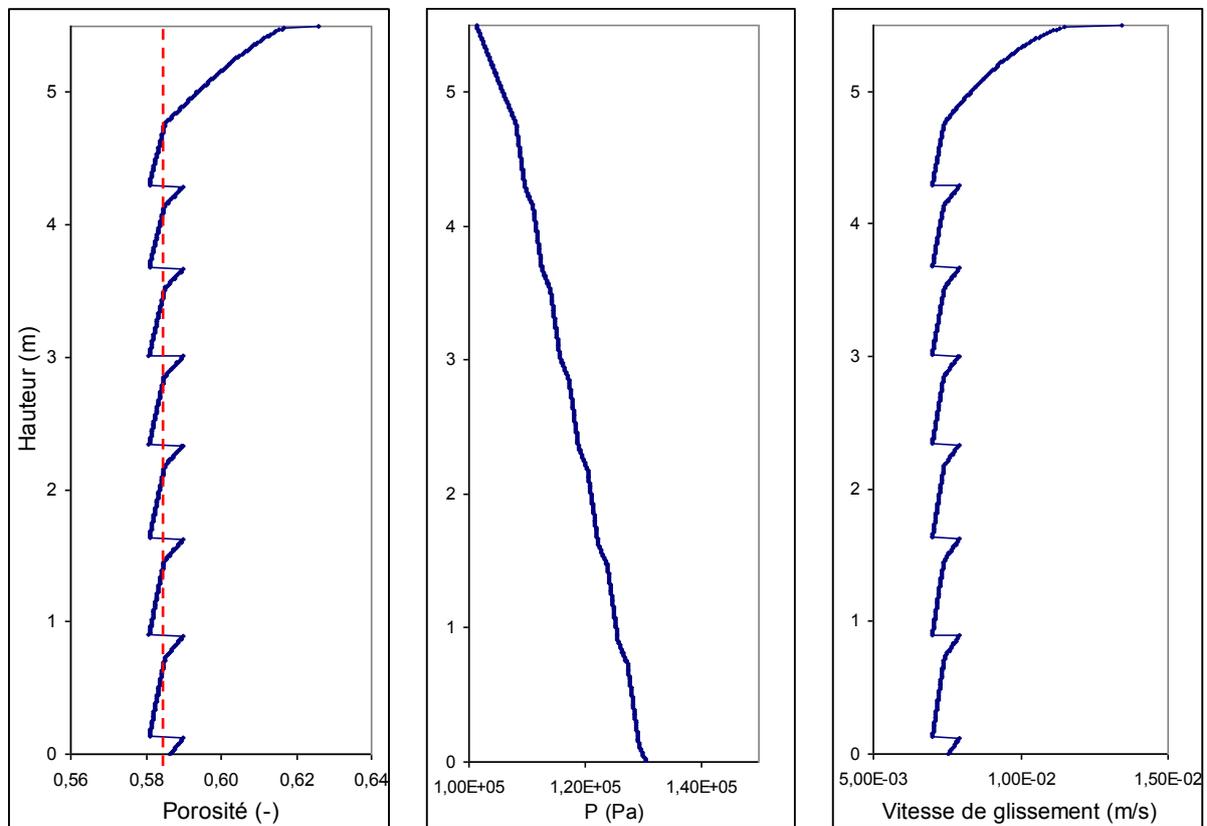


Figure 4 - 8 : Profils des porosité, pression, et vitesse de glissement dans la colonne d'alimentation avec une aération de 1 mm.s^{-1} .

Elles montrent que le débit d'aération par prise affecte le nombre de prises, la distance entre ces prises, et le gradient de pression entre les deux extrémités de la colonne. Une augmentation de la vitesse d'aération par prise de 1 mm.s^{-1} à 6 mm.s^{-1} conduit à :

- Une réduction du nombre de prises de 7 à 3.
- Une augmentation de la distance entre les prises de 60 cm à 147 cm.

- Une augmentation du gradient de pression total de 5300 Pa.m^{-1} à 7000 Pa.m^{-1} .

A partir de ces résultats, nous pouvons conclure que pour les deux cas testés, la condition adéquate correspond à une aération à plus fort débit par prise.

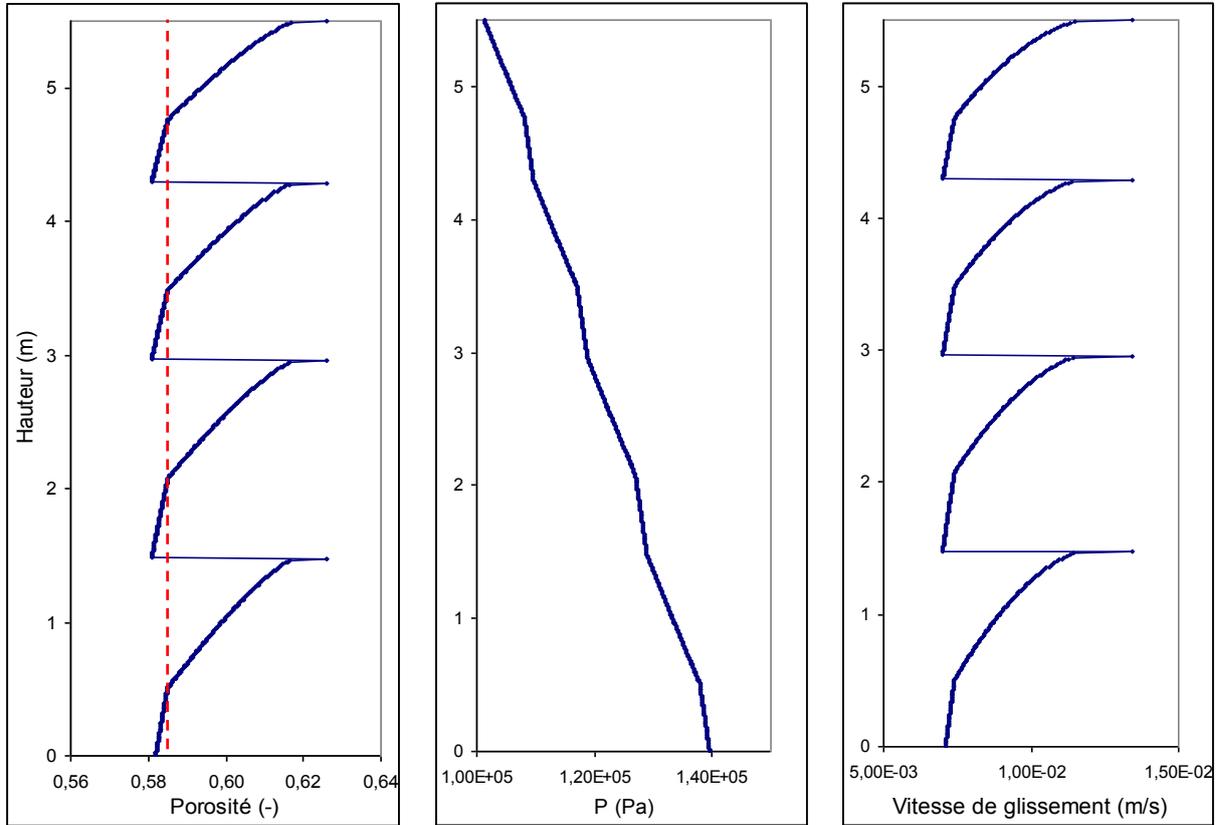


Figure 4 - 9 : Profil des porosité, pression, et vitesse de glissement dans la colonne d'alimentation avec une aération de 6 mm.s^{-1} .

Dans le but de mieux comprendre l'influence de la position d'aération sur le comportement du système, nous avons décidé de réaliser l'aération juste avant que la suspension ne subisse une défluidisation ($u_{sl} = u_{mj}$). Le débit d'air injecté par prise est maintenu à une valeur correspondant à une vitesse de 6 mm.s^{-1} .

La figure 4 - 10 montre que cette politique d'aération permet de conserver la suspension dans un état fluidisé homogène, sur toute la longueur de la colonne d'alimentation.

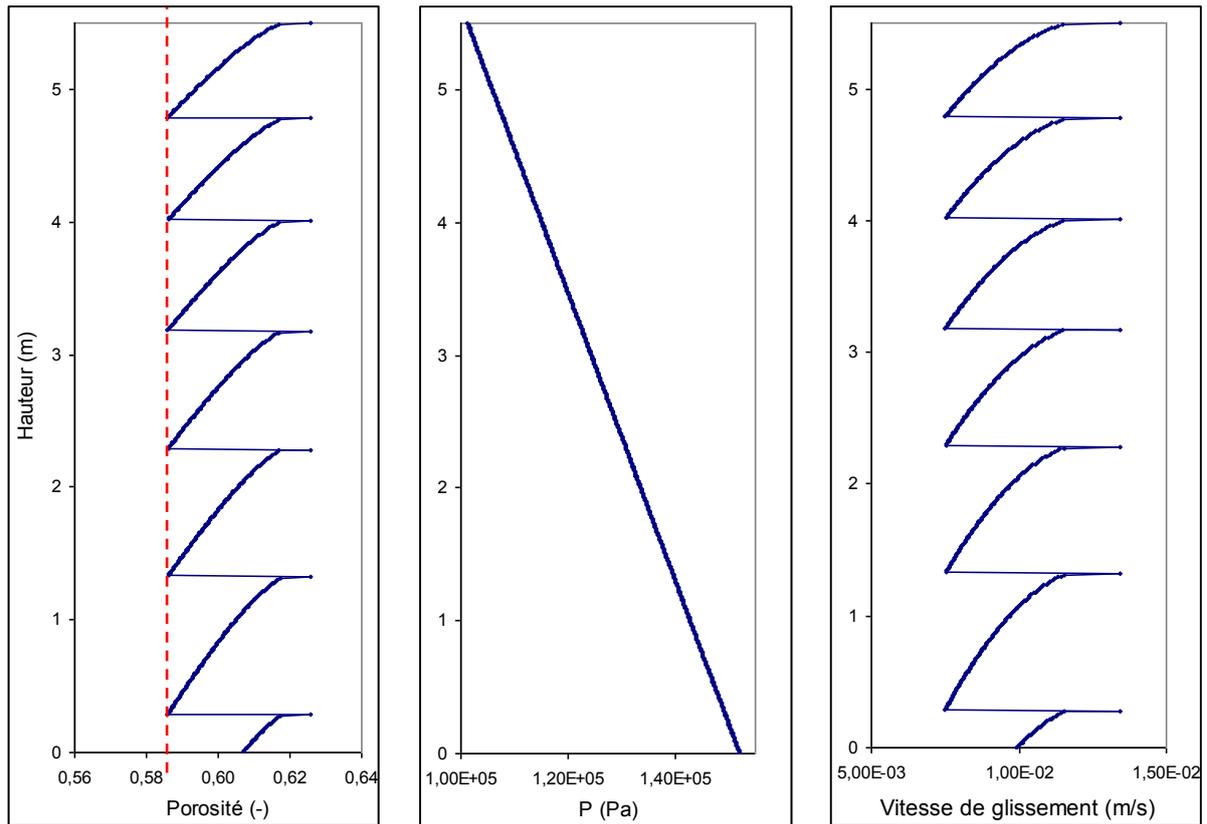


Figure 4 - 10 : Profil idéaux des porosité, pression, et vitesse de glissement dans la colonne d'alimentation.

La conséquence directe de cette politique d'aération est la maximisation du gradient de pression total de la colonne ($9100 \text{ Pa}\cdot\text{m}^{-1}$), comparé à la simulation précédente, $7000 \text{ Pa}\cdot\text{m}^{-1}$. De plus, elle permet de réduire le nombre de points d'aération.

iii. Influence du débit massique surfacique de solide.

Dans ce paragraphe est étudiée l'influence du débit massique surfacique de solide sur le comportement de la suspension. La vitesse d'aération par prise est gardée constante, et fixée à $6 \text{ mm}\cdot\text{s}^{-1}$. Les positions d'aération correspondent aux niveaux pour lesquels la vitesse de glissement est égale à la vitesse minimale de fluidisation. La figure 4 - 11 représente, pour chaque débit massique surfacique de solide simulé, le nombre de prises ainsi que le niveau des aérations à prévoir sur la colonne d'alimentation.

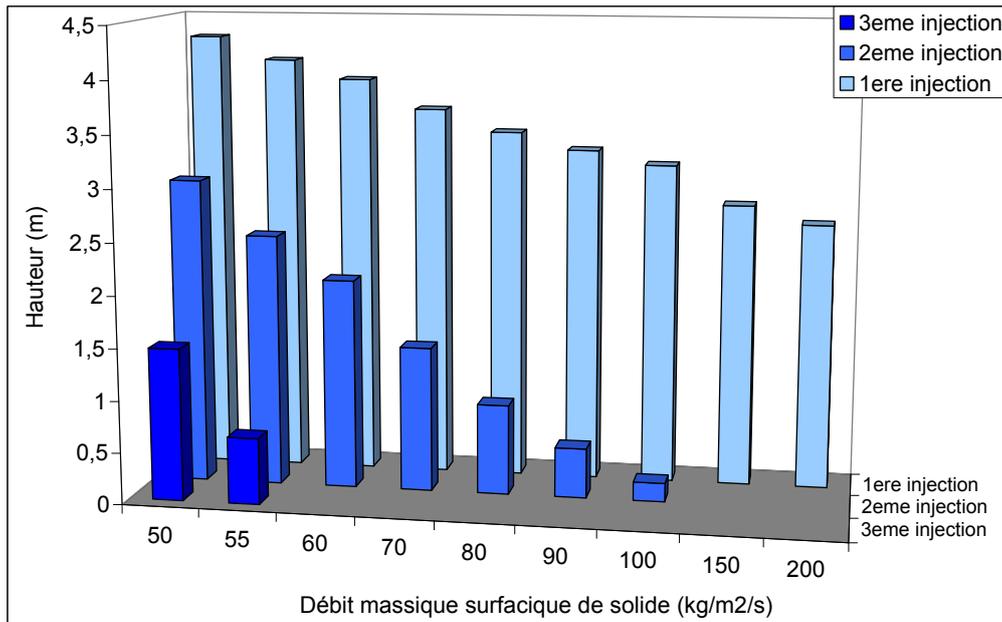


Figure 4 - 11 : Evolution du nombre et de la hauteur des aérations de la colonne d'alimentation en fonction du débit massique surfacique de solide.

Elle montre que l'augmentation du débit massique surfacique de solide :

- Abaisse le niveau des prises d'aération de la colonne d'alimentation.
- Augmente la distance entre les prises.
- Diminue le nombre de prises.

A titre d'exemple, pour un débit massique surfacique de solide de $50 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$, la colonne doit être équipée de 3 prises situées respectivement à 1,5 m, 3 m et 4,5 m par rapport au niveau du sol. Pour un débit massique surfacique de solide de $100 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$, une opération stable peut être réalisée grâce à deux injections situées l'une à 0,3 m du sol, et l'autre à 3,5 m du sol.

En tenant compte du sens positif de l'écoulement (du bas vers le haut), l'augmentation du débit descendant de solide conduit à une diminution de sa vitesse. Ainsi, pour une vitesse de glissement fixée au minimum de fluidisation, l'augmentation du débit massique surfacique de solide conduit à une diminution de la vitesse interstitielle du gaz. Autrement dit, dans le cas d'une colonne non aérée, cela correspond à une apparition de phénomènes de défluidisation à des distances plus grande par rapport au point d'alimentation en solide. Ceci explique le déplacement des premières prises d'injection vers la base de la colonne avec l'augmentation du débit massique surfacique de solide.

Par ailleurs, ces résultats théoriques montrent que lorsque le débit massique unitaire devient supérieur à $100 \text{ kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$, une seule injection d'air à une vitesse de 6 mm.s^{-1} est largement suffisante pour assurer le maintien en fluidisation de la suspension. De plus, la position de cette prise se déplace vers la sortie de la colonne au fur et à mesure que le débit augmente.

Sachant que le débit massique unitaire dépend du diamètre de la colonne, sa réduction permet de diminuer le nombre de prises d'aération nécessaires.

Ainsi, le choix du diamètre de la colonne d'alimentation ne peut pas se faire de manière arbitraire. Une augmentation du diamètre de ce dispositif est propice à l'apparition d'instabilités pouvant entraîner un écoulement périodique ou encore un blocage du système.

4. Modélisation des écoulements fluidisés denses verticaux ascendants : colonne d'expédition.

La seconde partie de ce chapitre est consacrée à la simulation des écoulements dans la colonne d'expédition.

a. Présentation.

i. Méthode de résolution - conditions aux limites.

Contrairement à la colonne d'alimentation, le sens de circulation du solide est ici dans la direction positive : du bas vers le haut. Ainsi, pour une vitesse de glissement fixée à u_{mb} , l'augmentation du débit de solide se traduit par une augmentation de la vitesse interstitielle du gaz. Ceci va déplacer la vitesse de transition vers le régime de bullage (fluidisation hétérogène) à des vitesses superficielles de gaz beaucoup plus importantes.

Par ailleurs, nos résultats expérimentaux ont montré que, dans la plupart des cas, l'état de la suspension à l'entrée de la colonne d'expédition est celui au minimum de fluidisation (chapitre III). Ainsi, comme condition aux limites, nous avons supposé que la suspension pénètre dans la colonne au minimum de fluidisation.

La décompression du gaz lors de la remontée de la suspension dans la colonne d'expédition conduit à l'apparition d'un régime de fluidisation hétérogène. Le modèle doit donc permettre de connaître en tout point de la colonne d'expédition, grâce aux équations de fermeture utilisées, la taille des bulles, leur vitesse, ainsi que la part du débit de solide transportée par les bulles (sillage).

Les équations du modèle sont discrétisées. Le système d'équations algébriques ainsi obtenu est traité par la méthode de Newton. Le modèle détermine alors le profil axial de la vitesse caractéristique et de la porosité des différentes phases (émulsion, sillage, bulle).

ii. Paramètres du modèle.

Le tableau 21 regroupe l'ensemble des paramètres physiques et géométriques que nous avons gardés constants lors des simulations.

Tableau 21 : Récapitulatif des paramètres utilisés lors des différentes simulations de la colonne d'expédition.

Paramètre	Valeur
Porosité au minimum de fluidisation (-)	0,58
Porosité au minimum de bullage (-)	0,626
d_p (m)	0,000055
Masse volumique des particules (kg.m^{-3})	2360
Fraction des bulles occupées par le sillage (-) (Kunii et Levenspiel, 1991)	0,3
Hauteur de la colonne d'alimentation (m)	3,45
Diamètre de la colonne d'alimentation (m)	0,056 et 0,028
Viscosité du gaz (Pa.s)	$1,8.10^{-5}$
Masse molaire du gaz (g.mol^{-1})	29
Température (k)	293,15

b. Présentation et discussion des résultats.

Dans ce paragraphe, une étude de sensibilité du modèle est tout d'abord entreprise vis-à-vis de :

- La prise en compte de la compressibilité du gaz (évolution de la masse volumique en fonction de la hauteur).
- La porosité de la phase émulsion.

Dans un second temps, a été examiné l'effet de l'aération et du diamètre de la colonne sur le comportement de la suspension. Les résultats ainsi obtenus sont comparés aux résultats expérimentaux disponibles.

i. Sensibilité du modèle vis-à-vis de la compressibilité du gaz.

Dans le but de mieux comprendre l'effet de la prise en compte de la variation de la masse volumique du gaz sur le comportement hydrodynamique du système, deux séries de simulations ont été réalisées dans des conditions opératoires identiques ($Q_p = 1000 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$, $u_a = 0$, $\phi_{CE} = 28 \text{ mm}$), l'une tenant compte de la variation de la masse volumique du gaz, contrairement à la deuxième.

L'ensemble des résultats est consigné sur la figure 4 - 12, figure 4 - 13, figure 4 - 14, et figure 4 - 15.

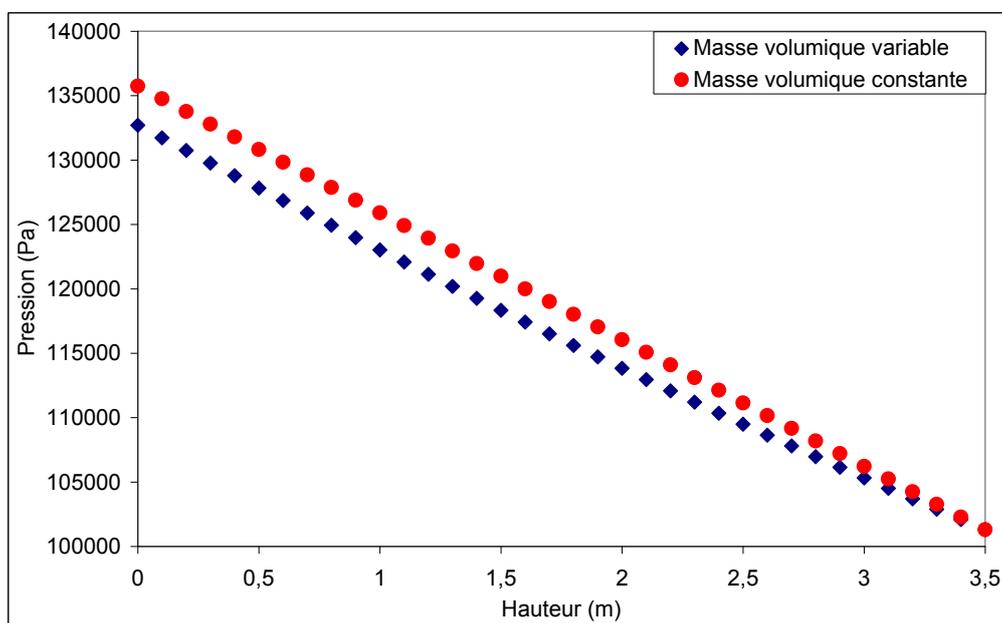


Figure 4 - 12 : Evolution de la pression avec le niveau ($Q_p = 1000 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$, $u_a = 0$, $\phi_{CE} = 28 \text{ mm}$).

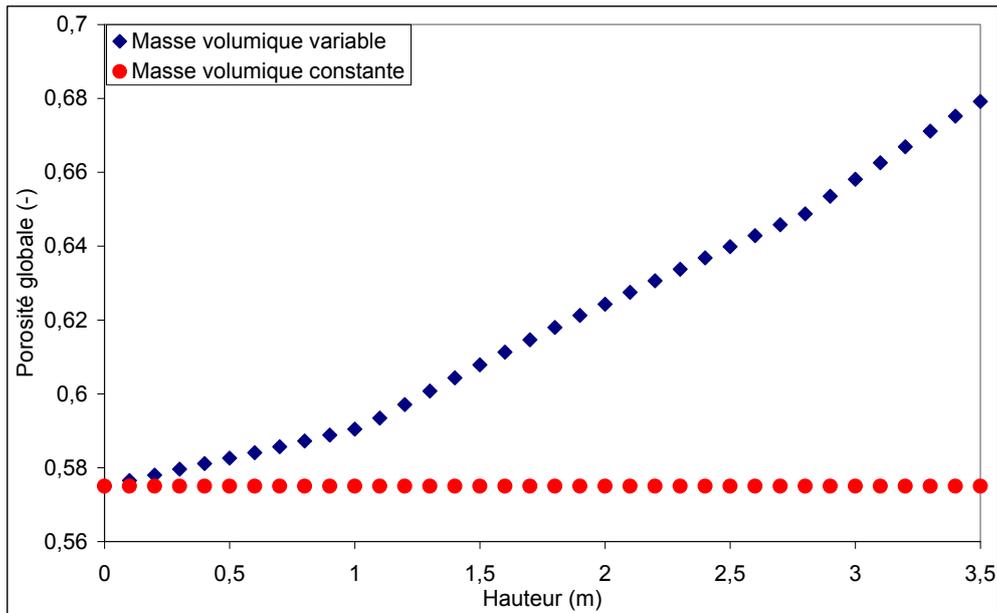


Figure 4 - 13 : Evolution de la porosité globale avec le niveau ($Q_p = 1000 \text{ kg.h}^{-1}$, $u_a = 0$, $\phi_{CE} = 28 \text{ mm}$).

Il montre que la prise en compte de la compressibilité du gaz le long de la colonne permet :

- Une diminution du gradient de pression. En effet, la figure 4 - 12 montre que la pression calculée à la base de la colonne diminue de 136000 Pa à 133000 Pa. Autrement dit, ce phénomène réduit la force motrice nécessaire à l'écoulement. Il est directement lié à l'évolution de la porosité globale de la suspension. En effet, la figure 4 - 13 montre que la prise en compte de la variation de la masse volumique du gaz impacte de manière significative la porosité de la suspension. Elle augmente régulièrement le long de la colonne pour atteindre des valeurs supérieures à 0,68.
- La modification du comportement hydrodynamique de la suspension d'un régime de fluidisation homogène vers un régime de fluidisation hétérogène. En effet, la figure 4 - 14 montre que la diminution de la masse volumique du gaz le long de la colonne conduit à une augmentation de la vitesse de glissement sur le premier mètre. Lorsque cette vitesse devient supérieure à la vitesse minimale de bullage, l'apparition de bulles, visibles sur la figure 4 - 15 à 1,25 m, conduit à une augmentation de la vitesse de glissement. Ce changement de pente dans l'évolution de la vitesse de glissement est lié à l'effet du taux de bulles (δ_b) sur la porosité globale de la suspension (ε_g). La diminution de la pression du gaz lors de son ascension dans la colonne conduit donc à une augmentation régulière du taux de bulles qui à son tour augmente les valeurs de la vitesse de glissement et de la porosité globale du lit.

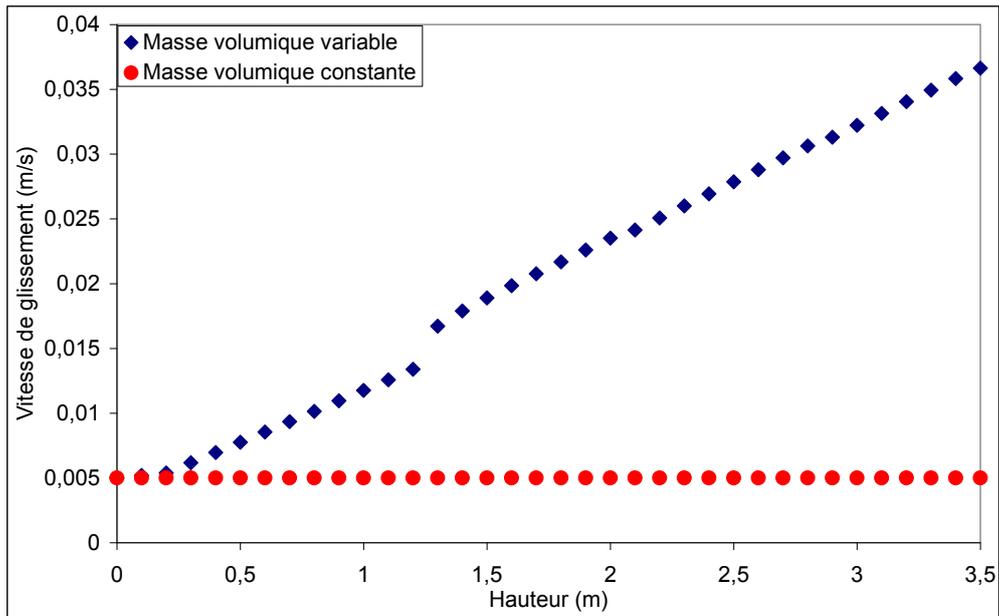


Figure 4 - 14 : Evolution de la vitesse de glissement avec le niveau ($Q_p = 1000 \text{ kg.h}^{-1}$, $u_a = 0$, $\phi_{CE} = 28 \text{ mm}$).

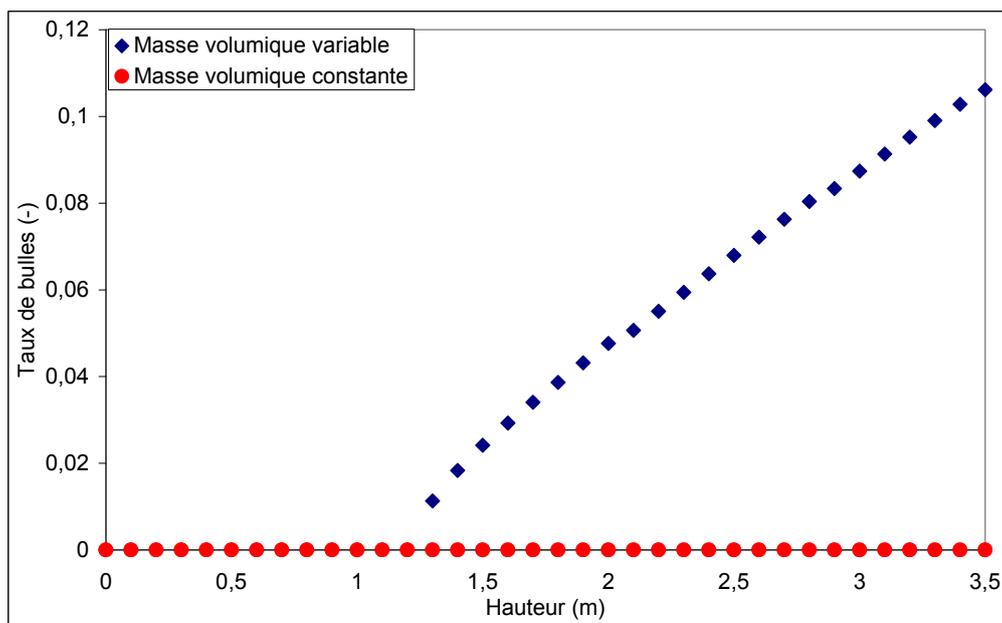


Figure 4 - 15 : Evolution du taux de bulles avec le niveau ($Q_p = 1000 \text{ kg.h}^{-1}$, $u_a = 0$, $\phi_{CE} = 28 \text{ mm}$).

L'ensemble de ces résultats montre l'importance de la prise en compte de la compressibilité du gaz sur les prédictions du modèle. Dans la suite de l'étude, la phase gazeuse est considérée comme compressible.

ii. Sensibilité du modèle vis-à-vis de la porosité de la phase émulsion.

Lors de la modélisation des réacteurs à lit fluidisé contenant des particules de classe B de la classification de Geldart, on admet couramment que le degré de vide dans la phase émulsion est

celui au minimum de fluidisation. Quant aux particules de la classe A, les travaux bibliographiques ne s'accordent pas sur la valeur de ce degré de vide (Kunii et Levenspiel, 1991). La revue des différents modèles fait état de deux hypothèses différentes concernant cette grandeur clé de la modélisation :

- La porosité de la phase émulsion est fixée à la porosité au minimum de fluidisation.
- La porosité de la phase émulsion est fixée à la porosité au minimum de bullage.

Par ailleurs, comme nous l'avons déjà précisé dans le chapitre I, la plupart des auteurs (Geldart et Wong, 1985, Tavares, 2010) ont admis que cette grandeur peut être évaluée expérimentalement par la technique de la défluidisation. Ainsi, la valeur de ε_D , définie dans le chapitre I, est retenue comme étant la valeur du degré de vide de la phase émulsion. Dans notre cas, les données expérimentales mesurées grâce aux essais de défluidisation montrent une valeur de ε_D identique à ε_{mf} . De ce fait, deux types de simulation ont été effectués, dans des conditions opératoires identiques ($Q_p = 1000 \text{ kg.h}^{-1}$, aération à 30 cm avec $u_a = 3 u_{mb}$, $\varnothing_{CE} = 28 \text{ mm}$) mais en considérant les hypothèses suivantes :

- Simulation 1 : la porosité de la phase émulsion est fixée à la porosité au minimum de fluidisation.
- Simulation 2 : la porosité de la phase émulsion varie entre celle au minimum de fluidisation et celle au minimum de bullage.

La figure 4 - 16 représente les profils axiaux de pression dans la colonne d'expédition. A titre de comparaison, ont été ajoutées sur cette figure les données expérimentales obtenues dans les mêmes conditions.

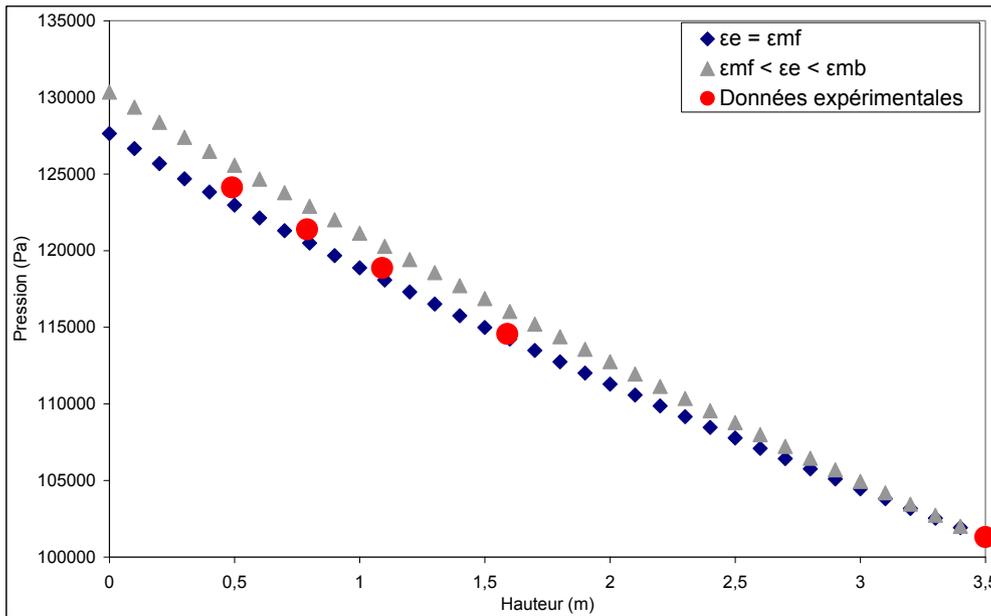


Figure 4 - 16 : Evolution de la pression avec le niveau, pour différentes hypothèses concernant la porosité de la phase émulsion ($Q_p = 1000 \text{ kg.h}^{-1}$, $u_a = 3 u_{mb}$, $\varnothing_{CE} = 28 \text{ mm}$).

On peut y constater que la valeur de la porosité de la phase émulsion a un impact non-négligeable sur le gradient de pression du système. Pour une porosité de l'émulsion fixée à celle au minimum de fluidisation, la pression à la base de la colonne est de 128000 Pa alors qu'elle est de 135000 Pa pour une porosité de la phase émulsion variable. Cette différence est directement liée à l'effet de ce paramètre sur la porosité globale de la suspension (figure 4 - 17).

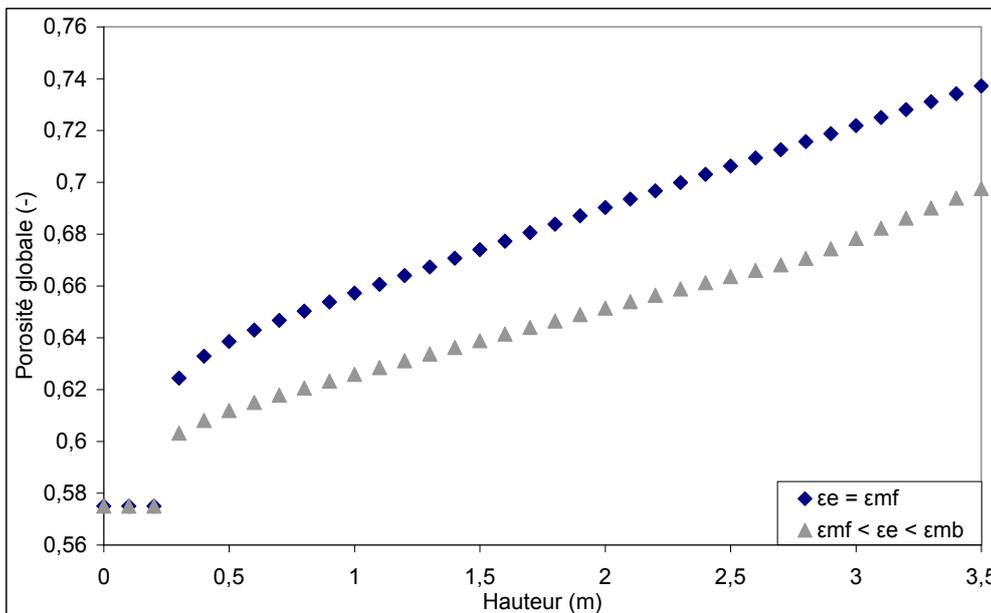


Figure 4 - 17 : Evolution de la porosité globale avec le niveau, pour différentes hypothèses concernant la porosité de la phase émulsion ($Q_p = 1000 \text{ kg.h}^{-1}$, $u_a = 3 u_{mb}$, $\varnothing_{CE} = 28 \text{ mm}$).

Elle montre une élévation de la porosité globale lorsque la porosité de la phase émulsion est faible (simulation avec $\varepsilon_e = \varepsilon_{mf}$). Ceci peut être attribué à l'augmentation du taux de bulles, conformément aux hypothèses du modèle : l'excès de gaz par rapport au minimum de fluidisation transite sous forme de bulles (figure 4 - 18).

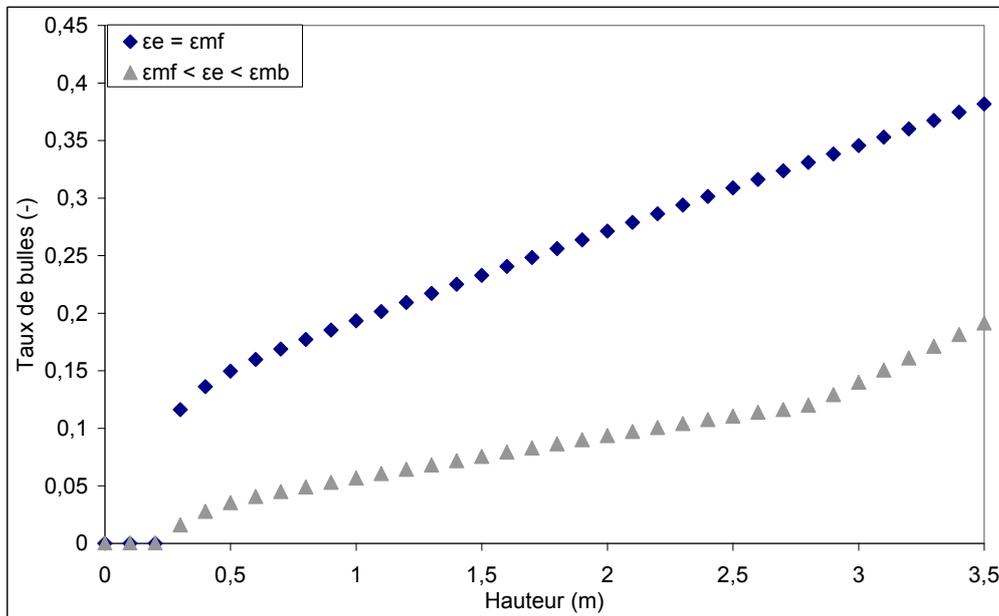


Figure 4 - 18 : Evolution du taux de bulles avec le niveau, pour différentes hypothèses concernant la porosité de la phase émulsion ($Q_s = 1000 \text{ kg.h}^{-1}$, $u_a = 3 u_{mb}$, $\varnothing_{CE} = 28 \text{ mm}$).

De plus, sur la figure 4 - 16, on constate une bonne concordance entre les résultats expérimentaux et ceux obtenus par le modèle en fixant la porosité de la phase émulsion au minimum de fluidisation.

Ainsi, pour la suite de l'étude, la porosité de la phase émulsion est fixée à ε_{mf} .

iii. Influence de la vitesse d'aération.

Afin de mettre en évidence l'effet de la vitesse d'aération sur le comportement hydrodynamique de la suspension, nous avons gardé les mêmes conditions opératoires que précédemment, et nous avons réalisé 3 simulations, avec des vitesses d'aération respectivement égales à 0 mm.s^{-1} , $3 u_{mb}$, et $5 u_{mb}$.

La figure 4 - 19 représente l'évolution de la pression du système en fonction du niveau dans la colonne d'expédition, pour les trois débits d'aération.

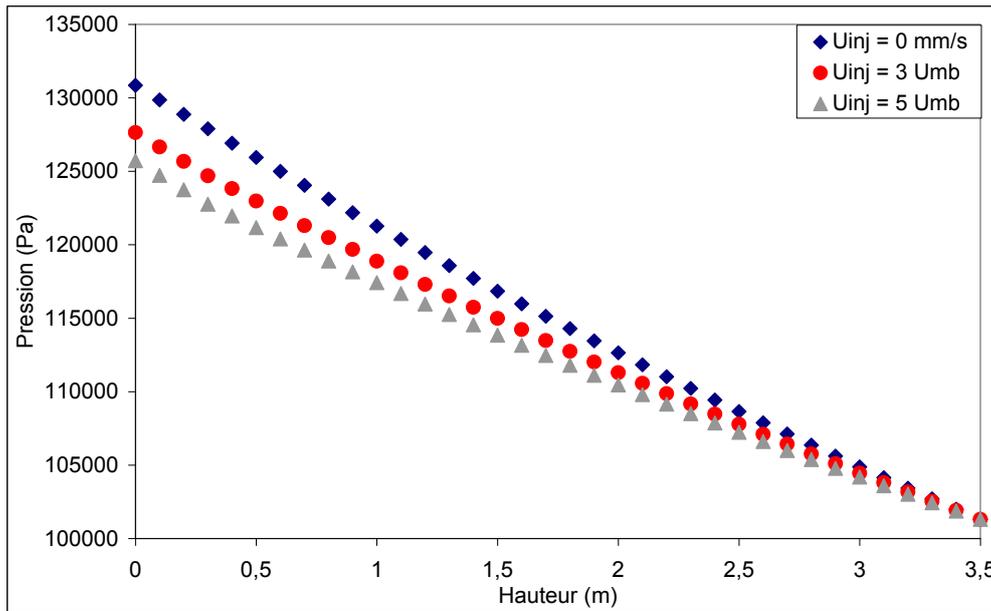


Figure 4 - 19 : Evolution de la pression avec le niveau, en fonction du débit d'aération ($Q_p = 1000 \text{ kg.h}^{-1}$, $\phi_{CE} = 28 \text{ mm}$).

Elle montre une diminution du gradient de pression avec l'augmentation de la vitesse d'aération. Ces résultats peuvent être expliqués par l'effet de cette grandeur sur la porosité globale de la suspension (figure 4 - 20).

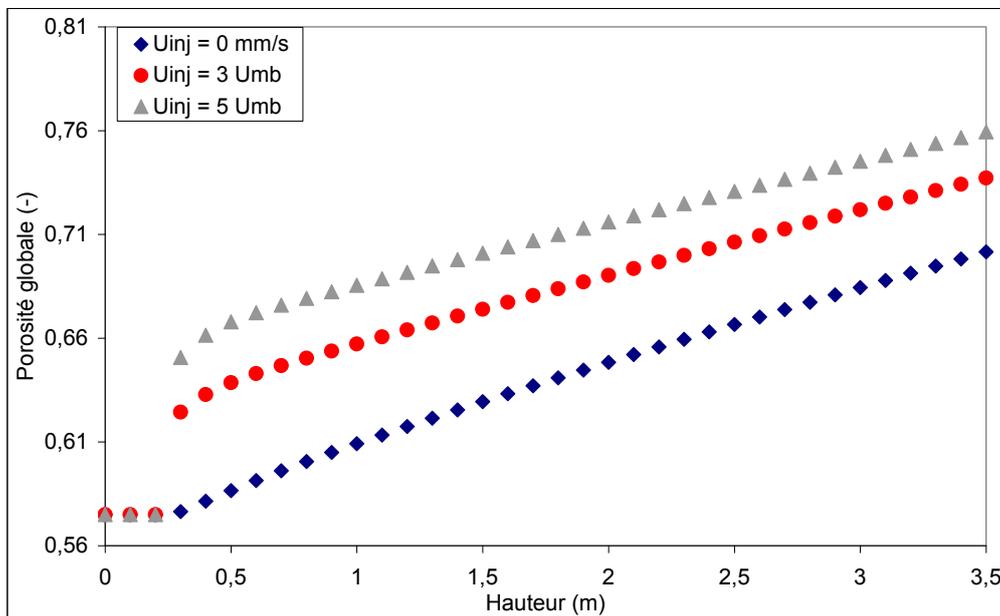


Figure 4 - 20 : Evolution de la porosité globale avec le niveau, en fonction du débit d'aération ($Q_p = 1000 \text{ kg.h}^{-1}$, $\phi_{CE} = 28 \text{ mm}$).

En complément de la figure 4 - 19, la figure 4 - 21 représente l'effet de la vitesse d'aération sur la valeur de la pression calculée à la base de la colonne d'expédition. Cette dernière représente la

force motrice nécessaire au fonctionnement du système. A titre comparatif, nous avons également porté sur cette figure nos résultats expérimentaux obtenus dans les mêmes conditions.

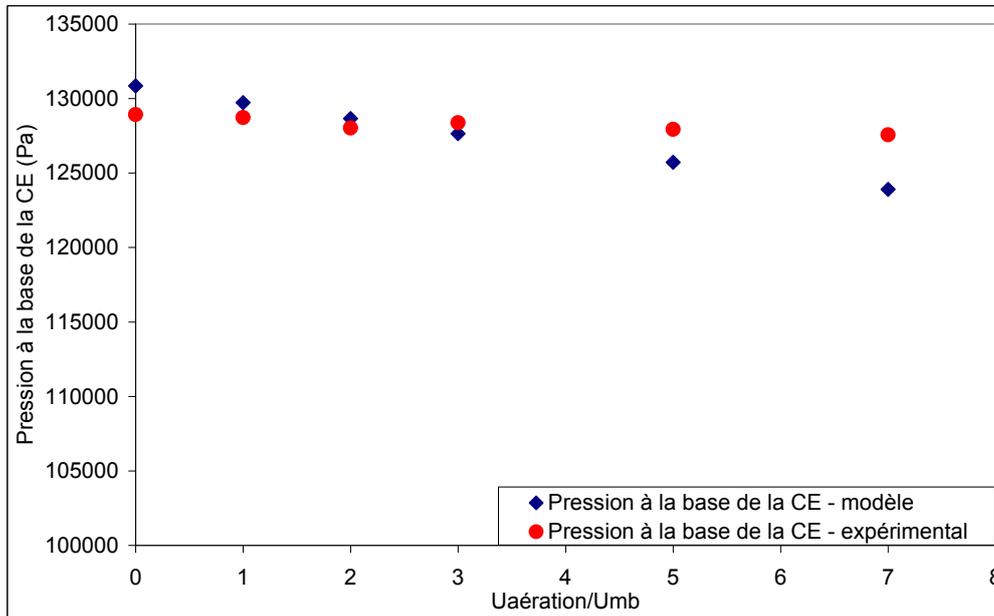


Figure 4 - 21 : Pression à la base de la colonne d'expédition en fonction de la vitesse d'aération : comparaison des valeurs expérimentales et modélisées ($Q_p = 1000 \text{ kg.h}^{-1}$, $\phi_{CE} = 28 \text{ mm}$).

Elle permet de constater que les valeurs calculées s'accordent relativement bien avec les valeurs mesurées. L'écart observé à des vitesses d'aération élevées peut être attribué à l'effet de ce facteur sur la porosité de la phase émulsion. Une légère augmentation de cette dernière peut réduire d'une manière sensible l'écart observé, comme nous l'avons déjà mis en évidence dans le paragraphe 4.b.ii.

Dans le but de mieux comprendre le mécanisme de transport des particules solides dans la suspension hétérogène, nous avons calculé, pour la dernière tranche du lit, le taux d'entraînement du solide dans le sillage des bulles (figure 4 - 22). Ce pourcentage est calculé grâce aux relations :

$$Q_{sillage} = U_b \cdot \delta_b \cdot f_w \cdot A_c \cdot \rho_p \cdot (1 - \varepsilon_e) \quad (\text{eq. IV - 27})$$

$$\tau_{sillage} = \frac{Q_{sillage}}{Q_{total}} \cdot 100 \quad (\text{eq. IV - 28})$$

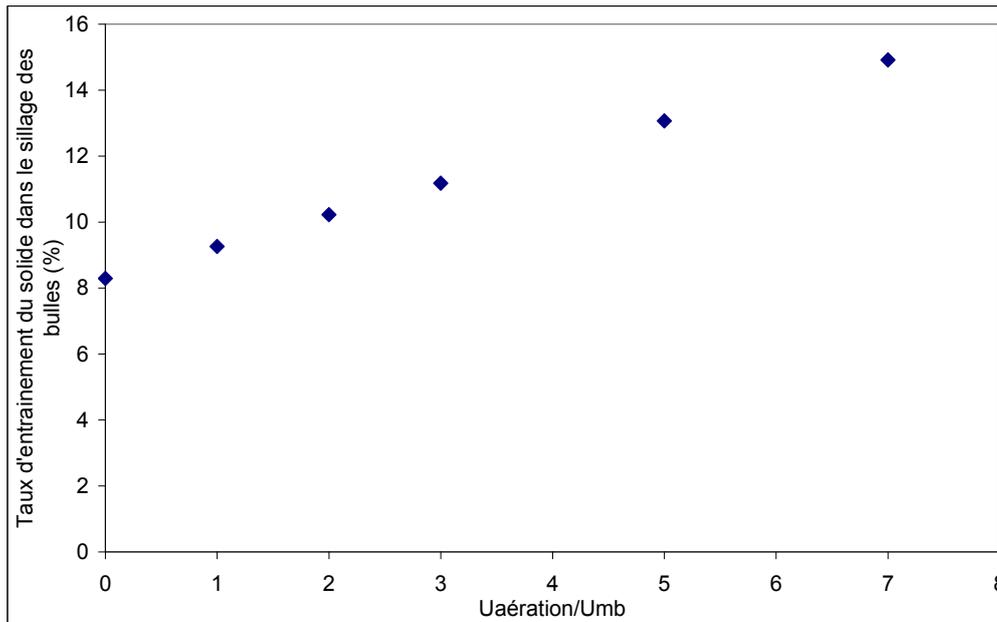


Figure 4 - 22 : Taux d'entraînement du solide dans le sillage des bulles en fonction de la vitesse d'aération ($Q_p = 1000 \text{ kg.h}^{-1}$, $\phi_{CE} = 28 \text{ mm}$).

On constate que ce taux augmente linéairement avec la vitesse d'aération de la colonne de 8% à 15%. Ce phénomène est directement lié à l'augmentation du taux et de la vitesse de bulles avec la vitesse d'aération.

L'ensemble de ces résultats montre que l'augmentation de la vitesse d'aération de la colonne d'expédition réduit la force motrice nécessaire pour assurer l'écoulement, et favorise le transport de solide dans le sillage des bulles. Ce phénomène impacte directement la distribution des temps de séjour des particules de solide dans la colonne.

iv. Influence du diamètre de la colonne.

Dans ce dernier paragraphe, l'effet du diamètre de la colonne sur les mécanismes de transport du solide est examiné. Pour ce faire, deux simulations ont été réalisées dans des conditions opératoires identiques ($Q_p = 1000 \text{ kg.h}^{-1}$, $u_a = 3 u_{mb}$) pour deux diamètres de colonne respectivement fixés à 28 mm et 56 mm. Ces deux dimensions correspondent à celles utilisées expérimentalement.

La figure 4 - 23 nous informe que la porosité globale est bien plus élevée lorsque le diamètre de la colonne est faible. En effet, pour un même débit de solide en entrée, les vitesses dans la colonne d'expédition de 28 mm de diamètre sont plus élevées.

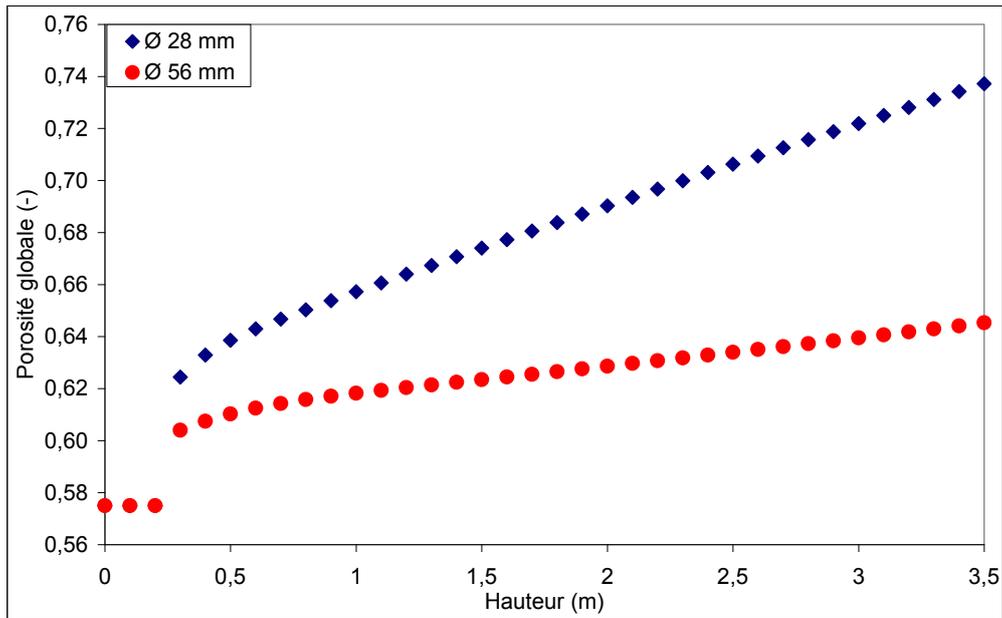


Figure 4 - 23 : Evolution de la porosité globale avec le niveau, en fonction du diamètre de la colonne d'expédition ($Q_p = 1000 \text{ kg.h}^{-1}$, $u_a = 3 u_{mb}$).

Cette forte augmentation de la porosité est due à la valeur du taux de bulle dans le système (figure 4 - 24). En effet, la porosité de la phase émulsion étant fixée, tout l'excès de gaz est transféré vers la phase bulle. Cela entraîne une forte augmentation de la taille des bulles, et donc de leur vitesse (figure 4 - 25).

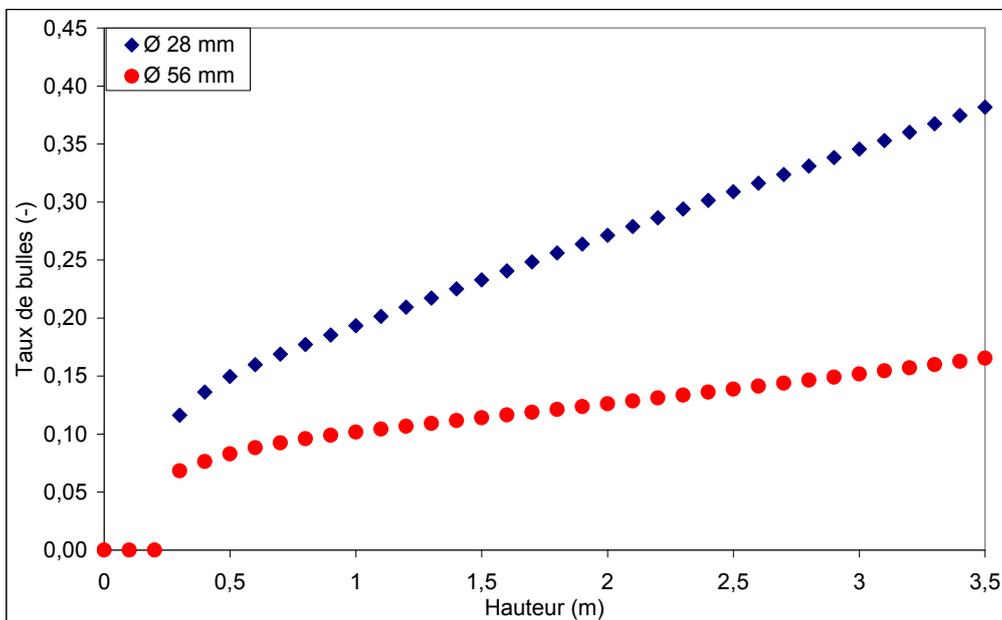


Figure 4 - 24 : Evolution du taux de bulles avec le niveau, en fonction du diamètre de la colonne d'expédition ($Q_p = 1000 \text{ kg.h}^{-1}$, $u_a = 3 u_{mb}$).

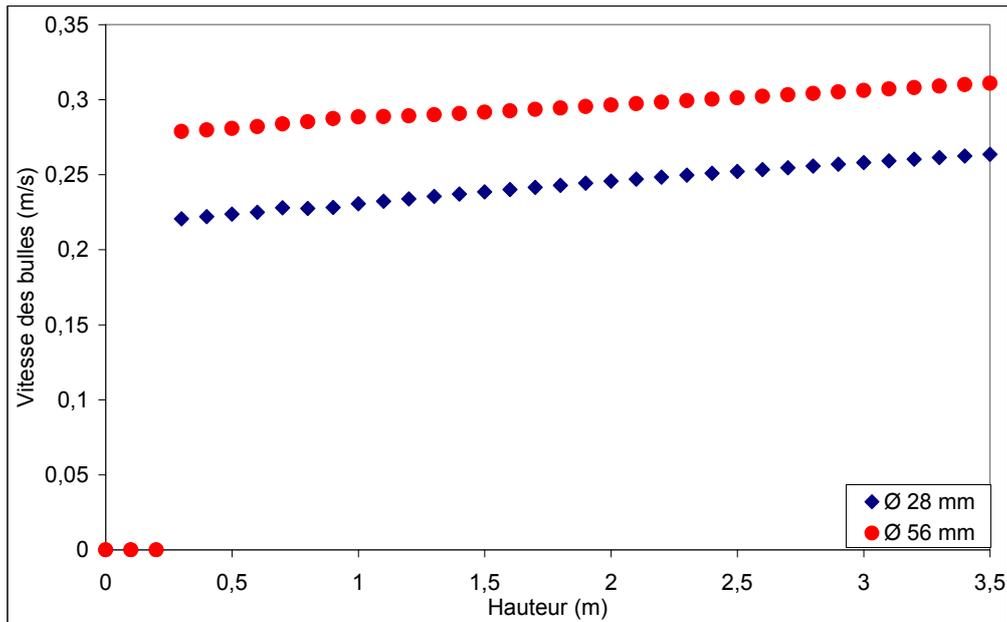


Figure 4 - 25 : Evolution de la vitesse des bulles avec le niveau, en fonction du diamètre de la colonne d'expédition ($Q_p = 1000 \text{ kg.h}^{-1}$, $u_a = 3 u_{mb}$).

En se basant sur la relation (eq. IV - 27), on constate que le débit de solide entraîné dans le sillage des bulles est directement proportionnel au débit gazeux traversant la phase bulle : $U_b \cdot \delta_b \cdot A_c$. L'observation de la figure 4 - 24 et de la figure 4 - 25 montre que la vitesse des bulles est moins sensible à une modification du diamètre de la conduite que le taux de bulle. On remarque que le débit volumique unitaire de gaz traversant la phase bulle ($U_b \cdot \delta_b$) diminue avec l'augmentation du diamètre de la colonne. Cependant, cette diminution est moins importante que l'augmentation de la section. Ainsi, l'augmentation du diamètre de la colonne de 28 mm à 56 mm entraîne l'accroissement du taux d'entraînement de solide dans le sillage des bulles de 11% à 23% du débit total (figure 4 - 26).

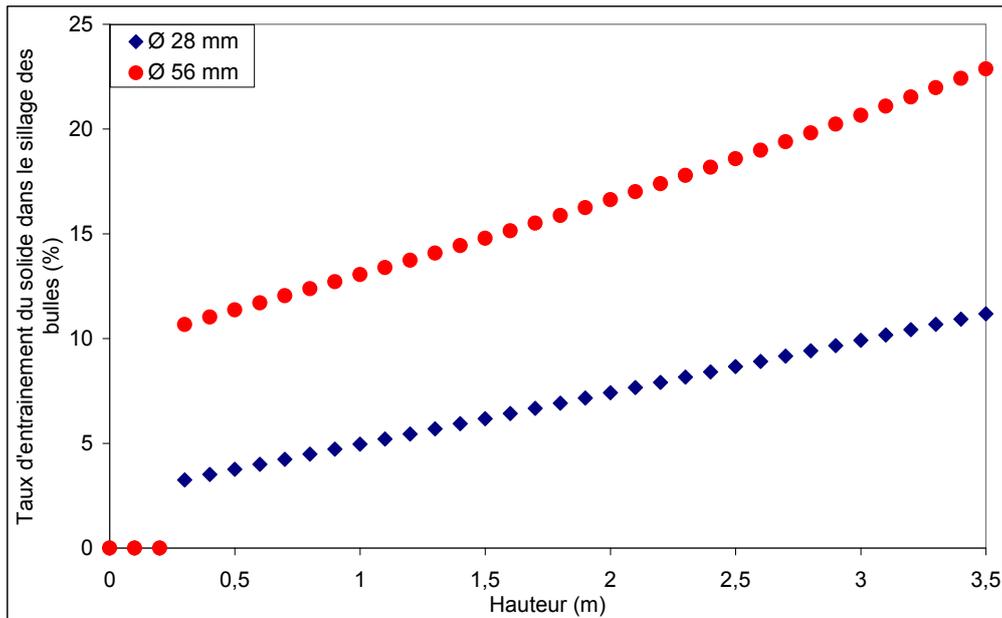


Figure 4 - 26 : Evolution du taux d'entraînement du solide dans le sillage des bulles avec le niveau, en fonction du diamètre de la colonne d'expédition ($Q_p = 1000 \text{ kg.h}^{-1}$, $u_a = 3 u_{mb}$).

5. Conclusions.

Ce chapitre est consacré à la présentation des outils théoriques élaborés pour la description et la compréhension du comportement hydrodynamique des écoulements verticaux denses dans les colonnes d'alimentation et d'expédition.

Dans un premier temps, les problématiques concernées par ces écoulements sont exposées :

- Dans la colonne d'alimentation, l'augmentation de la pression avec la profondeur entraîne une réduction de la vitesse de glissement locale. Cette dernière peut conduire à l'apparition d'un phénomène parasite : la défluidisation de la suspension. Pour pallier ce phénomène, il est nécessaire de prévoir des aérations localisées en paroi. Toutefois, une sur-aération locale du milieu peut provoquer le blocage de l'écoulement. Ainsi, l'estimation du nombre, des emplacements, et du débit de ces aérations est primordiale pour la stabilité de l'écoulement.
- Dans la colonne d'expédition, les problématiques sont différentes : aucun blocage de l'écoulement n'est à anticiper. Cependant, une forte hétérogénéité de la suspension peut influencer l'hydrodynamique du système d'une part, et le mécanisme de transport de la phase solide d'autre part.

En ce qui concerne la modélisation des écoulements, elle est réalisée grâce à un modèle monodirectionnel bulle/émulsion, couramment utilisé pour la simulation des lits fluidisés denses, auquel sont implantés :

- La compressibilité du gaz.
- Le mouvement vertical descendant ou ascendant des particules.
- Les lois de fermeture spécifiques.
- L'entraînement du solide dans le sillage des bulles.

Le modèle ainsi établi, appliqué à l'écoulement descendant, permet de calculer les caractéristiques de la suspension tout le long de la conduite. Il prédit également le nombre, les emplacements ainsi que le débit d'aérations nécessaires pour anticiper toute défluidisation de la suspension.

Quant à la modélisation des écoulements verticaux ascendants dans les colonnes d'expédition, il en ressort que :

- La prise en compte de la compressibilité du gaz dans la modélisation est primordiale pour la représentation des écoulements.
- Le modèle est très sensible à la porosité de la phase dense (émulsion). La comparaison des résultats théoriques avec ceux obtenus expérimentalement a montré une meilleure concordance lorsque la porosité de la phase émulsion est fixée à celle au minimum de fluidisation.
- L'aération de la suspension, en modifiant la porosité globale, affecte le gradient de pression du système. Son augmentation entraîne une réduction de la pression à la base de la colonne d'une part, et favorise l'entraînement de solide dans le sillage des bulles d'autre part.
- Le diamètre de la colonne d'expédition a une grande influence sur le mécanisme de transport du solide. En effet, tout autre paramètre constant, l'augmentation du diamètre de la colonne de 28 mm à 56 mm entraîne l'augmentation du taux d'entraînement du solide dans le sillage des bulles de 11% à 23%.

Conclusion générale.

L'ensemble des travaux réalisés durant cette étude a pour but de reproduire, de comprendre, et de modéliser les écoulements denses verticaux afin d'appréhender le comportement hydrodynamique d'une suspension d'alumine métallurgique dans un procédé industriel de transport par fluidisation en phase hyperdense.

La première partie de notre étude (chapitre I), est dédiée à la caractérisation des écoulements fluidisés denses verticaux (ascendant et descendant).

Dans un premier temps, grâce à une étude bibliographique, une cartographie de ces écoulements est réalisée. La base de cette classification repose sur la vitesse de glissement ainsi que sur les propriétés des bulles.

L'identification des régimes d'écoulement implique la connaissance des grandeurs caractéristiques de la poudre étudiée, tant physiques (distribution des tailles, masses volumiques, ...) qu'hydrodynamiques (vitesses minimales de fluidisation et de bullage, porosités correspondantes, cinétique de désaération, ...). Pour accéder à ces dernières grandeurs, un pilote de fluidisation statique est utilisé. Ce pilote est constitué d'une colonne de fluidisation de 20 cm de diamètre.

La cinétique de désaération (vitesses de désaération et de sédimentation) est déterminée grâce à des protocoles de mesure et d'exploitation des données bien particuliers, reposant sur le principe de la défluidisation. Une nouvelle technique de mesure de la vitesse de sédimentation est développée durant cette étude. Elle permet de pallier les inconvénients des protocoles existants dans la littérature. Elle permet, dans un laps de temps réduit, de déterminer de manière précise et non intrusive la valeur de la vitesse d'ascension du front de sédimentation d'une poudre. A partir de cette valeur, on peut estimer une grandeur caractéristique de l'écoulement vertical descendant appelé le débit d'engorgement. Ce dernier correspond au débit maximal de solide fluidisé pouvant traverser une conduite verticale, sans aération intermédiaire.

Nos résultats ont montré que, pour les conditions opératoires retenues, la vitesse d'avancement du front de sédimentation ne dépend pas de la vitesse de fluidisation initiale. Pour l'alumine métallurgique, elle est de 30 mm.s^{-1} .

Nous avons également pu remarquer que la vitesse d'ascension du front de sédimentation (et donc le débit d'engorgement) évolue avec l'écart relatif entre les vitesses minimale de fluidisation et de bullage d'une poudre de classe A : plus le rapport $\frac{u_{mb} - u_{mf}}{u_{mf}}$ est faible, plus la vitesse de sédimentation est élevée.

La seconde partie de ce mémoire (chapitre II), est une description complète de la démarche expérimentale entreprise durant cette étude.

Dans le but de représenter au mieux les écoulements denses fluidisés verticaux (descendant et ascendant), ainsi que leur couplage avec l'écoulement fluidisé dense horizontal, trois installations pilotes ont été conçues :

- Une installation statique, permettant de mettre en évidence le lien entre la pression de bulle fixée par la politique de dégazage et la hauteur de solide dans la colonne d'équilibrage. Cette installation est un lit fluidisé horizontal mesurant 2 m de longueur, 0,1 m de largeur, et 0,4 m de hauteur. Fonctionnant par le principe de la fluidisation à ciel fermé (à pression contrôlée), il est muni d'une vanne de fuite ainsi que d'une colonne de dégazage.
- Deux installations dynamiques, d'échelles différentes, permettant l'étude des écoulements horizontal et vertical ainsi que de leur couplage dans les différentes conditions de marche. Ces deux installations ont les mêmes caractéristiques que l'installation statique présentée ci-dessus. L'une mesure 2 m de longueur horizontale, la seconde mesure 6 m. Elles sont équipées d'un système d'alimentation (trémie d'alimentation et vanne à écluses rotatives) ainsi que d'un système d'expédition et de recyclage du solide (colonne d'expédition et jambe de descente ou aéroglissière).

Cette description détaillée des unités ainsi que de la métrologie employée est suivie de la présentation du protocole expérimental et des méthodologies employées. Ils permettent de déterminer les flux (gazeux et solides) et les trajectoires du gaz dans les différents éléments des unités grâce à l'injection d'un traceur gazeux (hélium).

Enfin, cette partie de l'étude se termine par la présentation des essais préalables au démarrage de l'unité. Ils concernent la perte de charge du distributeur, le moyen utilisé pour éviter les phénomènes de blocage de l'écoulement à la base de la trémie (injection ponctuelle localisée

d'air), et l'effet de la position de la colonne d'expédition dans l'aérocanalisation sur la stabilité du système.

La troisième partie de ce mémoire (chapitre III) est consacrée à l'étude de l'influence sur le comportement du système des paramètres suivants :

- Le débit d'aération de la colonne d'expédition.
- La vitesse de fluidisation de l'aérocanalisation.
- Le diamètre de la colonne d'expédition.
- La longueur de l'aérocanalisation.
- La politique de dégazage.
- La vitesse de rotation de la vanne à écluses.

Dans sa configuration de base, le système fonctionne de manière oscillante. L'injection d'un faible débit, correspondant à une vitesse superficielle du gaz de $3 u_{mb}$ dans la colonne d'expédition permet donc :

- D'améliorer la stabilité du système, en diminuant l'écart type des oscillations de pression de bulle. Ce paramètre n'a cependant que peu d'effet sur le débit moyen de solide.
- De réduire la pression motrice nécessaire à l'écoulement en supportant une partie du poids du solide présent dans la colonne d'expédition, ou encore en réduisant la rétention de solide dans cette zone en augmentant sa porosité.

Nous avons également pu remarquer que le débit d'air de fluidisation de l'aérocanalisation est un paramètre flexible qui permet de contrôler le débit de solide de manière simple et rapide. Une augmentation de la vitesse de fluidisation de $1,2 u_{mf}$ à $1,1 u_{mb}$, se traduit par une augmentation du débit de solide de 400 kg.h^{-1} à 1200 kg.h^{-1} .

En ce qui concerne le diamètre de la colonne d'expédition, pour les conditions opératoires retenues, il n'a pratiquement pas d'influence sur le débit de solide. Par ailleurs, pour le même débit massique surfacique, la pression moyenne de bulle n'est pas impactée par ce facteur.

L'étude expérimentale a montré que les conditions de dégazage jouent un rôle important sur le fonctionnement de l'aérocanalisation, et plus particulièrement sur le débit de solide. Etant donné qu'il est impossible de se placer dans des conditions de dégazage similaires lorsque la longueur de

l'installation est modifiée, il est difficile de tirer des conclusions directes concernant l'effet intrinsèque de la longueur de l'aérocanalisation.

Grâce à la trajectographie de la phase gazeuse dans l'aérocanalisation, nous avons pu mettre en évidence :

- Le transfert du gaz interstitiel de la suspension de l'aérocanalisation vers le ciel gazeux.
- L'échange du gaz présent dans la bulle avec la suspension présente dans l'aérocanalisation.
- L'influence de la vitesse de rotation de la vanne à écluses sur les mécanismes de transport de la suspension ainsi que le taux d'entraînement du gaz. Ces résultats ont montré que l'augmentation du débit de solide (vitesse de rotation de la vanne) affecte de manière significative les propriétés de la suspension à la base de la colonne d'expédition. A bas flux, la suspension est en régime de fluidisation homogène, alors qu'à haut flux, elle est en régime de fluidisation hétérogène. Par ailleurs, l'exploitation des données de DTS de la phase gazeuse a montré que :
 - Le comportement de la phase gazeuse est proche de l'écoulement piston lorsque le débit massique surfacique dans la colonne d'expédition devient supérieur à $200 \text{ kg.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$.
 - A haut flux de solide, la taille des bulles de gaz atteint des valeurs comparables à celle du diamètre de la colonne. Dans ce cas, on assiste à l'établissement d'un régime de pistonage. Le temps de séjour du gaz est alors fixé par le temps de séjour des pistons dans la colonne d'expédition.
 - Le comportement du système peut être modélisé à l'aide d'une approche de type piston à dispersion axiale. Les résultats montrent que le temps de séjour de la phase gazeuse diminue avec l'augmentation du débit de solide. Les valeurs ainsi obtenues sont en accord avec celles déduites des données expérimentales.
- L'influence des conditions de dégazage sur le taux d'entraînement du gaz et les mécanismes de transport de solide de l'aérocanalisation vers la colonne d'expédition. Les résultats ont montré que quelles que soient les conditions opératoires retenues, la suspension pénétrant dans la colonne d'expédition est en régime de fluidisation homogène.

La dernière section de ce chapitre est consacrée à l'établissement de lois permettant d'estimer la perte de charge suspension dense/paroi. Nous avons étudié l'influence du débit de solide et du diamètre de la colonne d'expédition. Les résultats ont montré que le facteur de frottement diminue avec l'augmentation de la vitesse du solide. Pour la même vitesse de solide, il décroît avec l'accroissement du diamètre de la conduite. A partir de l'ensemble des résultats, nous avons pu mettre en évidence que le facteur de frottement diminue avec l'augmentation du nombre de Froude dont l'évolution est représentée par une loi empirique de la forme suivante :

$$f_s = 0,009.Fr^{-1,54}.$$

La dernière partie de ce mémoire (chapitre IV) est consacrée à la présentation des outils théoriques élaborés pour la description des écoulements verticaux denses dans les colonnes d'alimentation et d'expédition. Dans un premier temps, les problématiques concernées par ces écoulements sont exposées :

- Dans la colonne d'alimentation, l'augmentation de la pression avec la profondeur entraîne une réduction de la vitesse de glissement locale. Cette dernière peut conduire à l'apparition d'un phénomène parasite : la défluidisation de la suspension. Pour pallier ce phénomène, il est nécessaire de prévoir des aérations localisées en paroi. Toutefois, une sur-aération locale du milieu peut provoquer le blocage de l'écoulement. Ainsi, l'estimation du nombre, des emplacements, et du débit de ces aérations est primordiale pour la stabilité de l'écoulement.
- Dans la colonne d'expédition, aucun blocage de l'écoulement n'est à anticiper. Cependant, une forte hétérogénéité de la suspension peut influencer l'hydrodynamique du système d'une part, et le mécanisme de transport de la phase solide d'autre part.

En ce qui concerne la modélisation des écoulements, elle est réalisée grâce à un modèle monodirectionnel bulle/émulsion, couramment utilisé pour la simulation des lits fluidisés denses, auquel sont implantés la compressibilité du gaz, le mouvement vertical descendant ou ascendant des particules, les lois de fermeture spécifiques ainsi que l'entraînement du solide dans le sillage des bulles.

Le modèle ainsi établi, appliqué à l'écoulement descendant, permet de calculer les caractéristiques de la suspension tout le long de la conduite. Il prédit également le nombre, les emplacements ainsi que le débit d'aérations nécessaires pour anticiper toute défluidisation de la suspension.

Quant à la modélisation des écoulements verticaux ascendants dans les colonnes d'expédition, il en ressort que :

- La prise en compte de la compressibilité du gaz dans la modélisation est primordiale pour la représentation des écoulements.
- Le modèle est très sensible à la porosité de la phase dense (phase émulsion). La comparaison des résultats théoriques avec ceux obtenus expérimentalement a montré une meilleure concordance lorsque la porosité de la phase émulsion est fixée à celle au minimum de fluidisation.
- L'aération de la suspension, en modifiant la porosité globale, affecte le gradient de pression du système. Son augmentation entraîne une réduction de la pression à la base de la colonne d'une part, et favorise l'entraînement de solide dans le sillage des bulles d'autre part.

Enfin, il en ressort que le diamètre de la colonne d'expédition a une grande influence sur le mécanisme de transport du solide. En effet, tout autre paramètre constant, l'augmentation du diamètre de la colonne de 28 mm à 56 mm entraîne l'augmentation du taux d'entraînement du solide dans le sillage des bulles de 11% à 23%.

Perspectives.

Dans le but de compléter cette étude, deux axes principaux peuvent être envisagés.

Sur le plan expérimental, il serait intéressant :

- D'étudier l'influence de la répartition de l'air de fluidisation de l'aérocanalisation sur le comportement hydrodynamique de la boucle de circulation. En effet, sur le pilote de 6 m, le couloir d'air est découpé en deux sections différentes. Il est donc possible de répartir l'air de façon inégale à travers le distributeur. Nous pensons que la politique d'alimentation en air de fluidisation de l'aérocanalisation, en modifiant la force motrice de l'écoulement de part et d'autre du barrage central, peut constituer un excellent outil de contrôle du débit de solide et de stabilité du système.
- De supprimer la vanne à écluses rotatives pour la remplacer par une conduite cylindrique verticale. Cette modification permettrait de se placer dans une configuration plus simple et plus flexible. Le dispositif ainsi modifié permettrait de mieux comprendre l'influence de la politique d'aération de la colonne d'alimentation sur le débit de solide et sur la stabilité du système.

Sur le plan théorique, les perspectives peuvent s'orienter vers :

- La prise en compte des interactions gaz/particules (trainée).
- La réécriture globale du modèle pour prendre en compte, au sein du même logiciel de calcul, les écoulements ascendant et descendant, ainsi que les régimes non fluidisé, fluidisé homogène, et fluidisé hétérogène.
- La modélisation de l'ensemble de la boucle. Elle permettrait de prédire le débit de solide traversant l'installation en fonction des conditions opératoires dans l'aérocanalisation, de l'inventaire dans les différentes zones (colonnes d'alimentation et d'expédition), et des conditions de fluidisation.

Références bibliographiques.

Aluminium Pechiney, EP 0 122 925, « Dispositif clos à fluidisation potentielle pour le convoyage horizontal de matériaux pulvérulents », Demande internationale publiée en vertu du traité de coopération en matière de brevets, **1983**.

Aluminium Pechiney, EP 0 179 055, « Dispositif clos à fluidisation potentielle pour le convoyage horizontal en lit dense de matériaux pulvérulents », Demande internationale publiée en vertu du traité de coopération en matière de brevets, **1984**.

Andreux, R. ; Hemati, M. ; « Modeling the downward dense heterogeneous gas/particle flows. », *AIChE*, Vol.56, N.5 (**2010**) p1163-1172.

Bodin, S. ; Briens, C. ; Bergougnou, M.A. ; Patureaux, T. ; « Standpipe flow modeling, experimental validation and design recommendations. », *Powder Technology*, 124 (**2002**) p8-17.

Capes, C.E.; « Particle size enlargement », **1980**.

Capes, C.E. ; Nakamura, K. ; « Vertical pneumatic conveying: an experimental study with particles in the intermediate and turbulent flow regimes. », *Canadian Journal of Chemical Engineering*, 51 (**1973**) p31-38.

Cherntongchai, P. ; Brandani, S. ; « A model for the interpretation of the bed collapse experiment. », *Powder Technology*, 151 (**2005**) p37-43.

Davidson J.F. ; Harrison D. ; « Fluidization Engineering », Cambridge University Press, London (**1963**).

Deich M.E. ; Filippov G.A. ; « Gas Dynamics of Two-Phase Media. », **1968**.

Koch, W.H. ; Licht, W. ; « New design approach boosts cyclone efficiency. », *Chem. Eng.*, **1977**.

Engelhard Corporation ; «Troubleshooting FCC unit circulation and fluidization problems.», The Catalyst Report TI-800, Engelhard Corp, **2000**.

Ergun, S. ; *Chem. Eng. Prog.* 48 (**1952**) 89.

Gauthier, T. ; Ross, J.L. ; « Controlling gas flow in standpipe systems. », 98 AIChE Annual Meeting, Miami, Florida, November 15-20, **1998**.

Geldart, D. ; « Types of gas fluidisation », *Powder Technology*, 7 (**1973**) p285-292.

Geldart, D. ; Wong, C.Y. ; « Fluidization of powders showing degrees of cohesiveness—II. Experiments on rates of de-aeration. », *Chemical Engineering Science*, 40 (**1985**) p653-661.

Gidaspow, D. ; Solbrig, C.W. ; « Transient two-phase flow models in energy production. », AIChE Annual Meeting, **1976**.

Kmiec, A. ; Mielczarski, S. ; Pajakowska, J. ; « An experimental study on hydrodynamics of a System in a pneumatic flash dryer. », *Powder Technology*, 20 (**1978**) p67-74.

Kojabashian, C. ; « Properties of dense-phase fluidized solids in vertical downflow. », *PhD Thesis, Massachusetts Institut of Technology*, **1958**.

Kunii D. ; Levenspiel O. ; « Fluidization Engineering », 2nd edition, Butterworth Heinenman, Boston (**1991**).

Leung, L.S. ; « Vertical pneumatic conveying: a flow regime diagram and a review of choking versus non-choking systems. », *Powder Technology*, 25 (**1980**) p185-190.

Leung, L.S. ; Jones, P.J. ; « Flow of Gas-Solid Mixtures in Standpipes. A Review. », *Powder Technology*, 20 (**1978**) p145-160.

Leung, L.S. ; Wiles, R.J. ; « A quantitative design procedure for vertical pneumatic conveying systems. », *Ind. Eng. Chem.*, Vol. 15, No. 4, **1976**.

Linoya, K. ; « Powder technology handbook », **1991**.

Mabrouk, R. ; « Hydrodynamique de l'écoulement diphasique solide-gaz, dans un réacteur à lit fluidisé circulant interne. », *Thèse Ecole Polytechnique de Montréal, Canada*, **2006**.

Matsen, J.M. ; « Flow of fluidized solids and bubbles in standpipes and risers. », *Powder Technology*, 7 (**1973**) p93-96.

Matsen, J.M. ; Hovmand S. ; Davidson J.F. ; « Expansion of fluidized beds in slug flow. », *Chemical Engineering Science*, **1969**, Vol. 24, p1743-1754.

Mori S. ; Wen C. Y. ; « Flow Estimation of bubble diameter in gaseous fluidised beds. », *AIChE J.*, 21 (1) (**1975**) p109-115.

Namkung, W. ; Cho, M. ; « Pressure drop in a vertical pneumatic conveying of iron ore. », *Ind. Eng. Chem. Res.*, Vol. 41, **2002**.

Pietsch, W. ; « Size enlargement by agglomeration », **1991**.

Plais, C. ; « Transport par fluidisation de matériaux pulvérulents. Modélisation et dimensionnement. Application au cas de l'alumine métallurgique. », *Thèse Institut National Polytechnique de Toulouse, France*, **2007**.

Richardson, J.F. ; *Fluidization*, Academic Press, New York, **1971**.

Rietema, K. ; *Proc. Int. Symp. Fluidization*, Eindhoven, p154, **1967**.

Rowe, P.N. ; Partridge, B.A. ; « An x-ray study of bubbles in fluidised beds. », *Chemical Engineering Research and Design*, Vol.75, Supplement (**1997**) p116-134.

Sharma, D.S. ; Pugsley, T. ; Delatour, R. ; « Three-dimensional CFD model of the deaeration rate of FCC particles. », *AIChE*, Vol.52, N.7 (**2006**) p2391-2400.

Sherrington, P.J. ; Oliver, R. ; « Granulation », **1981**.

Sommer, K. ; « Size enlargement », Ullmann's encyclopedia of industrial chemistry, **1984**.

Soo S.L. ; « Fluid dynamics of multiphase systems », Blaisdell Publishing Company, Waltham Massachusetts (**1967**).

Stewart, P.S.B. ; Davidson, J.F. ; « Slug flow in fluidised beds. », *Powder Technology*, 1 (**1967**) p61-80.

Tavares dos Santos, E. ; « Etude expérimentale et numérique du soutirage des particules d'un lit fluidisé. Application au cas industriel du FCC. », *Thèse Institut National Polytechnique de Toulouse, France*, **2010**.

Tavares dos Santos, E., R. Andreux, M. Hemati, G. Ferschneider ; "Gas and solid behaviours during defluidization of Geldart-A particles". Article soumis à *Powder Technology*, POWTEC-D-10-00812R1 (**2012**).

Yoon, M.S. ; Kunii, D. ; « Gas flow and pressure drop through moving beds. », *Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop.*, 9 (**1970**) p559-565.

Watson, R.J. ; Thorpe, R.B. ; Davidson, J.F. ; « Vertical plug-flow pneumatic conveying from a fluidised bed. », *Powder Technology*, 224 (**2012**) p155-161.

Wen, C.Y. ; Leva, M. ; « Fluidized-bed heat transfer: a generalized dense-phase correlation. », *AIChE*, Vol.2, N.4 (1956) p482-488.

Wen, C.Y. ; Simons, H.P. ; « Flow characteristics in horizontal fluidized solids transport. », *AIChE*, Vol.5, N.2 (1959) p263-267.

Zenz, F.A. ; *Petrol Refiner*, 32 (1953) p123.

Résumés.

Transport par fluidisation en phase hyperdense : amélioration technologique, modélisation et dimensionnement.

Cette étude est consacrée à la compréhension des phénomènes mis en jeu dans les écoulements fluidisés denses verticaux ascendant et descendant, ainsi que dans leur couplage avec un écoulement fluidisé dense horizontal dans une enceinte à pression contrôlée.

Tout d'abord une étude hydrodynamique, réalisée dans une colonne de fluidisation classique sans circulation de solide, a permis de déterminer les différentes grandeurs caractéristiques de la suspension lors de sa fluidisation et de sa désaération, indispensables à la compréhension et à la modélisation des écoulements :

- Vitesses minimales de fluidisation et de bullage.
- Porosités au minimum de fluidisation et de bullage.
- Porosité de la phase dense.
- Vitesse de désaération et de sédimentation.
-

Puis, l'influence des paramètres tant géométriques (diamètre de la colonne d'expédition, longueur de la partie horizontale, ...) qu'opératoires (vitesses de fluidisation de la partie horizontale et d'aération de la colonne d'expédition, politique de dégazage, ...) sur le comportement global de deux unités pilotes a mis en évidence les paramètres clés du procédé :

- Vitesse de fluidisation de la partie horizontale.
- Politique de dégazage.
- Aération de la colonne d'expédition.
-

Les transferts de gaz entre les différentes zones du procédé ont également été mis en évidence grâce à l'utilisation d'un traceur gazeux.

Enfin, une modélisation de type monodirectionnelle est entreprise dans le but de simuler le comportement des suspensions fluidisées denses en écoulement verticaux ascendant et descendant. Les résultats obtenus concordent de manière très satisfaisante avec les mesures expérimentales. Ils permettent de mettre en évidence les mécanismes de transport ascendant de solide. De plus, le logiciel de calcul ainsi créé permet d'optimiser les dimensions d'une conduite verticale accueillant une suspension fluidisée dense en écoulement descendant afin d'en garantir le bon fonctionnement.

Mots-clefs : Fluidisation, Défluidisation, Transport vertical, Transport horizontal, Expérimentation, Modélisation.

Hyperdense phase transport by fluidization: technological improvement, modeling and design.

This study is dedicated to the understanding of the phenomena involved in dense fluidized upward and downward flows, and their coupling with a dense fluidized horizontal flow in a pressure controlled chamber.

First of all, a hydrodynamic study, conducted in a solid particles flow-free cylindrical fluidization column, is initiated to determine the fluidization and de-aeration characteristics parameters, required to the flows understanding and modeling:

- Minimum fluidization and minimum bubbling rates.
- Minimum fluidization and minimum bubbling voidages.
- Dense phase voidage.
- De-aeration and sedimentation rates.
-

Then, the geometric (upward-flow zone diameter, horizontal chamber length, ...) and operating (horizontal chamber fluidization rate, degassing policy, ...) parameters influences on two pilot-scaled unities behavior highlights the process key parameters:

- Horizontal chamber fluidization rate.
- Degassing policy.
- Upward-flow additional aeration.
-

The use of helium tracking also highlights the gas transfer phenomena between horizontal, vertical upward, and vertical downward flow zones.

Finally, a monodirectional model is created in order to simulate dense gas/solid suspensions behavior in vertical upward and downward flows. The computed results are concordant with the experimental data and highlight the upward solid conveyance mechanisms. The computation software can also optimize the downward pipe dimensions with the aim of maintaining a good flow.

Keywords: Fluidization, Defluidization, Vertical Conveying, Horizontal Conveying, Experimentation, Modeling.