

## Etude expérimentale et numérique du soutirage des particules d'un lit fluidisé. Application au cas industriel du FCC.

Edgar Tavares dos Santos

#### ► To cite this version:

Edgar Tavares dos Santos. Etude expérimentale et numérique du soutirage des particules d'un lit fluidisé. Application au cas industriel du FCC.. Génie des procédés. Institut National Polytechnique de Toulouse - INPT, 2010. Français. NNT: 2010INPT0011. tel-04266707

### HAL Id: tel-04266707 https://theses.hal.science/tel-04266707

Submitted on 31 Oct 2023

**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.







En vue de l'obtention du

## DOCTORAT DE L'UNIVERSITÉ DE TOULOUSE

Délivré par l'Institut National Polytechnique de Toulouse Discipline ou spécialité : Génie des Procédés et de l'Environnement

Présentée et soutenue par Edgar TAVARES DOS SANTOS

Le 12/03/2010

**Titre :** *Etude expérimentale et numérique du soutirage des particules d'un lit fluidisé. Application au cas industriel du FCC.* 

#### JURY

Nadine Le Bolay Gilles Flamant Khashayar Saleh Régis Andreux Gilles Ferschneider Mehrdji Hemati

Ecole doctorale : Mécanique, Energétique, Génie civil et Procédés Unité de recherche : Laboratoire de Génie Chimique de Toulouse Directeur de Thèse : Mehrdji Hemati

## Résumé

L'objectif de cette étude est de comprendre et de modéliser la phénoménologie du transport vertical dense descendant de particules de la classe A de la classification de Geldart. Dans un premier temps, une étude expérimentale est réalisée sur une maquette en statique (absence de circulation de solide) dans le but de déterminer expérimentalement l'effet des paramètres opératoires sur les grandeurs caractéristiques de la défluidisation des particules de FCC : vitesses de sédimentation, porosité de la phase dense, temps caractéristiques.... Ces données sont nécessaires pour l'étude de l'écoulement gaz/solide dense vertical descendant. La simulation numérique en 2D de la défluidisation est effectuée et les prédictions sont comparées aux données expérimentales.

Dans un deuxième temps, des essais sur une maquette permettant de reproduire les phénomènes observés industriellement dans les écoulements denses verticaux descendants de particules sont entrepris. Les observations visuelles complètent les mesures de pressions locales obtenues le long de l'écoulement à différentes conditions avec et sans injection de gaz d'aération. L'étude expérimentale consiste à :

- déterminer les limites des différents régimes en termes de débit surfacique de solide et de débit d'aération ;
- établir les propriétés de l'écoulement dans les différents régimes.

Dans un troisième temps, les propriétés des écoulements de différents régimes sont étudiées et modélisées par une approche monodirectionnelle du type bulle-émulsion.

### Abstract

The objective of this study is to understand and model the phenomenology of the vertical downward dense transport of class A particles of the Geldart classification. Initially, an experimental study is conducted on a static fluidized bed (no flow of solid) in order to determine experimentally the effect of operating parameters on the defluidization properties of FCC particles, such as, sedimentation rates, dense phase porosity, characteristic times ... These data are needed to study gas/solid dense downward flow. 2D numerical simulations of defluidization are performed and the predictions are compared with experimental data. In a second step, experiments are undertaken in a pilot unit able to reproduce the gas/solid dense downward flow phenomena observed in industrial units. Visual observations complement the local pressure measurements profile obtained for the different flow conditions with and without external injection of gas. The experimental study is conducted to:

- determine the boundaries of different flow patterns in terms of solid mass flux and gas flowrate;
- establish flow properties in different flow patterns.

Finally, flow properties of the different patterns are studied and modelled by a monodimensional bubble/emulsion approach.

## Remerciements

On laisse toujours le plus difficile pour la fin. Remercier tous ceux qui ont contribué à l'aboutissement de cette thèse sans oublier personne n'est pas facile...

Je remercie Mehrdji Hemati, mon directeur de thèse, de m'avoir accueilli dans son équipe pour réaliser cette thèse. Pendant ces trois années de thèse j'ai beaucoup appris à ces côtes, mais je tiens surtout à le remercier pour les derniers six mois de travail ensemble qui m'ont permis de consolider les connaissances acquises.

Je remercie également Gilles Ferschneider, promoteur de l'IFP, pour sa contribution pendant le séjour de neuf mois à l'IFP. J'ai beaucoup apprécié travailler avec lui et j'ai beaucoup appris sur la modélisation des écoulements diphasiques. Je tiens aussi à le remercier par sa disponibilité et son soutien.

À Régis Andreux, co-encadrant, que m'a tout appris concernant la CFD et l'utilisation du logiciel Fluent, merci.

Je souhaite aussi remercier Gilles Flamant (PROMES - CNRS) et Khashayar Saleh (Université de Technologie de Compiègne) d'avoir accepté de rapporter ce travail. Je veux aussi remercier Nadine Le Bolay (Laboratoire de Génie Chimique de Toulouse) d'avoir accepté de présider le jury de ma thèse.

Je tiens à remercier l'équipe technique du Laboratoire de Génie Chimique de Toulouse, en particulier à Michel Molinier et Etienne Prévost, sans laquelle la réalisation de cette thèse aurait était impossible. En effet, la taille importante de l'installation demandait un investissement personnel des techniciens très important. Ils ont répondu toujours présents et m'ont apporté leur aide, de précieux conseils et surtout leur sympathie.

Je remercie également les doctorants du LGC, en particulier : Amélie (et Nicolas D), Félicie, Ilyes, Laurie, Mallorie, Nicolas AC, Zoé (et Yoan), pour leur soutien et surtout leur patience.

Un clin d'œil à tous mes collègues de l'école d'ingénieur et du cyclisme, en particulier : Ana, Céline, Cristina, David, Guigui, Julien, Lúcia, Marisa, Marlène, Tiago, Ticha e Terras.

A toute ma famille, mes parents et ma sœur qui ont toujours été présents et m'ont toujours soutenu. De tout mon cœur : merci !

## Table des Matières

TABLE DES MATIERES	1
NOMENCLATURE	5
INTRODUCTION GENERALE	9
CHAPITRE I : PRESENTATION DU SUJET DE L'ETUDE	
1 Contexte de l'etude	
2 PRESENTATION SUCCINCTE DU PROCEDE DU FCC	
3 PROBLEMATIQUE INDUSTRIELLE	
4 PROBLEMATIQUE SCIENTIFIQUE	
5 OBJECTIFS	
CHAPITRE II : SYNTHESE BIBLIOGRAPHIQUE	
1 ECOULEMENTS EN STANDPIPE : GENERALITES	
1.1 Définition	
1.2 Rôle du standpipe	
1.3 Paramètres caractéristiques	
2 PHENOMENOLOGIE DES ECOULEMENTS GAZ/PARTICULES DENSES DESCENDANTS	
2.1 Caractérisation des régimes d'écoulements	
3 RESULTATS EXPERIMENTAUX SUR LES ECOULEMENTS EN STANDPIPE	
3.1 Etude de la défluidisation en lits fluidisés discontinus	41
3.2 Résultats en unités pilotes : étude des écoulements en standpipe	
4 MODELISATION DES ECOULEMENTS GAZ/PARTICULES DENSES VERTICAUX DESCENDANTS	49
4.1 Bases des modèles existants : suspension homogène	49
4.2 Limitations des modèles existants	51
4.3 Modélisation selon formalisme bulle/émulsion	52
5 CONCLUSION	53
CHAPITRE III : ETUDE DE LA DEFLUIDISATION	57
1 INSTALLATION : LIT FLUIDISE DE REFERENCE	61
1.1 Description du lit fluidisé	61
1.1 Protocole expérimental	62
2 PROPRIETES PHYSIQUES ET GRANDEURS HYDRODYNAMIQUES DES PARTICULES	
2.1 Propriétés physiques	
2.2 Grandeurs hydrodynamiques	
3 PROPRIETES DE DEFLUIDISATION	
3.1 Définition des grandeurs étudiées	67
3.2 Paramètres de l'étude	
3.3 Présentation et discussion des résultats	72
3.3.1 Effet de la vitesse initiale de fluidisation : état initial du lit	
3.3.2 Analyse couplée des mesures, hauteur et pression : compressibilité du gaz	
3.3.5 Effet des conditions operatoires sur les temps caractéristiques	
4 CONCLUSION	

CHAPITRE IV : OUTIL EXPERIMENTAL	101
1 DESCRIPTION GENERALE	105
2 DESCRIPTION DES DIFFERENTS ELEMENTS	107
2.1 Veine d'essais (standpipe)	107
2.2 Riser	108
2.3 Système de récupération et de circulation des particules	109
2.4 Circuit d'air	110
3 Metrologie	111
3.1 Système de mesure des débits d'aération	111
3.2 Systèmes de mesure du débit de solide	112
3.2.1 Détermination de la perte de charge du lit fluidisé annexe	112
3.2.2 Intégration du profil horizontal de flux massique local de solide	114
3.3 Mesure de pression et de gradient de pression locale	11/
3.4 Traçage de la phase gazeuse	119
3.4.1 Principe	119
3 4 3 Mesure de la concentration de l'hélium	119
4 PROTOCOLE EXPERIMENTAL	121
5 CRITERES ET GRANDEURS DE L'ETUDE	121
6 Essais preliminaires	123
6.1 Comportement hydrodynamique du riser	123
6.1.1 Structure axiale	123
6.1.2 Structure radiale	124
6.2 Déroulement d'un essai type	126
6.2.1 Caractérisation de l'écoulement en régime transitoire	126
6.2.2 Caractérisation de l'écoulement en régime établi	129
6.2.3 Description des mesures	130
6.3 <i>Keproductibilite</i>	133
6.5 Qualification de l'écontement du car dans le standmine	155
6.5 Qualification de l'écoulement au gaz aans le stanapipe	15/
6.6.1 Estimation du flux massique de particules en sortie de standnine	139
6.7 Lieu d'injection : centre / naroi	146
7 CONCLUSION	147
CHADITDE V. ETHDE DES ECOHI EMENTS CAZISOLIDE DENSES DESCENDANTS	151
CHAITIKE V. ETUDE DES ECOULEMENTS GAL/SOLIDE DENSES DESCENDANTS	131
1 PARAMETRES DE L'ETUDE	155
1.1 Campagne d'essais	156
2 PRESENTATION DES RESULTATS	157
2.1 Profils verticaux de pression en régime établi	157
2.1.1 Profil de type A	160
2.1.2 Profil de type B	109
2.1.9 Profil de type D	174
2.1.5 Profil de type E	183
3 ANALYSE DES RESULTATS	189
3.1 Analyse globale	189
3.2 Remarque sur le débit d'aération	190
3.3 Résultats obtenus à 60 kg/m <sup>2</sup> /s : Influence des paramètres	193
3.4 Influence de l'espacement entre les prises d'aération	197
3.5 Influence du débit de solide	203
4 MODELISATION MONODIRECTIONNELLE DU STANDPIPE PAR UNE APPROCHE DU TYPE BULLE-EMULSION .	207
4.1 Définition des paramètres du modèle	207
4.2 Présentation du modèle	208
4.2.2 Méthode de résolution, conditions aux limites et paramètres du modèle	211
4.3 Cas simulés et grandeurs étudiées	212
4.4 Présentation et interprétations des résultats	213
4.4.1 Description générale	213
4.4.2 Simulations des essais conduisant au profil de type A (Essais 1 à 3)	213
4.4.4 Simulations des essais conduisant au profil de type B (Essais 9)	

4.5 Application du modèle à une suspension fluidisée homogène en absence d'aération	
4.5.1 Modifications apportées au modèle et conditions de simulation	
4.5.2 Présentation et interprétation des résultats	
5 CONCLUSION	
CONCLUSION GENERALE	233
PERSPECTIVES	
RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES	
ANNEXES	
1 ANNEXE A : CORRELATIONS	
2 ANNEXE B: ESTIMATION DE L'ERREUR SUR LA $\mathcal{E}_{TR}$	
2.1 Protocole	
2.2 Estimation de l'erreur	
3 ANNEXE C : ETUDE DE LA DEFLUIDISATION – FAISABILITE NUMERIOUE	250
3 1 Modèle	252
3.1.1 Généralité	
3.1.2 Bases du modèle et équations résolues	
3.2 Domaine de calcul et conditions de fonctionnement	
3.3 Conditions numériques et protocoles des simulations	
3.3.1 Conditions limites	
3.3.2 Maillage et options numériques	
3.3.3 Grandeurs étudiées	
3.3.4 Protocole des simulations	
3.4 Récapitulatif de la campagne de simulations	
3.5 Résultats de simulation de la fluidisation	
3.5.1 Analyse qualitative et observations visuelles	
3.5.2 Porosité moyenne du lit fluidisé	
3.5.3 Conclusions sur la validité des deux modèles de traînée	
3.6 Résultats de simulation de la défluidisation	
3.6.1 Rappel des conditions de fonctionnement simulées	
3.6.2 Analyse qualitative et observations visuelles	
3.6.3 Analyse des fronts ascendant et descendant de la défluidisation	
3. / Conclusion	

## Nomenclature

a, coefficient de la relation de la vitesse de sédimentation, - ;

A, section,  $m^2$ ;

- $d_{\rm b}$ , diamètre de bulles, m ;
- $\overline{d_{b}}$ , diamètre moyen de bulles, m ;
- $d_{\rm m}$ , diamètre théorique maximal de bulles, m ;
- $d_{b0}$ , diamètre initial de bulles, m ;
- $d_{\rm p}$ , diamètre moyen des particules, m ;
- D, diamètre, m ;
- $F_{\rm a}$ , débit massique du gaz, kg/s ;
- $F_{\rm s}$ , débit massique du solide, kg/s ;
- g, accélération de la pesanteur,  $m/s^2$ ;
- $G_{\rm b}$  flux massique du gaz dans la phase bulle, kg/m<sup>2</sup>/s ;
- $G_{\rm bn}$ flux massique du gaz dans la phase bulle normé, kg/m<sup>2</sup>/s ;
- $G_{\rm ge}$ , flux massique du gaz dans la phase émulsion, kg/m<sup>2</sup>/s ;
- $G_{\rm g}$ , flux massique du gaz, kg/m<sup>2</sup>/s ;
- $G_{\rm s}$ , flux massique de solide, kg/m<sup>2</sup>/s ;
- H, hauteur, m;
- $H_0$ , hauteur du lit au repos, m ;
- $H_{\rm D}$ , hauteur de la phase émulsion d'un lit fluidisé, m ;
- $H_{\rm i}$ , hauteur moyenne du lit fluidisé avant defluidisation, m ;
- $H_{\rm tr}$ , hauteur de transition entre les zones 1 et 2 lors de la defluidisation, m ;
- $\Delta H_{\rm p}$ , espacement entre prises d'aération, m ;

- HR, rapport de Haussner, ;
- $m_{\rm p}$ , masse de particules, kg ;
- n, coefficient de la corrélation de Richardson-Zaki, ;
- $N_{\rm p}$ , nombre de prises d'aération, ;
- P, pression locale, Pa;
- $\Delta P$ , perte de charge, Pa ;
- $Q_{\rm a}$ , débit volumétrique d'aération par prise, Nm<sup>3</sup>/h/prise ;
- $Q_{\rm g}$ , débit volumétrique locale du gaz, m<sup>3</sup>/h ;
- $Q_{\text{He}}$ , débit volumétrique d'hélium, m<sup>3</sup>/h ;
- STC, temps de chute standardisé, 1/s ;
- $u_{\rm D}^{*}$ , vitesse désaération d'un lit fluidisé, m/s ;
- $u_{\rm f}$ , vitesse de fluidisation, m/s ;
- $u_{\rm g}$ , vitesse superficielle du gaz, m/s ;
- $u_i^*$ , vitesse désaération initiale d'un lit fluidisé, m/s ;
- $u_{\rm mb}$ , vitesse minimale de bullage, m/s ;
- $u_{\rm mf}$ , vitesse minimale de fluidisation, m/s ;
- $u_{\rm s}^{*}$ , vitesse d'avancement du front de sédimentation ascendant, m/s ;
- $u_{s,0}^{*}$ , vitesse propre d'avancement du front de sédimentation ascendant, m/s ;
- $U_{\rm b}$ , vitesse de la phase bulle, m/s ;
- $U_{\rm br}$ , vitesse de glissement entre la phase bulle et le solide, m/s ;
- $U_{b\infty}$ , vitesse d'une bulle isolé, m/s ;
- $U_{\rm g}$ , vitesse interstitielle de la phase gaz, m/s ;
- $U_{\rm ge}$ , vitesse interstitielle de la phase émulsion, m/s ;
- $U_{\rm s}$ , vitesse interstitielle de la phase solide, m/s ;
- $U_{\rm sl}$ , vitesse interstitielle de glissement entre gaz et solide, m/s ;
- $y_{\text{He}}$ , fraction d'hélium, ;

- $\alpha$ , concentration locale de solide, ;
- $\delta_{\rm b}$ , taux de bulles, ;
- $\delta_{e}$ , fraction de la phase émulsion, ;
- $\varepsilon$ , porosité locale de la suspension, ;
- $\mathcal{E}_{D}$ , porosité de la phase dense d'un lit fluidisé, ;
- $\mathcal{E}_{e}$ , porosité de la phase émulsion, ;
- $\mathcal{E}_{mb}$ , porosité minimale de bullage, ;
- $\mathcal{E}_{mf}$ , porosité minimale de fluidisation, ;
- $\mathcal{E}_{t}$ , porosité du lit tassé, ;
- $\mathcal{E}_{tr}$ , porosité de transition entre les zones 1 et 2 lors de la défluidisation, ;
- $\mathcal{E}_{vrac}$ , porosité du lit en vrac, ;
- $\gamma$ , indice de CARR ou facteur de compressibilité, ;
- $\mu$ , viscosité du gaz, Pa.s ;
- $\rho_{\rm b}$ , masse volumique moyenne d'une suspension gaz/solide, kg/m<sup>3</sup>;
- $\rho_{\rm g}$ , masse volumique du gaz, kg/m<sup>3</sup>;
- $\rho_{\rm mb}$ , masse volumique de la suspension au minimum de bullage, kg/m<sup>3</sup>;
- $\rho_{\rm mf}$ , masse volumique de la suspension au minimum de fluidisation, kg/m<sup>3</sup>;
- $\rho_{\text{non tassée}}$ , masse volumique d'un lit non tassé, kg/m<sup>3</sup>;
- $\rho_{\rm p}$ , masse volumique apparente des particules, kg/m<sup>3</sup>;
- $\rho_{\text{tassée}}$ , masse volumique d'un lit tassé, kg/m<sup>3</sup>;
- $\sigma$ , écartype, Pa ;
- $\sigma_{n}$ , écartype normé, ;
- $au_{comp}$ , temps caractéristique lié à la compressibilité du gaz, s ;
- $\tau_{H}$ , temps total de chute de la hauteur, s ;
- $\tau_i$ , le temps nécessaire pour que le niveau de solide atteigne  $H_i$  où se trouve la prise *i*, s ;
- $\tau_{i+1}$ , le temps nécessaire pour que le niveau de solide atteigne la prise *i*+1, s ;
- $\Delta \tau_{i,0}$ , le temps nécessaire au remplissage d'une tranche du lit, s ;

 $\Delta \tau_{i,1}$ , le temps de maintien de la suspension dans l'état aéré, s ;

 $\Delta \tau_{i,2}$ , le temps de désaération de la tranche du lit située entre les deux prises de pression, s ;

 $\Delta \tau_{i,3}$ , le temps caractéristique lié à la compressibilité du gaz, s ;

 $\tau_P$ , temps total de chute de la pression, s ;

- $\tau_{P,I}$ , temps pendant lequel la perte de charge est une fonction linéaire du temps, s ;
- $\tau_{P,2}$ , temps pendant lequel la perte de charge est une fonction exponentielle du temps, s ;
- $\tau_{tr}$ , temps pour lequel se produit la transition entre les zones 1 et 2 lors de la défluidisation, s ;
- $\tau_{v=0}$ , temps d'évacuation des bulles déterminé à partir des fronts de sédimentation, s ;

## **Introduction Générale**

Le présent travail de thèse est réalisé dans le cadre d'un partenariat entre l'IFP et le Laboratoire de Génie Chimique de Toulouse. Il concerne la thématique des écoulements gaz/solide denses verticaux descendants de particules A de la classification de Geldart avec une application au cas du procédé industriel de craquage catalytique (FCC).

Ces écoulements ont un large domaine d'application dans l'industrie chimie, notamment dans les procédés existants ou en développement utilisant un lit fluidisé circulant (FCC, conversion de la biomasse en lit fluidisé, chemical looping par exemple).

Lors du convoyage des suspensions gaz/solide denses descendantes, la compression du gaz interstitiel est à l'origine d'une défluidisation locale qui conduit aux instabilités hydrodynamiques de l'écoulement. Pour éviter ce phénomène, dont le mécanisme n'est pas bien connu, des injections étagées de gaz sont pratiquées toute au long du standpipe. Ces injections éliminent le risque de la défluidisation, cependant elles entraînent la formation des bulles. Les bulles, cavités presque vides de solide, peuvent avoir un mouvement ascendant, descendant ou stagnant selon les conditions opératoires retenues. Aujourd'hui les limites de stabilité de ces écoulements vis-à-vis des conditions opératoires telles que le flux massique de solide et les conditions d'aération (débit par prise, lieu d'injection, nombre de prises, espacement entre prises) ne sont pas connues.

L'objectif de cette étude est de comprendre et de modéliser la phénoménologie du transport vertical dense descendant de particules de la classe A de la classification de Geldart.

Dans un premier temps, une étude expérimentale est réalisée sur une maquette en statique (absence de circulation de solide) dans le but de déterminer expérimentalement l'effet des paramètres opératoires sur les grandeurs caractéristiques de la défluidisation des particules de FCC : vitesses de sédimentation, porosité de la phase dense, temps caractéristiques.... Ces données sont nécessaires pour l'étude de l'écoulement gaz/solide dense vertical descendant.

Dans un deuxième temps, des essais sur une maquette froide au Laboratoire de Génie Chimique permettant de reproduire les phénomènes observés industriellement sont entrepris. Le banc d'essais comprend un standpipe en PVC transparent de 5 m de hauteur et de 150 mm de diamètre intérieur muni de capteurs de pression et d'un système de traçage à l'hélium pour qualifier l'écoulement gazeux dans le standpipe. Les expériences sont effectuées dans les conditions ambiantes avec un catalyseur de craquage catalytique fourni par l'IFP. L'étude paramétrique consiste à analyser l'influence du flux

massique de solide entre 60 kg/m<sup>2</sup>s et 220 kg/m<sup>2</sup>s, du débit d'aération par prise d'aération entre 0 Nm<sup>3</sup>/h/prise et 1 Nm<sup>3</sup>/h/prise, du nombre de prises d'aération entre 1 et 3 et de la distance entre les prises d'aération entre 0,5 m et 1,5 m sur les limites des différents régimes hydrodynamiques d'une part et sur les propriétés de l'écoulement dans les différents régimes d'autre part.

Dans un troisième temps, les propriétés des écoulements des différents régimes sont étudiées et modélisées par une approche 1D.

Ce mémoire se décompose en cinq chapitres. Premièrement, le sujet de l'étude est présenté (Chapitre 1) suivi d'une revue bibliographique concernant les écoulements gaz/solide denses descendants (Chapitre 2).

Le troisième chapitre se rapporte à l'étude de la défluidisation des particules de FCC dans un lit fluidisé de référence. L'étude est réalisée en deux parties : expérimentale et numérique. L'objectif principal de ce chapitre est la détermination expérimentale des grandeurs caractéristiques de la défluidisation des particules de FCC qui sont nécessaires pour l'étude de l'écoulement gaz/solide dense vertical descendant. Par ailleurs, la simulation numérique de la défluidisation a été testée, et les prédictions ont été comparées à nos données expérimentales.

Dans le quatrième chapitre nous allons présenter successivement l'unité pilote conçue pour l'étude des écoulements gaz/solide denses descendants, la métrologie utilisée, les protocoles expérimentaux retenus ainsi que les résultats des essais préliminaires.

Le cinquième chapitre est consacré à l'étude expérimentale et à la modélisation des écoulements gaz/solide denses descendants dans la veine d'essais. Il sera divisé selon les cinq parties suivantes :

- la présentation des conditions opératoires des essais réalisés,
- une classification du comportement hydrodynamique du standpipe en se basant sur la forme de profil axial de pression et les évolutions temporelles des pertes de charge locales,
- une caractérisation quantitative des régimes d'écoulement,
- l'effet des différents paramètres opératoires (débit d'aération, nombre de prises d'aération, l'espacement entre les prises et flux massique de solide) sur le comportement hydrodynamique du standpipe,
- la modélisation monodirectionnelle des écoulements en standpipe.

Ce mémoire se termine par une présentation des conclusions et des perspectives.

# Chapitre I : Présentation du sujet de l'étude

# I. Présentation du sujet de l'étude

#### SOMMAIRE

l Contexte de l'etude	17
2 PRESENTATION SUCCINCTE DU PROCEDE DU FCC	17
3 PROBLEMATIQUE INDUSTRIELLE	20
PROBLEMATIQUE SCIENTIFIQUE	21
5 OBJECTIFS	23

### 1 Contexte de l'étude

Le présent travail de thèse est réalisé dans le cadre d'un partenariat entre l'IFP et le Laboratoire de Génie Chimique de Toulouse. Il concerne la thématique des écoulements gaz/solide verticaux descendants de particules A de la classification de Geldart (1973) avec une application au cas du procédé industriel de craquage catalytique (FCC).

Ces écoulements ont un large domaine d'applications dans l'industrie chimique, notamment dans les procédés existants ou en développement utilisant un lit fluidisé circulant (FCC, conversion de la biomasse en lit fluidisé, chemical looping par exemple). Un lit fluidisé circulant est une boucle de circulation comprenant une conduite verticale de transport gaz/solide ascendant appelée riser ; un ou plusieurs lits fluidisés ; des séparateurs gaz/solide (cyclones) et une conduite verticale de transport descendant dénommée le standpipe dans le présent document. Cette thèse fait suite à une thèse INPT-IFP-TOTAL-EDF portant sur l'étude expérimentale et numérique de la séparation rapide gaz/particule (Andreux, 2001), et une thèse INPT-IFP portant sur l'étude expérimentale et numérique de la séparation rapide gaz/particule de l'écoulement gaz/particules vertical ascendant cocourant (Petit, 2005).

### 2 Présentation succincte du procédé du FCC

Le procédé FCC (Fluid Catalytic Cracking) a été mis au point dans les années quarante afin de convertir distillats et résidus issus des fractionnements initiaux du pétrole brut en fractions plus légères valorisables (GPL, essences ayant un indice d'octane supérieur à 90, gazole, fuels domestiques, ...). Ce procédé s'est rapidement imposé du fait de ses bonnes propriétés de transfert thermique, de son excellente flexibilité de gestion du catalyseur, de sa remarquable adaptabilité à la demande du marché, de ses très bons rendements et de sa bonne sélectivité. Parmi les points critiques de ce procédé, on peut citer (Chen, 2006) :

- la séparation de la suspension gaz/solide ;
- l'attrition du catalyseur ;
- le contrôle du temps de séjour des réactifs et des produits gazeux ainsi que celui des particules de catalyseur qui est loin d'être parfaitement compris ;
- la stabilité de la circulation de solide.

Le procédé de craquage catalytique se divise en trois sections :

- les zones réactionnelles dans lesquelles la réaction catalytique et la régénération du catalyseur sont effectuées ;
- la zone de fractionnement, où les différents produits sont séparés ;
- les zones de soutirage et transports verticaux ou inclinés du catalyseur, c'est-à-dire le puits de soutirage (souvent dénommé withdrawal well), les jambes de retour des cyclones, la zone basse du stripper, et les standpipes.

Les sections réactionnelles, de transport et de soutirage du procédé du FCC R2R d'IFP/AXENS/TOTAL/SWEC sont présentées sur la Figure I.1.



Figure I.1. Procédé du FCC R2R (IFP/AXENS/TOTAL/SWEC). (Gauthier et al., 2005)

Dans la zone de réaction, la charge, résidu sous forme de fines gouttelettes, est introduite au sein du riser, en cocourant d'une suspension gaz/solide. Ainsi, l'huile est immédiatement vaporisée au contact avec le catalyseur chaud (700 °C) provenant de la zone de régénération. La réaction catalytique rapide prend place avec le catalyseur verticalement transporté par les produits de réaction. A l'extrémité du riser, les systèmes spécifiques de séparation gaz/solide rapide évitent le craquage thermique. Les particules entraînées par les produits dans cette première étape sont récupérées par une série de cyclones avant que les produits soient dirigés vers la zone de fractionnement. Après cette

première étape de séparation, le catalyseur est dirigé vers la zone de stripping, où l'injection de la vapeur d'eau permet de récupérer les hydrocarbures entraînés ou adsorbés par le catalyseur.

Dans la zone de régénération, deux lits fluidisés, placés en série, sont employés pour régénérer et préchauffer le catalyseur par le biais de la combustion du coke. *La double régénération permet de mener la combustion en deux étapes : tout d'abord en défaut d'oxygène au premier régénérateur, la combustion partielle permet de limiter le réchauffement du catalyseur et sa désactivation en présence de vapeur d'eau, puis en excès d'oxygène au deuxième régénérateur pour finir la combustion et limiter la quantité de coke résiduel sur le catalyseur (Gauthier, 2007).* 

Dans les zones de transport du catalyseur, les particules sont convoyées en suspension dense et légèrement aérée sur plusieurs mètres de hauteur (jusqu'à 25 mètres pour le standpipe liant le régénérateur au bas du riser) et des sections dont le diamètre est compris entre quelques dizaines de centimètres (standpipe ; jambes de retour de cyclone) et plusieurs mètres (stripper) (Figure I.2).



Figure I.2. Schéma des éléments de la zone de transport de catalyseur.

Les sections sont dimensionnées de telle sorte que le gaz interstitiel de la suspension dense soit en mouvement vertical descendant ou au contraire en mouvement vertical ascendant. On parle d'écoulements à haut flux de solide (> 400 kg/m<sup>2</sup>/s) ou à bas flux (< 100 kg/m<sup>2</sup>/s). Un dimensionnement à bas flux permet entre autres d'éviter le transfert des effluents gazeux provenant du riser vers la zone de régénération ou encore de favoriser les transferts de matière gaz/particule (dans le stripper par exemple).

Un dimensionnement à haut flux permet principalement de diminuer les problèmes liés au temps de séjour de la suspension dense lors de son mouvement vertical descendant (dans le standpipe par exemple).

Les limites des régimes à bas flux et à haut flux ainsi que les propriétés des écoulements du ou des régimes intermédiaires ne sont pas bien définies dans la littérature.

### 3 Problématique industrielle

Tout d'abord, cette étude peut s'appliquer à tous les écoulements gaz/solide verticaux denses descendants et plus particulièrement dans le procédé du FCC. Selon certains auteurs (Leung et Jones, 1978 ; Gauthier et Ross, 1998 ; Chen, 2006) les perturbations hydrodynamiques dans les systèmes de transport de catalyseur sont la cause principale de dysfonctionnements des unités industrielles. Ces derniers sont les plus souvent rencontrés lors de phases de transition (démarrage, arrêt ou modification de la capacité de l'unité).

Les conditions opératoires requises pour assurer une circulation stable du catalyseur sont :

- soutirer le solide d'une zone convenablement fluidisée. Les résultats expérimentaux obtenus sur les unités industrielles ont montré que les conditions hydrodynamiques du puits de soutirage qui fixe la condition d'entrée du standpipe ont une influence directe sur la stabilité de l'écoulement dans le standpipe (Gauthier et Ross, 1998). Par ailleurs, l'hydrodynamique du puits de soutirage est affectée par les conditions de fluidisation dans le régénérateur qui conditionnent la stabilité de l'écoulement dans la ligne de transfert régénérateur/puits de soutirage ;
- maintenir la fluidité du catalyseur. Le maintien de la fluidité du catalyseur lors du convoyage vertical dense de particules sur une grande hauteur, comme dans le cas des standpipes, reste une problématique majeure. En effet, pour compenser la compression du gaz interstitiel due à l'augmentation verticale de la pression liée au poids des particules, des injections étagées de gaz sont pratiquées le long de l'écoulement descendant. Ces injections favorisent l'aération de la suspension et la stabilité de l'écoulement descendant des particules. Cependant, elles peuvent provoquer l'apparition de cavités vides de particules, appelées bulles, qui peuvent elles aussi avoir un mouvement vertical ascendant ou descendant, avec une vitesse différente de celle du gaz interstitiel.

Typiquement, les standpipes ont un diamètre de l'ordre du mètre et une hauteur de l'ordre de 20 m. Les flux de solide sont de l'ordre de 600 – 1000 kg/m<sup>2</sup>/s et commandés par une vanne guillotine placée au bas du standpipe. Son orientation est généralement verticale, bien qu'elle puisse également être inclinée avec un angle 45°. Des prises d'aération sont placées le long de l'écoulement pour assurer un état aéré de la suspension et favoriser la stabilité de l'écoulement vertical descendant des particules. La prédiction précise du positionnement des prises d'aération et des débits d'aération associés est exigée. Elle est liée à la prédiction des propriétés de l'écoulement vertical descendant de la suspension quelle que soit la condition opératoire de l'unité industrielle.

Cependant, lors de phases transitoires (démarrage, arrêt ou diminution de la capacité de l'unité), le débit des particules dans ces zones varie et plusieurs régimes (haut flux > 400 kg/m<sup>2</sup>s, bas flux < 100 kg/m<sup>2</sup>s et intermédiaire) peuvent être balayés. Dans le pire des cas, le nouveau point de fonctionnement de l'unité industrielle correspond à un régime intermédiaire, dans lequel le gaz interstitiel de la suspension convoyée peut avoir un mouvement mixte descendant et ascendant. La circulation du catalyseur peut alors être perturbée, voire arrêtée. Dans la littérature, on parle alors d'un phénomène de blocage de la circulation de solide.

A cause du manque des renseignements concernant l'identification et l'hydrodynamique des différents régimes précités, les zones de transport vertical de particules sont dimensionnées avec une marge de sécurité qui assure le bon convoyage vertical des particules entre les zones réactionnelles en opération normale de l'unité industrielle.

### 4 Problématique scientifique

La problématique scientifique est liée à la connaissance des propriétés de l'écoulement gaz/solide dense vertical descendant en fonction du régime induit par les conditions opératoires.

Les propriétés de l'écoulement sont liées :

- à la structure de l'écoulement : y-a-t-il formation de bulles ou la porosité de suspension estelle homogène ?
- aux propriétés de la structure de l'écoulement observée : le gaz interstitiel et les bulles éventuellement formées ont-ils un mouvement vertical descendant ou ascendant ?
- aux propriétés des particules : le mouvement des particules est-il stable ? existe-t-il des hétérogénéités de mouvements des particules sur une section et sur la hauteur de l'écoulement ?

### **5** Objectifs

L'objectif de cette étude est de comprendre et de modéliser la phénoménologie du transport vertical dense descendant de particules de la classe A de la classification de Geldart.

Dans un premier temps, une étude expérimentale est réalisée sur une maquette en statique (absence de circulation de solide) dans le but de déterminer expérimentalement l'effet des paramètres opératoires sur les grandeurs caractéristiques de la défluidisation des particules de FCC : vitesses de sédimentation, porosité de la phase dense, temps caractéristiques.... Ces données sont nécessaires pour l'étude de l'écoulement gaz/solide dense vertical descendant.

Dans un deuxième temps, des essais sur une maquette permettant de reproduire les phénomènes observés industriellement dans les écoulements denses verticaux descendants de particules sont entrepris. Les observations visuelles complètent les mesures de pressions locales obtenues le long de l'écoulement à différentes conditions avec et sans injection de gaz d'aération. L'étude expérimentale consiste à :

- déterminer les limites des différents régimes en termes de débit surfacique de solide et de débit d'aération ;
- établir les propriétés de l'écoulement dans les différents régimes.

Dans un troisième temps, les propriétés des écoulements des différents régimes seront étudiées et modélisées par une approche monodimensionnelle.

# **Chapitre II : Synthèse bibliographique**

# II. Synthèse bibliographique

#### SOMMAIRE

1 ECOULEMENTS EN STANDPIPE : GENERALITES	
1.1 Définition	
1.2 Rôle du standpipe	
1.3 Paramètres caractéristiques	33
2 PHENOMENOLOGIE DES ECOULEMENTS GAZ/PARTICULES DENSES DESCENDANTS	
2.1 Caractérisation des régimes d'écoulements	35
3 RESULTATS EXPERIMENTAUX SUR LES ECOULEMENTS EN STANDPIPE	
3.1 Etude de la défluidisation en lits fluidisés discontinus	41
3.2 Résultats en unités pilotes : étude des écoulements en standpipe	46
4 MODELISATION DES ECOULEMENTS GAZ/PARTICULES DENSES VERTICAUX DESCENDANTS	49
4.1 Bases des modèles existants : suspension homogène	49
4.2 Limitations des modèles existants	51
4.3 Modélisation selon formalisme bulle/émulsion	52
5 CONCLUSION	
# 1 Ecoulements en standpipe : généralités

#### 1.1 Définition

Un écoulement en standpipe correspond au convoyage vertical des particules sur une grande hauteur. Le solide est transporté en suspension gaz/solide dans une conduite avec un écoulement du gaz interstitiel à cocourant (descendant) ou contrecourant (ascendant) (Figure II.1). On parle d'écoulements à haut flux de solide (> 400 kg/m<sup>2</sup>/s) et bas flux de solide (< 100 kg/m<sup>2</sup>/s).



Figure II.1. Schéma écoulement contrecourant et cocourant.

Dans le procédé FCC ces écoulements gaz/solide verticaux descendants sont rencontrés dans les standpipes, jambes de retour de cyclone et stripper (Figure I.2). Même si la présente étude concerne l'écoulement dans tous ces éléments, l'écoulement dans le standpipe, le plus difficile à maitriser, sera décrit plus en détail.

#### 1.2 Rôle du standpipe

Dans le procédé du FCC, le standpipe a comme principale fonction le convoi du catalyseur d'une zone à basse pression (régénérateur) vers une zone à pression plus élevée (bas du riser). Il doit fonctionner comme une vanne à sens unique pour éviter l'écoulement du gaz dans le sens ascendant et assurer un débit de catalyseur constant au riser. Ces points sont cruciaux pour la bonne opération du procédé et donc, un dysfonctionnement du standpipe peut avoir des conséquences catastrophiques. Par exemple, l'écoulement ascendant du gaz peut entrainer des hydrocarbures injectés au bas du riser vers le régénérateur où le coke est brûlé ; ou encore le blocage de la circulation de solide.

Selon Kojabashian (1958), pour compenser la compression du gaz interstitiel de l'émulsion due à l'augmentation de pression le long du standpipe, des injections étagées de gaz sont pratiquées. Or, si celles-ci évitent la défluidisation locale de la suspension, elles entraînent des perturbations dans l'écoulement. Aux points d'aération, la formation de bulles est observée. Les bulles peuvent être entraînées vers le bas par les particules ou avoir un mouvement ascendant ou descendant selon leur vitesse relative par rapport aux particules. L'effet des propriétés des bulles sur la stabilité de l'écoulement a été mis en évidence d'une manière qualitative par Matsen (1973).

Si la défluidisation locale provoquée par le manque d'aération et la réduction de la section de passage causée par la formation et coalescence des bulles sont reportées comme les principales causes d'instabilités de l'écoulement, les travaux bibliographiques ne permettent pas de bien comprendre et de quantifier l'influence des paramètres clefs, le débit de solide et le débit d'aération local, sur la structure locale de l'écoulement.

Dans les procédés industriels le contrôle du débit de catalyseur se fait soit grâce à une vanne guillotine soit à l'aide d'une restriction (diaphragme) placée à la base du standpipe. Les travaux de Srivastava et al. (1998) ont montré que la présence de ce dispositif conduit à une modification notable des gradients de pression dans la zone de soutirage. Selon les conditions opératoires, ils ont noté des valeurs quasi-nulles voire négatives pour le gradient de perte de charge. Ces résultats sont attribués à la modification du régime de l'écoulement, d'un lit fluidisé à un lit mobile, au voisinage de l'organe déprimogène (Figure II.2).



Figure II.2. Profil de pression dans un standpipe muni d'un diaphragme. (Leung et Jones, 1978).

## 1.3 Paramètres caractéristiques

Un écoulement gaz/solide dense descendant est caractérisé par les paramètres géométriques et les conditions opératoires (Figure II.3) :

- la hauteur, H;
- le diamètre, D;
- le nombre,  $N_p$ , de points d'injection de gaz d'aération, et leur espacement,  $\Delta H_p$ ;
- le débit d'aération associé à chaque point d'injection,  $Q_{\rm a}$ , en Nm<sup>3</sup>/h/prise ;
- le débit surfacique massique de solide, en kg/m<sup>2</sup>/s,  $G_s$ . Il est défini comme positif dans le sens descendant.



Figure II.3. Conditions opératoires (droite) et les conditions géométriques de l'aération (gauche).

Concernant les grandeurs caractéristiques, observables ou non, de l'écoulement gaz/solide dense descendant on peut citer :

- la pression, P, le long du standpipe (profil axial);
- la vitesse descendante interstitielle locale de la phase solide,

$$U_s = \frac{G_s}{(1 - \varepsilon)\rho_p} \qquad (Eq. II.1)$$

où  $\varepsilon$  est la porosité locale de la suspension. Cette vitesse est définie comme positive dans le sens descendant ;

- le débit volumique local de gaz dans le standpipe,  $Q_g$ . Il peut être positif ou négatif, selon que le mouvement moyen du gaz est vertical descendant ou ascendant ;
- le flux surfacique massique local de gaz dans le standpipe,  $G_{\rm g}$ ;
- la vitesse interstitielle locale du gaz :

$$U_g = \frac{G_g}{\varepsilon \rho_g} \qquad (Eq. II.2)$$

- la vitesse interstitielle de glissement entre les particules et le gaz :

$$U_{sl} = U_g - U_s \quad (Eq. II.3)$$

- la vitesse des cavités vides de particules (les bulles) éventuellement formées,  $U_b$ . Par convention, elle est positive dans le sens descendant ;
- la vitesse de glissement entre les bulles éventuellement formées et les particules. Par convention, elle est positive dans le sens descendant :

$$U_{br} = U_b - U_s \qquad (Eq. II.4)$$

- la vitesse interstitielle du gaz dans la phase émulsion,  $U_{ge}$ . Par convention, elle est positive dans le sens descendant.

# 2 Phénoménologie des écoulements gaz/particules denses descendants

#### 2.1 Caractérisation des régimes d'écoulements

Le comportement d'une suspension gaz/solide vis-à-vis de la fluidisation est caractérisé en comparant la vitesse de glissement locale,  $U_{sl}$ , avec les deux vitesses interstitielles de la suspension :

- vitesse minimale de fluidisation,  $u_{\rm mf}/\varepsilon_{\rm mf}$ ;
- vitesse minimale de bullage,  $u_{\rm mb}/\varepsilon_{\rm mb}$ .

Depuis le premier diagramme qualitatif des régimes proposé par Zenz (1953), il est bien établi que les deux états principaux de la suspension dense verticale descendante sont les états fluidisé et non fluidisé. Si la vitesse de glissement  $U_{sl}$  est plus importante que celle au minimum de fluidisation,  $u_{mf}/\varepsilon_{mf}$ , nous sommes dans le cas d'un régime fluidisé. Sinon nous sommes dans un régime non fluidisé.

Zenz (1953) a subdivisé le régime fluidisé en introduisant le concept de mouvement descendant ou ascendant du gaz interstitiel. La classification de ces régimes a été mise à jour par Kojabashian (1958) (Figure II.4) :

- écoulements non fluidisés :

- o lit mobile, caractérisé par une vitesse de glissement,  $U_{sl}$  négative, qui peut être comparé au drainage des solides du fond d'un bac par gravité ;
- o lit mobile en transition, caractérisé par une vitesse de glissement,  $U_{\rm sl}$  positive inférieure à la condition minimale de fluidisation  $u_{\rm mf}/\varepsilon_{\rm mf}$ . La porosité de l'émulsion,  $\varepsilon_{\rm D}$ , est alors une fonction linéaire de la vitesse de glissement comme proposé par Leung et Jones (1978) :

$$\varepsilon_{D} = \varepsilon_{t} + \left(\varepsilon_{mf} - \varepsilon_{t}\right) \frac{U_{sl}}{\frac{u_{mf}}{\varepsilon_{mf}}} \qquad (Eq. \ II.5)$$

où  $\varepsilon_D$  est la porosité de l'émulsion,  $\varepsilon_t$  la porosité tassée du lit,  $\varepsilon_{mf}$  et  $u_{mf}/\varepsilon_{mf}$ , la porosité et la vitesse au minimum de fluidisation et  $U_{sl}$  la vitesse interstitielle de glissement entre le gaz et le solide.

 - écoulement fluidisé avec mouvement ascendant ou descendant du gaz, complété par les régimes homogène et hétérogène avec apparition de cavités vides de particules (bulle) et d'une phase dense homogène similaire à la phase émulsion observée dans les lits fluidisés.



Figure II.4. Diagramme de classification des régimes dans le standpipe (Kojabashian, 1958).

Leung et Jones (1978) ont complété la classification de Kojabashian en redéfinissant les sousclasses de régimes fluidisés (Figure II.5). Ils ont maintenu, cependant, les deux classes d'écoulements principaux, fluidisé et non fluidisé, proposés par Zenz (1953) et la définition des sous-classes de l'écoulement non fluidisé par Kojabashian (1958).



Figure II.5. Représentation schématique de la classification des régimes de Leung et Jones (1978).

Jusqu'à présent, en dehors de l'introduction d'un écoulement fluidisé à bulles basé sur la condition minimale de bullage,  $u_{mb}/\varepsilon_{mb}$ , la classification proposée par Leung et Jones (1978) est généralement retenue pour tracer les différents régimes de l'écoulement descendant gaz/solide. En résumé, les différents régimes d'écoulement peuvent être écrits comme :

- Non fluidisé
$$U_{sl} \leq \frac{u_{mf}}{\varepsilon_{mf}}$$
(Eq. II.6)- Fluidisé homogène (sans bulles) $\frac{u_{mf}}{\varepsilon_{mf}} \leq U_{sl} < \frac{u_{mb}}{\varepsilon_{mb}}$ (Eq. II.7)- Fluidisé à bulles $\frac{u_{mb}}{\varepsilon_{mb}} \leq U_{sl}$ (Eq. II.8)- Pneumatique dilué $\frac{u_{mb}}{\varepsilon_{mb}} << U_{sl}$ (Eq. II.9)

Dans le régime fluidisé à bulles, les bulles peuvent être entraînées vers le bas par les particules ou avoir un mouvement ascendant selon leur vitesse relative par rapport aux particules,  $U_{br}$ :

- Ecoulement ascendant des bulles :  $U_{br} < 0 \implies U_b - U_s < 0 \implies U_s < U_b$  (Eq. II.10)

- Ecoulement descendant des bulles :  $U_{br} > 0 \implies U_b - U_s > 0 \implies U_s > U_b$  (Eq. II.11)

Avec :

```
Régime de bullage : ||U_b|| = 0.711\sqrt{gd_b} (Eq. II.12)
Régime de pistonnage : ||U_b|| = 0.35\sqrt{gD} (Eq. II.13)
```

Quand la vitesse des bulles,  $U_b$ , est égale à la vitesse descendante des particules, les bulles sont susceptibles de stagner et coalescer, et ainsi potentiellement de déstabiliser l'écoulement. Les flux de solide,  $G_s$ , pour lesquelles les bulles changent de direction de mouvement ne sont pas connus avec précision.

Dans la Figure II.6 sont schématisés les différents types de régimes de fluidisation à bulles des écoulements gaz/solide denses descendants.



Figure II.6. Direction du gaz dans les différents types de régimes fluidisé à bulles.

Le meilleur régime d'opération du standpipe est celui qui fournit une augmentation de pression la plus importante le long de l'écoulement. Pour cela, la suspension doit être en écoulement fluidisé homogène avec une porosité minimale, c'est-à-dire près des conditions de minimum de fluidisation (Geldart et Radtke, 1986 ; Bodin et al., 2002). La différence de pression totale entre le haut et le bas du standpipe,  $\Delta P$ , peut alors être approximée par :

$$\Delta P = \rho_b \ g \ H \qquad (Eq. \ II.14)$$

où  $\rho_b$  est la masse volumique moyenne de la suspension, H la hauteur du standpipe et g l'accélération de la pesanteur.

En pratique, aux points d'aération, les bulles sont formées. Ainsi, le régime d'opération industrielle du standpipe présente un état fluidisé dense hétérogène (à bulles) aux points d'aération cohabitant avec l'écoulement homogène en phase dense dans le reste du standpipe (Leung et Jones, 1978).

Pour une suspension gaz/solide en écoulement fluidisé à bulle, par analogie avec la théorie d'écoulement diphasique à bulles de Nicklin (1962), Matsen (1973) a proposé la relation suivante :

$$\frac{\rho_{mf}}{\rho_b} = 1 + \frac{u_g - u_{mf} - \frac{\varepsilon_{mf} G_s}{\rho_{mf}}}{U_b + \frac{G_s}{\rho_{mf}}} \quad (Eq. \, II.15)$$

où,  $u_g$  représente la vitesse superficielle totale du gaz,  $G_s$  flux massique unitaire de solide,  $\mathcal{E}_{mf}$ , degré de vide au minimum de fluidisation.

En négligeant les frottements à la paroi, l'évolution de la masse volumique de la suspension le long du standpipe est déterminée par la mesure des gradients de pression et l'application de la relation (*II.14*).

Notons que la relation (*II.15*) est souvent utilisée pour la détermination des débits gazeux traversant la suspension ou encore de la vitesse locale de glissement (Matsen 1973).

Dans le cas d'un écoulement non-fluidisé en lit mobile, le gradient de perte de charge est calculé par la relation modifiée d'Ergun, proposée par Yoon et Kunii (1970) :

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150\,\mu(1-\varepsilon)^2\,U_{sl}}{d_p^2\,\varepsilon^2} + \frac{1.75\,\rho_g\,(1-\varepsilon)\,U_{sl}^2}{d_p\,\varepsilon} \quad (Eq. \,II.16)$$

Ainsi, en mesurant les gradients de perte de charge et en considérant que le degré de vide du lit mobile est celui au minimum de fluidisation on peut calculer l'évolution de la vitesse de glissement.

La Figure II.7, tirée des travaux de Leung et Wilson (1973) et Leung et Jones (1978) montre les différentes formes de profils de pression pouvant être rencontrées dans un standpipe. Elle montre la complexité des écoulements d'une part et la coexistence de différents régimes au sein du standpipe d'autre part.



Figure II.7. Profil de pression pour les différents régimes d'écoulement en standpipe.

# 3 Résultats expérimentaux sur les écoulements en standpipe

Les premiers résultats expérimentaux présentés sur les écoulements en standpipe étaient des profils verticaux de pression issus des unités industrielles (Matsen, 1973 ; Shingles et Silverman, 1986). Cette approche industrielle, concernant les problèmes rencontrés lors de cette pratique a mis en évidence une manque de connaissance sur ces écoulements si particuliers.

Des études académiques ont alors été initiées pour mieux comprendre et identifier les mécanismes des phénomènes élémentaires tels que : la défluidisation des suspensions fluidisées denses, la visualisation de la structure de l'écoulement dans les unités pilotes à paroi transparente, la mesure de la concentration de solide par tomographie ou par sonde optique (Geldart et Wong, 1985 ; Geldart et Radtke, 1986 ; Srivastava et al., 1998 ; Bodin et al., 2002).

### 3.1 Etude de la défluidisation en lits fluidisés discontinus

Dans cette approche on suppose qu'un écoulement gaz/solide dense vertical descendant se comporte localement comme un lit fluidisé en régime homogène ou hétérogène. Des essais en lit fluidisé sont donc réalisés pour étudier principalement l'effet de la vitesse de fluidisation sur la porosité de la phase dense, la vitesse de compactage et sur le temps de désaération (Abrahamsen et Geldart, 1980b ; Murfitt et Bransby, 1980 ; Dry et al., 1983 ; Geldart et Wong, 1984 ; Geldart et Wong, 1985 ; Geldart et Radtke, 1986 ; Park et al., 1991).

Les essais sont le plus souvent réalisés en utilisant la technique de défluidisation par « bed collapsing » proposée initialement par Rietema (1967). Elle consiste à fluidiser une poudre et procéder à l'arrêt brutal de l'air de fluidisation. Des mesures de l'évolution de la hauteur du lit et de la pression sont réalisées pendant la défluidisation. En portant la hauteur du lit, H, en fonction du temps on peut distinguer trois zones différentes (Figure II.8) :

- effondrement rapide du lit dû à l'évacuation des bulles (zone 1) ;
- diminution constante et lente de la hauteur du lit attribuée à la sédimentation de la phase dense (zone 2) ;
- étape de consolidation (zone 3).



Figure II.8. Evolution de la hauteur du lit au cours de la défluidisation : Traitement présenté par Geldart et Wong (1985).

Selon Geldart et Wong (1985) deux grandeurs peuvent êtres calculées à partir de l'exploitation des courbes de défluidisation (Figure II.8) :

- la hauteur de la phase dense,  $H_D$ , du lit fluidisé obtenue par extrapolation de la partie linéaire de la courbe de défluidisation jusqu'à t = 0, ou l'alimentation d'air a été arrêtée, puis la

porosité, 
$$\varepsilon_D$$
, déterminée par un bilan de masse ( $\varepsilon_D = 1 - \frac{m_p}{\rho_p A H_D}$  (Eq. II.17));

- la vitesse de désaération du lit,  $u_D^*$ , obtenue à partir de la pente de la partie linéaire de la courbe.

Par analogie avec la théorie de sédimentation, Tung et Kwauk (1982) ont démontré que la vitesse de désaération est identique à celle du gaz dans la phase dense d'un lit fluidisé.

A partir des observations visuelles, réalisées sur une maquette bidimensionnelle transparente, Geldart et Wong (1985) ont mis en évidence la propagation simultanée de deux fronts lors de la défluidisation : le premier du haut vers le bas, caractérise la désaération du lit, et le deuxième du bas vers le haut, correspondant à la sédimentation de solide, (Figure II.9). Cependant, peu d'études ont été consacrées à la caractérisation du front ascendant. On se demande : quel est le lien entre la vitesse de propagation de ce front et celle de désaération,  $u_D$ , calculée à partir de la chute de la surface du lit?



Figure II.9. Mécanismes de défluidisation des particules de classe A de Geldart : avancement des fronts de désaération et de sédimentation (Geldart et Wong, 1985)

La vitesse d'ascension de ce front est restée inconnue jusqu'au développement du test Engelhard (Englehard Corporation).

Ce test consiste en la mesure du temps nécessaire pour que la pression enregistrée à 30 cm au dessus du distributeur d'un lit fluidisé de 10 cm de diamètre tende vers zéro, une fois que l'air de fluidisation est coupé (Figure II.10). Ce test présente des limitations à cause de son caractère intrusif d'une part et une mauvaise estimation du temps de défluidisation d'autre part. En effet, lorsque la pression mesurée est nulle une partie du lit située au dessus du capteur de pression est déjà en état fixe.



Figure II.10. Test de désaération Engelhard.

A partir de l'enregistrement temporel de la perte de charge issu de ce test, Sharma et al. (2006) ont défini le temps de défluidisation comme le premier point de changement de pente sur la courbe de la perte de charge (abscisse du point d sur la Figure II.11.). Selon ces auteurs, ce temps correspond au moment où l'interface de la zone défluidisé/fluidisé ascendante arrive à la hauteur de la prise de pression.



Figure II.11. Variation temporelle de la pression dans le lit 30 cm au dessus du distributeur.

Dans les Tableau II.1 et Tableau II.2 sont présentés les conditions opératoires et les résultats obtenus par Sharma et al. (2006). On note que par cette technique la vitesse de sédimentation des particules de FCC (0,03 - 0,04 m/s) est environ dix fois supérieure à celle obtenue par Geldart et Wong (1985) à partir de la courbe de chute de la surface du lit (0,003 - 0,004 m/s).

Tableau II.1. Conditions expérimentales et propriétés physiques du catalyseur. (Sharma et al., 2006).

Vitesse d'entrée du gaz, u <sub>g</sub> (m/s)	0,005 ; 0,028
Diamètre moyen des particules, $d_p$ ( $\mu$ m)	69,8 ; 100
Masse volumique particules, $ ho_{ m p}$ (kg/m³)	1310
Masse volumique tassé, $ ho_{ m b}$ (kg/m <sup>3</sup> )	850
$u_{\rm mf}$ (m/s)	0,0017
$u_{\rm mb}$ (m/s)	0,006
$\mathcal{E}_{ m mf}$ (-)	0,4
$\mathcal{E}_{\mathrm{mb}}$ (-)	0,49
Masse de catalyseur, $m_{p}$ (kg)	3,17;4,05

1 (111)	$d_{\rm p}(\mu m) = m_{\rm p}(kg) = u_{\rm g}(m/s) di$	11 (ma/a)	Distance au	Vitesse désaér	ation (m/s)
$a_{\rm p}$ ( $\mu m$ )		distributeur (m)	Expérimentale	CFD	
69,8	3,17	0,005	0,3048	0,034	0,0305
69,8	3,17	0,028	0,3048	0,0406	0,0417
100	3,17	0,028	0,3048	0,109	0,102
69,8	4,05	0,028	0,3048	0,0406	0,0406

Tableau II.2. Résumé des vitesses de désaération. (Sharma et al., 2006).

Par ailleurs, à partir des simulations CFD en 2D, Sharma et al. (2006) ont confirmé l'existence de deux fronts de sédimentation lors de la défluidisation (Figure II.12) et calculé les vitesses de désaération comparables aux mesures expérimentales (Tableau II.2).



Figure II.12. Evolution de la concentration de solide pendant la désaération,  $u_f = 0,0028$  m/s. (Sharma et al., 2006).

#### 3.2 Résultats en unités pilotes : étude des écoulements en standpipe

Les études expérimentales les plus complètes des écoulements gaz/solide denses descendants ont été effectuées par Srivastava et al. (1998) et Bodin et al. (2002). Dans le Tableau II.3 est regroupé un récapitulatif des conditions opératoires retenues par ces auteurs.

Tableau II.3. Récapitulatif des travaux expérimentaux antérieurs sur les écoulements de standpipe.

	$G_s$ (kg/m²/s)	Standpipe		Aération			Restriction		
Auteur		D (cm)	H (m)	Matériaux	D <sub>o</sub> (mm)	∆z (cm)	$N_p$	Gaz	bas de la colonne
Srivastava et al. (1998)	340-1300	7,6	7,6	Plexiglas	-	122	4	$N_2$	Vanne guillotine
Bodin et al. (2002)	400-500	5,08	2,4	PVC transparent	5	50	9	Air	-

L'étude de Srivastava et al. (1998) a été réalisée à des flux surfaciques massiques de solide qui s'étendent entre 340 kg/m<sup>2</sup>/s et 1300 kg/m<sup>2</sup>/s. Par ailleurs, Bodin et al. (2002) ont également traité des flux surfaciques massiques élevés, entre 400 kg/m<sup>2</sup>/s et 500 kg/m<sup>2</sup>/s. Ces conditions correspondent aux cas industriels.

Srivastava et al. (1998) ont étudié l'hydrodynamique des écoulements gaz/solide descendants dans un standpipe de 7,6 cm de diamètre et de 7,6 m de hauteur (Figure II.13).



Figure II.13. Schéma de l'unité pilote Srivastava et al. (1998).

L'alimentation du standpipe est réalisée grâce à un lit fluidisé tampon de 0,76 m de diamètre. Par ailleurs, à sa partie basse est placée une vanne guillotine. Pour une ouverture de la vanne guillotine fixée et une vitesse du gaz donnée dans le riser, ces auteurs ont fait varier le débit total d'aération. Au cours de chaque essai les grandeurs suivantes ont été évaluées :

- la concentration temporelle de solide sur une section du standpipe, par tomographie capacitive ;
- le profil axial de pression ;
- le débit de solide.

Par ailleurs, deux types de particules appartenant à la classe A de la classification de Geldart ont été testés (billes de verre,  $d_{50} = 50 \ \mu\text{m}$ ; particules de FCC  $d_{50} = 80 \ \mu\text{m}$ ).

Comme on constate sur la Figure II.14 et dans le Tableau II.4, l'augmentation du débit d'aération conduit à :

- un accroissement du débit de solide (Tableau II.4) ;
- une augmentation du gradient de perte de charge ;
- une modification de la structure de l'écoulement. A faible débit d'aération, un écoulement dense et stable est observé (Figure II.15) alors qu'à plus forts débits, l'écoulement devenant instable se manifeste par des oscillations de basses fréquences (0,025 Hz) (Figure II.16).



Figure II.14. Résultats des travaux de Srivastava et al. (1998).

Débit d'aération	35 % ouverture de la vanne		50 % ouverture de la vanne		
externe (Nm <sup>3</sup> /h)	$\Delta P (Pa)$	$G_s$ (kg/m <sup>2</sup> /s)	$\Delta P (Pa)$	$G_s$ (kg/m <sup>2</sup> /s)	
0,32	6773	341	9821	444	
2,74	17948	726	20318	941	
3,93	22350	913	25059	1101	
5,13	24721	1026	29462	1213	
6,32	-	-	38944	1307	

Tableau II.4. Résumé des résultats de Srivastava et al. (1998).



Figure II.15. Evolution temporelle de la concentration locale de solide à des faibles débits d'aération. (Srivastava et al., 1998).



Figure II.16. Evolution temporelle de la concentration locale de solide et le spectre de fréquences à des forts débits d'aération. (Srivastava et al., 1998).

Selon ces auteurs, à faible débit d'aération, la vitesse de glissement n'est pas suffisante pour assurer la mise en suspension totale de la suspension. Dans ce cas le poids des particules est supporté partiellement par la force de traînée et majoritairement par le frottement paroi-particules et particulesparticules. Dans ce cas le comportement de la suspension est analogue à celui d'un lit mobile. A fort débit d'aération la vitesse de glissement peut dépasser la condition minimale de bullage  $(\frac{u_{mb}}{\varepsilon_{mb}})$  et la formation des bulles peut expliquer l'instabilité hydrodynamique de l'écoulement.

Par ailleurs, l'inversion du gradient de pression à la base du lit (Figure II.14) est attribuée à la formation d'un lit mobile au voisinage de la vanne guillotine et à l'inversion de la direction de la vitesse de glissement dans cette région. De plus, Srivastava et al. (1998) ont montré que l'augmentation de l'ouverture de la vanne modifie essentiellement le comportement hydrodynamique de la suspension dans la zone basse du standpipe.

Dans notre problématique, la stabilité de l'écoulement est pilotée par le débit surfacique de solide. En conclusion, des travaux systématiques et complémentaires à débits surfaciques inférieurs à 400 kg/m<sup>2</sup>/s sont nécessaires pour mettre en évidence les phénomènes responsables des instabilités et du blocage de l'écoulement.

Par ailleurs, ces données expérimentales, inexistantes dans la bibliographie, sont nécessaires pour la validation des modèles CFD et le développement des modèles 1D stationnaires et instationnaires type Génie Chimique.

# 4 Modélisation des écoulements gaz/particules denses verticaux descendants

#### 4.1 Bases des modèles existants : suspension homogène

La modélisation des écoulements gaz/solide denses descendants repose aujourd'hui sur l'hypothèse de suspension homogène (absence de bulles de gaz). Les limites de régimes pour lesquels apparaissent les bulles sont prédites en calculant la vitesse de glissement entre les phases. La modélisation est monodimensionnelle et stationnaire.

Le débit de solide est une donnée du modèle,  $G_s$ . La vitesse des particules est déterminée en utilisant la porosité  $\varepsilon$  de l'écoulement homogène :

$$U_{s} = \frac{G_{s}}{\rho_{p} (1 - \varepsilon)} \quad (Eq. II.18)$$

La vitesse de glissement interstitielle est donnée par :

$$U_{sl} = U_g - U_s$$
 (Eq. II.19)

La vitesse interstitielle de glissement est reliée à la porosité locale par des relations issues des travaux effectués en discontinu dans les lits fluidisés denses homogènes, i.e. entre le minimum de fluidisation et le minimum de bullage :

$$U_{sl} = f(\varepsilon)$$
 (Eq. II.20)

Plusieurs propositions existent pour la fonction  $f(\varepsilon)$ . Leung et Jones (1978) proposent :

$$f(\varepsilon) = 8,4 \varepsilon^2 - 6,66 \varepsilon + 1.36$$
 (Eq. II.21)

Matsen (1973) propose :

$$f(\varepsilon) = \frac{u_{mf}}{\varepsilon} + \frac{U_b}{\varepsilon} \frac{\varepsilon - \varepsilon_{mf}}{1 - \varepsilon} \qquad (Eq. \ II.22)$$

Gauthier et Ross (1998) proposent en se basent sur la corrélation de type Richardson-Zaki :

$$f(\varepsilon) = \frac{u_{mf}}{\varepsilon} + \left(\varepsilon^{n} - \varepsilon^{n}_{mf}\right) \frac{\frac{u_{mf}}{\varepsilon_{mf}} - \frac{u_{mb}}{\varepsilon_{mb}}}{\varepsilon^{n}_{mf} - \varepsilon^{n}_{mb}} \qquad (Eq. \ II.23)$$

Le débit volumique local de gaz dans le standpipe,  $Q_g$ , est relié à la vitesse interstitielle du gaz,  $U_g$ , et à la porosité locale,  $\varepsilon$ , de la suspension homogène par :

$$Q_g = U_g A \varepsilon$$
 (Eq. II.24)

Le bilan matière sur le gaz le long de l'écoulement permet de déterminer la valeur du débit volumique local de gaz en intégrant la variation de la pression le long de l'écoulement :

$$\frac{d(Q_g \rho)}{dx} = 0 \qquad (Eq. \ II.25)$$

En écoulement fluidisé, le poids des particules est supposé être la contribution majoritaire à l'augmentation de la pression, et le gradient local de pression est relié à la porosité locale de la suspension homogène par :

$$\frac{dP}{dx} = \rho_p (1 - \varepsilon)g \qquad (Eq. \ II.26)$$

En écoulement non fluidisé, Gauthier et Ross (1998) définissent un gradient de pression visqueux :

$$\frac{dP}{dx} = \rho_p (1 - \varepsilon) \frac{U_{sl}}{u_{mf}} g \qquad (Eq. II.27)$$

Un traitement itératif permet de déterminer les grandeurs locales de la pression, de la porosité et du débit volumique local de gaz. En fonction de la vitesse des particules, ce débit volumique peut correspondre à un mouvement ascendant ou descendant du gaz.

Les variantes des modèles existants dans la littérature sont basées sur la relation  $f(\varepsilon)$  reliant la porosité à la vitesse de glissement entre phases, et l'équation permettant de calculer le gradient local de pression.

### 4.2 Limitations des modèles existants

Cette approche est capable de prédire (Gauthier et Ross, 1998 ; Bodin et al., 2002) :

- le profil vertical de pression en écoulement homogène,
- le positionnement des points d'aération et les débits de gaz associés pour compenser la compression du gaz due à l'augmentation de la pression locale,
- les conditions opératoires pour lesquelles apparaissent des bulles.

Cette approche n'est pas capable :

- de décrire la structure hétérogène de l'écoulement au-delà de la limite d'apparition des bulles,
  i.e. lorsque la vitesse de glissement locale est supérieure à la vitesse minimale de bullage,
- de prédire le profil vertical de pression dans les conditions hétérogènes,
- de prédire la quantité de gaz ascendant et descendant en condition hétérogène,
- de prédire les perturbations de l'écoulement de particules dues à la présence de bulles,
- de prédire l'effet d'une sur-aération sur le comportement du standpipe.

## 4.3 Modélisation selon formalisme bulle/émulsion

Récemment, Andreux et Hémati (2009) ont développé un modèle permettant de simuler les écoulements denses descendants fluidisés à bulles. C'est un modèle bulle/émulsion classiquement utilisé pour les lits fluidisés, auxquels sont rajoutés :

- la compressibilité du gaz,
- le mouvement vertical descendant des particules,
- la variation de la porosité locale de la phase émulsion en fonction de la vitesse de fluidisation locale.

Ce modèle sera présenté dans le Chapitre 5 de ce mémoire.

# **5** Conclusion

Lors du convoyage des suspensions gaz/solide denses descendantes, la compression du gaz interstitiel est à l'origine d'une défluidisation locale qui conduit aux instabilités hydrodynamiques de l'écoulement. Pour éviter ce phénomène, dont le mécanisme n'est pas bien connu, des injections étagées de gaz sont pratiquées toute au long du standpipe. Ces injections éliminent le risque de la défluidisation, cependant elles entraînent la formation des bulles. Les bulles, cavités presque vides de solide, peuvent avoir un mouvement ascendant, descendant ou stagnant selon les conditions opératoires retenues. Aujourd'hui les limites de stabilité de ces écoulements vis-à-vis des conditions opératoires telles que le flux massique de solide et les conditions d'aération (débit par prise, lieu d'injection, nombre de prises, espacement entre prises) ne sont pas connues.

Même si des descriptions qualitatives des régimes sont présentées dans la littérature, leurs limites et caractérisations ne sont pas encore bien appréhendées. Par ailleurs, les rares travaux expérimentaux publiés portent essentiellement sur les écoulements à hauts flux massiques de solide (supérieurs à 400 kg/m<sup>2</sup>/s). Même si ces débits sont proches de ceux utilisés industriellement, d'autres flux massiques de solide (plus faibles) sont rencontrés lors du démarrage, arrêt ou diminution de capacité de l'unité. Ainsi, une meilleure compréhension des caractéristiques des écoulements à bas flux s'avère nécessaire pour éliminer tout arrêt des unités industrielles causé par des perturbations dans les éléments tels que : standpipe, stripper ou jambe de retour de cyclone.

Concernant la défluidisation locale, ce phénomène a été abordé à travers des essais de défluidisation effectués en lits fluidisés classiques. Ces travaux avaient comme objectif d'établir le lien entre la vitesse interstitielle de glissement et la porosité de la phase dense d'un lit fluidisé.

Concernant la modélisation de ces écoulements, les phénomènes mis en jeu sont majoritairement instationnaires et localement instables, alors que l'approche globale couramment utilisée pour ces applications en Génie de Procédés ne peut être utilisable qu'en régime permanent, moyennant des hypothèses incontournables qui ne sont pas toujours vérifiées : stationnarité, axisymétrie et homogénéité de l'écoulement.

En conclusion, si les modèles globaux existants sont capables d'appréhender ces écoulements dans les conditions opératoires stabilisées de design, ils sont incapables de prédire le comportement de l'écoulement en phase transitoire ainsi que d'anticiper les difficultés liées aux instabilités hydrodynamiques de l'écoulement.

# **Chapitre III : Etude de la défluidisation**

# III.Etude de la défluidisation

#### SOMMAIRE

1 INSTALLATION : LIT FLUIDISE DE REFERENCE	
1.1 Description du lit fluidisé	61
1.2 Protocole expérimental	62
2 PROPRIETES PHYSIQUES ET GRANDEURS HYDRODYNAMIQUES DES PARTICULES	
2.1 Propriétés physiques	63
2.2 Grandeurs hydrodynamiques	64
3 PROPRIETES DE DEFLUIDISATION	67
3.1 Définition des grandeurs étudiées	67
3.2 Paramètres de l'étude	
3.3 Présentation et discussion des résultats	72
3.3.1 Effet de la vitesse initiale de fluidisation : « état initial du lit »	75
3.3.1.1 Etat initial : fluidisé homogène	76
3.3.1.2 Etat initial : lit fluidisé à bulles	79
Zone 1 : évacuation des bulles	79
Zone 2 : compactage du lit dense	83
3.3.2 Analyse couplée des mesures, hauteur et pression : compressibilité du gaz	
3.3.2.1 Détermination de l'avancement du front de sédimentation de solide du bas vers le haut	
3.3.2.2 Présentation des résultats concernant la vitesse du front de sédimentation	87
Etat initial : minimum de bullage	88
Etat initial : lit fluidisé à bulles	
3.3.3 Effet des conditions opératoires sur le temps caractéristiques	
4 CONCLUSION	

L'objectif principal de cette partie de l'étude est la détermination expérimentale des grandeurs caractéristiques de la défluidisation des particules de FCC qui sont nécessaires pour l'étude de l'écoulement gaz/particule dense vertical descendant.

Ce chapitre comprend la caractérisation des particules (propriétés physiques et grandeurs hydrodynamiques) et l'étude de la défluidisation. Les propriétés liées à la défluidisation de la poudre sont présentées dans ce chapitre selon les parties suivantes :

- protocole expérimental ;
- paramètres de l'étude ;
- effet des paramètres de l'étude.

En annexe est présentée une étude de la faisabilité de la modélisation CFD à l'aide du logiciel *Fluent*® sur la fluidisation et défluidisation des particules de FCC.

# 1 Installation : lit fluidisé de référence

# 1.1 Description du lit fluidisé

Le lit fluidisé de référence dans lequel les essais de défluidisation sont entrepris est composé d'une colonne en plexiglas transparent ayant une géométrie cylindrique de 192 mm de diamètre interne et de 2 m de hauteur (Figure III.1).



Figure III.1. Photo et schéma de l'installation expérimentale. 1-vanne; 2-détendeur; 3-vanne (méthode drainage simple); 4-rotamètre; 5-manomètre; 6-vanne; 7-vanne trois voies (méthode drainage double); 8-boite à vent; 9-distributeur; 10-lit fluidisé; 11-capteurs de pression locale; 12-capteurs de pression globale; 13-enregistrement; 14-cyclone.

Le débit de l'air comprimé du réseau, après détente, est mesuré à l'aide des rotamètres à flotteur avant son admission dans la colonne. La plage de vitesse du gaz est comprise entre 1 et 80 mm/s.

L'alimentation du gaz se fait à travers une boîte à vent conique en PVC et un distributeur poreux. La Figure III.2 montre que, pour les conditions opératoires retenues, la perte de charge du distributeur est une fonction linéaire de la vitesse de fluidisation. Elle est de 3000 Pa pour une vitesse de fluidisation de 20 mm/s. En sortie de la colonne un cyclone permet de récupérer les fines particules entraînées par le courant gazeux.

Des orifices pour les mesures de pression (prises de pression) sont placés tous les 10 cm, et plusieurs combinaisons entre les mesures des pertes de charge locales ou totales sont possibles. Les capteurs de pression utilisés sont des capteurs bidirectionnels (possibilité de mesure des pertes de charge positive et négative) à membrane inox de la société SETRA, type MC267 4-20mA, et deux capteurs monodirectionnels modèle 230 4-20mA également à membrane inox de la société SETRA.

Afin de réaliser l'acquisition des données, les capteurs sont reliés à un ordinateur via deux cartes d'acquisition. L'enregistrement des données est effectué à l'aide d'un logiciel commercial (DasyLab©). Cet ensemble permet le suivi de l'évolution dans l'espace et dans le temps de la pression dans la colonne.



Figure III.2. Evolution de la perte de charge du distributeur en fonction de la vitesse de fluidisation.

#### **1.1 Protocole expérimental**

La mise en œuvre d'une manipulation de défluidisation suit les étapes suivantes :

- alimentation en gaz de fluidisation ;
- réglage du débit du gaz souhaité par les rotamètres à flotteur ;
- établissement de la fluidisation avec stabilisation de l'installation ;
- arrêt de la fluidisation selon deux protocoles :
  - coupure de l'air de fluidisation au niveau du rotamètre, donc une désaération du lit effectuée par le haut de la colonne : méthode de drainage simple ;
  - coupure de l'air de fluidisation par le biais d'une vanne à trois voies placée avant la boîte à vent. Elle permet de relier la boîte à vent à l'atmosphère. Ainsi, la désaération du lit s'effectue tant par le sommet que par le fond de la colonne : méthode de drainage double.
- acquisition de données pendant la défluidisation.

# 2 Propriétés physiques et grandeurs hydrodynamiques des particules

Ce paragraphe est consacré à l'acquisition des données sur les propriétés physiques et hydrodynamiques de la poudre employée.

# 2.1 Propriétés physiques

Les particules de catalyseur de FCC ont une distribution granulométrique comprise entre 10 et 200  $\mu$ m (Figure III.3 issue de la granulométrie laser réalisée au LGC). Leur diamètre moyen est de 76  $\mu$ m. La masse volumique apparente de ces particules est déterminée par porosimétrie au mercure. Elle est de 1400 kg/m<sup>3</sup>. Ces particules appartiennent au groupe A de la classification de Geldart. Dans le Tableau III.1 sont regroupées les principales grandeurs caractéristiques de la poudre ainsi que les techniques utilisées.



Figure III.3. Distribution granulométrique des particules de FCC (granulométrie laser).

Propriété	Valeur	Technique
Diamètre moyen (µm)	76	Granulométrie laser (LGC)
Masse volumique apparente (kg/m <sup>3</sup> )	1400	Porosimétrie au Hg (LGC)
Masse volumique tassée (kg/m <sup>3</sup> )	936	Hosokawa Powder Tester (LGC)
Masse volumique non tassée (kg/m <sup>3</sup> )	818	Hosokawa Powder Tester (LGC)
Masse volumique réelle (kg/m <sup>3</sup> )	2676	Pycnomètrie à He (LGC)
Angle de talus (°)	29	Hosokawa Powder Tester (LGC)
Surface BET $(m^2/g)$	415	Adsorption N <sub>2</sub> (LGC)
Volume des pores (cm <sup>3</sup> /g)	0,58	Adsorption N <sub>2</sub> (LGC)

Tableau III.1. Résumé des propriétés des particules de l'étude.

A partir des masses volumiques, tassée et non tassée, de la poudre sont calculés :

- le rapport de Haussner, 
$$HR = \frac{\rho_{tassée}}{\rho_{non tassée}} = 1,14$$
;

- l'indice de CARR ou le facteur de compressibilité,  $\gamma = 100 \frac{\rho_{tassée} - \rho_{non tassée}}{\rho_{tassée}} = 12,6\%$ ;

- le degré de vide du lit non tassé (en vrac),  $\varepsilon_{vrac} = 1 - \frac{\rho_{non tassée}}{\rho_p} = 0,42$ ;

- le degré de vide du lit tassé,  $\varepsilon_{tassée} = 1 - \frac{\rho_{tassée}}{\rho_p} = 0.33$ .

Une valeur de 1,14 est obtenue pour le rapport de Haussner et 12,6 % pour l'indice de CARR. A partir de ces valeurs on peut conclure que la poudre présente une excellente coulabilité et un écoulement facile.

En ce qui concerne le degré de vide du lit fixe, on note un écart relatif de 20% entre un lit fixe en vrac ( $\varepsilon_{\text{vrac}} = 0,42$ ) et un lit fixe compacté ( $\varepsilon_{\text{tassé}} = 0,33$ ).

#### 2.2 Grandeurs hydrodynamiques

Des grandeurs caractéristiques de la poudre liées aux propriétés de fluidisation, notamment :

- la vitesse et le degré de vide au minimum de fluidisation ( $u_{mf}$ ,  $\mathcal{E}_{mf}$ ),
- la vitesse et le degré de vide au minimum de bullage ( $u_{mb}$ ,  $\varepsilon_{mb}$ ),

ont été déterminés dans le lit fluidisé de référence et ce pour les différentes masses du lit (7 kg ; 14 kg et 21 kg).

La vitesse minimale de fluidisation,  $u_{mf}$ , est déterminée expérimentalement par la méthode normalisée proposée par Richardson (1971). Cet auteur a défini la vitesse minimale comme l'abscisse du point d'intersection du palier de la perte de charge et de la courbe représentant l'évolution de la chute de pression à travers le lit fixe obtenue à vitesse décroissante (Figure III.4).

Pour les particules de FCC (classe A) une fluidisation sans bulle est observée au-delà de  $u_{mf}$ . La vitesse minimale de bullage,  $u_{mb}$ , est déterminée visuellement. Elle est considérée comme la valeur moyenne de la vitesse à laquelle les bulles apparaissent et/ou disparaissent au sein de la suspension.



Figure III.4. La détermination de la vitesse minimale de fluidisation,  $m_p = 21$  kg (méthode normalisée de Richardson).

Les résultats expérimentaux ont montré que les vitesses caractéristiques de fluidisation sont indépendantes de la masse de particules présentes dans le lit. La non linéarité de la courbe d'évolution de la perte de charge dans la zone de lit fixe est surement liée à la présence de fines particules dans la poudre.

En mesurant la hauteur du lit fluidisé pour une vitesse du gaz donnée et connaissant la masse des particules solides présentes dans le lit, on peut déduire directement la porosité du lit par la relation suivante :

$$\varepsilon = 1 - \frac{m_p}{\rho_p A H} \qquad (Eq. III.1)$$

où,  $m_p$  représente la masse de particules,  $\rho_p$  la masse volumique des particules, A la section de la colonne et H la hauteur du lit.

Un exemple type de résultats concernant l'effet de la vitesse du gaz sur la porosité du lit est présenté sur la Figure III.5.



Figure III.5. Cartographie des régimes de fluidisation en fonction de la vitesse de fluidisation.

Cette figure montre que la transition du lit fixe au lit fluidisé bouillonnant passe par les étapes suivantes:

- une expansion homogène du lit entre  $u_{mf}$  et  $u_{mb}$ . Dans ce cas la suspension se comporte comme un lit fixe expansé. Les particules sont soumises à des mouvements de faible amplitude. C'est le régime de fluidisation homogène ou particulaire ;
- une zone de transition entre  $u_{mb}$  et 1,5  $u_{mb}$  caractérisée par une diminution de la porosité du lit et l'apparition irrégulière des cavités (bulles) au sein de la suspension (transition entre le régime de fluidisation homogène et le régime de bullage) ;
- une expansion faible et régulière du lit (régime de bullage ou lit hétérogène).

Par ailleurs, la Figure III.5 montre qu'en partant de l'état fluidisé et en diminuant la vitesse, le diagramme de degré de vide observé ne se superpose pas strictement à celui obtenu à vitesse croissante. En particulier, lorsque le lit redevient fixe, on note qu'à débit égal, la porosité du lit est plus grande que celle précédemment relevée. Ce phénomène, comparable à un phénomène d'hystérésis, résulte d'un arrangement plus lâche des particules après fluidisation.

La confrontation entre les résultats expérimentaux et ceux calculés à partir des corrélations existantes dans la littérature (Annexe A : Corrélations) a montrée que les corrélations qui conduisent à des prédictions plus proches des mesures expérimentales sont celles de Thonglimp et al. (1984) pour la vitesse minimale de fluidisation et de Abrahamsen et al. (1978) pour la vitesse minimale de bullage
(Tableau III.2). Par ailleurs, dans ce tableau sont aussi consignées les valeurs de  $\varepsilon_{mf}$  et de  $\varepsilon_{mb}$  ainsi que celle de la vitesse terminale de chute libre des particules de FCC. On remarque que la valeur de  $\varepsilon_{mf}$  est proche du degré de vide d'un lit fixe en vrac (0,42).

	Expérience	2,9±0,1
	Thonglimp et al. (1984)	2,9
(mm/s)	Wen et Yu (1966)	2,6
$u_{\rm mf}$ (IIIII/S)	Grace (1982)	3,2
	Ergun (1952)	3,6
	Baeyens et Geldart (1973)	3,3
	Expérience	6,5±0,8
$u_{\rm mb}~({\rm mm/s})$	Abrahamsen et al. (1978)	6,4
	Abrahamsen et al. (1980a)	7,7
$u_{\rm t}({\rm mm/s})$	Haider et Levenspiel (1989)	180
$\mathcal{E}_{\mathrm{mf}}$	Expérience	0,43
$\mathcal{E}_{\mathrm{mb}}$	Expérience	0,47

Tableau III.2. Propriétés de fluidisation de la poudre.

# 3 Propriétés de défluidisation

Les propriétés liées à la défluidisation de la poudre de FCC sont présentées dans ce paragraphe selon les parties suivantes :

- définition des grandeurs étudiées ;
- paramètres de l'étude ;
- présentation et discussion des résultats : effet des paramètres de l'étude.

# 3.1 Définition des grandeurs étudiées

Une quantité connue de particules est disposée en vrac dans la colonne de fluidisation. Le débit d'air est fixé de façon à ce que les particules soient dans l'un des états initiaux suivants :

- lit homogène expansé  $(u_{\rm mf} < u_{\rm f} < u_{\rm mb})$ ;
- lit aéré légèrement hétérogène ( $u_{\rm mb} < u_{\rm f} < 1,5 u_{\rm mb}$ );
- lit hétérogène à bulles (3  $u_{\rm mb} < u_{\rm f}$ ).

L'air de fluidisation est brutalement coupé. Pendant la désaération les grandeurs suivantes sont déterminées :

- l'évolution des pertes de charge globales et locales à différentes élévations du lit ;

- la variation du niveau du lit, H, par méthode d'imagerie ;

- l'évolution de la porosité moyenne du lit calculé par : 
$$\varepsilon(t) = 1 - \frac{m_p}{\rho_p A H(t)}$$
 (Eq. III.1).

Rappelons que deux configurations d'évacuation d'air ont été étudiées :

1. la boite à vent est isolée de l'atmosphère lors de la coupure de l'air de fluidisation : l'air interstitiel du lit peut s'échapper uniquement par le sommet du lit après l'avoir traversé : méthode à drainage simple ;

2. la boite à vent est mise à l'atmosphère lors de la coupure de l'air de fluidisation : l'air interstitiel du lit peut s'échapper par le sommet du lit ou à travers le distributeur : méthode à drainage double.

La Figure III.6 représente un exemple type de la variation du niveau du lit au cours de la désaération.



Figure III.6. Exemple type de variation de la hauteur du lit au cours de la défluidisation.  $(H_0 = 0.885 \text{ m}; u_f = 47.4 \text{ mm/s}; drainage simple)$ 

Notons que l'allure de la courbe présentée sur la Figure III.6 est identique à celles publiées par Geldart et Wong (1985). Selon ces auteurs, la défluidisation du lit se fait en trois étapes :

- effondrement rapide du lit dû à l'évacuation des bulles (zone 1). Cette zone n'est pas observée pour des vitesses inférieures à u<sub>mb</sub>. Par ailleurs, l'effondrement du lit est d'autant plus important que l'excès de gaz par rapport à u<sub>mb</sub> (u<sub>f</sub>-u<sub>mb</sub>) est grand ;
- diminution constante et lente de la hauteur du lit attribuée au compactage de la phase dense (zone 2);
- évacuation du gaz résiduel, l'étape de consolidation (zone 3). D'une manière générale, cette zone est négligeable devant les autres zones.

A partir de cette figure, ces auteurs ont défini :

- la hauteur de la phase dense,  $H_D$ , du lit fluidisé par extrapolation de la partie linéaire de la courbe de défluidisation jusqu'à t = 0, où l'alimentation d'air a été coupée (Figure III.6). La porosité de la phase dense,  $\varepsilon_D$ , est estimée par un bilan de masse,

$$\varepsilon(t) = 1 - \frac{m_p}{\rho_p A H(t)} (Eq. III.1);$$

 la vitesse de chute du lit, u<sup>\*</sup><sub>D</sub>, obtenue à partir de la pente de la partie linéaire de la courbe dans la zone 2.

Par ailleurs, nous avons caractérisé la frontière entre les zones 1 et 2 par les deux grandeurs suivantes : une hauteur de transition  $H_{tr}$  et un temps  $\tau_{tr}$  (Figure III.6).

A partir de ces données nous avons calculé :

- la vitesse apparente d'effondrement du lit dans la zone 1,  $u_i^*$ . Elle est estimée en considérant une évolution linéaire de la hauteur du lit dans cette zone :  $u_i^* = \frac{H_i - H_{tr}}{\tau_{tr}}$  (Eq. III.2).

Notons que H<sub>i</sub> représente la hauteur moyenne du lit fluidisé avant la défluidisation ;

- la fraction volumique du lit occupé par les bulles (taux de bulles) :  $\delta_b = \frac{H_i - H_{tr}}{H_i} (Eq. III.3).$ 

En ce qui concerne la perte de charge globale du lit, nous avons observé que l'allure de l'évolution de cette grandeur est identique pour l'ensemble des essais réalisés : une première zone caractérisée par une diminution linéaire suivie par une deuxième zone où la diminution devient exponentielle (Figure III.7).

La mesure de chute de la hauteur du lit et celle de la perte de charge globale du lit en fonction du temps ont permis de définir les temps caractéristiques suivants (Figure III.7) :

- $\tau_{\rm H}$ : le temps total de chute de la hauteur. Il est défini comme le temps nécessaire pour que la hauteur du lit passe de sa valeur initiale,  $H_{\rm i}$ , à la hauteur du lit au repos mesurée en fin de chaque essai,  $H_0$ ;
- $\tau_p$ : le temps total de chute de la perte de charge. Il s'agit du temps nécessaire pour atteindre :

$$\frac{\Delta P_i}{\Delta P} = 0.5\% \qquad (Eq. III.4)$$

où,  $\overline{\Delta P}$  représente la perte de charge moyenne du lit fluidisé avant la désaération. D'une manière générale sa valeur est très proche de la valeur théorique :  $\frac{m_p g}{\lambda}$ ;

- $\tau_{p,1}$ : le temps pendant lequel la perte de charge est une fonction linéaire du temps ;
- τ<sub>p,2</sub>: le temps pendant lequel l'élimination du gaz résiduel ne conduit pas à un tassement du lit. Il est donné par : τ<sub>p,2</sub> = τ<sub>p</sub> τ<sub>p,1</sub> (Eq. III.5).

Le couplage entre les deux mesures, hauteur et pression, permet de définir un nouveau temps caractéristique lié à la compressibilité du gaz :

- 
$$\tau_{\rm comp} = \tau_{\rm p} - \tau_{\rm H} (Eq. III.6)$$



Figure III.7. Définition des temps caractéristiques de défluidisation : (•) hauteur, (-) pertes de charge globales. ( $H_0 = 0,885 \text{ m}$ ;  $u_f = 47,4 \text{ mm/s}$ ; drainage simple).

Une analyse plus approfondie de ces grandeurs sera présentée plus loin (paragraphe 3.3.3).

La Figure III.8 représente un exemple type des variations des pertes de charge locales dans le lit au cours de la désaération. L'exploitation de ces courbes nous a permis de définir d'autres grandeurs caractéristiques qui seront présentées dans le paragraphe 3.3.2.



Figure III.8. Exemple type de variation des pertes de charge locales à travers le lit au cours de la défluidisation. (1) : 115-215mm ; (2) : 315-415mm ; (3) : 515-615mm ; (4) : 715-815mm.  $(H_0 = 0.915 \text{ m} \text{ ; } u_f = 6.3 \text{ mm/s} \text{ ; drainage simple})$ 

# 3.2 Paramètres de l'étude

Les paramètres étudiés sont :

- la vitesse du gaz de fluidisation avant la désaération du lit appelée « vitesse initiale de fluidisation » (Figure III.9.a). Ce paramètre a été fait varier entre  $u_{mb}$  et 8  $u_{mb}$ ;
- l'effet de la boîte à vent, évacuation du gaz par drainage simple et drainage double (Figure III.9.b et Figure III.9.c) ;
- la hauteur du lit au repos  $H_0$  (Figure III.9.d). Notons que ce paramètre est déterminé après la défluidisation complète du lit. Sa plage de variation est située entre 0,3 m et 0,915 m.

L'ensemble des conditions opératoires testées est consigné dans le Tableau III.3.



Figure III.9. Schéma du lit fluidisé de référence et des paramètres étudiés.

Essai	Masse de particules (kg)	Hauteur du lit au repos (mm)	Méthode d'évacuation	Vitesse de fluidisation (m/s)	Mesures
1-4	7	300		0,0063 ; 0,012 ; 0,022 ; 0,047	$\Delta P_{total}$ , visualisation
5-8	14	597		0,0063 ; 0,012 ; 0 022 · 0 047	$\Delta P_{total}$ , visualisation
9-12	21	885	Simple	0,0063 ; 0,012 ; 0,022 · 0.047	$\Delta P_{total}$ ,
13-15	21,5	915		0,0063 ; 0,012 ; 0,047	$\Delta P_{total}, \Delta P_{local}$
16-19	7	300		0,0063 ; 0,012 ; 0 022 · 0 047	$\Delta P_{\text{total}}$ ,
20-23	14	597		0,0063 ; 0,012 ;	$\Delta P_{\text{total}}$
24-27	21	885	Double	0,0063 ; 0,012 ;	$\Delta P_{\text{total}}$
28-29	21,5	915		0,063 ; 0,047	$\Delta P_{total}, \Delta P_{local}$ visualisation

Tableau III.3. Résumé de la campagne d'essais (N = 29).

# 3.3 Présentation et discussion des résultats

Les conditions opératoires testées et les résultats obtenus ( $H_i$ ;  $H_{tr}$ ;  $H_D$ ;  $\varepsilon_i$ ;  $\varepsilon_{tr}$ ;  $\varepsilon_D$ ;  $\delta_{b,exp}$ ;  $\delta_{b,calc}$ ;  $\tau_{tr}$ ;  $\tau_H$ ;  $\tau_P$ ;  $\tau_{P,1}$ ;  $\tau_{P,2}$ ;  $u_i^*$ ;  $u_D^*$ ) sont présentés dans les Tableau III.4 et Tableau III.5.

Ν	$H_0(m)$	u <sub>f</sub> (mm/s)	Drainage	$H_i(m)$	$H_{tr}(m)$	$H_D(m)$	$\mathcal{E}_i(-)$	$\mathcal{E}_{tr}$ (-)	<b>E</b> <sub>D</sub> (-)	$\delta_{B,exp}$ (%)	$\delta_{\!B,calc}$ (%)
1	0,3	6,3		0,327	-	0,327	0,471	0,471	0,472	-	-
2	0,3	12	Simple	0,335	0,325	0,327	0,483	0,467	0,473	3,0	5,1
3	0,3	22	Shipte	0,340	0,320	0,320	0,491	0,447	0,460	5,9	8,7
4	0,3	47		0,350	0,313	0,319	0,505	0,447	0,459	10,6	15,6
5	0,597	6,3		0,660	-	0,660	0,471	0,471	0,477	-	-
6	0,597	12	Simple	0,648	-	-	0,462	-	-	-	-
7	0,597	22	Shipte	0,650	0,620	0,624	0,463	0,437	0,446	4,7	7,1
8	0,597	47		0,660	0,610	0,611	0,471	0,428	0,435	7,6	12,9
9	0,885	6,3		0,977	-	0,977	0,467	0,467	0,470	-	-
10	0,885	12	Simple	0,940	0,915	0,917	0,446	0,430	0,435	2,7	3,7
11	0,885	22	Simple	0,940	0,900	0,901	0,446	0,420	0,425	4,3	6,4
12	0,885	47		0,965	0,903	0,905	0,460	0,420	0,427	6,5	11,6
13	0,915	6,3		0,985	-	0,985	0,469	0,469	0,462	-	-
14	0,915	12	Simple	0,963	0,941	0,946	0,449	0,436	0,439	2,3	3,7
15	0,915	47		0,970	0,926	0,929	0,453	0,427	0,429	4,6	11,6
16	0,3	6,3		0,327	-	0,327	0,471	0,471	0,472	-	-
17	0,3	12	Daubla	0,335	0,318	0,322	0,483	0,456	0,464	5,1	5,1
18	0,3	22	Double	0,340	0,308	0,312	0,491	0,438	0,446	9,4	8,7
19	0,3	47		0,350	0,305	0,315	0,505	0,432	0,451	12,9	15,6
20	0,597	6,3		0,655	-	0,655	0,471	0,471	0,473	-	-
21	0,597	12	Daubla	0,643	0,619	0,616	0,458	0,427	0,439	3,8	-
22	0,597	22	Double	0,650	0,605	0,613	0,463	0,423	0,436	7,0	7,1
23	0,597	47		0,665	0,610	0,613	0,476	0,428	0,437	8,3	12,9
24	0,885	6,3		0,980	-	0,980	0,468	0,468	0,471	-	-
25	0,885	12	Dealth	0,945	0,903	0,907	0,449	0,423	0,429	4,5	3,7
26	0,885	22	Double	0,955	0,895	0,899	0,454	0,423	0,424	6,3	6,4
27	0,885	47		0,965	0,895	0,897	0,460	0,418	0,422	7,3	11,6
28	0,915	6,3	Deald	0,985	_	0,985	0,462	0,462	0,462	-	-
29	0,915	47	Double	0,970	0,911	0,913	0,453	0,418	0,419	6,1	3,7

Tableau III.4. Conditions opératoires et résultats obtenus ( $H_i$ ;  $H_{tr}$ ;  $H_D$ ;  $\varepsilon_i$ ;  $\varepsilon_{tr}$ ;  $\varepsilon_D$ ;  $\delta_{b,exp}$ ;  $\delta_{b,calc}$ ).

N	$H_0$ (m)	u <sub>f</sub> (mm/s)	Drainage	$\tau_{tr}(s)$	$ au_{H}(s)$	$\tau_P(s)$	$\tau_{P,1}$ (s)	$ au_{P,2}$ (s)	u <sup>*</sup> <sub>i</sub> (mm/s)	$u_{D}^{*}$ (mm/s)
1	0,3	6,3		-	8,2	25	7,2	17,8	-	3,60
2	0,3	12	Simple	0,8	8,8	25	9	16	12,5	3,43
3	0,3	22	Shiple	2	7,0	25	8	17	10,0	3,00
4	0,3	47		2	7,0	32	9	23	18,5	3,00
5	0,597	6,3		-	17,9	58	18	40	-	3,63
6	0,597	12	Simple	-	17,0	68	18	50	-	3,18
7	0,597	22	Shiple	1,9	12,9	68	18	50	15,8	2,33
8	0,597	47		1	8,0	66	15	51	50,0	2,25
9	0,885	6,3		-	25,0	110	30	80	-	3,43
10	0,885	12	Simple	1,9	10,9	104	26	78	13,2	2,67
11	0,885	22	Shiple	1,0	8,0	108	26	82	40,0	2,33
12	0,885	47		2,0	13,0	96	23	73	31,0	2,00
13	0,915	6,3		-	26,0	145	18	127	-	3,00
14	0,915	12	Simple	3,0	22,0	136,5	19	117,5	7,3	1,80
15	0,915	47		1,5	8,5	126,4	11	115,4	29,3	2,40
16	0,3	6,3		-	5,8	25	5	20	-	4,67
17	0,3	12	Double	1	6,0	21	3	18	17,0	4,00
18	0,3	22	Double	0,9	3,0	22	4,5	17,5	35,6	4,00
19	0,3	47		1,9	3,0	25	4	21	23,7	-
20	0,597	6,3		-	10,0	68	10	58	-	4,57
21	0,597	12	Daubla	2,0	6,0	70	9	61	12,0	3,50
22	0,597	22	Double	2,0	5,0	68	8	60	22,5	4,00
23	0,597	47		0,9	4,9	58	5,5	52,5	61,1	4,00
24	0,885	6,3		-	14,0	110	14	96	-	4,55
25	0,885	12	Daubla	1,0	6,0	104	13	91	42,0	3,60
26	0,885	22	Double	2,0	6,0	108	14	94	30,0	2,50
27	0,885	47		1,0	6,0	104	13	91	70,0	3,00
28	0,915	6,3	Double	-	14,5	-	-	-	-	3,9
29	0,915	47	Double	1,5	6,2		-	-	39,3	1,1

Tableau III.5. Conditions opératoires et résultats obtenus ( $\tau_{tr}$ ;  $\tau_H$ ;  $\tau_P$ ;  $\tau_{P,1}$ ;  $\tau_{P,2}$ ;  $u_i^*$ ;  $u_D^*$ ).

Avant de présenter et discuter les résultats obtenus, il faut préciser que l'exploitation des grandeurs de défluidisation dans la zone 1, l'effondrement du lit, est extrêmement délicate. Ceci est directement lié à la rapidité des phénomènes mis en jeu (temps inférieures à 2 s) et à l'incertitude sur la détermination de la variation de la hauteur du lit ( $H_i$ -H). A titre d'exemple, le calcul de l'erreur réalisé sur la variation de la hauteur du lit a montré qu'elle peut dépasser 30 % dans la zone 1 alors qu'elle n'est de quelques pourcents dans la zone 2 (Annexe B).

#### 3.3.1 Effet de la vitesse initiale de fluidisation : état initial du lit

Afin d'illustrer l'effet de ce facteur, nous allons présenter les résultats obtenus pour les deux cas suivants :

- cas 1 : état initial au minimum de bullage (fluidisé homogène), essai 9 ;
- cas 2 : état initial lit fluidisé à 8  $u_{\rm mb}$  (fluidisé hétérogène à bulles), essai 12.

Les conditions initiales du lit fluidisé lors de l'arrêt en air de fluidisation sont présentées dans le Tableau III.6 et reportées sur la Figure III.10. Le protocole d'arrêt de l'air de fluidisation utilisé était celui de drainage simple.

Tableau III.6. Conditions initiales du lit fluidisé.

	Essai 9	Essai 12
$H_{0}\left(\mathrm{m} ight)$	0,885	0,885
$u_{\rm f}$ (mm/s)	6,3 ( $\approx u_{\rm mb}$ )	47,4 ( $\approx 8 u_{mb}$ )
$H_{\rm i}({\rm m})$	0,977	0,965
E(-)	0,47	0,46



Figure III.10. Représentation des différentes conditions initiales dans la cartographie des régimes de fluidisation en fonction de la vitesse de fluidisation.

Dans le cas où l'état initial est un lit homogène expansé, un compactage linéaire du lit est observé (Figure III.11.a). Pour l'essai 12 correspondant à un état initial hétérogène à bulles, deux étapes peuvent être distinguées lors de la défluidisation en traçant la hauteur du lit en fonction du temps (Figure III.11.b) :

- une chute abrupte de la hauteur évacuation des bulles (zone 1) ;
- une chute linéaire de la hauteur compactage du milieu granulaire (zone 2).



Figure III.11. Courbes de variation de la hauteur du lit lors de la défluidisation : (a)  $u_f=6,3mm/s$  (essai 9); (b)  $u_f=47,4mm/s$  (essai 12). Drainage simple.

#### 3.3.1.1 Etat initial : fluidisé homogène

Pour la condition initiale correspondant au minimum de bullage, une diminution régulière de la porosité du lit au cours de la défluidisation est observée (Figure III.12). La variation temporelle du volume de lit occupé par le gaz interstitiel est linéaire. La vitesse correspondante,  $u_D^*$ , oscille autour d'une valeur moyenne constante quelle que soit la hauteur initiale du lit à 3,5 mm/s (Figure III.13).

L'observation de la Figure III.12 montre que la porosité du lit avant la défluidisation est indépendante de la hauteur du lit au repos.



Figure III.12. Evolution temporelle de la porosité du lit pour le protocole : drainage simple et une vitesse de fluidisation de 6,3 mm/s. ( $\diamond$ )  $H_0=0,300$  m ; ( $\square$ )  $H_0=0,597$  m ; ( $\circ$ )  $H_0=0,885$  m.



Figure III.13. Evolution de la vitesse de désaération en fonction du temps pour le protocole : drainage simple et une vitesse de fluidisation de 6,3 mm/s.  $(\diamondsuit) H_0=0,300 \text{ m}; (\bullet) H_0=0,597 \text{ m}; (\circ) H_0=0,885 \text{ m}.$ 

Par ailleurs, les mêmes constatations ont été faites pour les essais réalisés avec le protocole de drainage double (Figure III.14 et Figure III.15). Cependant cette dernière méthode conduit à une vitesse de compactage plus importante de l'ordre de 30 % (4,6 mm/s contre 3,5 mm/s pour le drainage simple). Ceci est attribué à l'évacuation partielle du gaz interstitiel par le distributeur.



Figure III.14. Evolution temporelle de la porosité du lit pour le protocole : drainage double et une vitesse de fluidisation de 6,3 mm/s. ( $\diamond$ )  $H_0=0,300$  m ; ( $\square$ )  $H_0=0,597$  m ; ( $\circ$ )  $H_0=0,885$  m.



Figure III.15. Evolution de la vitesse de désaération en fonction du temps pour le protocole : drainage double et une vitesse de fluidisation de 6,3 mm/s.
(◇) H<sub>0</sub>=0,300 m; (■) H<sub>0</sub>=0,597 m; (○) H<sub>0</sub>=0,885 m.

#### 3.3.1.2 Etat initial : lit fluidisé à bulles

#### Zone 1 : évacuation des bulles

A partir des courbes de l'évolution de la hauteur en fonction du temps nous avons déterminé la fraction volumique du lit occupé par les bulles,  $\delta_{\rm b}$ . Rappelons sa définition :  $\delta_b = \frac{H_i - H_{ir}}{H_i}$ 

## (Eq. 111.3).

Dans la Figure III.16 est représentée l'évolution de la fraction volumique du lit occupée par les bulles en fonction de  $u_{f}$ - $u_{mb}$ . On constate que l'augmentation de la vitesse de fluidisation conduit à une augmentation de  $\delta_{B}$  quelle que soit la hauteur du lit. En outre, pour une vitesse de fluidisation donnée,  $u_{f}$ - $u_{mb}$  fixée, l'augmentation de la hauteur du lit conduit à une baisse du taux de bulles.



Figure III.16. Evolution de la fraction de bulles avec  $u_f$ - $u_{mb}$ . ( $\blacklozenge$ ) H = 0,300 m; ( $\blacktriangle$ ) H = 0,597 m; ( $\blacksquare$ ) H = 0,885 m; ( $\blacklozenge$ ) H = 0,915 m. (Noir) Drainage simple; (Blanc) Drainage double.

Ces résultats sont expliqués par l'influence de la hauteur du lit sur le diamètre et la vitesse des bulles. En effet, une augmentation de la hauteur du lit va conduire à un accroissement du diamètre et de la vitesse des bulles qui à son tour va diminuer la valeur de  $\delta_{b}$ , comme le montre la relation suivante :

$$\delta_b = \frac{u_f - u_{mb}}{U_b} \qquad (Eq. III.7)$$

où la vitesse des bulles,  $U_{\rm b}$  est donnée par :

$$U_{b} = u_{f} - u_{mb} + 0.711\sqrt{g \ \overline{d_{b}}}$$
 (Eq. III.8)

Le diamètre moyen des bulles,  $\overline{d_b}$ , est estimé à mi-hauteur du lit par la relation de Mori et Wen (1975) :

$$\overline{d_b} = d_m - (d_m - d_{b0}) \exp\left[-0.3\frac{H_i}{2D}\right]$$
 (Eq. III.9)

Le diamètre maximal théorique des bulles est estimé par :

$$d_m = 1,64 [A_c (u_f - u_{mb})]^{0,4}$$
 (Eq. III.10)

Et le diamètre initial des bulles, d<sub>b0</sub>, pour un distributeur poreux, est déterminé par la relation :

$$d_{b0} = 0.915 \times 10^{-2} (u_f - u_{mb})^{0.4}$$
 (Eq. III.11)

Par ailleurs, à partir de ces corrélations nous avons calculé le taux de bulles. Ces valeurs sont confrontées aux résultats expérimentaux (Figure III.17).



Figure III.17. Comparaison entre les taux de bulles expérimentaux et calculés. ( $\blacklozenge$ ) H = 0,300 m; ( $\blacktriangle$ ) H = 0,597 m; ( $\blacksquare$ ) H = 0,885 m; ( $\blacklozenge$ ) H = 0,915 m. (Noir) Drainage simple; (Blanc) Drainage double.

La Figure III.17 et le Tableau III.5 montrent que :

- pour des faibles vitesses et avec une évacuation de l'air à double drainage les prédictions des corrélations utilisées sont en accord avec les résultats expérimentaux ;
- pour des faibles vitesses de fluidisation et avec une évacuation à simple drainage, les corrélations utilisées surestiment la fraction de bulles de l'ordre de 20 %. ;
- à des plus fortes vitesses, pour les deux méthodes d'évacuation d'air, la fraction de bulles est largement surestimée.

Les écarts observés sont attribués aux phénomènes suivants :

- la corrélation proposée par Mori et Wen (1975) est essentiellement utilisée pour les particules de classe B de la classification de Geldart (1973) ;
- l'incertitude sur la mesure de la hauteur du lit dans la zone 1. A titre d'exemple, une sousestimation de la hauteur de transition de 2 % permet de réduire d'une manière sensible les écarts observés (Figure III.18);

Ainsi, l'utilisation d'une technique de cinématographie rapide pourra fournir des données intéressantes pour la détermination des propriétés des bulles.



Figure III.18. Comparaison entre les taux de bulles expérimentaux et calculés, sous estimation de la hauteur  $H_{tr}$  de 2 %. ( $\blacklozenge$ ) H = 0,300 m; ( $\blacktriangle$ ) H = 0,597 m; ( $\blacksquare$ ) H = 0,885 m; ( $\blacklozenge$ ) H = 0,915 m. (Noir) Drainage simple ; (Blanc) Drainage dou ble.

Concernant l'influence de la vitesse de fluidisation sur la porosité de la phase dense, on constate que, pour les conditions opératoires testées (entre  $u_{mb}$  et 8  $u_{mb}$ ) la porosité de la phase dense,  $\varepsilon_D$ :

- diminue brutalement entre  $u_{mb}$  et 2  $u_{mb}$  pour évoluer moins rapidement au-delà (Figure III.19);
- diminue avec l'augmentation de la hauteur du lit au repos ;

Ces résultats sont expliqués par l'effet de la vitesse de fluidisation et de la hauteur du lit sur la vitesse d'ascension des bulles. Elle augmente avec ces deux facteurs. Une augmentation de la vitesse des bulles peut provoquer une aspiration du gaz interstitiel de la phase dense, autrement dit, une suspension moins aérée et plus compacte.

Précisons que pour les essais réalisés à des fortes vitesses du gaz de fluidisation et des hauteurs du lit fixe supérieures à 0,6 m, la valeur de la porosité de la phase dense peut devenir légèrement inférieure à celle au minimum de fluidisation.



Figure III.19. Résultats bruts de  $\varepsilon_D$  en fonction de  $u_{f}$ - $u_{mb}$ . ( $\blacklozenge$ ) H = 0,300 m; ( $\blacktriangle$ ) H = 0,597 m; ( $\blacksquare$ ) H = 0,885 m; ( $\bigcirc$ ) H = 0,915 m. (Noir) Drainage simple; (Blanc) Drainage double.

A partir de l'ensemble des résultats obtenus nous avons proposé les corrélations suivantes : Drainage simple :

$$\varepsilon_D = 0.38 u_f^{-0.035} H_0^{-0.051}, \ 6 \ mm/s \le u_f \le 50 \ mm/s, \ 2 \le H_0 / D \le 6$$
 (Eq. III.12)

Drainage double :

$$\varepsilon_D = 0.36 u_f^{-0.046} H_0^{-0.032}, \ 6 \ mm/s \le u_f \le 50 \ mm/s, \ 2 \le H_0 / D \le 6$$
 (Eq. III.13)

Ces corrélations permettent de représenter nos résultats avec une erreur moyenne de 1,3 % (Figure III.20).



Figure III.20. Comparaison entre les valeurs de  $\varepsilon_D$  expérimentales et calculées (barres d'erreur : 3%). (Noir) Drainage simple; (Blanc) Drainage double.

## Zone 2 : compactage du lit dense

Nos résultats ont confirmé de nouveau la constance de la vitesse de compactage dans la zone 2. La valeur moyenne de ces vitesses a été déterminée par régression linéaire de l'évolution de la hauteur en fonction du temps dans la zone 2 (Figure III.11). Les résultats obtenus sont regroupées dans le Tableau III.5.

Concernant l'évolution de  $u_D^*$  avec la vitesse de fluidisation, elle est similaire à celle obtenue par Geldart et Wong (1985) pour les poudres de la classe A (Figure III.21). Cette Figure montre que  $u_D^*$  diminue avec l'augmentation de la vitesse de fluidisation et de la hauteur du lit au repos. Ces résultats confirment de nouveau l'effet de ces deux paramètres sur l'aération de la phase dense. Une augmentation de la vitesse de bulles engendrée par l'accroissement de  $u_f$ - $u_{mb}$  ou  $H_0$  conduit à la formation d'une phase dense moins aérée présentant une grande résistance à l'échappement du gaz interstitiel.



Figure III.21. Influence de la vitesse de fluidisation sur la vitesse de compactage de la phase dense.
(♠) H = 0,300 m; (▲) H = 0,597 m; (■) H = 0,885 m; (●) H = 0,915 m;
(x) Geldart et Wong (1984); (Noir) Drainage simple; (Blanc) Drainage double.

A partir de l'ensemble des résultats obtenus nous avons proposé la corrélation suivante : Drainage simple :

$$u_D^* = 0,0012 \ u_f^{-0.18} H_0^{-0.23}, \ 6 \ mm/s \le u_f \le 50 \ mm/s, 2 \le H_0 \ / \ D \le 6$$
 (Eq. III.14)

Drainage double :

$$u_D^* = 0,0014 \ u_f^{-0,21} H_0^{-0,19}, \ 6 \ mm/s \le u_f \le 50 \ mm/s, \ 2 \le H_0 / D \le 6$$
 (Eq. III.15)

On remarque sur la Figure III.22 que ces corrélations permettent de représenter convenablement nos résultats avec des erreurs moyennes de : 8,2 % pour le drainage simple et 15,3 % pour le drainage double. Elles sont en accord avec les résultats expérimentaux.



Figure III.22. Comparaison entre  $u_D^*$  expérimentale et obtenue à partir de la corrélation. (Noir) Drainage simple; (Blanc) Drainage double.

## 3.3.2 Analyse couplée des mesures, hauteur et pression : compressibilité du gaz

La baisse du niveau du lit est plus rapide lorsque la méthode de drainage double est utilisée (Figure III.23.a). Il en est de même pour la diminution de la perte de charge totale du lit (Figure III.23.b).



Figure III.23. Evolution de la hauteur du lit et de la perte de charge totale à travers le lit en fonction du temps pour les essais  $u_f = 6,3 \text{ mm/s}$  et  $H_0=0,915 \text{ m}$ .  $(\bullet, --)$  drainage simple ;  $(\Box, --)$  drainage double.

Une comparaison des deux grandeurs normées,  $\frac{H-H_0}{H_0}$  et  $\frac{\Delta P_i}{\overline{\Delta P}}$ , présentée sur la Figure

III.24, montre qu'il existe une période durant laquelle la perte de charge à travers le lit n'est pas nulle alors que le niveau du lit est à sa valeur minimale. Par conséquent, un flux gazeux traverse le lit durant cette période alors que la défluidisation (sédimentation de particules solides) est complète. Ceci peut s'expliquer par la détente du gaz interstitiel du lit une fois que la défluidisation est terminée. Dans ce cas, la compression du gaz serait un phénomène non-négligeable, malgré les faibles dimensions du lit.



Figure III.24. Comparaison entre l'évolution de la hauteur et pertes de charges normées pour les essais les essais avec  $u_i=6,3$  mm/s et  $H_0=0,915$  m : (•)  $\frac{H-H_0}{H_0}$  (-)  $\frac{\Delta P_i}{\overline{\Delta P}}$  drainage simple ;  $(D) \frac{H-H_0}{H_0}$  (-)  $\frac{\Delta P_i}{\overline{\Delta P}}$  drainage double.

Lors de la défluidisation par la méthode de double drainage (Figure III.25.a), on constate :

- dans la partie inférieure du lit (H < 0.5 m) :
  - une diminution rapide de la perte de charge avec l'inversion du gradient de pression.
     Ce phénomène s'explique par l'inversion du sens du gaz qui est évacué vers le bas et à travers le distributeur ;
  - un retour exponentiel à la valeur zéro. Ce phénomène s'explique par la diminution de la vitesse du gaz traversant le lit au fur et à mesure de la défluidisation.
- dans la partie supérieure du lit (H > 0,5 m) :
  - une diminution exponentielle de la perte de charge locale. La valeur mesurée est toujours positive. Ce phénomène s'explique par la diminution de la vitesse de gaz traversant le lit au fur et à mesure de la défluidisation. Tout le gaz interstitiel de cette zone est évacué par le haut.

Le gaz interstitiel compris dans la moitié basse du lit est évacué du lit vers le bas à travers le distributeur, et le gaz compris dans la partie supérieure vers le haut du lit.

Lors de la défluidisation par la méthode de simple drainage, on constate (Figure III.25.b) :

- dans la partie inférieure du lit (H < 0.5 m) :
  - o une diminution linéaire rapide de la valeur de la perte de charge ;
  - o une diminution moins accentuée avec des fluctuations de la perte de charge.
- dans la partie supérieure (H > 0.5 m) :
  - o une diminution linéaire des pertes de charge ;
  - o une diminution des pertes de charge du type exponentielle.

Pendant la première diminution rapide de la valeur des pertes de charge, le gaz dans la partie inférieure du lit est poussé vers la boîte à vent ou reste emprisonné dans le lit fixe où il va être comprimé. Une fois la défluidisation terminée (les particules sont immobiles), ce gaz commence à être évacué vers le haut de la colonne, ce qui correspond au changement de pente de la courbe de la perte de charge et une à augmentation des fluctuations ( $t_1$ ;  $t_2$ ;  $t_3$ ;  $t_4$  dans les Figure III.25.a et Figure III.25.b).



Figure III.25. Evolution des pertes de charge locales lors de la défluidisation. (a) drainage double ; (b) drainage simple. (-)  $\Delta P_1$ : 115-215 mm ; (-)  $\Delta P_2$ : 315-415 mm ; (-)  $\Delta P_3$ : 515-615 mm ; (-)  $\Delta P_4$ : 715-815 mm.

## 3.3.2.1 Détermination de l'avancement du front de sédimentation de solide du bas vers le haut

L'analyse temporelle des pertes de charges locales permet aussi de suivre l'avancement du front de sédimentation des particules solides lors de la défluidisation. Comme nous l'avons précisé précédemment, l'instant où les oscillations de la perte de charge locale deviennent importantes est associé à l'arrêt complet du solide au niveau considéré du lit, comme le montre la Figure III.26.



*Figure III.26. Détermination d'avancement du front de défluidisation à partir des signaux des pertes de charge locales.* 

La Figure III.26.b montre une évolution linéaire du front de sédimentation du solide au cours de la défluidisation. Nous avons ainsi défini la vitesse caractéristique de l'avancement de ce front comme la pente de cette droite.

#### 3.3.2.2 Présentation des résultats concernant la vitesse du front de sédimentation

Dans le Tableau III.7 sont présentées :

- les conditions opératoires des essais réalisés ;
- les valeurs des vitesses caractéristiques de l'avancement des fronts de sédimentation obtenues par deux méthodes de drainage : simple et double.

Tableau III.7. Conditions opératoires des essais et vitesses des fronts de défluidisation.

N	$H_0(m)$	$u_f(m/s)$	Drainage	$ au_{H}(s)$	u <sup>*</sup> <sub>D</sub> (mm/s)	$u_S^*$ (mm/s)
13	0,915	0,0063		26,0	3,0	36
14	0,915	0,012	Simple	22,0	2,0	59
15	0,915	0,047		8,5	1,9	185
28	0,915	0,0063	Doublo	14,5	3,9	67
29	0,915	0,047	Double	6,2	1,1	217

## Etat initial : minimum de bullage

La Figure III.27 et la Figure III.28 représentent le déplacement des fronts de solide, du haut vers le bas (chute de la surface du lit) et du bas vers le haut (sédimentation des particules solides) obtenu par les deux protocoles de drainage simple et double. On observe :

- une évolution linéaire du front de sédimentation pour les deux méthodes de drainage ;
- le front ascendant de sédimentation atteint la surface du lit au repos ( $H = H_0$ ) en même temps que celui de la chute de la surface du lit ;
- la valeur de la vitesse d'avancement du front obtenu par le drainage double, 67 mm/s, est environ 2 fois plus importante que celle déterminée par le drainage simple (36 mm/s) (Tableau III.7);
- la vitesse d'ascension du front de sédimentation est 10 fois plus importante que celle de chute de la surface du lit. Pour un drainage simple, les vitesses de chute de la surface du lit et d'ascension du front de sédimentation sont respectivement, de 3,55 mm/s et de 36 mm/s (Tableau III.7);
- le déplacement des fronts de solide, du haut vers le bas (chute de la surface du lit) et du bas vers le haut (sédimentation de solide) est en accord avec la description proposée par Geldart et Wong (1985) reposant sur les observations visuelles réalisées sur une maquette 2D.



*Figure III.27. Caractérisation des fronts du solide lors de la défluidisation. (□) mesure de la hauteur du lit ; (•) point de changement des oscillations des pertes de charge locales (détermination visuelle). Drainage simple.* 



*Figure III.28. Caractérisation des fronts du solide lors de la défluidisation. (***D***) mesure de la hauteur du lit ; (*•*) point de changement des oscillations des pertes de charge locales (détermination visuelle). Drainage double.* 

## Etat initial : lit fluidisé à bulles

Les résultats expérimentaux présentés sur les Figure III.29.a à Figure III.29.c confirment de nouveau les mécanismes de sédimentation décrits par Geldart et Wong (1985) et schématisés sur la Figure III.30. Selon ces auteurs le tassement du lit se fait selon les étapes suivantes :

- l'évacuation des bulles, donc la chute rapide de la surface du lit (zone 1 sur la Figure III.29) ;

- le déplacement rapide d'un front fixe de solide du distributeur vers la surface du lit (zone 2 sur la Figure III.29).



Figure III.29. Données expérimentales de désaération pour un lit hétérogène utilisant les deux méthodes d'évacuation d'air (simple et double). (a)  $H_0 = 0,915$  mm ;  $u_f = 47,4$  mm/s ; drainage simple, (a)  $H_0 = 0,915$  mm ;  $u_f = 47,4$  mm/s ; drainage double, (a)  $H_0 = 0,915$  mm ;  $u_f = 11,8$  mm/s ; drainage simple.



Figure III.30. Schéma des étapes de défluidisation présenté par Geldart et Wong (1985).

Cette description est désormais confirmée par le couplage entre les mesures des pressions locales et de la hauteur du lit lors des essais de défluidisation.

Il faut préciser que l'intersection des courbes de l'évolution des fronts de sédimentation en fonction du temps avec l'axe des abscisses nous permet d'estimer le temps d'évacuation des bulles,  $\tau_{y=0}$ , autrement dit la valeur du temps de transition,  $\tau_{tr}$  (Tableau III.8).

N	$H_0(m)$	$u_f(m/s)$	Drainage	$ au_{tr}(s)$	$\tau_{y=0}$ (s)
13	0,915	0,0063		-	-
14	0,915	0,012	Simple	3,0	3,4
15	0,915	0,047		2,5	2,8
28	0,915	0,0063	Daubla	-	-
29	0,915	0,047	Double	1,5	1,6

Tableau III.8. Résumé des temps caractéristiques de l'évacuation des bulles.

Nos résultats expérimentaux ont montré que la vitesse de sédimentation augmente linéairement avec la vitesse de fluidisation (Figure III.31 et Tableau III.7). Ceci est expliqué par l'effet de la vitesse de fluidisation sur l'aération de la phase dense. En accord avec les résultats présentés dans le paragraphe 3.3.1, une augmentation de  $u_f$  va conduire à la formation d'une phase dense moins aérée qui à son tour va provoquer une sédimentation plus rapide. Par ailleurs, la Figure III.31 montre que le protocole de drainage n'affecte ni l'allure, ni la pente de l'évolution en fonction de  $u_f-u_{mb}$  de la vitesse de sédimentation. Il agit essentiellement sur l'ordonnée à l'origine correspondant à la vitesse du compactage du lit fluidisé homogène. La vitesse de sédimentation est modélisée par une relation du type :

$$u_{s}^{*} = u_{s,0}^{*} + a (u_{f} - u_{mb})$$
 (Eq. III.16)

Le premier terme,  $u_{s,0}^*$ , représente la vitesse du compactage d'un lit fluidisé homogène, tandis que le deuxième,  $a(u_f - u_{mb})$ , désigne la contribution de la vitesse du fluide.

Les paramètres du modèle sont calculés et consignés dans le Tableau III.9. On remarque que les valeurs de  $u_s^*$  sont identiques à celles déjà déterminées expérimentalement (Tableau III.9).

Tableau III.9. Paramètres du modèle (vitesse de sédimentation).

Méthode	u <sup>*</sup> <sub>s,0</sub> (mm/s)	а
Drainage simple	37,8	3,69
Drainage double	67,7	3,64



*Figure III.31. Evolution de la vitesse du front ascendant avec la vitesse de fluidisation.* (♠) *drainage simple ; (*□) *drainage double.* 

#### 3.3.3 Effet des conditions opératoires sur les temps caractéristiques

Dans le cas du lit homogène expansé ( $u_f = u_{mb} = 6,3$  mm/s) le temps total de chute de la hauteur augmente linéairement avec la hauteur du lit au repos,  $H_0$  (Figure III.32). Ces résultats confirment de nouveau un compactage constant du lit au cours de la défluidisation (Figure III.12).



Figure III.32. Variation du temps de défluidisation,  $\tau_{H}$ , en fonction de la hauteur du lit non tassé,  $H_0$ ;  $u_f=6,3 \text{ mm/s}$ ; (•) Protocole : drainage simple ; ( $\circ$ ) Protocole : drainage double.

En outre, une évolution linéaire du temps  $\tau_{\rm H}$  est vérifiée par les deux méthodes d'évacuation d'air. Avec la méthode de double drainage on enlève l'effet du gaz compris dans la boite à vent. Or si pour la méthode de simple drainage on retrouve le même comportement, on peut conclure que l'effet du gaz compris dans la boite à vent est négligeable lors d'une défluidisation à simple drainage.

Par ailleurs, nous avons démontré auparavant que le temps total de chute du lit  $\tau_{\rm H}$ , temps nécessaire pour que la hauteur du lit passe de  $H_{\rm i}$  à  $H_0$ , est identique au temps total de sédimentation, temps nécessaire pour que la hauteur du lit fixe passe de 0 à  $H_0$ . Ainsi la vitesse propre d'avancement du front de sédimentation n'est que :  $u_{s,0}^* = \frac{H_0}{\tau_H}$ . A partir de la régression linéaire des données de la Figure III.32 nous avons calculé les vitesses propres d'avancement du front de sédimentation. Ces résultats sont comparés à ceux déduits de l'exploitation des courbes des pertes de charge locales (Tableau III.10). On constate une bonne concordance entre les résultats obtenus par les deux techniques employées.

Drainage	$H_0/\tau_H (mm/s)$	u <sup>*</sup> <sub>s,0</sub> (mm/s)	erreur (%)
simple	35,1	37,8	-7
double	59,4	67,7	-12

Tableau III.10. Comparaison entre les vitesses du front de sédimentation.

Ces constatations sont très importantes lorsqu'on désire estimer la vitesse de sédimentation. En effet, comme nous avons précisé dans le paragraphe 3.3.2.2, la vitesse de sédimentation dépend directement de la vitesse caractéristique,  $u_{s,0}^*$ . L'estimation de cette grandeur peut dès maintenant se faire à l'aide de tests extrêmement simples au laboratoire en déterminant le temps de chute de la hauteur d'un lit homogène expansé pour différentes hauteurs de lit au repos.

Concernant l'état initial du lit non homogène à bulles ( $u_f > 20$  mm/s), les valeurs du temps de défluidisation,  $\tau_H$ , sont plutôt indépendantes de la hauteur du lit (Figure III.33).



Figure III.33. Influence de la vitesse de fluidisation sur le temps total de chute de la hauteur. (a) drainage simple ; (b) drainage double. (a)  $H_0=0,300 \text{ m}$ ; ( $\circ$ )  $H_0=0,597 \text{ m}$ ; ( $\blacktriangle$ )  $H_0=0,885 \text{ m}$ .

Le temps total de chute de la perte de charge totale du lit ( $\tau_P$ ) est indépendant de la vitesse de fluidisation pour le protocole de drainage simple (Figure III.34). Ce phénomène est directement lié à la compressibilité du gaz qui joue un rôle important lors de mise en œuvre de la défluidisation par ce protocole (Figure III.24). De plus la valeur de  $\tau_P$  augmente avec la hauteur du lit au repos (Figure III.35).



Figure III.34. Influence de la vitesse de fluidisation sur le temps total de chute de la perte de charge ; drainage simple ; ( $\blacksquare$ )  $H_0=0,300$  m ; ( $\blacktriangle$ )  $H_0=0,597$  m ; ( $\blacklozenge$ )  $H_0=0,885$  m.



Figure III.35. Influence de la hauteur du lit non tassé sur le temps total moyenne de chute de la perte de charge : drainage simple.

Le couplage entre les deux mesures, la hauteur et la pression globale (Figure III.7 et Figure III.24), permet de constater que dans le cas d'un lit fluidisé homogène :

pendant la diminution linéaire de la perte charge il y aussi une diminution de la hauteur du lit, donc : τ<sub>H</sub> = τ<sub>p,1</sub>. La représentation de τ<sub>H</sub> en fonction de τ<sub>P,1</sub> montre que ces deux temps caractéristiques sont égaux (Figure III.36) ;

- pendant la décroissance du type exponentielle de la perte de charge nous sommes en présence d'un lit fixe non tassé, ainsi le temps de compression, τ<sub>comp</sub> est quasi identique à τ<sub>P,2</sub>. La Figure III.37 confirme cette constatation ;
- pendant la décroissance du type exponentielle de la perte de charge nous sommes en présence d'un lit fixe non tassé, ainsi le temps de compression  $\tau_{comp}$  est quasi-identique à  $\tau_{P,2}$ .



*Figure III.36. Comparaison entre les temps caractéristiques*  $\tau_H$  *et*  $\tau_{P,1}$ ; *drainage simple ;*  $u_f = 6,3$  *mm/s.* 



Figure III.37. Comparaison entre les temps caractéristiques  $\tau_{comp}$  et  $\tau_{P,2}$ .

# **4** Conclusion

Le catalyseur de FCC présente un diamètre moyen de 76 µm et une masse volumique apparente de 1400 kg/m<sup>3</sup>, correspondant à la classe A de la classification de Geldart, propriétés qui lui confèrent une bonne coulabilité et fluidibilité. Les propriétés de fluidisation sont présentées dans le Tableau III.11.

$u_{\rm mf}$ (mm/s)	2,9±0,1
$u_{\rm mb}  ({\rm mm/s})$	$6.5 \pm 0.8$

0,43 0,47

 $\mathcal{E}_{mf}(-)$ 

 $\mathcal{E}_{mb}(-)$ 

Tableau III.11. Grandeurs hydrodynamiques de la défluidisation.

Les conclusions de l'étude de la défluidisation des particules de FCC sont les suivantes :

- la défluidisation est réalisée en trois étapes successives : une défluidisation rapide correspondant à l'évacuation du gaz sous la forme de bulles et à une diminution brutale du niveau du lit ; une défluidisation lente correspondant à l'évacuation du gaz interstitiel à travers la suspension homogène dense du lit ; une décompression du gaz dans le lit fixe alors que le niveau minimum du lit est atteint. L'ordre de grandeur de chacune de ces étapes est respectivement la seconde, la dizaine de secondes et la minute ;
- l'état initial de la suspension a un effet primordial sur les propriétés de la défluidisation. Lorsque la suspension est initialement homogène (fluidisé à une vitesse de fluidisation autour du minimum de bullage), la première étape n'existe pas et les deuxième et troisième sont lentes : la défluidisation est un processus lent, et le retour à l'état homogène fluidisé de la suspension par réinjection d'air est possible. Lorsque la suspension est initialement hétérogène (c'est-à-dire fluidisée à une vitesse supérieure à la vitesse minimale de bullage), la première étape est prépondérante, et les deux dernières sont courtes : la défluidisation est un processus rapide à la fin duquel la suspension est au maximum de compactage, et le retour à l'état homogène fluidisé de la suspension par réinjection d'air est difficile, voire impossible ;
- l'effet de la boîte à vent n'est pas bien appréhendé jusqu'à présent dans la bibliographie. Des renseignements tirés de ces deux protocoles envisagés (boîte à vent isolée ou relié à l'atmosphère) sont complémentaires et indispensables pour une meilleure compréhension des phénomènes que se produisent lors de la désaération dans le standpipe. De plus, ces données sont nécessaires pour une validation des codes de calcul numérique ;

la vitesse de compactage ou de chute du lit, u<sup>\*</sup><sub>D</sub>, diminue avec l'augmentation de la hauteur du lit au repos et de la vitesse de fluidisation conduisant à l'établissement des corrélation suivantes :

Drainage simple :

$$u_D^* = 0,0012 \ u_f^{-0,18} H_0^{-0,23}, \ 6 \ mm/s \le u_f \le 50 \ mm/s, 2 \le H_0 \ / \ D \le 6$$

Drainage double :

$$u_D^* = 0,0014 \ u_f^{-0,21} H_0^{-0,19}, \ 6 \ mm/s \le u_f \le 50 \ mm/s, \ 2 \le H_0 / D \le 6$$

- la porosité de la phase dense,  $\varepsilon_D$ , diminue avec l'accroissement de la vitesse de fluidisation et de la hauteur du lit au repos :

Drainage simple :

$$\mathcal{E}_D = 0.38 u_f^{-0.035} H_0^{-0.051}, \ 6 \ mm/s \le u_f \le 50 \ mm/s, \ 2 \le H_0 / D \le 6$$

Drainage double :

$$\varepsilon_D = 0.36 u_f^{-0.046} H_0^{-0.032}, \ 6 \ mm/s \le u_f \le 50 \ mm/s, \ 2 \le H_0 / D \le 6$$

- l'analyse temporelle des pertes de charges locales permet de mettre en évidence l'avancement linéaire d'un front de sédimentation des particules solides du bas vers le haut.
   Ce front atteint la surface du lit au repos au même temps que celui de chute de la surface du lit ;
- la vitesse d'ascension du front de sédimentation est 10 fois plus importante que celle de compactage de la surface du lit. Elle peut être évaluée par la relation suivante :  $u_s^* = u_{s,0}^* + a (u_f - u_{mb}).$

Tableau III.12. Paramètres du modèle (vitesse de sédimentation).

Méthode	$u_{s,0}^{*}$ (mm/s)	а
Drainage simple	37,8	3,69
Drainage double	67,7	3,64

# **Chapitre IV : Outil expérimental**

Ce chapitre est divisé en 3 parties suivantes :

- la présentation de l'unité pilote conçue pour l'étude des écoulements gaz/solide denses verticaux descendants. Elle comprend la description détaillée du dispositif expérimental ainsi que les différents éléments qui la composent ;
- la métrologie utilisée, les protocoles expérimentaux retenus ainsi que la définition des grandeurs de l'étude ;
- la présentation des essais préliminaires. Elle regroupe :
  - o la caractérisation hydrodynamique du riser ;
  - o le comportement hydrodynamique de l'unité pilote lors du démarrage et de l'arrêt ;
  - o la reproductibilité des essais ;
  - les résultats expérimentaux obtenus lorsque la veine d'essais est munie d'un diaphragme de 51 mm de diamètre et l'aération est assurée par un point d'injection situé à 120 mm du diaphragme.
# IV. Outil expérimental

#### SOMMAIRE

1 DESCRIPTION GENERALE	
2 DESCRIPTION DES DIFFERENTS ELEMENTS	
2.1 Veine d'essais (standpipe)	
2.2 Riser	
2.3 Système de récupération et de circulation des particules	
2.4 Čircuit d'air	
3 Metrologie	
3.1 Système de mesure des débits d'aération	
3.2 Systèmes de mesure du débit de solide	
3.2.1 Détermination de la perte de charge du lit fluidisé annexe	
3.2.2 Intégration du profil horizontal de flux massique local de solide	
3.3 Mesure de pression et de gradient de pression locale	
3.4 Traçage de la phase gageuse	
3.4.1 Principe	
3.4.2 Système d'injection	
3.4.3 Mesure de la concentration de l'hélium	
4 PROTOCOLE EXPERIMENTAL	
5 CRITERES ET GRANDEURS DE L'ETUDE	
6 Essais preliminaires	
6.1 Comportement hydrodynamique du riser	
6.1.1 Structure axiale	
6.1.2 Structure radiale	
6.2 Déroulement d'un essai type	
6.2.1 Caractérisation de l'écoulement en régime transitoire	
6.2.1.1 Description visuelle	
6.2.1.2 Description des mesures	
6.2.2 Caractérisation de l'écoulement en régime établi	
6.2.2.1 Description visuelle	
6.2.2.2 Description des mesures	
6.3 Reproductibilité	
6.4 Couplage entre le standpipe et le lit fluidisé de stockage	
6.5 Qualification de l'écoulement du gaz dans le standpipe	
6.6 Engorgement de la veine d'essais par défaut d'aération	
6.6.1 Estimation du flux massique de particules en sortie de standpipe	
6.6.1.1 Estimation du flux en absence d'aération	
6.6.1.2 Limites de stabilité : un point d'aération placé à la base du standpipe	
6.7 Lieu d'injection : centre / paroi	
7 CONCLUSION	

# 1 Description générale

Le banc d'essais dont nous disposons a été dimensionné lors de la thèse d'Andreux (2001) à partir d'une étude de similitude par rapport à un réacteur industriel de Fluid Catalytic Cracking. Il a également été utilisé lors de la thèse de Petit (2005). Ces travaux concernaient :

- l'étude d'un séparateur gaz/solide positionné en sortie d'un écoulement gaz-particules vertical co-courant ascendant (Andreux, 2001) dans une colonne verticale de section carrée, dénommée par la suite le riser ;
- l'analyse du comportement des phases gazeuse et solide dans un écoulement gaz-particules vertical co-courant ascendant (Petit, 2005).

L'objectif de la présente étude est la caractérisation des écoulements gaz/solide denses descendants, pouvant être co-courants ou contre-courant selon les conditions opératoires. Pour ce faire, des modifications ont été apportées au lit fluidisé circulant notamment :

- l'installation d'un tube vertical, dénommé standpipe dans l'ensemble du document ;
- la modification de la sortie du riser et de la boucle de circulation de solide.
- La Figure IV.1 regroupe les schémas du pilote avant et après modifications.

La nouvelle configuration du lit fluidisé circulant comprend :

- le standpipe ;
- le riser ;
- le système de récupération et de circulation de solide ;
- le circuit d'air.



*Figure IV.1. Modifications apportées au lit fluidisé circulant : ancienne configuration (gauche, Petit 2005) ; nouvelle configuration (droite).* 

# 2 Description des différents éléments

# 2.1 Veine d'essais (standpipe)

Le standpipe est une conduite verticale de section circulaire de 15 cm de diamètre et de 5 m de hauteur (Figure IV.2). Il est construit en PVC (chlorure de polyvinyle) transparent pour permettre des observations visuelles. L'entrée de la conduite est connectée à la sortie solide d'un cyclone placé en tête du riser. Le solide entre donc dans le standpipe selon un mouvement tourbillonnaire caractéristique des cyclones.

Dans le but de contrôler la plage de variation du débit de solide ainsi que son niveau dans le standpipe, un diaphragme interchangeable est placé à la base du standpipe. Deux diaphragmes dont les diamètres respectifs sont de 51 mm et de 104 mm ont été testés. Notons que le diaphragme de 51 mm de diamètre est essentiellement utilisé pour les essais à faible flux (inférieur à 100 kg/m<sup>2</sup>s).

Le standpipe est équipé de 3 points d'injection d'air placés respectivement à 120 mm, 1,5 m et 3 m au-dessus du diaphragme. Ces piquages seront aussi utilisés pour l'injection d'un traceur gazeux dans la veine d'essais. Deux modes d'injections de l'air sont utilisés : injection pariétale normale à l'écoulement, et injection centrale tangentielle à l'écoulement.

Les prises de pression pour la mesure locale de pression sont positionnées tous les 25 cm le long de la veine.

La sortie du standpipe est reliée par intermédiaire d'un tube incliné (43°) de 15 cm de diamètre à la partie inférieure du bac de stockage fluidisé. Cette jambe de liaison est munie de 3 points d'injections d'air pour assurer la bonne circulation des particules solides, positionnés sur le plan normal à l'écoulement à 200 mm sous le diaphragme.



Figure IV.2. Photo du standpipe en PVC transparent.

# 2.2 Riser

Le riser est une conduite verticale transparente en altuglass de section carrée de 11 cm de côté et de 9 m de hauteur (Figure IV.3).



Figure IV.3. Elément en altuglass (riser).

La distribution d'air dans le riser est assurée par un distributeur à plaque perforée constitué de 64 orifices de 7 mm de diamètre, régulièrement répartis suivant une maille carrée de 12 mm. La perte de charge à travers le distributeur est évaluée à 3000 Pa pour une vitesse superficielle du gaz de 7 m/s. Le solide pénètre dans le riser par une vanne en L (Figure IV.4). Le débit d'aération de la vanne est fixé à 5 m<sup>3</sup>/h (Andreux, 2001 ; Petit, 2005). Le débit maximal de solide pouvant être assuré par le pilote est de 14 t/h, soit 220 kg/m<sup>2</sup>/s dans le standpipe et 320 kg/m<sup>2</sup>/s dans le riser.

La caractérisation verticale de l'écoulement dans le riser est réalisée grâce à un ensemble de 15 capteurs de pression différentielle (Andreux, 2001 ; Petit, 2005).



Figure IV.4. Alimentation du riser en air et solide. (Petit, 2005)

La sortie du riser est connectée à un cyclone par intermédiaire d'un coude à 90° non abrupt et d'un rétrécissement (Figure IV.5).

# 2.3 Système de récupération et de circulation des particules

Le système de récupération des poudres est composé :

- d'un bac de décantation cylindro-conique en acier inoxydable de 63,5 cm de diamètre et de 2,47 m de hauteur ;
- de deux cyclones identiques en acier inoxydable dont les dimensions sont précisées dans la Figure IV.6. Ces cyclones sont disposés en série, l'un en sortie du riser et en aval du standpipe qui récolte la quasi-totalité des particules et l'autre à l'intérieur du bac de décantation qui récupère quelques fines particules entraînées ;
- du standpipe décrit dans le paragraphe 2.1.



Figure IV.5. Sortie du riser, entrée du premier cyclone et le bac de décantation.



Figure IV.6. Dimensions des cyclones de l'installation (Andreux, 2001).

A la base du bac de décantation, un jeu de deux vannes à manchon dirige les particules solides soit vers le réservoir de stockage fluidisé, soit vers un lit fluidisé annexe. De la même façon est placé à la base du premier cyclone un jeu de deux vannes à manchon permettant de diriger les particules de FCC soit vers le standpipe, soit vers le lit fluidisé annexe. Ces dispositifs sont prévus pour la mesure du débit de solide dans le pilote qui sera détaillée dans le paragraphe 3.2. « Systèmes de mesure du débit de solide ».

L'inventaire de solide (220 kg de particules FCC) se trouve en état fluidisé ( $u_g = 6$  cm/s) dans un bac de stockage en acier inoxydable de 46 cm de diamètre et de 3,7 m de hauteur. Il a été augmenté de 220 kg à 350 kg et ensuite à 500kg pendant la campagne d'essais pour élargir la plage de variation du débit de solide. La distribution du gaz est assurée à l'aide d'un distributeur à tubes percés, sparger, constitué de 166 orifices de 1,8 mm de diamètre positionnés selon une maille carrée de 30 mm (Figure IV.7).



Figure IV.7. Distributeur de type sparger du bac de stockage fluidisé dans l'ensemble du lit fluidisé.

# 2.4 Circuit d'air

Les travaux de Diguet (1996) ont montré que les phénomènes électrostatiques créés par la circulation de particules solides dans un riser peuvent perturber de manière significative les mesures de la perte de charge et du débit de circulation de solide. Afin de minimiser les effets électrostatiques, une humidification préalable de l'air est fortement conseillée (Andreux, 2001; Petit, 2005). Les travaux de Andreux (2001) et Petit (2005) ont montré que la valeur d'humidité relative de l'ordre de 80 % est optimale pour les particules de FCC dans ce pilote.

Ainsi, l'air comprimé du réseau, après détente à 0,75 bar, pénètre dans un dévésiculeur où il est mélangé avec un courant de vapeur d'eau provenant d'une chaudière (Figure IV.8). Sur le circuit de vapeur est placée une vanne dont l'ouverture est commandée par un régulateur PID relié à un hygromètre placé à l'entrée du riser. Au cours des essais, le débit de vapeur a été modulé de telle sorte que l'humidité relative de l'air de fluidisation de tous les éléments reste constante, de l'ordre de 80 %.



Chaudière à vapeur (capacité : 12,6 kg/h)

Figure IV.8. Système de production de vapeur.

# 3 Métrologie

# 3.1 Système de mesure des débits d'aération

Les mesures des débits d'air sont effectuées à l'aide des débitmètres à flotteur, étalonnés par le constructeur pour une pression relative de 0,5 bar. Un récapitulatif de leurs gammes de mesure est présenté dans le Tableau IV.1.



Figure IV.9. Débitmètres pour la mesure des débits d'air.



Figure IV.10. Débitmètres pour la mesure des débits d'air des injections pariétales dans le standpipe.

# 3.2 Systèmes de mesure du débit de solide

Le débit de solide a été contrôlé grâce à la vanne guillotine située à la base du lit fluidisé de stockage et mesuré selon les deux méthodes suivantes :

- détermination de la perte de charge à travers une quantité de particules accumulée pendant le temps de mesure dans le lit fluidisé annexe,
- intégration du profil horizontal de flux massique de solide dans le riser.

### 3.2.1 Détermination de la perte de charge du lit fluidisé annexe

Cette méthode a été déjà présentée et validée dans les travaux antérieurs (Andreux, 2001 ; Petit, 2005). Le principe de la mesure est basé sur la détermination de la perte de charge au sein du lit fluidisé annexe. Pour ce faire, la totalité du courant solide, sortant du 1<sup>er</sup> cyclone et du bac de décantation, est dirigé, à l'aide du jeu de vannes à manchon, vers le lit fluidisé annexe, pendant une durée fixée de telle sorte que la perturbation du débit solide générée par la modification du bilan de pression dans l'unité soit négligeable. Sachant que dans un lit fluidisé, la perte de charge est directement reliée à la hauteur de particules, on peut facilement accéder à la valeur du débit de solide.

Le schéma du lit fluidisé annexe est présenté sur la Figure IV.11.a. Il s'agit d'un réservoir en acier inoxydable de 30,7 cm de diamètre et de 2 m de hauteur équipé d'un distributeur à plaque perforée (144 orifices de 1,5 mm de diamètre répartis selon une maille carrée de 20 mm). La vitesse de fluidisation est de 5 cm/s. Au centre du distributeur est placé un tube cylindrique (goulotte) pénétrant de 19 cm dans le lit fluidisé annexe. Une vanne à manchon est positionnée à la base de la goulotte afin de permettre le remplissage du lit, pendant la période de mesure, ainsi que sa vidange. Un capteur de pression différentielle mesure la perte de charge entre deux prises de pression positionnées respectivement à 10 cm du couvercle et à 16,5 cm au-dessus du distributeur.

La courbe d'étalonnage représentée sur la Figure IV.11.b, conduit à la relation suivante :

$$m_p = 0,0076 \ \Delta P \qquad (Eq. IV.1)$$

où,  $m_p$  est la masse de particules au sein du lit en kg, et  $\Delta P$  la perte de charge mesurée entre les deux prises en Pa.



Figure IV.11 : (a) Schéma du lit fluidisé annexe ; (b) Courbe d'étalonnage du lit fluidisé annexe.

Précisons que pendant la période de mesure, la diminution de la masse de solide dans le bac de stockage fluidisé peut modifier le comportement hydrodynamique du riser. Afin de quantifier la perturbation causée par le système de mesure, nous avons suivi l'évolution de la pression moyenne du riser pendant la période de mesure. Les résultats ont montré des écarts relatifs qui ne dépassent jamais 5 % (Tableau IV.2).

Essai	$\Delta P_{\text{riser avant}}$ Pa	$\Delta P_{\text{riser pendant,}} Pa$	Е, %	Q <sub>s</sub> , kg/s
1	3898	3790	-2,85	1,06
2	3835	3654	-4,96	1,07
3	3903	3792	-2, 93	0,98
	3877	3745	-3,4	1,04

Tableau IV.2. Validation de la mesure pour un débit de solide de 1 kg/s.

Cependant, il semble que, dans la configuration modifiée du pilote, les perturbations hydrodynamiques apparaissant lorsque cette technique est mise en œuvre pour des débits de solide supérieurs à 1,21 kg/s (100 kg/m<sup>2</sup>/s dans le riser) ne soient plus négligeables. Dans ce cas, la technique de l'intégration du profil horizontal de flux massique de solide dans le riser est utilisée.

#### 3.2.2 Intégration du profil horizontal de flux massique local de solide

Des mesures de flux massique local de solide sont effectuées, à une élévation de 8,5 m par rapport au distributeur, à l'aide d'une sonde de prélèvement. Cette technique a été précédemment mise en œuvre dans le pilote par Andreux (2001) et Petit (2005). La sonde est en acier inoxydable, mesure 200 mm de longueur et possède un diamètre intérieur de 4 mm (Figure IV.12.a). L'épaisseur de la paroi est de 1 mm.

Ce type de sonde permet de mesurer le flux massique net local de solide suivant différentes directions par simple rotation de celle-ci. Le flux ascendant est déterminé lorsque l'extrémité de la sonde est dirigée vers le bas face à l'écoulement tandis que le flux descendant est obtenu lorsque celleci est orientée vers le haut. La somme de ces deux flux correspond au flux net.

La sonde est introduite dans le riser par les orifices de prise de pression. Elle est reliée à la terre pour limiter les problèmes liés à l'électricité statique. La sonde aspire localement la suspension grâce à une pompe à vide. Le débit d'aspiration est fixé par le biais d'un rotamètre. Le mélange gaz/solide est ensuite dirigé vers un erlenmeyer. Après séparation par décantation et filtration, le solide est pesé (Figure IV.12.b). Connaissant le temps de prélèvement, le débit massique peut facilement être déterminé à partir de la masse de solide récoltée.



*Figure IV.12. (a) Photo de la sonde de prélèvement ; (b) Schéma de principe de la mesure du flux massique local de solide.* 

Lors des précédents travaux il a été démontré que, dans les conditions opératoires étudiées par Andreux (2001) et Petit (2005) :

- l'épaisseur de la paroi de la sonde a une influence significative sur la mesure, qui est rendue négligeable par meulage de son extrémité ;
- l'écoulement est symétrique selon la largeur et la profondeur du riser. Ainsi seuls les demiprofils de flux massiques de solide sont mesurés, et les profils entiers sont obtenus par symétrie;
- la plage d'isocinétisme est comprise entre les graduations de 10 et 25 du rotamètre permettant de contrôler le débit d'aspiration, soit un débit de 7 à 17,5 L/h ;
- la valeur du flux massique de solide est indépendante de la masse prélevée pour des valeurs supérieures à 200 g. On a retenu la valeur de 400 g pour tous les essais réalisés. De plus, l'évolution linéaire de la masse prélevée en fonction du temps montre la régularité du débit (Figure IV.13). Il est considéré comme la pente de cette droite.



Figure IV.13. Evolution de la masse de solide en fonction du temps.  $Q_s = 3,3 \text{ kg/s}$ ; sonde à 3,1 cm du centre du riser.

 pour les débits de solide supérieurs à 1,2 kg/s, la valeur du débit obtenue par intégration est plus élevée de 20 % environ que celle obtenue avec le lit fluidisé annexe, principalement à cause des effets de paroi.

Ainsi, la sonde a été modifiée pour permettre la mesure du flux massique local à la paroi (Figure IV.14.a). La nouvelle sonde présente une section semi-circulaire à son extrémité dont l'épaisseur est réduite à quelques micromètres par meulage (Figure IV.14.b).



Figure IV.14. (a) Photo de la sonde de prélèvement à extrémité semi-circulaire ; (b) Photo de la sonde contre la paroi du riser permettant la mesure des flux à la paroi.

Pour valider cette nouvelle sonde, elle est placée dans la région centrale du riser, loin de la paroi, et pour les différentes conditions opératoires les valeurs de débits mesurées sont comparées avec celles obtenues par la précédente sonde. Les résultats montrent une bonne concordance avec des écarts relatifs de l'ordre de 2 % (Tableau IV.3). Dans ce tableau  $\overline{Q_s}$  et  $\overline{G_s}$  représentent respectivement le débit massique et le flux massique de solide obtenus par intégration des profils de flux mesurés à 8,5 m du distributeur (Figure IV.15).

Tableau IV.3. Comparaison des flux massiques locaux obtenus par les deux sondes au sein du riser.



Figure IV.15. Flux massiques de solide nets pour différents débits de solide. ( $\blacklozenge$ ) 85 kg/(m<sup>2</sup> s); ( $\blacktriangle$ ) 196 kg/(m<sup>2</sup> s); ( $\blacklozenge$ ) 275 kg/(m<sup>2</sup> s); ( $\blacksquare$ ) 318 kg/(m<sup>2</sup> s).

Par ailleurs, pour des faibles débits de solide, les résultats obtenus sont identiques à ceux mesurés avec le lit fluidisé annexe (Tableau IV.4).

Méthode	$\Delta P_{\text{riser avant}}$ (Pa)	$\Delta P_{\text{riser pendant}}$ (Pa)	E(%)	$Q_{\rm s}$ (kg/s)	$G_{\rm s, \ riser} (kg/m^2/s)$
lit fluidisé annexe	3877	3745	-3,4	1,04	85,7
intégration profil flux massique local de solide	3866	3866		1,02	84,7
	3872	3805		1,03	85,2

Tableau IV.4. Comparaison entre les deux méthodes de détermination du débit de solide.

Par ailleurs, comme Andreux (2001) et Petit (2005), nos résultats ont montré que pour une vitesse du gaz fixée dans le riser (7 m/s) la perte de charge totale du riser (la rétention de solide dans le riser) évolue linéairement avec le débit massique de solide (Figure IV.16). Cette courbe est utilisée comme une autre méthode pour vérifier la mesure du débit de solide ou encore sa constance au cours d'une manipulation.



Figure IV.16. Pertes de charge dans le riser en fonction du débit de solide.

### 3.3 Mesure de pression et de gradient de pression locale

La caractérisation verticale de l'écoulement dans la veine d'essais est réalisée grâce à un ensemble de douze capteurs de pression différentielle. Il s'agit de dix capteurs bidirectionnels (possibilité de mesure de pression positive et négative) à membrane et deux capteurs monodirectionnels.

Le positionnement des capteurs permet de déterminer le profil vertical de gradient de pression du standpipe en deux temps, par permutation des capteurs suivant les deux configurations présentées sur la Figure IV.17, pour mesurer la pression dans la zone basse (entre 120 mm et 2500 mm du diaphragme) et dans la zone haute (entre 2500 mm et 4750 mm du diaphragme). Sur la même figure il est aussi représenté un exemple d'un profil vertical de pression le long de la veine d'essais pour un débit de 60 kg/m<sup>2</sup>/s.



Figure IV.17. Configurations de l'emplacement des capteurs de pression dans la veine d'essais avec un exemple d'un profil vertical de pression pour un débit de solide de  $60 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ .

Dans le Tableau IV.5 est présenté un récapitulatif des capteurs de pression et leurs caractéristiques.

Nom du capteur	Description	Plage de mesure (Pa)
Voino d'ossois	Pertes de charge locales	+/-2500
venie u essais		0-30000
Riser		0-12500
Réservoir	Perte de charge totale	0-31000
Lit annexe		0-12500

Tableau IV.5. Récapitulatif des capteurs de pression et leurs caractéristiques.

Afin de réaliser l'acquisition des données, les capteurs sont reliés à un ordinateur via des cartes d'acquisition. L'enregistrement des données est effectué à l'aide de logiciels commerciaux (DT Vee© et DasyLab©). Cet ensemble permet le suivi de l'évolution dans le temps de la pression dans les différents éléments de l'unité pilote.

#### 3.4 Traçage de la phase gazeuse

Le traçage de la phase gazeuse est réalisé dans le but de qualifier la direction de l'écoulement gazeux dans le standpipe, qu'il soit ascendant, descendant ou mixte.

#### 3.4.1 Principe

Le principe de la mesure repose sur :

- l'injection en continu d'un mélange air/hélium, de débit et de concentration connus, dans une prise d'injection pariétale ou centrale;
- le suivi de la concentration temporelle de l'hélium en amont et en aval du point d'injection du traceur par les catharomètres (Figure IV.18).



Figure IV.18. Schéma de principe du traçage à l'hélium en condition d'injection centrale du traceur.

#### 3.4.2 Système d'injection

Le système d'injection d'hélium représenté sur la Figure IV.19 se compose de :

- deux rotamètres préalablement étalonnés, chacun équipé d'une vanne de réglage. L'un est alimenté par de l'air humide et l'autre est relié à une bouteille d'hélium. L'hélium est détendu de 200 à 0,5 bar. Les sorties des deux rotamètres sont ensuite mélangées ;
- une sonde d'injection ayant une forme géométriquement identique à celle utilisée pour la mesure des flux massiques locaux de solide dans le riser.



Figure IV.19. Schéma de principe du système d'injection d'hélium.

#### 3.4.3 Mesure de la concentration de l'hélium

La mesure de concentration du traceur se fait d'une manière simultanée à deux niveaux espacés de 50 cm d'une part et d'autre du point d'injection du traceur.

Le système de mesure est constitué d'une sonde de prélèvement, d'un analyseur (catharomètre) et d'un flexible liant ces deux éléments. Les signaux sortant du catharomètre sont enregistrés à l'aide d'un système d'acquisition commercial (DasyLab©).

Les sondes de prélèvement, géométriquement identiques à celles utilisées pour l'injection de l'hélium, possèdent une cartouche filtrante à leur extrémité permettant de prélever seulement du gaz et non du solide.

La mesure de concentration en hélium est effectuée à l'aide de deux catharomètres identiques, de type K 250, fournis par la société Servomex. Ils ont été spécifiquement étalonnés pour mesurer des concentrations d'hélium dans l'air sur une plage de mesure comprise entre 0 et 5 % volumiques. Chaque catharomètre est muni d'une pompe interne permettant de régler le débit d'aspiration. Les débits d'aspiration sont gardés identiques pour les deux catharomètres pendant tous les essais.

# 4 Protocole expérimental

La mise en œuvre d'une manipulation passe par les étapes suivantes :

- réglage de l'hygrométrie de l'air de fluidisation et d'aération à une humidité relative de 80 %;
- réglage des débits d'air de fluidisation et d'aération ;
- ouverture de la vanne papillon et réglage du flux de solide par le biais de la vanne guillotine,
- acquisition des données dans les différentes sections de l'unité ;
- arrêt du pilote selon le protocole déjà décrit dans les thèses de Andreux (2001) et celle de Petit (2005).

# 5 Critères et grandeurs de l'étude

#### Temps caractéristique du régime transitoire

Le temps caractéristique du régime transitoire,  $\tau_{T}$ , correspond au temps nécessaire pour atteindre le régime établi du pilote dès le démarrage de la circulation de solide. Il correspond au temps où les fluctuations des pertes de charge locales différentielles deviennent indépendantes du temps.

#### Pression moyenne différentielle

Les valeurs moyennes des pressions différentielles pariétales sont déterminées en réalisant l'acquisition des signaux à une fréquence de 10 Hz pendant dix minutes. La pression différentielle moyenne est calculée par la relation suivante :

$$\overline{\Delta P_j} = \frac{1}{k} \sum_{i=1}^k \Delta P_{j,i} \qquad (Eq. \, IV.2)$$

avec  $\Delta P_{j,i}$ , la valeur instantanée de pression différentielle mesurée à l'aide du capteur j,

et  $\overline{\Delta P_i}$ , la pression différentielle moyenne du capteur *j*.

#### Ecart type des fluctuations de pression

L'écart type des fluctuations de pression différentielle est déterminé par la relation suivante :

$$\sigma_{j} = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^{k} \left(\Delta P_{j,i} - \overline{\Delta P_{j}}\right)^{2}}{k-1}} \qquad (Eq. \ IV.3)$$

#### Ecart type normé des fluctuations de pression

L'écart type normé des fluctuations de pression différentielle se calcule selon la relation suivante :

$$\sigma_{j,n} = \frac{\sigma_j}{\Delta P_j} \qquad (Eq. \, IV.4)$$

#### Gradient de pression moyenne

La caractérisation verticale d'une suspension gaz/particules passe par la détermination des profils verticaux de gradients locaux de pression différentielle moyenne calculés par la relation suivante :

$$\overline{\nabla P_j} = \frac{\overline{\Delta P_j}}{\Delta L_j}$$
 (en Pa/m) (Eq. IV.5)

où  $\overline{\Delta P_j}$  est la pression différentielle pariétale moyenne mesurée entre deux prises de pression distantes de  $\Delta L_j$ .

#### Densité moyenne de la suspension gaz/solide

A partir du gradient de pression moyenne on peut calculer la densité moyenne de la suspension gaz/solide selon la relation suivante :

$$\rho_{b,j} = \overline{\nabla P_j} \cdot \frac{1}{g} \qquad (Eq. \, IV.6)$$

où g est l'accélération de la pesanteur.

#### Concentration volumique de solide

La concentration volumique de solide peut être déterminée localement à partir des pertes de charge différentielles par la relation suivante :

$$\alpha_{p,j} = \frac{\nabla P_j}{\rho_p \cdot g} \qquad (Eq. \, IV.7)$$

# 6 Essais préliminaires

### 6.1 Comportement hydrodynamique du riser

#### 6.1.1 Structure axiale

Concernant la structure axiale de l'écoulement dans le riser sur la Figure IV.20, où sont portés les profils verticaux de gradients de pression pour les différents flux de solide étudiés, on distingue trois zones :

- une zone d'accélération située en bas du riser, caractérisée par une forte variation des gradients de pression ;
- une zone de transition ;
- une zone de régime établi caractérisée par faibles valeurs de gradients de pression indépendants de la hauteur.



Figure IV.20. Profil vertical de gradient de pression le long le riser. ( $\blacklozenge$ ) 318 kg/m<sup>2</sup>/s ; Petit, 2005 : ( $\blacktriangle$ ) 46 kg/m<sup>2</sup>/s ; ( $\Box$ ) 76 kg/m<sup>2</sup>/s ; (x) 100 kg/m<sup>2</sup>/s ; ( $\blacklozenge$ ) 133 kg/m<sup>2</sup>/s ; ( $\diamondsuit$ ) 160 kg/m<sup>2</sup>/s).

La hauteur de ces deux zones évolue avec le flux massique de solide (augmentation de la hauteur de la zone d'accélération avec le flux de solide). Pour des flux de solide supérieurs à 160 kg/m<sup>2</sup>/s, les résultats expérimentaux ne permettent pas de distinguer une zone de régime établi. Nous attribuons ce phénomène à l'effet créé par la présence d'un coude (non abrupt) à 90° et d'un rétrécissement.

#### 6.1.2 Structure radiale

Concernant la structure radiale de l'écoulement, nous avons examiné l'influence du flux de solide entre 85 et 318 kg/m<sup>2</sup>/s sur les profils radiaux de flux massique en gardant constante la vitesse du gaz à 7 m/s et en positionnant la sonde isocinétique à 8,50 m du distributeur.

Nous avons observé des flux descendants locaux de solide uniquement dans la zone de proche paroi (Figure IV.21). Ils deviennent quasi inexistants à une distance supérieure à 10 mm de la paroi et leur importance s'accroît avec le flux moyen de solide. Ainsi, une section du riser peut se diviser en deux zones :

- une zone centrale où seuls des flux ascendants sont observés ;
- une zone périphérique de faible épaisseur où coexistent des flux descendants et ascendants.



Figure IV.21. Flux massiques locaux de solide descendants pour les différents débits de solide
(◆) 85 kg/m²/s; (△) 196 kg/m²/s; (●) 275 kg/m²/s; (X) 318 kg/m²/s.

Quant aux profils radiaux de flux massique, nos résultats expérimentaux montrent la présence de deux régions sur la section du riser (Figure IV.22) :

- une région près des parois où le flux diminue fortement ;
- une zone centrale dont le profil est parabolique pour des flux supérieurs à 196 kg/m²/s et semblable à un plateau pour des valeurs de flux inférieures ou égales à 85 kg/m²/s.

Selon Petit (2005) la similitude entre la forme des profils observés à faible flux massique et celle du gaz dans le riser, en absence de solide, laisse penser que dans ces conditions, la phase continue pilote l'écoulement. A de forts flux de solide, la modification de la forme des profils dans la région centrale est attribuée à l'atténuation de l'intensité de la turbulence de la phase continue avec l'augmentation de la concentration en solide. Dans ce cas, le comportement de la phase solide pilote l'écoulement et le mélange.



Figure IV.22. Flux massiques de solide nets pour différents débits de solide. ( $\blacklozenge$ ) 85 kg/m<sup>2</sup>/s; ( $\blacktriangle$ ) 196 kg/m<sup>2</sup>/s; ( $\bullet$ ) 275 kg/m<sup>2</sup>/s; ( $\blacksquare$ ) 318 kg/m<sup>2</sup>/s.

# 6.2 Déroulement d'un essai type

Dans le but de mieux comprendre les phénomènes hydrodynamiques ayant lieu dans le standpipe, nous avons décidé de présenter et de discuter les résultats obtenus lors du déroulement d'un essai type.

Les conditions opératoires de la veine d'essais sont présentées dans le Tableau IV.6. L'expérience a été réalisée à faible flux de solide et l'aération de la veine d'essai est effectuée à l'aide d'un point d'aération situé à 120 mm du diaphragme. Dans le but de maintenir une hauteur du solide suffisamment élevée dans le standpipe, un diaphragme de 51 mm de diamètre est placé à sa base.

Tableau IV.6.	. Récapitulatif	des conditions	opératoires de l	'essai type.
---------------	-----------------	----------------	------------------	--------------

Paramètre	Valeur
Flux massique descendant de solide (kg/m <sup>2</sup> /s)	60
Débit d'aération (Nm <sup>3</sup> /h)	0,7
Nombre d'orifices d'aération	1
Emplacement des orifices par rapport au diaphragme (mm)	120
Diamètre du diaphragme (mm)	51

#### 6.2.1 Caractérisation de l'écoulement en régime transitoire

#### 6.2.1.1 Description visuelle

Avant le démarrage de la circulation du solide, la conduite verticale présente un niveau de solide de 1 m environ (Figure IV.23). Nous sommes en présence d'un lit fluidisé expansé, avec quelques bulles qui sortent au centre de la veine.



*Figure IV.23. Photo du niveau de solide du solide avant le démarrage de circulation.* 

Lors du démarrage de la circulation, le niveau de solide augmente et atteint une hauteur de 1,8 m et se stabilise durant quelques secondes. Ensuite un abaissement de 5 cm se produit pour se stabiliser définitivement à 1,75 m de hauteur (Figure IV.24).



Figure IV.24. Evolution temporelle de la hauteur de solide dans le standpipe lors du démarrage.  $(G_s = 60 \text{ kg/m}^2/\text{s}; Q_a = 0,7 \text{ m}^3/\text{h et } N_p = 1)$ 

#### 6.2.1.2 Description des mesures

Sur la Figure IV.25 sont présentées les pertes de charges temporelles des différents éléments du pilote (riser, réservoir fluidisé, standpipe) pendant le démarrage de la circulation de solide. Après stabilisation l'installation est dite en régime établi.



Figure IV.25. Evolution temporelle des pertes de charge globales pendant le démarrage : (a) Riser et réservoir ;(b) Standpipe. ( $G_s = 60 \text{ kg/m}^2/\text{s}$  ;  $Q_a = 0,7 \text{ m}^3/\text{h}$  et  $N_p = 1$ ).

Dans le standpipe, les valeurs initiales des pertes de charge locales sont nulles lorsqu'elles sont mesurées au-dessus du niveau de solide. Les valeurs initiales des pertes de charge locales au-dessous du niveau de solide sont de l'ordre de grandeur de celles observées en lit fluidisé (6500 Pa/m, soit une porosité  $\varepsilon$  de 53 % (correspondant à une densité de suspension égale à 663 kg/m<sup>3</sup> calculée avec,  $\nabla P = \rho_p g (1-\varepsilon) (Eq. IV.8)$ , où  $\nabla P$  est le gradient local de pression,  $\rho_p$  la masse volumique des particules, et g la pesanteur). L'état initial des particules dans la veine d'essais est donc fluidisé (Figure IV.26).



Figure IV.26. Evolution temporelle des pertes de charges locales dans la conduite verticale en régime établi sans circulation de solide pour les capteurs : 20 mm-250 mm : — (i=1) ; 500 mm-750 mm : — (i=3) ; 1000 mm-1250 mm : — (i=5) ; 1500 mm-1750 mm : — (i=7).

Lors du démarrage de la circulation du solide, les observations visuelles sont confirmées par l'évolution temporelle des pertes de charge locales : les  $\Delta P$  locales augmentent l'une après l'autre sous l'action de la montée du niveau de particules dans la veine d'essais. Des paliers observés sont relatifs à la stabilisation du niveau des particules (Figure IV.27). L'écoulement est établi après 150 s de fonctionnement (Figure IV.27).

Un phénomène particulier est observé : des diminutions de la différence de pression locale sont observées en cours d'essais au sein de l'écoulement dense vertical descendant. Ce phénomène, probablement lié à la désaération locale de la suspension, sera présenté dans les paragraphes suivants.

Autour de 50 s après le démarrage du débit solide, une inversion du gradient de pression se produit dans la partie inférieure de la veine d'essais. Au moment de cette inversion, le gradient de pression dans la partie supérieure de la veine augmente graduellement, résultat de l'augmentation du niveau de solide, qui se produit pour respecter le bilan de pression de l'unité.



Figure IV.27. Evolution temporelle des pertes de charge dans la veine d'essais en régime transitoires pendant le démarrage pour les capteurs : 20 mm-250 mm : — (i=1) ; 500 mm-750 mm : \_\_\_\_\_ (i=3) ; 1000 mm-1250 mm : \_\_\_\_\_ (i=5) ; 1500 mm-1750 mm : \_\_\_\_\_ (i=7).

#### 6.2.2 Caractérisation de l'écoulement en régime établi

#### 6.2.2.1 Description visuelle

La veine d'essai est alimentée par la sortie solide du cyclone. Par conséquent, le solide est introduit en mouvement tourbillonnant avec une circulation en spirale à la paroi. Sous l'action des mouvements tourbillonnaires, les particules sont dispersées rapidement et sont déposées à la surface du lit dense dans la veine d'essais sous forme diluée (Figure IV.28).



Figure IV.28. Photo de l'écoulement pour  $G_s = 60 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ;  $Q_a = 0,7 \text{ Nm}^3/\text{h}$ ;  $N_p = 1$ .

Le niveau de solide dans la veine d'essais est stable et oscille entre 1,75 m et 1,80 m de hauteur. Des bulles qui s'échappent de la veine d'essais sont observées à la surface du lit de particules. Au niveau de l'injection d'air d'aération positionnée à 120 mm au dessus du diaphragme, des bulles sont formées et semblent se diriger vers le haut. Dans la même zone, à la paroi, un mouvement ondulatoire du solide est observé : les bulles d'air semblent passer dans le centre de la conduite alors que les particules descendent par à-coup au niveau de la paroi.

#### 6.2.3 Description des mesures

L'évolution temporelle des pertes de charge totales dans la conduite verticale est présentée dans la Figure IV.29. Des oscillations de +/-2 % sont observées pour la partie basse du standpipe (entre 125 mm et 2,5 m du diaphragme), donc un écoulement dense, tandis que la partie haute, en écoulement dilué, présente des fluctuations de l'ordre de +/-40 % (Figure IV.30).



Figure IV.29. Evolution temporelle des pertes de charges totales dans la conduite verticale pour un flux de solide de  $60 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ : 20mm-2500mm : —— (i=1) ; 2500mm-4750mm : —— (i=2).



Figure IV.30. Evolution temporelle des fluctuations de pression normées dans la conduite verticale pour un flux de solide de 60 kg/m<sup>2</sup>/s : 20mm-2500mm : —— (gauche) ; 2500mm-4750mm : —— (droite).

La Figure IV.31, où sont présentées les évolutions temporelles des pertes de charge le long de la veine d'essais, montre qu'au voisinage du diaphragme la perte de charge est faible, correspondant à un gradient de pression de 3200 Pa/m. Cependant, des fluctuations semblables à un lit fluidisé sont observées. Entre 0,25 m et 1,75 m au dessus du diaphragme, correspondant à la zone dense, on observe des pertes de charge moyennes autour de 1900 Pa, correspondant à un gradient de pression de 7600 Pa/m. Les fluctuations de pression observées couplées aux observations visuelles de la formation des bulles suggèrent qu'on est en présence d'un régime fluidisé à bulles. Au dessus de 1,75 m on retrouve une zone dilué avec des faibles valeurs des pertes de charge (Figure IV.31).



*Figure IV.31. Evolution temporelle des pertes de charges locales dans la conduite verticale pour un flux de solide de 60 kg/m<sup>2</sup>/s.* 

Le profil vertical des moyennes temporelles des pressions locales présenté dans la Figure IV.32a montre qu'au sommet de la veine d'essais, le gradient de pression est quasi nul le long de l'écoulement descendant jusqu'à une hauteur de 1,75 m. Entre 1,75 m et 0,25 m, le gradient de pression est positif et est identique à celui rapporté dans la littérature (Leung et Jones, 1978). En dessous de 0,25 m de hauteur, le gradient de pression devient plus faible. Ce phénomène a été rapporté dans la littérature et correspond à la transition d'un écoulement fluidisé à un écoulement non fluidisé – lit mobile – provoquée par la présence du diaphragme (Leung et Jones, 1978).

Le profil vertical des écart-types normés des différences de pressions locales est présenté dans la Figure IV.32c. Au sommet de la veine d'essais, l'écart-type normé est important (> 40 %) le long de l'écoulement descendant jusqu'à une hauteur de 1,75 m et correspond à l'écoulement dilué dans cette zone mentionnée précédemment. Entre 1,75 m et la bas du standpipe, l'écart-type normé est faible (10 %) le long de l'écoulement descendant et correspond à un écoulement fluidisé dense.

A noter que des valeurs très élevées (200 %) sont obtenues à 3 m au dessus du diaphragme. Cela résulte de la faible perte de charge mesuré avec des fluctuations du même ordre de grandeur. Dans la zone diluée, l'analyse doit être réalisée sur les écart-types des fluctuations de pression.



Figure IV.32. Profils verticaux de pression (a), d'écartype (b) et d'écartype normés (c).

# 6.3 Reproductibilité

La reproductibilité des résultats a été vérifiée en comparant, à des jours différents, l'évolution temporelle des pertes de charge globales dans le standpipe et le riser ainsi que les profils verticaux de gradients de pression obtenus pour des conditions opératoires identiques. Dans le Tableau IV.7 sont présentées les conditions opératoires retenues pour les essais de reproductibilité.

Tableau IV.7. Conditions opératoires des essais de reproductibilité.

Date	$G_{\rm s}$ (kg/m <sup>2</sup> /s)	$Q_{\rm a}$ standpipe (Nm <sup>3</sup> /h)	N <sub>p</sub> (-)	$\Delta H_{p}(m)$
15/05/2008	60	0,7	1	-
16/05/2008	60	0,7	1	-

Les évolutions temporelles de la perte de charge globale du riser et de celle enregistrée dans la partie basse du standpipe montrent que les deux essais sont similaires (Figure IV.33). De plus, les valeurs moyennées de ces grandeurs sont quasi-identiques (Tableau IV.8).



Figure IV.33. Evolutions temporelles de la perte de charge globale dans le riser et celle enregistrée dans la partie basse du standpipe. Essai du 15/05/2008 (--); Essai du 16/05/2008 (--).

Tableau IV.8. Valeurs moyennées des pertes de charge globales du riser et standpipe.

Date	$\Delta P_{riser}$ (Pa)	$\Delta P_{st,haut}$ (Pa)	$\Delta P_{st,bas}$ (Pa)
15/05/2008	3055	541	11774
16/05/2008	3089	538	12024

Par ailleurs, les évolutions temporelles des pertes de charge locales pendant le démarrage et en régime établi (Figure IV.34) ainsi que les profils verticaux moyens du gradient de pression (Figure IV.35) confirment de nouveau la reproductibilité des essais réalisés.



Figure IV.34.Evolution temporelle des pertes de charge le long du standpipe : (a) : essai du 15/05/2008 ; (b) : essai du 16/05/2008. 20 mm-250 mm : — (i=1) ; 500 mm-750 mm : — (i=3) ; 1000 mm-1250 mm : — (i=5) ; 1500 mm-1750 mm : — (i=7)



*Figure IV.35. Profils verticaux de gradient de pression moyennés :* ( $\blacklozenge$ ) 15/05/2008 ; ( $\Box$ ) 16/05/2008.

#### 6.4 Couplage entre le standpipe et le lit fluidisé de stockage

La connexion entre le standpipe et le lit fluidisé de stockage est effectuée par le biais d'une jambe de liaison inclinée en acier inoxydable de 15 cm de diamètre et ayant un angle avec l'horizontal de 43° (Figure IV.36).

Lors des premiers essais réalisés nous avons constaté que la circulation de solide n'est possible qu'avec une aération convenable de cette jambe de liaison. Cette dernière a été fixée à 2,5 Nm<sup>3</sup>/h pour l'ensemble des essais réalisés. Notons que ce débit d'aération ramené à la section du tube de liaison correspond à une vitesse de 4 cm/s qui est comprise entre la vitesse minimale de fluidisation,  $u_{mf}$ , et la vitesse minimale de bullage,  $u_{mb}$ , autrement dit dans la zone de fluidisation homogène.

Dans le but de mieux comprendre les trajets pouvant être suivis par ce courant dans l'installation nous avons procédé à son traçage par l'hélium au cours d'un essai réalisé dans les conditions opératoires suivantes : flux de solide  $G_s$ = 60 kg/m<sup>2</sup>s, débit d'aération du standpipe,  $Q_a$ = 0,7 Nm<sup>3</sup>/h, un seul point d'aération situé à 0,120 m du diaphragme.

Lors de cet essai, un faible courant d'hélium (0,125 Nm<sup>3</sup>/h) est introduit en continu dans l'aération de la jambe de liaison (2,5 Nm<sup>3</sup>/h air) et la détection de l'hélium est effectuée dans le standpipe, à 50 cm du diaphragme (Figure IV.36).



Figure IV.36 Jambe de liaison : emplacements des points d'aération, d'injection d'hélium et de position de la mesure.

L'évolution temporelle de la fraction volumique de l'hélium ainsi que des pertes de charge dans le riser et dans les zones haute et basse du standpipe, pendant les périodes de démarrage, de régime établi et d'arrêt de circulation de solide, nous permet de tirer les constatations suivantes (Figure IV.37) :

 les fractions volumiques en hélium avant le démarrage et après l'arrêt de la circulation de solide sont identiques ;



Figure IV.37. Evolution temporelle de la concentration en hélium ainsi que des pertes de charge dans les éléments du lit fluidisé circulant.

- les fractions volumiques de l'hélium mesurées en absence de la circulation de solide permettent de conclure que la totalité des débits d'aérations (la jambe de liaison et le standpipe) traverse le standpipe dans le sens ascendant. En effet, en admettant cette hypothèse la fraction volumique en hélium au point de mesure calculée par

$$y_{He} = \frac{Q_{He}}{Q_{He} + (Q_{Ajambe} + Q_{Asandpipe})}$$
 (Eq. IV.9) est de 3,75 % qui est très proche de celle

mesurée expérimentalement (4%). De plus ce résultat montre que l'air servant à fluidiser le bac de stockage ne remonte pas ni dans la jambe de liaison ni dans le standpipe ;

- l'absence d'hélium ( $y_{He} = 0$ ) dans le standpipe en régime établi nous permet de conclure que tout l'air injecté dans la jambe de liaison est dirigé vers le lit fluidisé de stockage et non pas vers le standpipe.

### 6.5 Qualification de l'écoulement du gaz dans le standpipe

Des essais de traçage à l'hélium ont été réalisés pour inférer sur la direction de l'écoulement gaz dans le standpipe. Dans un premier temps, nous avons réalisé un essai dans les mêmes conditions opératoires que celles utilisées dans le paragraphe précédent «Couplage entre le standpipe et le lit fluidisé de stockage » : le flux massique moyen de solide de 60 kg/m<sup>2</sup>/s, l'aération est assurée à l'aide d'une seule prise d'aération située à la base du standpipe (Figure IV.38). La prise est alimentée en continu par un mélange air/hélium dont la fraction volumique en hélium a été fixée aux trois valeurs suivantes 3,9 % ; 9,5 % ; 16,7 %.



Figure IV.38. Traçage en hélium : emplacements des points d'injection d'air et de l'hélium et de la mesure de concentration en hélium.

Elles correspondent respectivement, pour un débit d'air fixé à  $0,7 \text{ Nm}^3/\text{h}$ , aux débits d'hélium de  $0,03 \text{ Nm}^3/\text{h}$ ;  $0,07 \text{ Nm}^3/\text{h}$  et  $0,14 \text{ Nm}^3/\text{h}$ . Pour les trois concentrations testées, les Figure IV.39.a et Figure IV.39.b représentent respectivement l'évolution en fonction du temps de la fraction volumique de l'hélium et celle de la fraction volumique normée en hélium. Cette dernière est définie comme le rapport entre la fraction volumique mesurée à l'instant *t* et celle enregistrée avant la circulation de solide.



Figure IV.39. Evolution temporelle de la concentration d'hélium lors des essais de traçage. (a) résultats bruts ;(b) résultats normés. (-) 0,03 Nm<sup>3</sup>/h ; (--) 0,07 Nm<sup>3</sup>/h ; (--) 0,14 Nm<sup>3</sup>/h.

La Figure IV.39b montre que la concentration d'hélium dans l'alimentation n'a pas d'influence sur les mécanismes d'aération et de circulation de solide dans le standpipe. On observe :

- une augmentation initiale de la concentration en He lors du démarrage de la circulation de solide. Elle est due à l'entrainement partiel et total du gaz injecté dans la jambe de liaison vers le lit fluidisé de stockage ;
- une diminution pendant la période de mise en régime. Elle est attribuée à l'écoulement descendant du gaz dans le standpipe provoqué par la circulation de solide ;
- un palier en régime stationnaire. Les fluctuations des fractions molaires de l'hélium enregistrées au point de mesure montrent que le régime de l'écoulement gaz/particules denses descendant est « fluidisé à bulles » ;
- l'arrêt de la circulation de solide est caractérisé par une augmentation brutale de la concentration en He suivie par sa baisse pour atteindre une valeur sensiblement égale à celle enregistrée avant le démarrage. Ces phénomènes sont attribués à la suppression de l'écoulement descendant du gaz dans le standpipe (hausse rapide de la concentration) d'une part, et à l'alimentation du standpipe par l'aération de la jambe de liaison d'autre part.

La détection de l'hélium au dessus du point d'aération montre qu'à des faibles flux de solide le gaz injecté est en écoulement ascendant dans le standpipe. Cependant, il n'est pas possible d'estimer la répartition du débit de gaz montant et descendant.
#### 6.6 Engorgement de la veine d'essais par défaut d'aération

L'engorgement de la veine d'essais par défaut d'aération est obtenu en supprimant l'aération. Les conditions opératoires retenues sont :  $G_s = 60 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ,  $Q_a = 0$ .

L'engorgement est atteint immédiatement dès le démarrage de la circulation du solide. Il est caractérisé par une montée régulière du niveau de solide jusqu'à la sortie solide du cyclone. Pour des raisons de sécurité, la circulation de solide est alors arrêtée en urgence.

Les mesures de pertes de charge locales montrent que la veine d'essais se remplit régulièrement et que la suspension se défluidise au cours du remplissage (Figure IV.40). Les tendances observées sont identiques à celles rapportées dans le paragraphe traitant du démarrage.



*Figure IV.40. Evolution temporelle des pertes de charge locales dans le standpipe durant l'engorgement.* 

Lors du remplissage de la conduite le suivi des fluctuations des pertes de charge locales permet d'identifier les temps caractéristiques suivants (Figure IV.41) :

- $\tau_{i,i}$ : le temps nécessaire pour que le niveau de solide atteigne la hauteur  $H_i$  où se trouve la prise *i*;
- $\tau_{i+1}$ : le temps nécessaire pour que le niveau de solide atteigne la prise i+1;
- $\Delta \tau_{i,0}$ : le temps nécessaire au remplissage d'une tranche du lit située entre les deux prises *i* et *i*+1,.  $\Delta \tau_{i,0} = \tau_{i+1} - \tau_i$ ;
- $\Delta \tau_{i,1}$ : le temps de maintien de la suspension dans l'état aéré ;
- $\Delta \tau_{i,2}$ : le temps de désaération de la tranche du lit située entre les deux prises de pression ;
- $\Delta \tau_{i,3}$ : le temps caractéristique lié à la compressibilité du gaz. Ce temps caractéristique a été mis en évidence dans les essais de défluidisation en lit statique (Chapitre III).



Figure IV.41. Définition des temps caractéristiques en régime transitoire. ( $G_s=60 kg/m^2/s$ , capteur de pression placé à : 2000-2250mm).

L'évolution linéaire du niveau de particules dans le standpipe,  $H_i$ , en fonction de  $t_i$ , nous permet de conclure que (Figure IV.42) :

- le débit de solide passant à travers le diaphragme et celui d'alimentation sont stables et constants ;
- la vitesse de remplissage de la veine d'essai est constante.



Figure IV.42. Détermination de l'évolution temporelle du niveau du lit dense de solide dans la jambe de retour à partir des signaux des pertes de charge locales ( $G_s = 60 \text{ kg/m}^2/\text{s}$  et  $Q_a = 0 \text{ m}^3/h$ ).

Les courbes de pressions différentielles entre le bas et le milieu de la veine d'essais d'une part, et entre le milieu et le haut de la veine d'essais d'autre part (Figure IV.43), montrent que la partie supérieure est toujours fluidisée, alors que la partie inférieure évolue progressivement d'un état fluidisé à un état lit fixe. Dans cette zone, la différence de pression devient inférieure à celle nécessaire pour la mise en suspension des particules solides, ce qui peut s'expliquer par :

- l'absence de fluidisation des particules : il n'y a pas de contribution à l'augmentation de la pression dans le sens de l'écoulement par le poids des particules supportées par le gaz, comme ce qui est observé en lit fluidisé ;
- le frottement particules-paroi : le poids des particules est supporté par les parois et par le diaphragme en bas de la veine d'essais.

Ces deux phénomènes peuvent expliquer la saturation du diaphragme qui n'est plus capable d'évacuer les particules de la veine d'essais, ce qui conduit à l'engorgement du système.



Figure IV.43. Evolution temporelle des pertes de charge dans la zone basse (—) et haute (—) du standpipe pendant l'engorgement.

Une première comparaison entre les temps caractéristiques de la défluidisation dans la veine d'essais (en dynamique) et dans le banc d'essais de référence décrit dans le Chapitre III (en statique) montre que les deux phénomènes sont comparables (Figure IV.44). On remarque :

- une diminution linéaire rapide de la perte de charge attribuée au tassement ou défluidisation du lit ;
- une diminution de type exponentielle correspondant à la détente du gaz interstitiel comprimé.

Ainsi, l'opération n'est stable que lorsque la vitesse descendante de la phase solide est supérieure à la vitesse d'ascension du front de sédimentation,  $u^*_{s}$ , déterminée dans le Chapitre III. Elle est de 37,8 mm/s pour un drainage simple. En fixant la valeur de la porosité au minimum de fluidisation à 0,43, le flux maximal du solide traversant le standpipe en absence de l'aération peut être estimé par :

$$G_{s,\max} = (1 - \varepsilon_{mf})\rho_p u_s^* \qquad (Eq. \, IV.10)$$

La valeur ainsi obtenue est de 30 kg/m<sup>2</sup>s.



Figure IV.44. Comparaison du temps caractéristique de la défluidisation mesuré dans la veine d'essais et dans le banc d'essais de défluidisation de référence.

#### 6.6.1 Estimation du flux massique de particules en sortie de standpipe

Le bilan de conservation sur la phase solide s'exprime par :

$$\frac{dm_p}{dt} = Q_e - Q_s \qquad (Eq. \, IV.11)$$

où  $\frac{dm_p}{dt}$  représente l'accumulation de la masse de particules solides,  $Q_e$  le débit massique de

solide en entrée,  $Q_s$  le débit massique de solide en sortie.

La masse de particules dans le lit dense,  $m_p$ , s'exprime par :

$$m_p = \rho_P (1 - \varepsilon) A H_D \qquad (Eq. \, IV.12)$$

où  $\rho_P$  représente la masse volumique de particules,  $\varepsilon$  la porosité du lit, A la section et  $H_D$  la hauteur du lit dense. En supposant que la porosité de la phase dense reste constante au cours du temps, on peut écrire :

$$G_s = G_e - \frac{dH_D}{dt} \rho_p (1 - \varepsilon) \qquad (Eq. \, IV.13)$$

avec, 
$$G_s = \frac{Q}{A}$$
 et  $G_e$  le flux massique en entrée.

Les résultats expérimentaux ont montré que la vitesse de remplissage,  $\frac{dH_D}{dt}$ , est indépendante du temps. Ainsi, pour les conditions opératoires fixées, le flux massique de solide sortant du standpipe peut être calculé connaissant la valeur expérimentale de  $\frac{dH_D}{dt}$  et celle de la porosité du lit,  $\varepsilon$ . Dans cette étude, cette dernière est fixée à 0,5 estimé comme une valeur moyenne une fois que l'écoulement est dans un premier temps fluidisé et devient défluidisé par manque d'aération.

#### 6.6.1.1 Estimation du flux en absence d'aération

A partir de l'évolution des pertes de charge le long du standpipe pendant l'engorgement (Figure IV.45) nous avons pu estimer la vitesse de remplissage (Figure IV.46). Cette valeur est introduite dans l'équation (13) pour calculer le flux massique minimal de solide. Il est de 27 kg/m<sup>2</sup>/s, soit de 0,5 kg/s. Comme on constate cette valeur est très proche de celle déjà calculée par la relation (10) :  $G_{s, max} = 30 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ . Selon Dries et Bouma (1997) ce flux massique caractérise la transition entre le régime fluidisé à bulle et celui non-fluidisé. Cette transition se produit lorsque la vitesse descendante des particules solides est inférieure ou égale à la vitesse de propagation du front descendant de la défluidisation. Selon ces auteurs, ce flux critique peut être calculé par :

$$G_{s,crit} = \frac{(1 - \varepsilon_{mf}) \rho_p}{SCT}$$
(Eq. IV.14)  
avec,  $SCT = 6.4 \cdot \left(\frac{u_{mb}}{u_{mf}}\right)^{1.5}$  (Eq. IV.15).

En fixant la valeur de  $\varepsilon_{mf}$  à 0,43 on obtient un flux de transition de 37 kg/m<sup>2</sup>s qui est proche de celui obtenu par la vitesse de sédimentation.



Figure IV.45. Evolution des pertes de charge locales le long le standpipe pendant l'engorgement sans ajout d'aération.



Figure IV.46. Evolution de la hauteur du lit dense dans le standpipe pendant l'engorgement.

#### 6.6.1.2 Limites de stabilité : un point d'aération placé à la base du standpipe

Les essais réalisés avec un flux massique de solide de 60 kg/m<sup>2</sup>/s ont montré que l'opération est stable pour des débits d'aération supérieurs à 0,2 Nm<sup>3</sup>/h. La Figure IV.47 montre une variation du type hyperbolique du flux massique en sortie avec le débit d'aération. L'asymptote (le débit en entrée :  $60 \text{ kg/m}^2$ s) est obtenue pour des débits supérieurs à 0,3 Nm<sup>3</sup>/h.

Une série d'essais a été réalisée en fixant le flux de solide en entrée à 135 kg/m<sup>2</sup>/s. Les résultats présentés sur la Figure IV.47 montrent une allure semblable à celle observée à 60 kg/m<sup>2</sup>/s. Cependant, la valeur limite du flux en sortie (105 kg/m<sup>2</sup>/s) reste toujours inférieure à celle en entrée. Autrement dit, l'engorgement de la veine s'est produit quel que soit le débit d'aération retenu.

En conclusion, l'engorgement de la veine d'essais provient essentiellement de la saturation du diaphragme utilisé qui n'est plus capable d'évacuer les particules de FCC. Ainsi pour les conditions opératoires choisies le débit maximal du solide pouvant traverser un diaphragme de 51 mm de diamètre est de 105 kg/m<sup>2</sup>/s.

Ainsi, pour la suite de cette étude nous avons :

- modifié le diamètre du diaphragme ;
- ajouté deux autres points d'aération situés respectivement à 150 et 300 cm du diaphragme.



Figure IV.47. Evolution du flux massique de solide en sortie de la jambe de retour en fonction du débit d'aération : (**n**) :  $G_{s,e}=60 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ; (**•**) :  $G_{s,e}=135 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ).

## 6.7 Lieu d'injection : centre / paroi

Lors de cette série d'essais les conditions opératoires retenues ont été :  $G_{s_s} = 60 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ , un point d'injection à 120 mm du diaphragme, débit d'aération fixé à 0,2 ; 0,4 ; 0,7 et 1 Nm<sup>3</sup>/h. Pour chaque condition opératoire, deux lieux d'aération ont été testés, l'un au centre de l'écoulement et l'autre à la paroi.

Les résultats ont montré que :

- pour des débits d'aération inférieurs ou égaux à 0,2 Nm<sup>3</sup>/h, un engorgement de la veine d'essais est survenu pour les deux positions d'injection ;
- pour des débits d'aération supérieurs à 0,4 Nm<sup>3</sup>/h, le régime établi est observé pour les deux configurations étudiées (Figure IV.48). Le lieu d'injection ne semble pas avoir une influence très significative dans l'écoulement et le fonctionnement du standpipe. Cependant, aux faibles débits d'aération (inférieurs ou égaux à 0,4 Nm<sup>3</sup>/h) une aération au centre semble conduire à un fonctionnement plus stable (Figure IV.48). On observe un gradient de pression moyenne dans la zone dense du standpipe plus faible pour une injection pariétale (4400 Pa/m) que celui au centre de l'écoulement (6900 Pa/m, identique au gradient de pression d'un lit fluidisé). Ceci est attribué à la présence d'un chemin préférentiel du gaz dans la suspension lors de l'injection pariétale qui provoque une défluidisation partielle de l'écoulement.



*Figure IV.48. Profils verticaux de pression pour*  $G_s=60 \text{ kg/m}^2/\text{s.}$ 

# 7 Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons présenté le banc d'essais hydrodynamiques existant au LGC ainsi que les modifications apportées à cette installation pour caractériser l'hydrodynamique des écoulements gaz-particules denses descendants en standpipe. Ce dernier est un tube en PVC transparent de 5 m de hauteur et 15 cm de diamètre intérieur muni de 12 capteurs de pression et d'un système de traçage à l'hélium pour qualifier l'écoulement gazeux dans le standpipe.

Les résultats des essais préliminaires effectués ont montré que :

- la structure hydrodynamique du riser, axiale et radiale, est similaire à celles déjà reportées par Andreux (2001) et Petit (2005) ;
- l'unité pilote est stable, les essais sont reproductibles ;
- la jambe de liaison entre le standpipe et le lit fluidisé de stockage doit être équipée de points d'aération pour maintenir un état fluidisé de la suspension et assurer la circulation de solide. De plus, les résultats du traçage à l'hélium ont montré qu'en régime établi tout le débit d'air injecté dans la jambe de liaison est dirigé vers le lit fluidisé de stockage et non pas vers le standpipe ;
- lors de l'engorgement par défaut d'aération :
  - la veine d'essais se remplit régulièrement et la suspension se défluidise au cours du remplissage. L'évolution linéaire du niveau de particules dans le standpipe nous a permis de calculer le débit de soutirage ;
  - o les phénomènes de défluidisation observés en statique (Chapitre III) sont similaires à ceux en dynamique. D'une manière générale, l'opération n'est stable que lorsque la vitesse d'ascension du front de sédimentation,  $u_s^*$  est inférieure à la vitesse descendante de la phase solide. Ainsi, le flux critique de solide traversant un standpipe en absence d'aération peut être estimé d'une manière convenable par :

$$G_{s,\max} = (1 - \varepsilon_{mf})\rho_p u_s^* (Eq. \, IV.10)$$

Pour les conditions opératoires testées, la valeur calculée (30 kg/m<sup>2</sup>/s) est comparable à celle déterminée expérimentalement ;

le débit de solide en sortie du standpipe varie de façon hyperbolique avec le débit d'aération. Pour un flux de solide en entrée de 60 kg/m<sup>2</sup>s, l'asymptote est obtenue pour des débits supérieurs à 0,3 Nm<sup>3</sup>/h. Pour un flux de solide en entrée

de 135 kg/m<sup>2</sup>/s, la valeur limite du flux en sortie est de 105 kg/m<sup>2</sup>/s. Ainsi, pour les conditions opératoires choisies, le débit maximal du solide pouvant traverser un diaphragme de 51 mm de diamètre est de 105 kg/m<sup>2</sup>/s. Pour la suite de cette étude nous avons donc modifié le diamètre du diaphragme et ajouté deux autres points d'aération à 150 cm et 300 cm au-dessus du diaphragme ;

- la position centrale ou pariétale d'injection ne semble pas avoir une influence significative sur le fonctionnement de l'installation. Cependant, aux faibles débits d'aération, l'injection centrale semble conduire à un fonctionnement plus stable.

# Chapitre V : Etude des écoulements gaz/solide denses descendants

Ce chapitre est consacré à l'étude expérimentale et à la modélisation des écoulements gaz/solide denses descendants dans la veine d'essais. La plage de variation du flux de solide étudiée est comprise entre 60 kg/m<sup>2</sup>/s et 220 kg/m<sup>2</sup>/s. Elle correspond aux écoulements à bas flux ( $G_s < 130$  kg/m<sup>2</sup>/s) et à la zone de transition entre les écoulements à bas et à haut flux. Notons que ces conditions opératoires ont rarement fait l'objet d'études expérimentales et théoriques. Ce chapitre sera divisé selon les cinq parties suivantes :

- la présentation des conditions opératoires des essais réalisés ;
- une classification du comportement hydrodynamique du standpipe en se basant sur la forme de profil axial de pression et les évolutions temporelles des pertes de charge locales ;
- une caractérisation quantitative des régimes d'écoulement dont le principe repose sur une estimation des grandeurs caractéristiques telles que : vitesse de glissement,  $U_{\rm sl}$ ; porosité de la suspension gaz/solide,  $\varepsilon$ ; vitesse descendante interstitielle du solide,  $U_{\rm s}$ ; et vitesse interstitielle du gaz,  $U_{\rm g}$ . La démarche simplifiée retenue repose sur l'identification de la vitesse de glissement et de la porosité locale à partir des lois empiriques permettant de représenter le gradient de perte de charge et la porosité de la suspension gaz-solide en fonction de la vitesse de glissement ;
- l'effet des différents paramètres opératoires (débit d'aération, nombre de prises d'aération, l'espacement entre les prises, et flux de solide) sur le comportement hydrodynamique du standpipe ;
- la modélisation monodirectionnelle des écoulements en standpipe.

# V. Etude des écoulements gaz/particules denses descendants

#### SOMMAIRE

1 PARAMETRES DE L'ETUDE	155
1.1 Campagne d'essais	156
2 PRESENTATION DES RESULTATS.	157
2.1 Profils verticaux de pression en régime établi	157
2.1.1 Profil de type A	160
2.1.1.1 Caractérisation qualitative des régimes d'écoulement	160
2.1.1.2 Caractérisation quantitative des régimes d'écoulement	162
Lois utilisées pour calculer les grandeurs caractéristiques	163
Ecoulement en lit mobile	163
Ecoulement en lit fluidisé	165
Identification de la vitesse de glissement	168
2.1.2 Profil de type B	169
2.1.2.1 Caractérisation qualitative des régimes d'écoulement	169
2.1.2.2 Caractérisation quantitative des régimes d'écoulement	171
2.1.3 Profil de type C	172
2.1.3.1 Caractérisation qualitative des régimes d'écoulement	172
2.1.3.2 Caractérisation quantitative des régimes d'écoulement	174
2.1.4 Profil de type D	174
2.1.4.1 Caracterisation qualitative des regimes d'écoulement	176
2.1.4.2 Caracterisation quantitative des regimes d'écoulement	178
1 raçage nenum.	1/9
2.1.5 Profil de type E	185
2.1.5.1 Caractérisation quantative des régimes d'écoulement	104
2.1.5.2 Catacterisation quantitative des regimes d'écoulement	100
2 1 Anglygg globalo	109
5.1 Analyse globale	109
3.2 Remarque sur le debit à deration	190
3.3 Resultats obtenus a 60 kg/m <sup>-</sup> /s : Influence des parametres	193
3.4 Influence de l'espacement entre les prises d'aération	197
3.5 Influence du débit de solide	203
4 MODELISATION MONODIRECTIONNELLE DU STANDPIPE PAR UNE APPROCHE DU TYPE BULLE-EMULSION	207
4.1 Définition des paramètres du modèle	207
4.2 Présentation du modèle	208
4.2.1.1 Equations du modèle	209
4.2.2 Méthode de résolution, conditions aux limites et paramètres du modèle	211
4.3 Cas simulés et grandeurs étudiées	212
4.4 Présentation et interprétations des résultats	213
4.4.1 Description générale	213
4.4.2 Simulations des essais conduisant au profil de type A (Essais 1 à 3)	213
4.4.3 Simulations des essais conduisant au profil de type B (Essai 6)	217
4.4.4 Simulations des essais conduisant au profil de type C (Essais 21,22, 28 et 29)	219
4.5 Application du modèle à une suspension fluidisée homogène en absence d'aération	224
4.5.1 Modifications apportées au modèle et conditions de simulation	224
4.5.2 Présentation et interprétation des résultats	224
5 CONCLUSION	227

# 1 Paramètres de l'étude

Les résultats présentés dans ce chapitre sont analysés lors de l'étude de l'influence des conditions opératoires et de la configuration géométrique du standpipe. Une configuration géométrique est définie par :

- le nombre de prises d'aération,  $N_{\rm p}$ ;
- l'espacement entre les prises d'aération,  $\Delta H_p$ ;
- le diamètre du diaphragme.

Les conditions opératoires sont :

- le flux massique de solide,  $G_s$ , exprimé en kg/m<sup>2</sup>/s ;
- le débit d'air introduit par prise d'aération,  $Q_{a}$ , exprimé en Nm<sup>3</sup>/h/prise. Ce dernier est maintenu identique lorsque la veine d'essais est munie de plusieurs prises d'aération.

Les conditions opératoires et géométriques utilisées sont regroupées dans le Tableau V.1.

Tableau V.1. Conditions opératoires et géométriques.	

Flux massique de solide, $G_{\rm s}$ , kg/m <sup>2</sup> /s	60-220
Débit d'aération, $Q_{a}$ , $Nm^{3}/h/prise$	0-1
Nombre de prises, $N_{\rm p}$ , -	1;2;3
Espacement entre prises, $\Delta H_{p}$ , m	0,5 ; 1,0 ; 1,5 ; 2,0
Diamètre du diaphragme, mm	51, 104 et 150
Lieu de l'injection	centre

Pour tous les essais réalisés, nous avons maintenu constants les débits d'air introduits dans les différents éléments du lit fluidisé circulant, à savoir : le riser, le lit fluidisé de stockage, le lit fluidisé annexe, la vanne en L et la liaison entre la jambe de retour et le lit fluidisé de stockage (Tableau V.2).

Tableau V.2. Débits d'air et vitesses superficielles dans les différents éléments du pilote.

Elément	$Q_{\rm air}$ (Nm <sup>3</sup> /h)	$u_{\rm g} (m/s)$
Riser	305,9	7
Lit fluidisé de stockage	39,5	0,06
Lit fluidisé annexe	12,1	0,05
Vanne en L	5,1	-
Liaison jambe retour-stockage	2,5	-

## 1.1 Campagne d'essais

Dans le but d'étudier et caractériser les écoulements à bas flux ( $G_s < 130 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ) et la zone de transition entre ces écoulements et ceux à haut flux ( $G_s > 350 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ) le plan d'essais suivant a été retenu :

- pour une configuration géométrique fixée, nous avons étudié l'effet des paramètres opératoires (flux de solide,  $G_s$ , débit d'air par prise d'aération,  $Q_a$ );
- pour des conditions opératoires fixées, nous avons examiné l'influence des paramètres géométriques (nombre de prises,  $N_p$ , espacement entre prises,  $\Delta H_p$ ).

Les conditions opératoires testées sont regroupées dans le Tableau V.3.

Tableau V.3. Récapitulatif de la campagne d'essais : conditions opératoires et géométriques (lieu d'injection : centre de l'écoulement).

Essai n°	$G_{\rm s}$ (kg/m <sup>2</sup> /s)	$N_p$	$\Delta H_{\rm p}\left({\rm m}\right)$	$Q_{\rm a}$ (Nm <sup>3</sup> /h/prise)	Diaphragme (mm)	Type de profil
1		1	_	0,4	51	А
2		1	-	0,7	51	А
3	60	1	-	1,0	51	А
4	00	2	1,5	0,4	51	В
5		2	2	0,4	51	В
6		3	1,5	0,7	51	В
7			0,5		51	В
8	135	3	1,0	0,4	51	С
9			1,5		51	D
10				0,1	104	D
11				0,2	104	D
12	190	3	1,0	0,4	104	E
13				0,7	104	E
14				1,0	104	E
15				0,1	104	D
16				0,2	104	D
17	100	2	1.5	0,3	104	E
18	190	3	1,5	0,4	104	Е
19				0,7	104	Е
20				1,0	104	Е
21				0,1	150	С
22				0,2	150	С
23				0,4	150	Е
24	220	3	1,0	0,5	150	Е
25				0,6	150	Engorgement
26				0,7	150	Engorgement
27				1,0	150	Engorgement
28				0,1	150	Č
29				0,2	150	С
30	220	3	1,5	0,4	150	Е
31			<i>,</i>	0.7	150	Е
32				1,0	150	Е

# 2 Présentation des résultats

Nous allons présenter et discuter d'une manière globale les différents régimes d'écoulements observés le long du standpipe. Cette analyse repose sur l'interprétation des profils verticaux moyens de pression obtenus en régime établi d'une part et sur les observations visuelles d'autre part.

#### 2.1 Profils verticaux de pression en régime établi

L'ensemble des résultats expérimentaux obtenus, nous a permis de regrouper les profils verticaux moyens de pression en cinq rubriques (A à E) selon leur forme. La Figure V.1 illustre pour chaque rubrique un exemple type tiré de nos résultats. Dans le Tableau V.3 est aussi représentée la forme de profil relative à chaque essai.



Figure V.1. Exemple type des différents profils verticaux de pression observés le long du standpipe ainsi que l'évolution temporelle de la perte de charge mesurée à 1m du diaphragme. (A) :  $G_s = 60 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ,  $Q_a = 0,7 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$ ,  $N_p=1$  (essai 2) ; (B) :  $G_s = 135 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ,  $Q_a = 0,4 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$ ,  $N_p=3 \Delta H_p = 0,5 \text{ m}$  (essai 7) ; (C) :  $G_s = 220 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ,  $Q_a = 0,1 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$ ,  $N_p=3 \Delta H_p = 1 \text{ m}$  (essai 21) ; (D) :  $G_s = 135 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ,  $Q_a = 0,4 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$ ,  $N_p=3 \Delta H_p = 1,5 \text{ m}$ (essai 9) ; (E) :  $G_s = 190 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ,  $Q_a = 0,4 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$ ,  $N_p=3 \Delta H_p = 1 \text{ m}$  (essai 14).



Figure V.1bis. Exemple type des différents profils verticaux de pression observés le long du standpipe ainsi que l'évolution temporelle de la perte de charge mesurée à 1m du diaphragme. (A) :  $G_s = 60 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ,  $Q_a = 0,7 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$ ,  $N_p=1$  (essai 2) ; (B) :  $G_s = 135 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ,  $Q_a = 0,4 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$ ,  $N_p=3 \Delta H_p = 0,5 \text{ m}$  (essai 7) ; (C) :  $G_s = 220 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ,  $Q_a = 0,1 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$ ,  $N_p=3 \Delta H_p = 1 \text{ m}$  (essai 21) ; (D) :  $G_s = 135 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ,  $Q_a = 0,4 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$ ,  $N_p=3 \Delta H_p = 1,5 \text{ m}$ (essai 9) ; (E) :  $G_s = 190 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ,  $Q_a = 0,4 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$ ,  $N_p=3 \Delta H_p = 1 \text{ m}$  (essai 14).

Les profils A, B et C sont observés lors d'un fonctionnement stable du standpipe caractérisé par une amplitude extrêmement faible des fluctuations des pertes de charges locales et du niveau du lit dense dans la veine d'essais. Les évolutions temporelles des pertes de charge mesurées à 1 m du diaphragme confirment ces constatations (Figure V.1.A à Figure V.1.C). Ces profils sont les profils typiques présentés dans les travaux bibliographiques (Matsen, 1973 ; Leung et Jones, 1978 ; Srivastava et al. 1998). Ils sont obtenus dans les standpipes opérant par débordement (*overflow*), et équipés d'une restriction à la base (Figure V.2). Trois sections distinctes sont observées sur les profils :

- la section 1, en haut du standpipe, caractérisée par un faible gradient de pression ;
- la section 2, caractérisée par un gradient de pression constant dont la valeur est identique à celle d'un lit fluidisé dense en régime de bullage (U > u<sub>mb</sub>), ou en régime particulaire (u<sub>mf</sub> < U < u<sub>mb</sub>);
- la section 3, en bas du standpipe, caractérisée par un faible gradient de pression (Figure V.1.A et Figure V.1.C) ou encore par une inversion du gradient de pression (Figure V.1.B et Figure V.1.D).



Figure V.2. Schéma d'un standpipe opérant en overflow.

L'analyse des profils de types D et E a rarement fait l'objet d'études dans la bibliographie. La présence de nombreuses discontinuités dans les profils montre la complexité des phénomènes hydrodynamiques d'une part et la coexistence de différents régimes hydrodynamiques au sein du standpipe d'autre part. Le profil de type E est essentiellement obtenu lors d'un fonctionnement fluctuant du standpipe, caractérisé par des fluctuations importantes des pertes de charge locales et du niveau du lit dense dans la veine d'essais (Figure V.1.E). Ces dernières peuvent dépasser 40 % de la hauteur du lit dense.

A partir des observations visuelles et des enregistrements des signaux de pertes de charge locales nous avons tenté :

- de caractériser les transitions de différents régimes hydrodynamiques le long du standpipe ;
- de comprendre les phénomènes responsables de ces transitions.

#### 2.1.1 Profil de type A

Cette forme de profil est observée pour les essais dont les conditions opératoires sont regroupées dans le Tableau V.4.

Type de Profil	Essai n°	$G_{\rm s}$ (kg/m <sup>2</sup> /s)	$\Delta H_{\rm p}(m)$	N <sub>p</sub> (-)	Q <sub>a</sub> (Nm³/h/prise)
	1	60	-	1	0,4
А	2	60	-	1	0,7
	3	60	-	1	1,0

#### 2.1.1.1 Caractérisation qualitative des régimes d'écoulement

Avant de commenter les résultats obtenus, rappelons que l'identification qualitative des régimes d'écoulements dans le standpipe repose sur les observations visuelles d'une part et sur les analyses des profils verticaux de pression en régime établi et des évolutions temporelles des fluctuations des pertes de charge locales d'autre part.

La Figure V.3 reprend la Figure V.1.A sur laquelle ont été ajoutées les pertes de charge locales. Cette figure montre :

 la présence d'un écoulement dilué en solide en haut du standpipe, entre 4,5 m et 2 m (zone 1). Cette zone diluée est caractérisée par un faible gradient de pression avec des fluctuations de pression du même ordre de grandeur que la valeur moyenne ;



Figure V.3. Evolution temporelle des pertes de charge locales le long du standpipe.  $(G_s = 60 \text{ kg/m}^2/\text{s}; Q_a = 0,7 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}; N_p = 1; \text{ essai 3}).$ 

 - un changement de pente sur le profil de pression dans la partie haute du standpipe à 2 m du diaphragme. Il correspond à la transition entre l'écoulement en phase diluée et celui en phase dense : l'interface « zone diluée/dense » ;

- l'existence d'une zone dense à fort gradient de pression entre 2 et 0,35 m (zone 2). Elle est caractérisée par :
  - des fluctuations temporelles des pertes de charge locales semblables à celles d'un lit fluidisé en régime de bullage ;
  - un gradient de perte de charge constant (7250 Pa/m) dont la valeur correspond à celle d'un lit fluidisé à bulle. Ainsi, l'écoulement dans cette zone est celui « fluidisé à

bulle » avec une vitesse de glissement supérieure à  $\frac{u_{mb}}{\varepsilon_{mb}} = 0.013 \ m/s$ ;

la présence d'une zone dense à plus faible gradient de pression entre 0 et 0,35 m du diaphragme (zone 3). L'écoulement dans cette zone est fortement influencé par le diaphragme. En effet l'accélération de la suspension et la modification de la section effective d'écoulement (effet entonnoir) provoquées par la présence du diaphragme peut conduire à une modification de la vitesse de glissement et de la perte de charge, autrement dit à une transition de l'état fluidisé à bulles à celui de lit mobile.

#### 2.1.1.2 Caractérisation quantitative des régimes d'écoulement

L'identification quantitative des régimes d'écoulements nécessite une estimation des grandeurs caractéristiques telles que : vitesse de glissement,  $U_{sl;}$  porosité de la suspension gaz/solide,  $\varepsilon$ , vitesse descendante du solide,  $U_s$ ; vitesse du gaz,  $U_g$ .

Dans ce paragraphe nous allons tout d'abord présenter d'une manière générale la démarche simplifiée retenue pour estimer ces grandeurs. Elle repose sur l'identification de la vitesse de glissement et de la porosité locale à partir des lois empiriques ou théoriques permettant de représenter :

- le gradient de perte de charge dans les différents régimes (lits fluidisés homogène ou à bulle, lit mobile);
- et la porosité de la suspension gaz-solide en fonction de la vitesse de glissement ;

d'une part, et les résultats expérimentaux d'autre part.

A partir de la vitesse de glissement et de la porosité locale, connaissant le flux de solide, nous pouvons calculer la vitesse locale du gaz dans la phase dense, la vitesse de bulle, le taux de bulle, c'est-à-dire toutes les grandeurs caractéristiques de l'écoulement.

#### Lois utilisées pour calculer les grandeurs caractéristiques

#### Ecoulement en lit mobile

Dans le cas de l'écoulement en lit mobile, les gradients de perte de charge sont estimés à l'aide de la loi d'Ergun. Yoon et Kunii (1970) ont démontré que la perte de charge en lit mobile peut être estimée par la loi d'Ergun en remplaçant la vitesse superficielle du gaz par la vitesse de glissement interstitielle :

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150\,\mu_g U_{sl} (1-\varepsilon)^2}{d_p^2 \,\varepsilon^2} + \frac{1.75\,\rho_g \,U_{sl}^2 (1-\varepsilon)}{d_p \,\varepsilon} \qquad (Eq. \ V.1)$$

où  $\Delta P$  représente la perte de charge, L, la hauteur du lit,  $\mu_g$ , la viscosité du gaz,  $\rho_g$ , la masse volumique du gaz,  $d_p$ , le diamètre moyen des particules,  $U_{sl}$ , la vitesse de glissement et  $\varepsilon$ , la porosité du lit.

Dans un premier temps une comparaison entre les valeurs des gradients de pression obtenues expérimentalement dans le lit fluidisé de référence (cf. Chapitre III) et celles déduites de la loi d'Ergun est effectuée. Sachant qu'en statique, en l'absence de circulation de solide, la vitesse de glissement est

égale à la vitesse interstitielle du gaz  $(U_g = \frac{u_g}{\varepsilon})$  l'équation d'Ergun en statique se met sous la forme :

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150\,\mu_g U_g (1-\varepsilon)^2}{d_p^2 \,\varepsilon^2} + \frac{1.75\,\rho_g U_g^2 (1-\varepsilon)}{d_p \,\varepsilon} \qquad (Eq. \ V.2)$$

En ce qui concerne la porosité du lit, elle est estimée à partir des résultats expérimentaux acquis en lit fluidisé de référence (Figure V.4). Cette figure représente l'évolution de la porosité du lit,  $\varepsilon$ , en fonction de la vitesse interstitielle (glissement) déterminée à débits décroissants. On constate que la valeur de  $\varepsilon$  reste quasi constante ( $\varepsilon$ : 0,41–0,42) pour des vitesses inférieures à 0,005 m/s et augmente par la suite pour atteindre 0,47 à  $\frac{u_{mb}}{\varepsilon_{mb}} = 0,013 \ m/s$ . Ces données expérimentales ont été lissées par la relation suivante :

$$\varepsilon = 300 \cdot U_{sl}^2 + 0.549 \cdot U_{sl} + 0.414$$
 (Eq. V.3)



Notons que cette relation n'est valable que pour des vitesses inférieures à  $\frac{u_{mb}}{\varepsilon_{mb}}$ 

Figure V.4. Evolution de la porosité du lit avec la vitesse de fluidisation. (•) résultats expérimentaux ; (--) Eq. V.3. ( $H_0 = 0,885 \text{ m}$ )

La confrontation entre les gradients de pression obtenus expérimentalement (lit fluidisé de référence) et ceux déduits de l'équation d'Ergun montre que (Figure V.5) :

- entre 0 et 0,005 m/s la perte de charge du lit fixe peut être estimée avec une très bonne précision par l'équation d'Ergun en fixant la valeur de  $\varepsilon$  à 0,415 (comparaison entre la courbe continue et les résultats). Par ailleurs, l'évolution linéaire du gradient de pression montre que pour les particules de FCC le deuxième terme de l'équation d'Ergun

$$\left(\frac{1,75\,\rho_g\,U_g^2\,(1-\varepsilon)}{d_p\,\varepsilon}\right) \text{ est négligeable devant le premier}\left(\frac{150\,\mu_g\,U_{sl}\,(1-\varepsilon)^2}{d_p^2\,\varepsilon^2}\right)$$

- l'évolution de la perte de charge entre 0 et  $\frac{u_{mb}}{\varepsilon_{mb}}$  peut être représentée correctement par l'équation d'Ergun en tenant compte de l'effet de la vitesse du gaz sur la porosité (comparaison entre la courbe discontinue et les résultats). Ces constatations montrent que le comportement du lit entre  $\frac{u_{mf}}{\varepsilon_{mf}}$  et  $\frac{u_{mb}}{\varepsilon_{mb}}$  est semblable à un lit fixe expansé.



Figure V.5. Gradient de pression en fonction de la vitesse de glissement (lit fluidisé de référence) : comparaison entre résultats expérimentaux (O) et la loi d'Ergun à porosité fixée (—) et à porosité variable (---).

#### Ecoulement en lit fluidisé

En ce qui concerne le lit fluidisé, le gradient de perte de charge est déterminé par la relation :

$$\frac{\Delta P}{L} = \rho_p (1 - \varepsilon)g - \rho_g (1 - \varepsilon)g \qquad (Eq. \ V.4)$$

Dans les travaux bibliographiques, la valeur de la porosité,  $\varepsilon$ , est estimée à partir de la relation empirique de Leung et Jones (1978) établie pour les particules de FCC :

$$U_{sl} = 8,4 \cdot \varepsilon^2 - 6,66 \cdot \varepsilon + 1,36$$
 (Eq. V.5)

Sur la Figure V.6 sont confrontées les prédictions de l'équation V.5 avec nos résultats expérimentaux (cf. Chapitre III). On constate que cette relation ne permet pas de représenter nos résultats expérimentaux surtout pour des vitesses inférieures à 0,1 m/s ( $U_{sl} < 8 \cdot \frac{u_{mb}}{\mathcal{E}_{mb}}$ ).



Figure V.6. Evolution de la porosité en fonction de la vitesse de glissement. (O) résultats expérimentaux, barres d'erreur : 2 % ; (—) corrélation proposée Eq. V.6 ; (—) corrélation de Leung et Jones (1978), Eq. V.5.

Notons que la présence de discontinuités dans l'évolution de la porosité expérimentale en fonction de la vitesse de glissement rend difficile l'exploitation de ces données. En effet, pour la même valeur de la porosité on peut identifier deux, voire même trois vitesses de glissement : l'une en régime  $u_{m\ell} = u_{mk}$ 

de fluidisation particulaire ou homogène, entre  $\frac{u_{mf}}{\varepsilon_{mf}}$  et  $\frac{u_{mb}}{\varepsilon_{mb}}$ , et les autres en régime fluidisé à bulles

 $(U_{\rm sl} \text{ supérieure à } \frac{u_{mb}}{\varepsilon_{mb}})$ . Ainsi, l'exploitation des données de la porosité nécessite une prédiction

préalable du régime de fluidisation. Elle peut se faire soit par l'observation visuelle soit par l'analyse des fluctuations de perte de charge locale.

Pour déterminer la valeur de la porosité, nous avons retenu :

- la relation V.3 établie pour des vitesses comprises entre  $\frac{u_{mf}}{\varepsilon_{mf}}$  et  $\frac{u_{mb}}{\varepsilon_{mb}}$ ;
- la relation V.6 tirée de nos résultats, pour des vitesses supérieures à  $\frac{u_{mf}}{\varepsilon_{mf}}$  :

$$U_{sl} = 9,87 \varepsilon^2 - 7,93 \varepsilon + 1,59$$
 (Eq. V.6)

Notons que cette relation ayant la même forme que celle proposée par Leung et Jones (1978) sous-estime la valeur de la porosité au voisinage de  $\frac{u_{mb}}{\varepsilon_{mb}}$  de l'ordre de 4 % (Figure V.6).

#### Vitesses caractéristiques

En supposant que les bulles sont vides de particules solides, la fraction volumique locale du lit occupée par les bulles (taux de bulles,  $\delta_{b}$ ), la vitesse des bulles ainsi que la vitesse interstitielle du gaz dans la phase émulsion sont calculées selon les relations suivantes :

$$\delta_{b} = \frac{(\varepsilon - \varepsilon_{e})}{(1 - \varepsilon_{e})} \qquad (Eq. \ V.7)$$
$$U_{ge} \varepsilon_{e} (1 - \delta_{b}) + U_{b} \delta_{b} = U_{g} \varepsilon \qquad (Eq. \ V.8)$$
$$U_{ge} = U_{s} + \frac{u_{mf}}{\varepsilon_{mf}} \qquad (Eq. \ V.9)$$

où  $\varepsilon_e$  représente la porosité de la phase émulsion. Elle est déterminée par les résultats expérimentaux du Chapitre III.

La vitesse d'une bulle isolée est estimée par la relation :

$$U_{b\infty} = U_b - \left(U_{sl} \varepsilon - u_{mf}\right) \qquad (Eq. \ V.10)$$

Concernant la vitesse interstitielle descendante des particules solides, elle est calculée par :

$$U_s = -\frac{G_s}{\rho_p(1-\varepsilon)} \quad (Eq. \ V.11)$$

avec  $G_s$  le flux massique moyen de solide,  $\rho_p$  la masse volumique des particules et  $\varepsilon$  la porosité de la suspension.

La vitesse interstitielle locale du gaz est obtenue par :

$$U_g = U_{sl} + U_s \qquad (Eq. \ V.12)$$

Les débits volumique et massique locaux du gaz dans le standpipe sont calculés par :

$$Q_g = U_g \varepsilon A \qquad (Eq. V.13)$$

$$F_g = \rho_g Q_g \qquad (Eq. \ V.14)$$

avec :  $\rho_g = \frac{0.029P}{RT}$  (P en Pa et T en K).

#### Identification de la vitesse de glissement

A partir du profil de pression mesuré le long du standpipe et des lois permettant de calculer la valeur de pression locale dans les différentes zones du standpipe (Equations V.1 et V.4), nous avons identifié les valeurs de la vitesse de glissement et de la porosité locales. Ces grandeurs permettent de calculer les valeurs moyennes de  $U_s$ ,  $U_g$ ,  $Q_g$ ,  $F_g$ ,  $U_b$  et  $\delta_b$  dans les zones fluidisées ou non du standpipe.

Dans le Tableau V.5 sont présentées les grandeurs caractéristiques déterminées dans la zone 2 (lit fluidisé à bulles) pour les essais n°1 à n°3 du Tableau V.3. Notons que l'essai n° 2 correspond à l'essai type : un point d'aération,  $G_s = 60 \text{ kg/m}^2/\text{s}$  et  $Q_a = 0,7 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$ . Les gradients de pression ont été déterminés par régression linéaire.

Tableau V.5. Grandeurs caractéristiques calculées pour les essais n°1 à n°3 (profil de type A).

$G_{\rm s}$ (kg/m <sup>2</sup> /s)	Q <sub>a</sub> (Nm <sup>3</sup> /h/prise)	$\Delta P/L_{exp}$ (Pa/m)	U <sub>sl</sub> (m/s)	$\frac{U_{sl}  \boldsymbol{\varepsilon}_{mb}}{u_{mb}} \ (-)$	ε (-)	U <sub>s</sub> (m/s)	U <sub>g</sub> (m/s)
60	0,4	7400	0,031	2,3	0,46	-0,079	-0,048
60	0,7	7250	0,041	3	0,47	-0,081	-0,039
60	1,0	7160	0,055	4	0,48	-0,082	-0,027

Les valeurs de  $U_{\rm sl}/(u_{\rm mb}/\varepsilon_{\rm mb})$  supérieures à 1 montrent bien que le régime de fonctionnement et de type fluidisé à bulles. De plus, on remarque que l'augmentation du débit d'aération externe augmente la vitesse de glissement, la vitesse moyenne du gaz, la porosité du lit, la fraction volumique du lit occupée par les bulles ainsi que leur vitesse.

Dans le Tableau V.6 sont aussi portés :

- le débit massique gazeux traversant le standpipe sous forme des bulles,  $F_{\rm b}$ ,
- le débit massique d'aération,  $F_{a}$ .

On constate que pour les conditions opératoires testées, la quasi-totalité du débit d'aération traverse le standpipe sous forme de bulles ( $F_b=F_a$ ).

Tableau V.6. Grandeurs caractéristiques : taux de bulles, vitesse de bulles, vitesse interstitielle du gaz dans l'émulsion.

$\frac{G_{\rm s}}{(kg/m^2/s)}$	$Q_{a}$ (Nm <sup>3</sup> /h/prise)	$\delta_{ m b}$ (%)	U <sub>b</sub> (m/s)	U <sub>ge</sub> (m/s)	$F_{\rm a}$ (kg/h)	F <sub>b</sub> (kg/h)
60	0,4	7,0	0,080	-0,070	0,47	0,467
60	0,7	8,4	0,124	-0,075	0,83	0,856
60	1,0	10,8	0,132	-0,074	1,11	1,17

#### 2.1.2 Profil de type B

Ce profil est observé pour les essais regroupés dans le Tableau V.7.

Type de Profil	Essai n°	$G_{\rm s}$ (kg/m <sup>2</sup> /s)	$N_{p}$	$\Delta H_{\rm p}(m)$	$Q_{a}$ (Nm <sup>3</sup> /h/prise)
	4	60	2	1,5	0,4
р	5	60	2	2	0,4
D	6	60	3	1,5	0,7
	7	135	3	0,5	0,4

Tableau V.7. Récapitulatif des essais conduisant à un profil du type B.

#### 2.1.2.1 Caractérisation qualitative des régimes d'écoulement

A titre d'exemple sont portés sur la Figure V.7 le profil vertical de pression et les évolutions temporelles des pertes de charge dans les différentes zones du standpipe. Comme pour le profil de type A, on remarque une transition entre l'écoulement en phase diluée et l'écoulement dense en haut du standpipe. Ce dernier est caractérisé par un gradient de perte de charge constant (7090 Pa/m). La présence de bulles dans cette zone, observée visuellement, indique que l'écoulement est du type fluidisé à bulles.

En bas du standpipe est observée une zone caractérisée par des gradients de pression négatifs et des fluctuations des pertes de charge similaires à celles d'un lit fixe. Ceci montre que l'écoulement à la base du standpipe est du type lit mobile avec une vitesse de glissement négative.

L'inversion du gradient de pression est probablement causée par l'accélération de la suspension provoquée par le diaphragme.



Figure V.7. Evolution temporelle des pertes de charge locales le long du standpipe. (Profil de type B ;  $G_s = 135 \text{ kg/m}^2/\text{s}$  ;  $Q_a = 0,4 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$  ;  $\Delta H_p = 0,5 \text{ m}$  ;  $N_p = 3$ )

#### 2.1.2.2 Caractérisation quantitative des régimes d'écoulement

Par la méthode précitée, nous avons calculé les évolutions des grandeurs caractéristiques (la vitesse de glissement, la porosité, les vitesses du gaz et du solide, la vitesse des bulles, la vitesse interstitielle du gaz en émulsion, ...) en fonction de la hauteur (Tableau V.8). Dans ce tableau,  $U_{\rm br}$  représente la vitesse relative d'une bulle par rapport à la suspension. On constate que les résultats ainsi obtenus corroborent les observations visuelles. De plus, ils montrent :

- un écoulement fluidisé à bulles entre 1,1 m et 2,7 m du standpipe,  $U_{\rm sl} > (u_{\rm mb}/\varepsilon_{\rm mb})$ ;
- un écoulement en lit mobile à la base du standpipe ( $H \le 0,80$  m);
- un écoulement descendant du gaz dans le standpipe ( $U_{\rm g}$  < 0).

Par ailleurs, la comparaison entre  $U_b$  et  $U_s$  nous permet de supposer que les bulles sont en mouvement ascendant ( $U_b > U_s$ ).

Les gradients de pression négatifs à la base du standpipe sont probablement liés à l'effet entonnoir du diaphragme qui, par entraînement de gaz vers le bas, génère des vitesses locales supérieures à celles du solide ( $U_{sl} < 0$ ).

H (m)	ΔP/L (Pa/m)	U <sub>sl</sub> (m/s)	$\frac{U_{sl} \boldsymbol{\varepsilon}_{mb}}{u_{mb}} (-)$	E (-)	U <sub>s</sub> (m/s)	U <sub>g</sub> (m/s)	$\delta_{ m b}$ (%)	U <sub>b</sub> (m/s)	U <sub>ge</sub> (m/s)
2,7 m à 1,0 m (zone 2)	7090	0,064	4,6	0,49	-0,19	-0,12	11	0,07	-0,18
1,0 m à 0,80 m (zone 3)	1208	0,001	0,078	0,415	-0,17	-0,17	-	-	-
0,80 m à 0,6 m (zone 3)	-1342	-0,001	-0,080	0,415	-0,16	-0,17	-	-	-
0,6 m à 0,4 m (zone 3)	-1414	-0,001	-0,080	0,415	-0,16	-0,17	-	-	-
0,4 m à 0 m (zone 3)	-8195	-0,007	-0,480	0,415	-0,16	-0,17	-	-	-

Tableau V.8. Evolution des grandeurs caractéristiques en fonction de la hauteur. (Profil de type B ;  $G_s = 135 \text{ kg/m}^2/\text{s}$  ;  $Q_a = 0.4 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$  ;  $\Delta H_p = 0.5 \text{ m}$  ;  $N_p = 3$ ).

#### 2.1.3 Profil de type C

Cette forme de profil est observée pour les essais dont les conditions opératoires sont regroupées dans le Tableau V.9.

Type de Profil	Essai n°	$G_{\rm s}$ (kg/m <sup>2</sup> /s)	$\Delta H_{\rm p}$ (m)	Q <sub>a</sub> (Nm³/h/prise)
	8	135	1	0,4
	21	220	1	0,1
С	22	220	1	0,2
	28	220	1,5	0,1
	29	220	1,5	0,2

Tableau V.9. Récapitulatif des essais conduisant au profil du type C.

#### 2.1.3.1 Caractérisation qualitative des régimes d'écoulement

La Figure V.8 montre :

- la présence d'un écoulement dilué en solide en haut du standpipe, entre 4,7 m et 2,7 m (zone 1) ;
- un changement de pente sur le profil de pression dans la partie haute du standpipe à 2,7 m du diaphragme correspondant à la transition entre l'écoulement en phase diluée et celui en phase dense : l'interface ;
- l'existence d'une zone dense à fort gradient de pression entre 2,7 et 1,9 m (zone 2). Elle est caractérisée par un gradient de perte de charge constant dont la valeur (7400 Pa/m) est comprise entre celles calculées au minimum de fluidisation (7500 Pa/m) et au minimum de bullage (7150 Pa/m). Ainsi, l'écoulement dans cette zone est de type fluidisé homogène avec

une vitesse de glissement proche de  $\frac{u_{mf}}{\varepsilon_{mf}} = 0,007 \ m/s$ ;

 l'existence d'une zone de transition entre 1,9 m et 0,9 m (zone 3) caractérisée par un faible gradient de pression (4600 Pa/m). Les fluctuations des signaux des pertes de charge locales dans cette zone montrent une transition de l'écoulement d'un lit fluidisé vers un lit mobile

(fixe). Dans ce cas la vitesse de glissement, 
$$U_{\rm sl}$$
, est inférieure à  $\frac{u_{mf}}{\varepsilon_{mf}} = 0,007 \ m/s$ ;

la présence d'une zone dense à gradient de pression quasi-nul à la base du standpipe (entre 0,1 m et 0,9 m du diaphragme). Cette zone à très faibles fluctuations des pertes de charge correspond à un lit mobile avec une vitesse de glissement proche de zéro.



Figure V.8. Evolution temporelle des pertes de charge locales le long du standpipe. (Profil de type C ;  $G_s = 220 \text{ kg/m}^2/\text{s}$  ;  $Q_a = 0,1 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$  ;  $\Delta H_p = 1 \text{ m}$  ;  $N_p = 3$ ).

#### 2.1.3.2 Caractérisation quantitative des régimes d'écoulement

A partir du profil de pression mesuré le long du standpipe et des lois permettant de calculer la valeur de la pression locale, nous avons identifié les valeurs de la vitesse de glissement et de la porosité locale. Les valeurs de  $U_{sl}$ ,  $\varepsilon$ ,  $U_s$  et  $U_g$  ainsi calculées le long du standpipe sont regroupées dans le Tableau V.10. Ces résultats confirment l'existence de différentes transitions des régimes d'écoulements le long du standpipe. La diminution du rapport  $\frac{U_{sl} \varepsilon_{mf}}{u_{mf}}$  de 1,3 à 0,03 indique que

l'aération externe n'est pas suffisante pour compenser la compression du gaz due à l'augmentation de la pression et de maintenir l'écoulement en régime fluidisé.

Malgré le fonctionnement stable du standpipe et de l'unité pilote, cette condition opératoire n'est pas optimale.

Tableau V.10. Evolution des grandeurs caractéristiques en fonction de la hauteur (Profil de type C ;  $G_s = 220 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ;  $Q_a = 0,1 \text{ Nm}^3/h/\text{prise}$ ;  $\Delta H_p = 1 \text{ m}$ ;  $N_p = 3$ ).

H (m)	∆P/L (Pa/m)	$U_{sl}$ (m/s)	$rac{U_{sl} \ m{arepsilon}_{mf}}{m{u}_{mf}}$	E (-)	$U_s$ (m/s)	Ug (m/s)
2,7 m à 1,9 m (zone 2)	7400	0,01	1,3	0,468	-0,296	-0,286
1,9 m à 0,9 m (zone 3)	4600	0,0045	0,6	0,422	-0,272	-0,268
0,9 m à 0,1 m (zone 4)	218	0,00026	0,032	0,414	-0,268	-0,268

#### 2.1.4 Profil de type D

Ce type du profil de pression le long du standpipe (Figure V.1.D) a été observé pour les essais présentés dans le Tableau V.11. Il est caractérisé par des fluctuations du niveau du lit dense dues à une défluidisation locale au sein de l'écoulement par défaut d'aération. L'écoulement se fait donc par àcoups.

Tableau V.11. Conditions opératoires des essais conduisant à un profil vertical du type D.

Essai n°	$G_s$ (kg/m <sup>2</sup> /s)	$Q_a$ (Nm <sup>3</sup> /h/prise)	$\Delta H_p(m)$	Diaphragme (mm)
9	135	0,4	1,5	51
10	190	0,1	1	104
11	190	0,2	1	104
15	190	0,1	1,5	104
16	190	0,2	1,5	104


Figure V.9. Evolution temporelle des pertes de charge locales le long du standpipe (Profil de type D ;  $G_s = 190 \text{ kg/m}^2/\text{s}$  ;  $Q_a = 0, 1 \text{ m}^3/\text{h/prise}$  ;  $\Delta H_p = 1, 5 \text{ m}$  ;  $N_p = 3$ ).

Sur la Figure V.9 est présenté un exemple type de l'évolution temporelle des pertes de charge le long du standpipe. L'observation de cette figure met en évidence un phénomène périodique, de temps caractéristique moyen de 40 s, donc une fréquence de 0,025 Hz. Il est caractérisé par les étapes suivantes :

- une défluidisation locale entre deux prises d'aération par défaut d'aération ;
- une augmentation du niveau du lit dense (réponse du système pour respecter le bilan pression) ;
- une diminution rapide du niveau du lit dense avec une refluidisation des zones défluidisées.

#### 2.1.4.1 Caractérisation qualitative des régimes d'écoulement

La Figure V.10 montre :

- la présence d'une zone diluée (zone 1) dans la partie haute du standpipe (H > 3,8 m) ;
- un changement de pente sur le profil correspondant au passage en écoulement dense ;
- l'inversion du gradient de pression dans la partie basse du standpipe et un écoulement du type lit mobile (H < 1 m : zone 5).

Concernant la zone intermédiaire, on observe deux points d'inflexion :

- le premier à 3 m, entre la zone 2 ayant un gradient de pression de l'ordre de 7180 Pa/m (similaire à celui d'un lit fluidisé) et la zone 3 de faible gradient de pression (849 Pa/m);
- le second à 2 m, entre la zone 3 et une zone fluidisée (zone 4) dont le gradient de pression est de l'ordre de 7240 Pa/m.

La non-récupération de pression dans la zone 3 laisse penser la présence de cavités vides de solide dans cette zone qui peuvent bloquer momentanément l'écoulement. Cependant, les observations visuelles ont montré la présence des fortes concentrations en solide dans cette région. En outre, les fluctuations des signaux des pertes de charge dans la zone 3, semblables à celles d'un lit fixe, indiquent un écoulement du type « lit mobile ».



Figure V.10. Evolution temporelle des pertes de charge locales le long du standpipe. (Profil de type D ;  $G_s = 135 \text{ kg/m}^2/\text{s}$  ;  $Q_a = 0.4 \text{ Nm}^3/h/\text{prise}$  ;  $\Delta H_p = 1.5 \text{ m}$  ;  $N_p = 3$ ).

#### 2.1.4.2 Caractérisation quantitative des régimes d'écoulement

Les grandeurs caractéristiques des zones 2 à 5 sont présentées dans le Tableau V.12.

H (m)	∆P/L (Pa/m)	U <sub>sl</sub> (m/s)	$\frac{U_{sl}  \boldsymbol{\varepsilon}_{mb}}{\boldsymbol{u}_{mb}}$	E (-)	Us (m/s)	Ug (m/s)	$\delta_{ m b}$ (-)	U <sub>ge</sub> (m/s)	U <sub>b</sub> (m/s)
3,8 m à 3 m (zone 2)	7180	0,04	2,9	0,480	-0,183	-0,144	0,100	-0,18	0,027
3 m à 2 m (zone 3)	849	0,0017	0,13	0,414	-0,166	-0,164	-	-	-
2 m à 1 m (zone 4)	7240	0,026	1,9	0,470	-0,182	-0,157	0,098	-0,177	-0,054
1 m à 0,135 m (zone 5)	- 4470	-0,004	-0,31	0,414	-0,165	-0,17	-	-	-

Tableau V.12. Evolution des grandeurs caractéristiques en fonction de la hauteur (Profil de type D ;  $G_s = 135 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ;  $Q_a = 0.4 \text{ Nm}^3/h/\text{prise}$ ;  $\Delta H_p = 1.5 \text{ m}$ ;  $N_p = 3$ ).

Ces résultats montrent :

- un écoulement descendant du gaz dans le standpipe  $(U_g < 0)$ ;
- un écoulement fluidisé à bulles dans la zone 2 (3,8 m > H > 3,0 m) du standpipe,
  - $U_{sl} > \frac{u_{mb}}{\varepsilon_{mb}}$ . Par ailleurs, la comparaison entre  $U_{b}$  et  $U_{s}$  nous laisse penser que les bulles sont

en mouvement ascendant ;

- un écoulement en lit mobile dans la zone 3, (entre 2 m et 3,0 m au dessus du diaphragme) avec une vitesse de glissement extrêmement faible ;
- un écoulement fluidisé à bulles dans la zone 4 (2 m > H > 1,0 m) du standpipe,  $U_{sl} > \frac{u_{mb}}{\varepsilon_{mb}}$ .

La vitesse négative des bulles laisse penser qu'elles sont entraînées vers le diaphragme ;

- un écoulement en lit mobile à la base du standpipe (H < 1 m). L'inversion du gradient de pression est probablement due à la présence du diaphragme en sortie du standpipe qui provoque un effet d'aspiration (U<sub>sl</sub> < 0).</li>

#### Traçage hélium

Dans le but de mieux comprendre la direction de l'écoulement gazeux dans le standpipe nous avons procédé au traçage de la phase gazeuse à l'hélium. Tout d'abord, pour l'expérience présentée précédemment, l'aération placée à 3 m au dessus du diaphragme a été supprimée dans le but de mieux comprendre l'influence de cette prise d'aération sur l'écoulement.

La Figure V.11 montre que l'aération à 3 m au dessus du diaphragme n'a pas d'influence notable sur le profil vertical de pression.



Figure V.11. Profil vertical moyen de pression. (O) :  $N_p = 2$ ; ( $\blacktriangle$ ) :  $N_p = 3$ .  $G_s = 135 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ;  $Q_a = 0.4 \text{ Nm}^3/h/\text{prise}$ ;  $\Delta H_p = 1.5 \text{ m}$ .

L'injection d'hélium a été effectuée au centre du standpipe à 1,5 m au dessus du diaphragme. Deux débits d'hélium ont été testés : 0,07 Nm<sup>3</sup>/h et 0,14 Nm<sup>3</sup>/h, correspondant respectivement à 15 % et à 26 % d'hélium dans le courant d'injection. La mesure de la concentration de l'hélium a été effectuée sur l'axe de l'écoulement et à quatre hauteurs dans le standpipe : 0,6 m ; 1,1 m ; 2,1 m et 2,6 m au dessus du diaphragme (Figure V.12).



Figure V.12. Emplacement des prises d'injection et points de mesure.

Sur la Figure V.13 sont représentées, pour les deux concentrations retenues, les évolutions temporelles des fractions molaires normées en hélium mesurées à 2,6 m avant et après le démarrage de l'alimentation en solide. On remarque qu'après un temps de retard d'une vingtaine de secondes :

 - une augmentation initiale de la fraction molaire en hélium dès le démarrage de l'alimentation en solide. Elle est attribuée à l'effet de la circulation de solide sur la direction de l'écoulement gazeux injecté dans la ligne de jonction standpipe-lit fluidisé de stockage (cf. Chapitre IV);  - une diminution progressive de la fraction molaire en He pour atteindre une valeur nulle après 200 s. L'origine de ce phénomène est l'entrainement du gaz dans le courant de solide qui induit une inversion du sens de l'écoulement gazeux de l'écoulement ascendant à l'écoulement descendant.

Les mêmes phénomènes sont observés lorsque la mesure est effectuée à 2,1 m (Figure V.14 b).

En ce qui concerne des mesures réalisées en aval du point d'injection, à 1,1 m et 0,6 m au dessus du diaphragme on note sur la Figure V.14 :

- une fraction molaire en He nulle avant la circulation du solide indiquant un mouvement ascendant du gaz dans le standpipe pendant cette période ;
- un temps de retard d'une vingtaine de secondes après le démarrage de la circulation en solide ;
- une augmentation importante de la fraction molaire en He après cette période dont l'origine est la modification de la direction de l'écoulement gazeux injecté dans la ligne de jonction standpipe-lit fluidisé de stockage (cf. Chapitre IV);
- une diminution de la fraction molaire en He pour atteindre une valeur constante après 300 s (0,83 % à 1,1 m et 0,93 % à 0,6 m).

L'ensemble de ces constatations confirment les résultats présentés précédemment, à savoir que dans les conditions testées, la direction principale d'écoulement du gaz dans le standpipe est essentiellement descendante.

A partir de la mesure de la fraction molaire en He, nous avons estimé le débit gazeux descendant en supposant que tout le courant d'hélium est entrainé vers le bas :

$$[He] = \frac{Q_{He}}{Q_{He} + Q_{Air}} \qquad (Eq. \ V.15)$$

avec *[He]* la fraction molaire de l'hélium,  $Q_{\text{He}}$  le débit volumétrique d'hélium à la pression P dans le standpipe et  $Q_{\text{Air}}$  le débit d'air.

Ce calcul conduit à un débit de 7,03 m<sup>3</sup>/h à 0,6 m au dessus du diaphragme. Cette valeur est environ 35 % supérieure à celle calculée à partir du gradient de pression. L'écart observé peut être attribué à la non homogénéité de l'écoulement sur la section du standpipe d'une part et à la perturbation de l'écoulement par la présence de la sonde de prélèvement d'autre part. Par ailleurs, à cause de la complexité de l'écoulement dans le standpipe, l'aspiration locale de gaz par la pompe du catharomètre n'a pas pu être réalisée dans des conditions isocinétiques (vitesse d'aspiration = vitesse locale du gaz dans le standpipe).



Figure V.13. Evolution temporelle de la fraction molaire en hélium pendant le démarrage de la circulation en solide. Mesures réalisées à 2,6 m au dessus du diaphragme – deux débits d'hélium ont été utilisés (—) :  $Q_{He} = 0,07 \text{ Nm}^3/h$ ; (—) : $Q_{He} = 0,14 \text{ Nm}^3/h$ .



Figure V.14. Evolution temporelle des fractions molaires en hélium mesurées à différentes hauteurs du standpipe.

#### 2.1.5 Profil de type E

Ce type de profil a été obtenu pour les essais effectués dans les conditions opératoires présentées dans le Tableau V.13.

Essai n°	$\frac{G_{\rm s}}{(kg/m^2/s)}$	$Q_{a}$ (Nm <sup>3</sup> /h/prise)	$\Delta H_{\rm p}$ (m)
12	190	0,4	1
13	190	0,7	1
14	190	1,0	1
17	190	0,3	1,5
18	190	0,4	1,5
19	190	0,7	1,5
20	190	1,0	1,5
23	220	0,4	1
24	220	0,5	1
30	220	0,4	1,5
31	220	0,7	1,5
32	220	1,0	1,5

Tableau V.13. Conditions opératoires des essais conduisant à un profil du type E.

Visuellement nous avons noté des fluctuations importantes du niveau du lit dense dans le standpipe résultant de la formation de bulles par excès d'aération. L'amplitude de ces fluctuations est comprise entre 30 et 50 % de la hauteur totale du lit dense (Tableau V.14). On dit alors que le standpipe est en fonctionnement fluctuant ou en régime de pistonnage.

Tableau V.14. Hauteur du lit dense,  $\overline{H_s}$ , fluctuations de la hauteur en valeur absolue,  $\Delta H_s$ , et amplitude des fluctuations en pourcentage pour les différents essais.

Essai n°	$\overline{H_s}$ (m)	$\Delta H_{s}$ (m)	$\frac{\Delta H_s}{\overline{H_s}}$ (%)
12	2,25	1	44
13	1,95	1	51
14	1,95	1	51
17	3,05	0,7	23
18	2,90	1	34
19	2,90	1	34
20	2,90	1	34
23	2,40	0,7	29
24	3,50	1	29
30	2,80	1	36
31	2,60	1,2	46
32	4,1	1,2	29

#### 2.1.5.1 Caractérisation qualitative des régimes d'écoulement

Le profil axial de perte de charge moyenne et les évolutions temporelles de pression le long du standpipe montrent (Figure V.15) :

- une transition progressive entre la zone diluée (zone 1) et la zone dense (zone 2) avec un raccordement de forme parabolique. Celle-ci est attribuée aux fluctuations du niveau de solide dans le standpipe ;
- des fluctuations périodiques et répétitives des pertes de charge. Ces enregistrements associés aux observations visuelles nous ont permis de conclure que l'écoulement de la suspension dans le standpipe est du type poche/bouchon. Il est caractérisé par les séquences suivantes (Figure V.16 et Figure V.17) :
  - la formation des cavités de tailles voisines du diamètre de la conduite (pistons) entre deux prises d'aération qui diminue, voire même bloque la circulation de solide ;
  - une vidange de la conduite en aval de ces cavités accompagnée par une défluidisation locale en amont ;
  - o une augmentation du niveau du lit dense ;
  - un entraînement des bulles vers le bas lorsque le poids du solide devient suffisamment important ;
  - o un rétablissement de la circulation de solide.

Les images présentées sur la Figure V.17 concernant l'évolution temporelle de la morphologie d'une tranche du standpipe (zone délimitée sur la figure) confirment ces résultats. On remarque la formation progressive d'un piston dans la tranche considérée. Il reste stagnant pendant 0,6 s avant d'être entrainé vers le bas. Par ailleurs, ce type de fonctionnement est aussi caractérisé par une transition d'un écoulement dense vers un écoulement dilué en bas du standpipe (Figure V.17).

Par ailleurs, l'analyse fréquentielle des fluctuations cycliques des pertes de charge le long de la veine d'essais a conduit à des fréquences caractéristiques faibles comprise entre 0,025 Hz et 0,1 Hz (Figure V.18).

Notons que ces constatations sont en accord avec celles de Srivastava et al. (1998). Ces auteurs, à partir de l'enregistrement des fluctuations de concentration en solide obtenu par tomographie, ont déterminé des fréquences caractéristiques de 0,025 Hz à 0,05 Hz pour un fonctionnement du standpipe en régime de pistonnage (Figure V.19).



Figure V.15. Evolution temporelle des pertes de charge locales le long du standpipe. (Profil de type E ;  $G_s = 220 \text{ kg/m}^2/\text{s}$  ;  $Q_a = 0,7 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$  ;  $\Delta H_p = 1,5 \text{ m}$  ;  $N_p = 3$ )



Figure V.16. Evolution temporelle de la perte de charge pour une tranche du standpipe.  $(G_s = 220 \text{ kg/m}^2/\text{s} \text{ ; } Q_a = 0.5 \text{ m}^3/\text{h/prise} \text{ ; } \Delta H_p = 1 \text{ m} \text{ ; } N_p = 3$ 



Figure V.17. Evolution temporelle de la morphologie d'une tranche du standpipe (zone délimitée). Formation, stagnation et entraînement d'une poche de gaz, phénomène poche/bouchon.  $(G_s=220 \text{ kg/m}^2/s; Q_a=0.5 \text{ m}^3/h/\text{prise}; \Delta H=1 \text{ m}; N=3).$ 



Figure V.18. Evolution temporelle et analyse fréquentielle des signaux des pertes de charge locales dans le standpipe (a) et (b) :  $G_s = 220 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ;  $Q_a = 0,7 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$ ;  $\Delta H_p = 1,5 \text{ m}$ ;  $N_p = 3$ ;  $\Delta P$  500 mm -750 mm (c) et (d) :  $G_s = 190 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ;  $Q_a = 0,7 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$ ;  $\Delta H_p = 1,5 \text{ m}$ ,  $N_p = 3$ ;  $\Delta P$  20 mm -250 mm



Figure V.19. Evolution temporelle et analyse fréquentielle des fluctuations de la concentration de solide (Srivastava et al. 1998).

#### 2.1.5.2 Caractérisation quantitative des régimes d'écoulement

Les grandeurs hydrodynamiques caractérisant la zone 2 (1,625 m > H > 2,625 m) sont calculées en fixant la valeur du gradient moyen de pression à 6500 Pa/m (Tableau V.15).

H (m)	ΔP/L (Pa/m)	U <sub>sl</sub> (m/s)	E (-)	U <sub>s</sub> (m/s)	U <sub>g</sub> (m/s)	δ <sub>b</sub> (-)	U <sub>ge</sub> (m/s)	U <sub>b</sub> (m/s)	U <sub>br</sub> (m/s)
2,6 m à 1,6 m	6050	0.254	0.56	0.36	0 105	0.23	0 326	0.245	0 305
(zone 2)	0050	0,234	0,50	-0,50	-0,105	0,23	-0,520	0,245	0,393

Tableau V.15. Grandeurs caractéristiques de la zone 2.

Ces résultats montrent :

- un écoulement descendant du gaz dans le standpipe (U $_{\rm g}$   $\!<$  0) ;
- un écoulement fluidisé à bulles dans la zone 2,  $U_{\rm sl} > \frac{u_{mb}}{\varepsilon_{mb}}$ . La comparaison entre  $U_{\rm b}$  et  $U_{\rm s}$

laisse penser que les bulles sont en mouvement ascendant.

Par ailleurs, les résultats présentés montrent un régime de fluidisation du type piston dans la zone 2. En effet la valeur de la vitesse d'une bulle isolée ( $U_{\rm br} = 0,395$  m/s) est proche de la vitesse d'ascension des pistons,  $U_{p\infty}$ , calculée par (Stewart et Davidson, 1967 ; Kunii et Levenspiel, 1991) :

$$U_{p\infty} = 0.35 \sqrt{gD_c}$$
 (Eq. V.16)

où  $D_c$  est le diamètre de la colonne. Cette dernière est de 0,425 m/s.

# 3 Analyse des résultats

Avant d'analyser les résultats obtenus, on doit préciser que l'inversion des gradients de pression à la base du standpipe est essentiellement liée à la présence du diaphragme. Ainsi, pour les essais effectués en l'absence du diaphragme (essais 21 à 32 :  $G_s = 220 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ) ce phénomène n'est pas observé.

#### 3.1 Analyse globale

Comme nous l'avons déjà précisé, les profils axiaux de pression de types A, B et C caractérisent une opération stable du standpipe. L'observation du Tableau V.3, reproduit ci-dessous, nous permet de tirer les constatations suivantes :

- pour un flux de solide de 60 kg/(m<sup>2</sup>s) le fonctionnement est stable pour des valeurs de Q<sub>a</sub>≥ 0,4 Nm<sup>3</sup>/h/prise et ce quels que soient le nombre et l'espacement entre les prises d'aération. Cependant une augmentation du nombre de prises modifie la forme du profil de pression de A à B;
- pour un flux de solide de 135 kg/m<sup>2</sup>s, un fonctionnement fluctuant du standpipe est noté pour un espacement entre les prises d'aération, *ΔH*<sub>p</sub>, de 1,5 m. Une diminution de *ΔH*<sub>p</sub> de 1m à 0,5 m modifie la forme du profil de pression ;
- pour un flux massique de solide de 190 kg/(m<sup>2</sup>s) un fonctionnement fluctuant est observé pour toutes les conditions opératoires testées ;
- pour des forts flux massiques de solide (220 kg/(m<sup>2</sup>s)) le fonctionnement n'est stable que pour des valeurs de  $Q_a \le 0.2 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$ ;
- pour un flux massique de 220 kg/m<sup>2</sup>/s et un espacement entre les prises de 1 m, l'engorgement du standpipe est observé pour des valeurs de  $Q_a \ge 0.5$  Nm<sup>3</sup>/h/prise. Une augmentation de  $\Delta H_p$  améliore la stabilité de l'opération en standpipe.

Essai n°	$G_{\rm s}$ (kg/m <sup>2</sup> /s)	$N_p$	$\Delta H_{\rm p}\left({\rm m}\right)$	$Q_{\rm a}$ (Nm <sup>3</sup> /h/prise)	Diaphragme (mm)	Type de profil
1		1	-	0,4	51	А
2		1	-	0,7	51	А
3	60	1	-	1,0	51	А
4	00	2	1,5	0,4	51	В
5		2	2	0,4	51	В
6		3	1,5	0,7	51	В
7			0,5		51	В
8	135	3	1,0	0,4	51	С
9			1,5		51	D
10				0,1	104	D
11				0,2	104	D
12	190	3	1,0	0,4	104	E
13				0,7	104	E
14				1,0	104	Е
15				0,1	104	D
16				0,2	104	D
17	100	2	1.5	0,3	104	Е
18	190	3	1,5	0,4	104	E
19				0,7	104	Е
20				1,0	104	Е
21				0,1	150	С
22				0,2	150	С
23				0,4	150	E
24	220	3	1,0	0,5	150	Е
25				0,6	150	Engorgement
26				0,7	150	Engorgement
27				1,0	150	Engorgement
28				0,1	150	С
29				0,2	150	С
30	220	3	1,5	0,4	150	Е
31				0,7	150	Е
32				1,0	150	Е

Tableau V.16. Récapitulatif de la campagne d'essais : conditions opératoires et géométriques (lieu d'injection : centre de l'écoulement)

## 3.2 Remarque sur le débit d'aération

A la lumière des explications fournies dans les paragraphes précédents on peut formuler les constatations suivantes :

à bas flux massiques de solide (<100 kg/m²/s), et pour des débits d'aération Q<sub>a</sub> > 0,4 Nm³/h/prise le régime d'écoulement dans la partie supérieure du standpipe est du type fluidisé à bulles. Il est caractérisé par une vitesse interstitielle descendante du gaz dans la phase émulsion en valeur absolue inférieure à celle des bulles (Tableau V.17 et Tableau V.18). Dans ces conditions, le comportement des bulles est semblable à celui des bulles en régime fermé (bulles rapides). Ce dernier a fait l'objet d'études approfondies dans les travaux classiques sur la fluidisation. Dans ce régime, le comportement des bulles est

faiblement affecté par la phase émulsion. Ainsi, une sur-aération de l'écoulement gaz/solide, analogue à une augmentation de la vitesse de fluidisation, ne présente pas une contrainte majeure dans le fonctionnement du standpipe (Figure V.20) ;



Figure V.20. Profils verticaux de pression (Gs = 60 kg/m<sup>2</sup>/s;  $N_p = 1$ ). (•)  $Q_a = 0.4 \text{ Nm}^3/h/\text{prise}$ ; ( $\triangle$ )  $Q_a = 0.7 \text{ Nm}^3/h/\text{prise}$ ; (•)  $Q_a = 1.0 \text{ Nm}^3/h/\text{prise}$ .

- à haut flux massique de solide (> 190 kg/m<sup>2</sup>/s) la vitesse interstitielle descendante du gaz dans la phase émulsion, en valeur absolue, est largement supérieure à celle des bulles. Dans ce cas, le comportement des bulles est semblable à celui des bulles en régime ouvert (bulles lentes). Ainsi, une sur-aération locale conduit à la formation de bulles lentes dans une suspension en mouvement descendant qui peut ralentir leur vitesse ou les entrainer vers le bas. Ces phénomènes sont à l'origine de la coalescence des bulles qui peuvent provoquer un fonctionnement fluctuant du standpipe (l'écoulement poche/bouchon), ou encore son engorgement. A titre d'exemple, les Figure V.21.a et Figure V.21.b montrent que pour un flux massique de solide de 190 kg/m<sup>2</sup>/s, une augmentation de  $Q_a$  de 0,1 Nm<sup>3</sup>/h/prise à 1,0 Nm<sup>3</sup>/h/prise modifie la forme du profil de pression d'un type D à un type E.



Figure V.21. Profil vertical de pression le long du standpipe : Influence du débit d'aération. (a) : ( $\diamond$ ) 0,1 Nm<sup>3</sup>/h/prise ; ( $\diamond$ ) 0,2 Nm<sup>3</sup>/h/prise ; (b): ( $\bullet$ ) 0,3 Nm<sup>3</sup>/h/prise ; ( $\Box$ ) 0,4 Nm<sup>3</sup>/h/prise ; ( $\times$ ) 0,7 Nm<sup>3</sup>/h/prise ; ( $\blacktriangle$ ) 1,0 Nm<sup>3</sup>/h/prise. ( $G_s = 190 \text{ kg/m}^2/s$ ,  $N_p = 3$ , espacement entre les prises =1,5 m).

Par ailleurs, pour un flux de solide de 220 kg/m<sup>2</sup>/s, le Tableau V.19 montre que le fonctionnement du standpipe n'est stable que pour des débits d'aération inférieurs à  $0,3 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$ . Cependant, les Figure V.22.a et Figure V.22.b montrent qu'une augmentation du débit d'aération de  $0,1 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$  à  $0,2 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$  permet d'augmenter le gradient de perte de charge dans la zone centrale du standpipe.



Figure V.22. Profil vertical de pression le long du standpipe : Influence du débit d'aération et espacement entre prises. ( $G_s = 220 \text{ kg/m}^2/s$ ). (a)  $\Delta H_p = 1 \text{ m}$ ; (b)  $\Delta H_p = 1,5 \text{ m}$ . ( $\blacksquare$ ) 0,1 Nm<sup>3</sup>/h/prise; ( $\square$ ) 0,2 Nm<sup>3</sup>/h/prise.

# 3.3 Résultats obtenus à 60 kg/m<sup>2</sup>/s : Influence des paramètres

Dans le Tableau V.20 sont regroupés les conditions opératoires des essais réalisés, le type de profil obtenu, ainsi que la hauteur du niveau de solide dans la veine d'essai. Par ailleurs, les résultats expérimentaux sont représentés sur les Figure V.23.a et Figure V.23.b.

Essai n°	$\frac{G_{\rm s}}{(kg/m^2/s)}$	$N_{\rm p}$	$\Delta H_{\rm p}$ (m)	Q <sub>a</sub> (Nm³/h/prise)	Diaphragme (mm)	Type de profil	H <sub>lit dense</sub> (m)
1		1	-	0,4	51	А	1,95
2		1	-	0,7	51	А	1,90
3	60	1	-	1,0	51	А	1,90
4	00	2	1,5	0,4	51	В	3,35
5		2	2	0,4	51	В	3,90
6		3	1,5	0,7	51	В	3,35

Tableau V.20. Récapitulatif de la campagne d'essais.



Figure V.23. Profil vertical de pression le long du standpipe : Influence du nombre et de l'espacement entre prises ( $G_s = 60 \text{ kg/m}^2/s$ ;  $Q_a = 0,7 \text{ Nm}^3/h/\text{prise}$ ). (a) : ( $\times$ )  $N_p = 2$ ;  $\Delta H_p = 1,5 \text{ m}$ ; ( $\bigcirc$ )  $N_p = 3$ ;  $\Delta H_p = 1,5 \text{ m}$ ; (a) : ( $\blacksquare$ )  $N_p = 1$ ;  $\Delta H_p = 0 \text{ m}$ ; ( $\times$ )  $N_p = 2$ ;  $\Delta H_p = 1,5 \text{ m}$ ; ( $\triangle$ )  $N_p = 2$ ;  $\Delta H_p = 2 \text{ m}$ .

On remarque que pour les conditions opératoires retenues :

- le débit d'aération n'a pratiquement pas d'effet sur le profil de pression (Figure V.23) ;
- conformément aux résultats présentés précédemment, l'aération à 3 m au-dessus du diaphragme n'a pas d'influence sur le profil de pression (Figure V.23.a);
- l'ajout d'un point d'aération supplémentaire à 1,5 m ou à 2 m au dessus du diaphragme :
  - o augmente le niveau du solide dans la veine d'essais ;
  - modifie la forme du profil de pression du type A au type B (Figure V.23.b). En effet, sur les profils de pression est observé un changement de pente au voisinage du point d'aération (Figure V.23.b). Ceci laisse penser que l'injection d'air modifie le comportement hydrodynamique de la suspension solide-gaz au voisinage du point d'aération. En effet, dans cette région, une transition entre un écoulement en lit

fluidisé (partie haute du standpipe) et celui en lit mobile (partie basse du standpipe) est observée ;

• le gradient de pression dans la zone fluidisée du standpipe est peu affecté par des conditions opératoires (débit d'aération et nombre de prises).

Afin de mieux comprendre l'effet de l'injection d'air sur le comportement local de la suspension, nous avons porté sur la Figure V.24 l'évolution des pertes de charge locales le long du standpipe pendant la période de la mise en régime. Sur la même figure sont aussi présentés les résultats obtenus avec un seul point d'aération. On remarque qu'après le démarrage, lorsque le niveau du solide dans la veine d'essais atteint le deuxième point d'aération, une inversion du gradient de pression (défluidisation locale) se produit initialement dans la région immédiate de prise d'injection. Cette désaération locale continue dans le sens de circulation du solide. Au moment de cette inversion, le niveau de solide augmente pour respecter le bilan de pression de l'unité. En ce qui concerne le gradient de pression en amont du point d'aération, il augmente avec la hauteur pour atteindre une valeur constante de 7200 Pa/m, le gradient de pression étant proche de celui d'un lit fluidisé. Ces résultats montrent que la sur-aération locale engendre un écoulement fluidisé à bulle. L'accélération engendrée par le mouvement ascensionnel des bulles provoque une aspiration du gaz interstitiel vers les bulles, autrement dit un compactage local de la suspension dans la zone proche du point d'aération. Ce phénomène conduit à une défluidisation locale. La résistance hydraulique générée par la présence des zones défluidisées modifie progressivement la direction de l'écoulement du gaz provenant du premier point d'aération de l'ascendant au descendant. Ce phénomène explique l'inversion du gradient de pression après le point d'aération et la propagation du front de défluidisation. Par ailleurs ces explications sont en accord avec les conclusions du Chapitre III, à savoir que la porosité de la phase dense d'un lit fluidisé des particules de FCC est d'autant plus faible que la vitesse de fluidisation est élevée.



Figure V.24. Evolution temporelle des pertes de charge locales dans le standpipe pendant la période de la mise en régime. (---)  $G_s = 60 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ;  $Q_a = 0,4 \text{ Nm}^3/h/\text{prise}$ ;  $N_p = 1$ ; (---)  $G_s = 60 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ;  $Q_a = 0,4 \text{ Nm}^3/h/\text{prise}$ ;  $N_p = 2$ ;  $\Delta H_p = 1,5 \text{ m}$ .

## 3.4 Influence de l'espacement entre les prises d'aération

A notre connaissance, l'étude de l'influence de ce paramètre n'a jamais été répertoriée dans la bibliographie. L'effet de l'espacement entre les prises a été évalué en gardant constant le flux massique de solide à 135 kg/m<sup>2</sup>/s et le débit d'aération par prise à  $0,4 \text{ Nm}^3/h$ .

Dans le Tableau V.21 sont regroupés les conditions opératoires des essais réalisés, le type de profil obtenu ainsi que la hauteur du niveau de solide dans la veine d'essai. Par ailleurs, les résultats expérimentaux sont représentés sur les Figure V.25, Figure V.26 et Figure V.27.

Essai n°	$\frac{G_{\rm s}}{(kg/m^2/s)}$	$N_{\mathrm{p}}$	$\Delta H_{\rm p}$ (m)	Q <sub>a</sub> (Nm³/h/prise)	Diaphragme (mm)	Type de profil	H <sub>lit dense</sub> (m)
7			0,5		51	В	2,875
8	135	3	1,0	0,4	51	С	2,625
9			1,5		51	D	3,950

Tableau V.21. Récapitulatif de la campagne d'essais.

Nous avons remarqué visuellement un changement notable de la structure de l'écoulement avec ce paramètre.



Figure V.25. Schéma de la structure de l'écoulement pour les espacements entre les prises de : (a) 0,5 m; (b) 1,0 m; (c) 1,5 m.

Ces observations sont résumées sur la Figure V.25 :

avec un espacement de 0,5 m, nous avons remarqué que la structure de l'écoulement change progressivement d'un écoulement en lit mobile à un écoulement du type fluidisé à bulles lorsqu'on s'éloigne du diaphragme. La formation des bulles est observée au sein du standpipe et leur éruption à la surface du lit conduit à des oscillations du niveau du lit dense. Par ailleurs, l'observation de la Figure V.26, où sont portées les évolutions temporelles des pertes de charges locales dès le démarrage de la circulation de solide, confirment ces observations visuelles :

- des gradients de perte de charge négatifs observés dans la partie basse du standpipe indiquent un écoulement en lit mobile avec une vitesse de glissement négative  $(U_{sl} < 0)$ ;
- une augmentation progressive du gradient de perte de charge avec la distance par rapport au diaphragme. Il atteint une valeur maximale, identique à un lit fluidisé au minimum de fluidisation, dans la région centrale du lit dense et diminue légèrement dans la partie supérieure du standpipe en écoulement fluidisé à bulles.
- l'augmentation de l'espacement entre les prises à 1 m, entraîne une diminution de la hauteur du niveau du lit dense. Les bulles sont observées essentiellement dans la partie haute du standpipe. La structure de l'écoulement est complexe et on visualise :
  - une première transition de régime entre l'écoulement en lit mobile et l'écoulement fluidisé homogène dans la partie basse du standpipe (entre le diaphragme et la deuxième prise d'aération). Ces constatations sont en accord avec les enregistrements des évolutions temporelles des pertes de charge (Figure V.27);
  - une deuxième transition entre l'écoulement fluidisé homogène et l'écoulement en lit mobile dans la région centrale du standpipe, entre la deuxième et la troisième prise d'aération. La Figure V.27 confirme ces résultats ;
  - la troisième transition entre l'écoulement en lit mobile et l'écoulement en lit fluidisé à bulles dans la partie haute du standpipe, entre la troisième prise d'aération et la surface du lit dense (Figure V.27).
- avec un espacement encore plus important, de 1,5 m, la structure de l'écoulement est semblable à celle observée pour un espacement de 1 m. Cependant, on note une extension de la région du standpipe concernée par le lit mobile central et une réduction plus importante du gradient de perte de charge dans cette zone.



Figure V.26. Evolution temporelle des pertes de charge locales le long du standpipe pendant la période de la mise en régime. (---)  $G_s = 135 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ;  $Q_a = 0,4 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$ ;  $N_p = 3$ ;  $\Delta H_p = 0,5 \text{ m}$ .



Figure V.27. Evolution temporelle des pertes de charge locales le long du standpipe pendant la période de la mise en régime. (---)  $G_s = 135 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ;  $Q_a = 0,4 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$ ;  $N_p = 3$ ;  $\Delta H_p = 1,0 \text{ m}$ .

En ce qui concerne l'analyse des profils de pression moyenne le long du standpipe, la Figure V.28 montre que pour le débit d'aération choisi :

- les transitions des régimes se font essentiellement au voisinage des points d'aération (discontinuités sur les profils) ;
- la distance entre les prises fixe l'extension des zones défluidisées où l'écoulement se fait en lit mobile.



Figure V.28. Profil vertical de pression le long du standpipe : (•)  $\Delta H_p = 0.5 \text{ m}; (\bullet) \Delta H_p = 1.0 \text{ m}; (\bullet) \Delta H_p = 1.5 \text{ m}.$ 

L'évolution temporelle de la perte de charge mesurée dans la partie supérieure du standpipe (entre 2,5 m et 4,75 m du diaphragme) montre un comportement fluctuant pour un espacement entre les prises de 0,5 m (Figure V.29). Selon Srivastava, 1998, ce comportement qualifie un standpipe fonctionnant en mode sur-aéré.



Figure V.29. Evolution temporelle de la perte de charge globale dans la partie supérieure du standpipe (entre 2,5 m et 4,75 m du diaphragme). (-)  $\Delta H_p=0.5 \text{ m}$ ; (-)  $\Delta H_p=1.0 \text{ m}$ ; (-)  $\Delta H_p=1.5 \text{ m}$ . ( $G_s=135 \text{ kg/m}^2/s$ ;  $Q_a=0.4 \text{ m}^3/h/prise$ ;  $N_p=3$ ).

En ce qui concerne l'influence de ce facteur à plus fort flux de solide (220 kg/m<sup>2</sup>/s) les Figure V.30.a et Figure V.30.b montrent que pour des faibles débits d'aération (0,1 et 0,2 Nm<sup>3</sup>/h/prise) une augmentation de l'espacement entre les prises de 1 m à 1,5 m a peu d'effet sur le profil de pression. Cependant, une diminution de ce paramètre permet de déplacer le point de changement de pente observé sur les profils de pression vers le diaphragme.



Figure V.30. Profil vertical de pression le long du standpipe,  $G_s = 220 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ : Influence de l'espacement entre les prises. (a) 0,1 Nm<sup>3</sup>/h/prise ; (b) 0,2 Nm<sup>3</sup>/h/prise ( $\bullet$ )  $\Delta H_p = 1 \text{ m}$  ; ( $\bullet$ )  $\Delta H_p = 1,5 \text{ m}$ .

## 3.5 Influence du débit de solide

En ce qui concerne l'influence du flux de solide on peut distinguer deux cas :

à faibles débits d'aération (inférieurs à 0,3 Nm<sup>3</sup>/h/prise par prise), l'augmentation du flux massique de solide améliore le fonctionnement du standpipe. On passe d'un fonctionnement fluctuant à un fonctionnement stable (Figure V.31);



Figure V.31. Influence du flux massique de solide sur le profi de pression. (•) 190 kg/m<sup>2</sup>/s ; (x) 220 kg/m<sup>2</sup>/s.  $Q_a = 0,1 \text{ Nm}^3/h/\text{prise}$  ;  $\Delta H_p = 1,5 \text{ m}$ .

- à fort débit d'aération (supérieurs à 0,3 Nm<sup>3</sup>/h/prise), l'augmentation progressive du flux massique de solide conduit à un dysfonctionnement du standpipe. On passe d'un fonctionnement stable à un fonctionnement fluctuant (Figure V.32). On remarque que la forme du profil de pression passe du type B (fonctionnement stable) au type E (fonctionnement fluctuant). Ce phénomène est expliqué par l'effet du débit de solide sur le comportement des bulles dans la suspension gaz-solide. En effet, la coalescence des bulles est favorisée par l'augmentation du flux de solide, qui à son tour provoque un écoulement de type « poche/bouchon » (fonctionnement fluctuant) ou encore un engorgement du standpipe.

Les évolutions temporelles des fluctuations de perte de charge mesurées pour une tranche du lit située entre 500 mm et 750 mm du diaphragme, et pour différents flux de solide confirment ces constatations (Figure V.33) : une augmentation de l'amplitude des pertes de charge avec le flux de solide. Par ailleurs, les observations visuelles ont montré, pour un débit d'aération de 0,5 m<sup>3</sup>/h/prise, la présence des poches de gaz (bulles) de taille voisine du diamètre de la conduite avec une hauteur d'environ 45 mm au sein de l'écoulement (Figure V.34).



Figure V.32. Influence du flux massique de solide sur le profil de pression. ( $\blacklozenge$ ) 60 kg/m2/s; ( $\bigcirc$ ) 135 kg/m2/s; ( $\Box$ ) 190 kg/m2/s; ( $\blacktriangle$ ) 220 kg/m2/s.  $Q_a = 0.4 \text{ Nm}^3/h/\text{prise}$ ;  $\Delta H_p = 1.5 \text{ m}, N_p=3$ .



Figure V.33. Evolution temporelle des pertes de charge dans une tranche du lit située entre 500 mm et 750 mm au dessus du diaphragme : (a)  $G_s = 60 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ; (b)  $G_s = 135 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ; (c)  $G_s = 190 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ ; (d)  $G_s = 220 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ . ( $Q_a = 0, 4 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$ ;  $\Delta H_p = 1, 5 \text{ m}, N_p = 3$ )



Figure V.34. Photo d'un piston formé au sein de l'écoulement gaz/solide descendant.  $G_s = 220 \text{ kg/m}^2/s$ ;  $Q_a = 0.5 \text{ Nm}^3/h/\text{prise}$ ;  $\Delta H_p = 1 \text{ m}$ ;  $N_p = 3$ .

L'ensemble de ces résultats montre qu'à fort flux de solide, la formation des bulles générées par une sur-aération locale est la cause principale du dysfonctionnement du standpipe. Sachant qu'en mode statique les bulles se forment à des vitesses supérieures à celles au minimum de bullage  $(u_{mb} = 6,5 \text{ mm/s})$ , nous avons estimé le débit d'air au minimum de bullage pour nos conditions opératoires (diamètre du standpipe = 0,15 m). Il est de l'ordre de 0,4 Nm<sup>3</sup>/h.

Dans une suspension descendante dense, ce débit est largement supérieur à celui nécessaire pour assurer une vitesse de glissement,  $U_{sl} \ge \frac{u_{mb}}{\varepsilon_{mb}}$ . Cet excès du débit est alors à l'origine des instabilités observées.

Ainsi, comme règle de design, pour des flux massiques de solide supérieurs à 190 kg/m<sup>2</sup>/s, le débit d'aération par prise ne doit jamais dépasser  $u_{mb}$  A.

# 4 Modélisation monodirectionnelle du standpipe par une approche du type bulle-émulsion

Dans cette partie nous allons présenter successivement :

- le principe du modèle employé pour la description des écoulements gaz-particules denses descendants. Ce modèle est la forme simplifiée de celui proposé par Andreux et Hemati (2009) pour les écoulements denses hétérogènes,
- la méthode de résolution et les conditions aux limites,
- la confrontation des résultats théoriques avec les données expérimentales.

## 4.1 Définition des paramètres du modèle

La définition des paramètres et des grandeurs intervenants dans la modélisation est présentée cidessous :

- la masse volumique du gaz,  $\rho_{\rm g}$ , exprimée en kg/m<sup>3</sup>;
- la masse volumique des particules,  $\rho_p$ , exprimée en kg/m<sup>3</sup>;
- la porosité locale de la suspension,  $\varepsilon$ : rapport entre le volume de gaz dans un volume élémentaire de la suspension et ce volume ;
- la concentration volumique en particules :  $\alpha = 1 \varepsilon$ ;
- la fraction volumique locale de la phase émulsion,  $\delta_e$ : rapport entre le volume occupé par la phase émulsion dans un volume élémentaire de la suspension et ce volume ;
- la fraction volumique de la phase bulle ou encore le taux de bulles,  $\delta_{\rm b}$ :  $\delta_{\rm b} = 1 \delta_{\rm e}$ ;
- le flux massique net de gaz, G<sub>g</sub>: débit massique du gaz traversant le standpipe par unité de la surface de standpipe, exprimé en kg/m<sup>2</sup>/s;
- le flux massique de gaz dans la phase bulle, G<sub>b</sub>: débit massique du gaz traversant la phase bulle par unité de surface, exprimé en kg/m<sup>2</sup>/s;
- le flux massique de gaz dans la phase émulsion,  $G_{ge}$ : débit massique du gaz traversant la phase émulsion par unité de surface, exprimé en kg/m<sup>2</sup>/s;

- le flux massique normé du gaz dans la phase bulle  $G_{bn}$  : rapport entre le débit massique local du gaz traversant la phase bulle et le débit massique d'aération par prise,  $G_{bn} = \frac{G_b A}{Q \rho}$ ;

- le flux massique net de particules,  $G_s$ : débit massique des particules traversant le standpipe par unité de surface, exprimé en kg/m<sup>2</sup>/s;
- la vitesse interstitielle du gaz,  $U_g$ , obtenue par  $G_g = \rho_g \mathcal{E} U_g$ ;
- la vitesse interstitielle du gaz dans la phase émulsion,  $U_{ge}$ , obtenue par  $G_{ge} = \delta_e \rho_g \varepsilon_e U_{ge}$ ;
- la vitesse interstitielle du gaz dans la phase bulle,  $U_b$ , obtenue par  $G_{gb} = \delta_b \rho_g \varepsilon_b U_b$ ;
- la vitesse interstitielle des particules,  $U_s$ , obtenue par  $G_s = \rho_p \alpha U_s$ ;
- la vitesse de glissement,  $U_{sl}$ , définie comme la vitesse relative interstitielle locale entre le gaz et les particules solides :  $U_{sl} = U_g U_s$ .

### 4.2 Présentation du modèle

Il s'agit d'un modèle monodirectionnel bulle-émulsion, couramment utilisé pour la simulation des lits fluidisés, auxquels sont rajoutés :

- la compressibilité du gaz ;
- le mouvement vertical descendant des particules ;
- la variation de la porosité locale de la phase émulsion en fonction de la vitesse de fluidisation locale.

Dans un modèle bulle-émulsion appliqué à un lit fluidisé, le profil vertical de pression est donné par la contribution du poids des particules sous l'action de la gravité ( $\nabla P = \rho_p \alpha g$ ). Par cela, on suppose que le poids des particules est supporté par le fluide ascendant, dont la vitesse de fluidisation est une donnée du problème. Dans le cas du standpipe, la vitesse de fluidisation est cette fois un résultat du problème. Ainsi, il faut trouver une méthode de résolution permettant de calculer simultanément les champs de vitesse et le profil de pression. En mécanique des fluides, une telle approche est classique, et les algorithmes sont nombreux pour résoudre ce couplage pression-vitesse (PISO, SIMPLE, ...). Dans ce travail une méthode empirique est utilisée en introduisant la corrélation (*Eq. V.6*) tirée de nos résultats expérimentaux. Cette corrélation, rappelée ci-dessous, permet de relier la vitesse de glissement locale à la porosité moyenne du lit et par conséquent le gradient de pression $\nabla P = \rho_p \alpha g$ .

$$U_{sl} = 9,87 \varepsilon^2 - 7,93 \varepsilon + 1,59$$
 (Eq. V.6)

Les hypothèses complémentaires utilisées sont :

- l'absence de particules solides dans les bulles (hypothèse classique des modèles bullesémulsion) ;
- l'écoulement est stationnaire ;
- l'uniformité du flux massique de particules dans le standpipe. Cette hypothèse permet de déterminer, à partir de la porosité prédite, la vitesse interstitielle des particules.

En ce qui concerne le profil du gradient de pression en lit mobile, il est calculé à l'aide de la relation d'Ergun :

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150\,\mu_g U_{sl} \left(1-\varepsilon\right)^2}{d_p^2 \,\varepsilon^2} + \frac{1.75\,\rho_g \,U_{sl}^2 \left(1-\varepsilon\right)}{d_p \,\varepsilon} \qquad (Eq. \ V.1)$$

#### 4.2.1.1 Equations du modèle

Les équations du modèle sont :

- équation de continuité du gaz :

$$\frac{\partial(\rho_g \,\varepsilon \, U_g)}{\partial x} = S(x) \qquad (Eq. \ V.17)$$

S(x) est le terme source due à l'injection d'air d'aération.

- équation de conservation de la masse de particules :

$$\frac{\partial(\rho_p \,\alpha \, U_s)}{\partial x} = 0 \qquad (Eq. \ V.18)$$

- fraction volumique locale de la phase émulsion,  $\delta_e$  :

$$\mathcal{E} = (1 - \delta_e) + \delta_e \,\mathcal{E}_e \tag{Eq. V.19}$$

- porosité de la phase émulsion :

$$\varepsilon_{e} = \varepsilon, \ si \ U_{sl} < \frac{u_{mb}}{\varepsilon_{mb}}$$

$$\varepsilon_{e} = \varepsilon_{mf}, \ si \ U_{sl} > \frac{u_{mb}}{\varepsilon_{mb}}$$
(Eq. V.20)

- vitesse de glissement locale,  $U_{\rm sl}$ :

$$U_{sl} = 9,87 \varepsilon^2 - 7,93 \varepsilon + 1,59$$
 (Eq. V.6)

- vitesse interstitielle du gaz :

$$U_g = U_S + U_{sl} \tag{Eq. V.21}$$

- vitesse interstitielle du gaz dans la phase émulsion :

$$U_{ge} = U_{s} + U_{sl}, \ si \ U_{sl} < \frac{u_{mf}}{\varepsilon_{mf}}$$

$$U_{ge} = U_{s} + \frac{u_{mf}}{\varepsilon_{mf}}, \ si \ U_{sl} > \frac{u_{mf}}{\varepsilon_{mf}}$$
(Eq. V.22)

avec  $U_{\rm S}$  négatif par convention de repère.

- pression locale

$$P(x) = \int_{0}^{h} \nabla P(x) dx \qquad (Eq. \ V.23)$$

P(x) représente la pression locale. En ce qui concerne le gradient de pression locale,  $\nabla P(x)$ , deux cas sont envisagés :

$$\nabla P(x) = (1 - \varepsilon(x)) \rho_p g \qquad \qquad si \ \varepsilon(x) > \varepsilon_{mf}$$

$$\nabla P(x) = \frac{150 \ \mu_g U_{sl}(x) (1 - \varepsilon(x))^2}{d_p^2 \ \varepsilon(x)^2} + \frac{1,75 \ \rho_g U_{sl}(x)^2 (1 - \varepsilon(x))}{d_p \ \varepsilon(x)} \qquad si \ \varepsilon(x) < \varepsilon_{mf} \qquad (Eq. \ V.24)$$

- la masse volumique locale de l'air est calculée par la loi des gaz parfaits :

$$\rho_g = \frac{PM}{RT} \qquad (Eq. \ V.25)$$

où M est la masse molaire du gaz, R la constante des gaz parfaits et T la température de fonctionnement du standpipe.

- flux gazeux local :

$$G_g = \rho_g \, \mathcal{E} U_g \tag{Eq. V.26}$$
- flux gazeux local à travers la phase émulsion :

$$G_{ge} = \rho_g \, \varepsilon_e \, \delta_e \, U_{ge} \tag{Eq. V.27}$$

- flux gazeux local à travers la phase bulle :

$$G_{gb} = G_g - G_{ge} \qquad (Eq. \ V.28)$$

- vitesse interstitielle de la phase bulle :

$$U_b = \frac{G_{gb}}{\rho_g \,\varepsilon_b \,\delta_b} \tag{Eq. V.29}$$

#### 4.2.2 Méthode de résolution, conditions aux limites et paramètres du modèle

La hauteur de l'écoulement simulé est identique à celle de l'écoulement dense observé expérimentalement. L'écoulement est discrétisé en 100 cellules de calcul. Les équations sont résolues avec le solveur d'*Excel*® en minimisant l'erreur sur la continuité dans le système.

Pour traiter les équations du modèle, on considère qu'au sommet de l'écoulement la pression et le flux massique de particules solides sont connus.

Les autres conditions aux limites sont les suivantes :

- à la base du standpipe (en bas de l'écoulement) la concentration volumique en particules est connue. Sa valeur est égale à celle d'un lit mobile ( $\alpha = 0.585$ );
- à la surface du lit dense (en haut de l'écoulement), on fixe la condition de dérivée nulle de la concentration volumique en particules.

La condition initiale résulte de la propagation des conditions limites dans le domaine. Pour démarrer le calcul nous avons retenu une concentration volumique en particules constante le long du standpipe. Suivant les cas simulés, sa valeur peut varier entre 0,55 et 0,575.

Les autres paramètres du modèle (paramètres géométriques du standpipe, propriétés physiques et vitesses caractéristiques des particules solides,...) sont consignés dans le Tableau V.22.

P <sub>au sommet</sub> (Pa)	101325
$ ho_{\rm p}({\rm kg/m^3})$	1400
$u_{\rm mf}$ (m/s)	0,0034
$u_{\rm mb}$ (m/s)	0,0065
$\mathcal{E}_{\mathrm{mf}}\left(- ight)$	0,43
$\mathcal{E}_{\mathrm{mb}}\left(- ight)$	0,47
$g (\mathrm{m/s}^2)$	9,81
$\mu_{\rm g}$ (Pa.s)	1,85 10-5
<i>T</i> (°C)	20
<i>D</i> (m)	0,15

Tableau V.22. Paramètres de simulations.

#### 4.3 Cas simulés et grandeurs étudiées

Le modèle a été testé sur les essais dont les conditions opératoires sont reportées dans le Tableau V.23.

Essai n°	$G_{\rm s}$ (kg/m <sup>2</sup> /s)	$N_p$	$\Delta H_{\rm p}(m)$	$Q_{\rm a}$ (Nm <sup>3</sup> /h/prise)	Diaphragme (mm)	Type de profil
1		1	-	0,4	51	А
2	60	1	-	0,7	51	А
3		1	-	1,0	51	А
6		3	1,5	0,7	51	В
21	220	2	1.0	0,1	150	С
22	220	5	1,0	0,2	150	С
28	220	2	1.5	0,1	150	С
29	220	3	1,5	0,2	150	С

Tableau V.23. Conditions opératoires des essais simulés.

Les grandeurs calculées sont les profils verticaux de :

- pression locale;
- porosité locale ;
- taux de bulle local ;
- vitesse interstitielle, des particules  $U_{\rm s}$ , du gaz  $U_{g}$ , du gaz dans la phase émulsion  $U_{ge}$  et de la phase bulle  $U_{b}$ ;
- flux gazeux net, celui traversant la phase bulle et la phase émulsion.

#### 4.4 Présentation et interprétations des résultats

#### 4.4.1 Description générale

Pour toutes les simulations effectuées, la convergence du calcul est confirmée par l'uniformité du débit massique gazeux net à travers la suspension entre deux points d'aération.

Les résultats de simulation ont montré que le modèle :

- permet de prédire la variation locale de la porosité, du flux gazeux net et des propriétés de la phase bulle (fraction volumique et vitesse) dans les zones fluidisées du standpipe ;
- reproduit convenablement les profils de pression de type A (essais 1 à 3) ;
- représente correctement les profils de pression de type C ;
- ne permet pas de prédire les zones d'inversion du gradient de pression observées sur les profils de types B et D.

#### 4.4.2 Simulations des essais conduisant au profil de type A (Essais 1 à 3)

Lors de ces essais pour un flux massique de solide fixé à 60 kg/m<sup>2</sup>/s, nous avons étudié l'effet du débit d'aération entre 0,4 Nm<sup>3</sup>/h/prise et 1,0 Nm<sup>3</sup>/h/prise. Les Figure V.35.a à c, et Figure V.36.a à Figure V.36.g montrent que le modèle permet de :

- prédire d'une manière convenable les profils de pression expérimentaux (profil de type A, Figure V.35.a à c). Cependant, la diminution du gradient de pression observé à la base du standpipe (zone de transition entre l'état fluidisé à bulles et le lit mobile) n'est pas bien prédite ;
- confirmer nos observations expérimentales concernant le régime d'écoulement du type fluidisé à bulles dans le standpipe. Ce régime est caractérisé par :
  - des vitesses de glissement locales supérieures à  $u_{mb}/\varepsilon_{mb}$  entre la surface du lit dense et le point d'aération. Elles augmentent avec le débit d'aération (Figure V.36.a) ;
  - des flux massiques positifs de gaz dans la phase bulle. Ils augmentent avec le débit d'aération (Figure V.36.f);

Les profils axiaux de porosité, de taux de bulles, de flux net de gaz ainsi que des flux massiques du gaz dans les deux phases bulle,  $G_b$ , et émulsion,  $G_{ge}$  montrent :

- des flux massiques négatifs du gaz dans la phase émulsion (Figure V.36.e) ;
- des flux nets de gaz négatifs, indiquant un écoulement descendant du gaz dans le standpipe (Figure V.36.d);

- une augmentation importante de la porosité, du taux de bulle et du flux massique normé de bulles au voisinage du point d'injection. A titre d'exemple, pour un débit d'aération de 0,7 Nm<sup>3</sup>/h/prise le taux de bulle augmente de 0 à 0,06 dans la zone d'aération.
- une diminution progressive de ε et du flux massique normé de bulles lorsqu'on se déplace du point d'injection vers la surface du lit dense. La diminution du flux massique de bulles se traduit par une augmentation du flux massique de gaz dans la phase émulsion. En effet, pour un débit d'aération de 0,7 Nm<sup>3</sup>/h/prise, il passe de 1 à 0,65 entre le point d'aération et la surface du lit dense. Ces résultats indiquent l'existence d'un échange continu de gaz entre les bulles et la phase émulsion.

Par ailleurs, à partir du profil de flux massique normé du gaz dans la phase bulle,  $G_{bn} = \frac{G_b A}{Q_a \rho_g}$ ,

on peut conclure que pour les conditions opératoires testées, une grande partie du débit gazeux injecté traverse le standpipe sous forme des bulles (Figure V.36.g). A titre d'exemple, pour un débit d'aération de 1 Nm<sup>3</sup>/h/prise, la fraction massique du gaz traversant le standpipe sous forme de bulles est de 75% du débit d'aération. De plus, on remarque que, pour un niveau donné dans le standpipe, la valeur de  $G_{bn}$  augmente avec le débit d'aération. A titre d'exemple, à 1,5 m du diaphragme la valeur de  $G_{bn}$  augmente de 0,55 à 0,9 lorsque le débit d'aération passe de 0,4 Nm<sup>3</sup>/h/prise à 1,0 Nm<sup>3</sup>/h/prise.



Figure V.35. Profil axial de pression : (a) 0,4 Nm<sup>3</sup>/h ; (b). 0,7 Nm<sup>3</sup>/h ; (c) 1,0 Nm<sup>3</sup>/h.



Figure V.36. Evolution en fonction de la hauteur : (a) du rapport entre la vitesse de glissement et celle au minimum de bullage ; (b) de la porosité ; (c) du taux de bulles ; (d) du flux massique net du gaz ; (e) du flux massique du gaz dans la phase émulsion ; (f) du flux massique du gaz dans la phase bulle ; (g) du flux massique normé du gaz dans la phase bulle.
(----) 0,4 Nm<sup>3</sup>/h/prise ; (----) 0,7 Nm<sup>3</sup>/h/prise ; (-----) 1,0 Nm<sup>3</sup>/h/prise



Figure V.36.bis. Evolution en fonction de la hauteur : (a) du rapport entre la vitesse de glissement et celle au minimum de bullage ; (b) de la porosité ; (c) du taux de bulles ; (d) du flux massique net du gaz ; (e) du flux massique du gaz dans la phase émulsion ; (f) du flux massique du gaz dans la phase bulle ; (g) du flux massique normé du gaz dans la phase bulle.
(-----) 0,4 Nm<sup>3</sup>/h/prise ; (-----) 1,0 Nm<sup>3</sup>/h/prise

#### 4.4.3 Simulations des essais conduisant au profil de type B (Essai 6)

Les résultats présentés sur les Figure V.37 à Figure V.39 montrent que :

- le modèle permet de prédire les variations locales de la porosité, du taux de bulles et des vitesses de différentes phases autour des prises d'aération toute en conservant la continuité du gaz (Figure V.39);
- le modèle permet de représenter le profil de pression dans la zone fluidisée, la partie supérieure du standpipe (Figure V.37) ;
- l'inversion du gradient de pression à la base du standpipe, n'est pas prédite par le modèle (Figure V.37). Les causes de ce manque d'ajustement sont la non prise en compte dans le modèle :
  - o de la perte de charge générée par le diaphragme ;
  - o de l'accélération générée par le diaphragme, due au diaphragme à la base ;
  - o des frottements particules-paroi.



Figure V.37. Profil axial de pression..  $(G_p = 60 \text{ kg/m}^2/\text{s}; Q_a = 0,7 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}; N_p = 3; \Delta H_p = 1,5 \text{ m})$ 



Figure V.38. profil axial : (a) de la porosité locale ; (b) du taux de bulles.  $(G_p = 60 \text{ kg/m}^2/\text{s} \text{ ; } Q_a = 0,7 \text{ Nm}^3/\text{h/prise} \text{ ; } N_p = 3 \text{ ; } \Delta H_p = 1,5 \text{ m})$ 



*Figure V.39. Profil axial : (---) de flux net du gaz ; (---) de flux gazeux dans émulsion ; (-----) de flux gazeux dans la phase bulle. (G<sub>S</sub> = 60 kg/m<sup>2</sup>/s ; Q\_a = 0,7 \text{ Nm}^3/h/\text{prise} ; N\_p = 3 ; \Delta H\_p = 1,5 \text{ m}).* 

#### 4.4.4 Simulations des essais conduisant au profil de type C (Essais 21,22, 28 et 29)

Comme nous l'avons précisé dans le paragraphe 2.1.3 le profil de type C peut être divisé en plusieurs zones :

- une zone dense à fort gradient de pression dans la partie supérieure du standpipe (zone 2).
   Elle est caractérisée par un gradient de perte de charge constant dont la valeur est comparable à celle d'un lit fluidisé ;
- une zone de transition entre un écoulement du type fluidisé et celui en lit mobile (zone 3).
   Elle est caractérisée par un faible gradient de pression et des faibles fluctuations des pertes

de charge locales. Dans cette zone la vitesse de glissement,  $U_{\rm sl}$ , est inférieure à  $\frac{u_{mf}}{\varepsilon_{mf}}$ ;

- la présence d'une zone dense à gradient de pression quasi-nul à la base du standpipe correspond à un lit mobile avec une vitesse de glissement proche de zéro.

Les résultats de simulation présentés sur les Figure V.40 à Figure V.43 confirment ces constatations. Elles montrent une transition progressive de l'écoulement d'un régime du type lit fluidisé à bulles vers un lit mobile lorsqu'on se déplace de la surface du lit dense vers la base du standpipe (Figure V.40.b à Figure V.43.b). En effet, sur ces figures on remarque la présence :

- d'un régime du type fluidisé à bulles dans la partie supérieure du standpipe ( $U_{sl} > u_{mb}/\epsilon_{mb}$ );
- d'un régime fluidisé homogène dans la partie centrale du standpipe  $(u_{mf}/\epsilon_{mf} < U_{sl} < u_{mb}/\epsilon_{mb})$ ;
- d'un lit mobile à la base du standpipe ( $U_{sl} \le u_{mf} / \epsilon_{mf}$ );
- d'une zone de bullage de faible extension dans la partie supérieure du standpipe. Elle est caractérisée par des flux massiques de bulles négatifs, autrement dit un régime fluidisé à bulles descendantes. Ces prédictions du modèle sont en accord avec nos observations visuelles.

Par ailleurs on constate que :

- le modèle représente correctement les profils de pression expérimentaux (Figure V.40.a à Figure V.43.a). Cependant, on note des écarts à la base du standpipe ;
- l'écoulement du gaz dans le standpipe est essentiellement descendant (Figure V.40.d à Figure V.43.d).



Figure V.40. Profil axial : (a) de pression; (b) de vitesse de glissement normée par rapport au minimum de bullage ; (c) de porosité locale ; (d) de flux massique net de gaz ; (e) de flux massique gazeux dans la phase émulsion ; (f) de flux massique gazeux dans la phase bulle.  $(G_s = 220 \text{ kg/m}^2/\text{s} ; Q_a = 0,1 \text{ Nm}^3/\text{h/prise} ; N_p = 3 ; \Delta H_p = 1 \text{ m})$ mf : minimum de fluidisation mb : minimum de bullage



Figure V.41. Profil axial : (a) de pression; (b) de vitesse de glissement normée par rapport au minimum de bullage ; (c) de porosité locale ; (d) de flux massique net de gaz ; (e) de flux massique gazeux dans la phase émulsion ; (f) de flux massique gazeux dans la phase bulle.  $(G_s = 220 \text{ kg/m}^2/\text{s} ; Q_a = 0,2 \text{ Nm}^3/\text{h/prise} ; N_p = 3 ; \Delta H_p = 1 \text{ m})$ mf : minimum de fluidisation mb : minimum de bullage



Figure V.42. Profil axial : (a) de pression; (b) de vitesse de glissement normée par rapport au minimum de bullage ; (c) de porosité locale ; (d) de flux massique net de gaz ; (e) de flux massique gazeux dans la phase émulsion ; (f) de flux massique gazeux dans la phase bulle.  $(G_s = 220 \text{ kg/m}^2/\text{s} ; Q_a = 0,1 \text{ Nm}^3/\text{h/prise} ; N_p = 3 ; \Delta H_p = 1,5 \text{ m})$ mf : minimum de fluidisation mb : minimum de bullage



Figure V.43. Profil axial : (a) de pression; (b) de vitesse de glissement normée par rapport au minimum de bullage ; (c) de porosité locale ; (d) de flux massique net de gaz ; (e) de flux massique gazeux dans la phase émulsion ; (f) de flux massique gazeux dans la phase bulle.  $(G_s = 220 \text{ kg/m}^2/\text{s} ; Q_a = 0,2 \text{ Nm}^3/\text{h/prise} ; N_p = 3 ; \Delta H_p = 1,5 \text{ m})$ mf : minimum de fluidisation mb : minimum de bullage

# 4.5 Application du modèle à une suspension fluidisée homogène en absence d'aération

Le but de ces simulations est la détermination de la hauteur théorique de l'écoulement à partir de laquelle la transition entre un lit fluidisé homogène et un lit mobile (lit fixe) peut avoir lieu. Ces résultats doivent nous permettre de mieux comprendre l'effet du flux de solide sur l'espacement entre les prises d'aération le long du standpipe.

#### 4.5.1 Modifications apportées au modèle et conditions de simulation

Les équations du modèle sont traitées en considérant que :

- la suspension est homogène (absence des bulles de gaz) ;
- le débit d'aération est nul, S(X) = 0 dans l'équation Eq. V.17 ;
- au sommet de l'écoulement :
  - o la pression et le flux massique en particules solides sont connus ;
  - la porosité de la suspension est fixée à  $\varepsilon_{mb}$ ;
- les gradients de pression en lit fluidisé homogène et en lit mobile sont calculés par la loi d'Ergun (voir le paragraphe 2.1.1.2) :

$$\frac{dP}{dx} = \frac{150\,\mu_g U_{sl} (1-\varepsilon)^2}{d_n \varepsilon^2} + \frac{1.75\,\rho_g U_{sl}^2 (1-\varepsilon)}{d_n \varepsilon} \qquad Eq. \ V.1$$

avec :  $\varepsilon = 300 \cdot U_{sl}^2 + 0.549 \cdot U_{sl} + 0.414$  (Eq. V.3).

Des simulations ont été effectuées pour les quatre flux massiques de solide suivants : 60, 135, 220 et 400 kg/m<sup>2</sup>/s. Les autres paramètres du modèle sont identiques à ceux utilisés précédemment (Tableau V.22).

#### 4.5.2 Présentation et interprétation des résultats

Dans les Figure V.44.a à Figure V.44.c sont présentés les profils verticaux de pression, de porosité et de vitesse de glissement pour les quatre flux massiques de solide simulés en absence d'aération externe. A partir de ces résultats nous avons déterminé la hauteur de transition entre l'écoulement fluidisé homogène et celui à lit mobile. Elle est définie comme la hauteur de l'écoulement à laquelle la porosité et la vitesse de glissement deviennent inférieures à celles au minimum de fluidisation.

La Figure V.45 montre que la hauteur de transition augmente avec le flux massique de solide pour des valeurs inférieures à 150 kg/m<sup>2</sup>/s. Elle devient quasi indépendante de ce facteur au-delà de 220 kg/m<sup>2</sup>/s. Ces résultats, similaires à ceux de Gauthier et al. (1998), montrent l'importance de la distance entre les prises d'aération pour des flux de solide inférieurs à 220 kg/m<sup>2</sup>/s.



Figure V.44. Evolution en fonction de la hauteur de : (a) la pression ; (b) la porosité ; (c) rapport vitesse de glissement au minimum de fluidisation (effet du flux de solide pour un débit d'aération nul). mf : minimum de fluidisation



Figure V.45. Influence du flux massique de solide sur la hauteur de transition lit fluidisé-lit mobile.

#### **5** Conclusion

Cette partie est consacrée à l'étude de l'influence du flux massique de solide entre 60 kg/m<sup>2</sup>/s et 220 kg/m<sup>2</sup>/s, du débit d'aération par prise entre 0,1 Nm<sup>3</sup>/h/prise et 1 Nm<sup>3</sup>/h/prise, du nombre de prises d'aération entre 1 et 3 et de la distance entre les prises d'aération entre 0,5 m et 1,5 m sur le comportement hydrodynamique du standpipe.

Dans ce chapitre est présentée une caractérisation quantitative des régimes d'écoulement dont le principe repose sur une estimation des grandeurs caractéristiques telles que : vitesse de glissement,  $U_{sl}$ ; porosité de la suspension gaz/solide,  $\varepsilon$ ; vitesse descendante du solide,  $U_{s}$ , et vitesse du gaz,  $U_{g}$ . La démarche simplifiée retenue repose sur l'identification de la vitesse de glissement et de la porosité locale à partir des lois empiriques, permettant de représenter le gradient de perte de charge et la porosité de la suspension gaz-solide en fonction de la vitesse de glissement,

A partir de la forme des profils axiaux de pression moyenne et des fluctuations des pertes de charge le long du standpipe, nous avons pu classifier les profils de pression en cinq rubriques. Les profils de types A, B et C caractérisent le fonctionnement stable du standpipe alors que ceux de types D et E correspondent au fonctionnement fluctuant du standpipe. La présence de nombreuses discontinuités sur les profils montre la coexistence de différents régimes hydrodynamiques (lit fixe, lit fluidisé homogène, lit fluidisé à bulles) au sein du standpipe.

Dans un premier temps ces profils ont été analysés par une approche simplifiée, dont le principe repose sur une évaluation des grandeurs caractéristiques de l'écoulement dans les différentes zones du standpipe à partir des lois empiriques permettant de représenter le gradient de perte de charge et la porosité de la suspension gaz-solide en fonction de la vitesse de glissement.

A partir de l'ensemble des résultats expérimentaux obtenus nous pouvons formuler les constatations suivantes :

- pour un flux de solide de 60 kg/m<sup>2</sup>/s :
  - le fonctionnement est stable pour des valeurs de  $Q_a ≥ 0,4 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$  et ce quels que soient le nombre et l'espacement entre les prises d'aération ;
  - une augmentation du nombre de prises modifie la forme du profil de pression de A à B ;
  - l'augmentation du débit d'aération externe augmente la vitesse de glissement, la vitesse moyenne du gaz, la porosité du lit, la fraction volumique du lit occupée par les bulles ainsi que leur vitesse ;

- la quasi-totalité du débit d'aération traverse le standpipe sous forme de bulles ;
- pour un flux de solide de 135 kg/m<sup>2</sup>/s, un fonctionnement fluctuant du standpipe est noté pour un espacement entre les prises d'aération,  $\Delta H_{\rm p}$ , de 1,5 m. Une diminution de  $\Delta H_{\rm p}$  de 1,5 m à 0,5 m améliore le fonctionnement du standpipe ;
- pour des forts flux massiques de solide (220 kg/m<sup>2</sup>/s) le fonctionnement n'est stable que pour des valeurs de  $Q_a \le 0.2 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$ ;
- pour un flux massique de 220 kg/m<sup>2</sup>/s et un espacement entre les prises de 1 m, l'engorgement du standpipe est observé pour des valeurs de  $Q_a \ge 0.5 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$ . Une augmentation de  $\Delta H_p$  améliore la stabilité de l'opération en standpipe ;
- à faibles débits d'aération (inférieurs à 0,3 Nm<sup>3</sup>/h/prise par prise), l'augmentation du flux massique de solide améliore le fonctionnement du standpipe. On passe d'un fonctionnement fluctuant à un fonctionnement stable ;
- à fort flux de solide, la formation des bulles générées par une sur-aération locale est la cause principale du dysfonctionnement du standpipe ;
- à fort débit d'aération (supérieur à 0,4 Nm<sup>3</sup>/h/prise), l'augmentation progressive du flux massique de solide conduit à un dysfonctionnement du standpipe ;
- à bas flux massique de solide (< 100 kg/m<sup>2</sup>/s) une sur-aération de l'écoulement gaz/solide ne présente pas une contrainte majeure dans le fonctionnement du standpipe ;
- à haut flux massique de solide (> 190 kg/m<sup>2</sup>/s) une sur-aération locale conduit à un fonctionnement fluctuant du standpipe (l'écoulement poche-bouchon) ou encore son engorgement.

L'inversion des gradients de pression à la base du standpipe est essentiellement liée à la présence du diaphragme qui provoque un effet d'aspiration ( $U_{sl} < 0$ ).

En ce qui concerne la modélisation des écoulements, le modèle employé est la forme simplifiée de celui proposé par Andreux et Hemati (2009) pour les écoulements denses hétérogènes. Il s'agit d'un modèle monodirectionnel bulle-émulsion, couramment utilisé pour la simulation des lits fluidisés, auxquels sont rajoutés :

- la compressibilité du gaz ;
- le mouvement vertical descendant des particules.

Les résultats de simulation ont montré que le modèle :

- permet de prédire les variations locales de la porosité, du taux de bulles, et des vitesses des différentes phases autour des prises d'aération tout en conservant la continuité du gaz ;
- reproduit convenablement les profils de pression de type A et de type C ;
- permet d'estimer la hauteur de transition entre les différents régimes (fluidisé à bulles, fluidisé homogène, lit mobile) ;
- n'est pas capable de prédire la zone diluée ;
- ne permet pas de prédire l'inversion du gradient de pression observée sur les profils de types
   B et D. Pour tenter d'y remédier, les perspectives de développement sont la prise en compte dans le modèle :
  - o de la perte de charge générée par le diaphragme ;
  - o de l'accélération générée par le diaphragme, due au diaphragme à la base ;
  - o des frottements particules-paroi.

## **Conclusion générale**

Nous allons, pour clore ce mémoire, essayer de dégager les principales conclusions de cette étude et les perspectives de poursuite de ce travail.

La première partie de la thèse (Chapitres 1 et 2), consacrée à l'analyse bibliographique sur la thématique des écoulements gaz-solide denses verticaux descendants de particules A de la classification de Geldart, nous a permis de tirer les informations suivantes :

- lors du transport des suspensions gaz/solide denses descendantes, la compression du gaz interstitiel est à l'origine d'une défluidisation locale qui conduit aux instabilités hydrodynamiques de l'écoulement. Pour éviter ce phénomène dont le mécanisme n'est pas bien connu, des injections étagées de gaz sont pratiquées tout au long du standpipe. Ces injections éliminent le risque de la défluidisation. Cependant elles entraînent la formation de bulles. Les bulles peuvent avoir un mouvement ascendant, descendant, ou stagnant selon les conditions opératoires ;
- aujourd'hui, les limites de stabilité des écoulements gaz-solide denses verticaux descendants, vis-à-vis des conditions opératoires telles que le flux massique de solide et les conditions d'aération (débit par prise, lieu d'injection, nombre de prises, espacement entre prises), ne sont pas connues ;
- même si des descriptions qualitatives des régimes sont présentées dans la littérature, leurs limites et caractérisations ne sont pas toujours bien appréhendées. Par ailleurs, les rares travaux expérimentaux publiés portent essentiellement sur les écoulements à hauts flux massiques de solide (supérieurs à 400 kg/m<sup>2</sup>/s);
- concernant la défluidisation locale, ce phénomène a été abordé à travers les essais de défluidisation effectués en lits fluidisés classiques. Ces travaux avaient comme objectif d'établir le lien entre la vitesse de glissement et la porosité de la phase dense d'un lit fluidisé ;

- concernant la modélisation de ces écoulements, les modèles globaux existants sont capables d'appréhender ces écoulements en régime du type fluidisé homogène. Ils sont incapables de prédire :
  - o la transition entre les différents régimes ;
  - o les propriétés des écoulements des différents régimes ;
  - le comportement de l'écoulement en phase transitoire, ainsi que d'anticiper les difficultés liées aux instabilités hydrodynamiques de l'écoulement.

Dans la deuxième partie de ce travail (Chapitre 3) nous avons développé une approche expérimentale et une approche numérique des phénomènes de la défluidisation des particules de FCC.

Les conclusions de l'étude de la défluidisation des particules de FCC réalisée dans une maquette froide en statique (absence de circulation de solide) sont les suivantes :

- la défluidisation est réalisée en trois étapes successives : une défluidisation rapide correspondant à l'évacuation du gaz sous la forme de bulles et à une diminution brutale du niveau du lit ; une défluidisation lente correspondant à l'évacuation du gaz interstitiel à travers la suspension homogène dense du lit ; une décompression du gaz dans le lit fixe alors que le niveau minimum du lit est atteint. L'ordre de grandeur de chacune de ces étapes est respectivement la seconde, la dizaine de secondes et la minute ;
- l'état initial de la suspension a un effet primordial sur les propriétés de la défluidisation. Lorsque la suspension est initialement homogène (fluidisée à une vitesse de fluidisation autour du minimum de bullage), la première étape n'existe pas, et les deuxième et troisième sont lentes : la défluidisation est un processus lent, et le retour à l'état homogène fluidisé de la suspension par réinjection d'air est possible. Lorsque la suspension est initialement hétérogène (c'est-à-dire fluidisée à une vitesse supérieure à la vitesse minimale de bullage), la première étape est prépondérante, et les deux dernières sont courtes : la défluidisation est un processus rapide à la fin duquel la suspension est au maximum de compactage, et le retour à l'état homogène fluidisé de la suspension par réinjection d'air est difficile, voire impossible ;
- l'effet de la boîte à vent n'est pas bien appréhendé jusqu'à présent dans la bibliographie. Des renseignements tirés de ces deux protocoles envisagés (boîte à vent isolée, ou reliée à l'atmosphère) sont complémentaires et indispensables pour une meilleure compréhension des phénomènes que se produisent lors de la désaération dans le standpipe. De plus, ces données sont nécessaires pour une validation des codes de calcul numérique ;

- la vitesse de compactage, ou de chute du lit,  $u_D^*$ , diminue avec l'augmentation de la hauteur du lit au repos et de la vitesse de fluidisation. Elle est exprimée par :

Drainage simple :

$$u_D^* = 0,0012 \ u_f^{-0,18} H_0^{-0,23}, \ 6 \ mm/s \le u_f \le 50 \ mm/s, 2 \le H_0 / D \le 6$$

Drainage double :

$$u_D^* = 0,0014 \ u_f^{-0,21} H_0^{-0,19}, \ 6 \ mm/s \le u_f \le 50 \ mm/s, \ 2 \le H_0 / D \le 6$$

- la porosité de la phase dense,  $\varepsilon_D$ , diminue avec l'accroissement de la vitesse de fluidisation et de la hauteur du lit au repos :

Drainage simple :

$$\mathcal{E}_{D} = 0.38 u_{f}^{-0.035} H_{0}^{-0.051}, \ 6 \ mm/s \le u_{f} \le 50 \ mm/s, \ 2 \le H_{0} / D \le 6$$

Drainage double :

$$\varepsilon_D = 0.36 u_f^{-0.046} H_0^{-0.032}, \ 6 \ mm/s \le u_f \le 50 \ mm/s, \ 2 \le H_0 / D \le 6$$

- l'analyse temporelle des pertes de charges locales permet de mettre en évidence l'avancement linéaire d'un front de sédimentation des particules solides du bas vers le haut.
   Ce front atteint la surface du lit au repos au même temps que celui de chute de la surface du lit ;
- la vitesse d'ascension de front de sédimentation est 10 fois plus importante que celle de compactage de la surface du lit. Elle peut être évaluée par la relation suivante :

$$u_{s}^{*} = u_{s,0}^{*} + a (u_{f} - u_{mb})$$

Méthode	$u_{s,0}^{*}$ (mm/s)	а
Drainage simple	37,8	3,69
Drainage double	67,7	3,64

La simulation numérique des phénomènes de défluidisation est réalisée en 2D. Le modèle est basé sur le formalisme euler-euler avec prise en compte de la turbulence, du couplage entre phases par la traînée, des collisions particule-particule inélastiques sans frottement (théorie cinétique des milieux granulaires secs), et des collisions particule-parois élastiques sans frottement. Deux lois de traînée sont mises en œuvre : Wen-Yu, et une loi modifiée proposée par Total et l'IFP dans les années 90. Après avoir simulé l'écoulement à différentes vitesses de fluidisation comprises entre  $u_{mf}$  et 10  $u_{mb}$ , l'alimentation en air est arrêtée, est la défluidisation est simulée. Des capteurs numériques positionnés sur l'axe vertical médian informent sur les valeurs de pressions et de concentrations volumiques en particules locales instantanées. Les données sont traitées suivant une méthode similaire à celle utilisée expérimentalement, pour évaluer la vitesse des fronts ascendant et descendant de la défluidisation. Les résultats des simulations ont montré que :

- le modèle avec la loi de traînée de Wen et Yu n'est pas capable de prédire la structure hétérogène du lit fluidisé au-delà de la vitesse minimale de bullage, ni la porosité moyenne de la suspension. Pour des vitesses inférieures, la porosité est légèrement sous-estimée, et la structure homogène est correctement prédite ;
- le modèle avec la loi de traînée modifiée est capable de prédire le comportement hétérogène du lit fluidisé ainsi que la porosité moyenne lorsque la vitesse de fluidisation est supérieure à la vitesse minimale de bullage ;
- l'état initial de la défluidisation, pour des vitesses de fluidisation initiales supérieures au minimum de bullage, n'est pas correctement prédit par le modèle avec la loi de Wen et Yu, alors qu'il l'est par le modèle avec la loi de traînée modifiée ;
- l'état initial de la défluidisation, pour des vitesses de fluidisation initiales inférieures au minimum de bullage est prédit de façon acceptable par le modèle de Wen et Yu.

Concernant la modélisation de la défluidisation malgré la sur-expansion du lit, les résultats obtenus avec la loi de traînée proposée par Wen-Yu, plus proche d'une vrai condition de fluidisation homogène ( $u_f = 0,01$  m/s), donnent des vitesses des fronts de désaération proches des valeurs expérimentales.

Avec une vitesse de 0,05 m/s, et en utilisant la loi de traînée modifiée, donc un lit fluidisé à bulles, le temps d'évacuation des bulles est comparable à celui obtenu expérimentalement. Par contre, la zone de sédimentation n'est pas prédite une fois que la phase dense du lit fluidisé est déjà au maximum de compactage.

Dans la troisième partie de l'étude nous avons présenté tout d'abord, dans le chapitre quatre, le banc d'essais hydrodynamiques existant au LGC ainsi que les modifications apportées à cette installation pour caractériser l'hydrodynamique des écoulements gaz-particules denses descendants en standpipe. Ce dernier est un tube en PVC transparent de 5 m de hauteur et 15 cm de diamètre intérieur muni de 12 capteurs de pression et d'un système de traçage à l'hélium pour qualifier l'écoulement gazeux dans le standpipe.

Le chapitre cinq est consacré à l'étude de l'influence du flux massique de solide entre 60 kg/m<sup>2</sup>/s et 220 kg/m<sup>2</sup>/s, du débit d'aération par prise entre 0,1 Nm<sup>3</sup>/h/prise et 1 Nm<sup>3</sup>/h/prise, du nombre de prises d'aération entre 1 et 3, et de la distance entre les prises d'aération entre 0,5 m et 1,5 m sur le comportement hydrodynamique du standpipe.

Dans ce chapitre est présentée une caractérisation quantitative des régimes d'écoulement dont le principe repose sur une estimation des grandeurs caractéristiques telles que : vitesse de glissement,  $U_{sl}$ ; porosité de la suspension gaz/solide,  $\varepsilon$ ; vitesse descendante du solide,  $U_s$ , et vitesse du gaz,  $U_g$ . La démarche simplifiée retenue repose sur l'identification de la vitesse de glissement et de la porosité locale à partir des lois empiriques permettant de représenter le gradient de perte de charge et la porosité de la suspension gaz-solide en fonction de la vitesse de glissement.

A partir de la forme des profils axiaux de pression moyenne et des fluctuations des pertes de charge le long du standpipe, nous avons pu classifier les profils de pression en cinq rubriques. Les profils de types A, B et C caractérisent le fonctionnement stable du standpipe, alors que ceux de types D et E correspondent au fonctionnement fluctuant du standpipe. La présence de nombreuses discontinuités sur les profils montre la coexistence de différents régimes hydrodynamiques (lit fixe, lit fluidisé homogène, lit fluidisé à bulles) au sein du standpipe.

Dans un premier temps, ces profils ont été analysés par une approche simplifiée dont le principe repose sur une évaluation des grandeurs caractéristiques de l'écoulement dans les différentes zones du standpipe à partir des lois empiriques permettant de représenter le gradient de perte de charge et la porosité de la suspension gaz-solide en fonction de la vitesse de glissement.

A partir de l'ensemble des résultats expérimentaux obtenus, nous pouvons formuler les constatations suivantes :

- pour un flux de solide de  $60 \text{ kg/m}^2/\text{s}$  :
  - le fonctionnement est stable pour des valeurs de  $Q_a ≥ 0,4$  Nm<sup>3</sup>/h/prise, et ce quels que soient le nombre et l'espacement entre les prises d'aération ;
  - une augmentation du nombre de prises modifie la forme du profil de pression de A à B;
  - l'augmentation du débit d'aération externe augmente la vitesse de glissement, la vitesse moyenne du gaz, la porosité du lit, la fraction volumique du lit occupée par les bulles, ainsi que leur vitesse ;
  - o la quasi-totalité du débit d'aération traverse le standpipe sous forme de bulles ;

- pour un flux de solide de 135 kg/m²/s, un fonctionnement fluctuant du standpipe est noté pour un espacement entre les prises d'aération, ΔH<sub>p</sub>, de 1,5 m. Une diminution de ΔH<sub>p</sub> de 1,5 m à 0,5 m améliore le fonctionnement du standpipe ;
- pour des forts flux massiques de solide (220 kg/m<sup>2</sup>s) le fonctionnement n'est stable que pour des valeurs de  $Q_a \le 0.2 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$ ;
- pour un flux massique de 220 kg/m<sup>2</sup>/s et un espacement entre les prises de 1 m, l'engorgement du standpipe est observé pour des valeurs de  $Q_a \ge 0.5 \text{ Nm}^3/\text{h/prise}$ . Une augmentation de  $\Delta H_p$  améliore la stabilité de l'opération en standpipe ;
- à faibles débits d'aération (inférieurs à 0,3 Nm<sup>3</sup>/h/prise), l'augmentation du flux massique de solide améliore le fonctionnement du standpipe. On passe d'un fonctionnement fluctuant à un fonctionnement stable ;
- à fort flux de solide la formation de bulles générées par une sur-aération locale est la cause principale du dysfonctionnement du standpipe ;
- A forts débits d'aération (supérieurs à 0,4 Nm<sup>3</sup>/h/prise), l'augmentation progressive du flux massique de solide conduit à un dysfonctionnement du standpipe ;
- à bas flux massiques de solide (< 100 kg/m<sup>2</sup>/s) une sur-aération de l'écoulement gaz/solide ne présente pas une contrainte majeure dans le fonctionnement du standpipe ;
- à hauts flux massiques de solide (> 190 kg/m²/s) une sur-aération locale conduit à un fonctionnement fluctuant du standpipe (l'écoulement poche/bouchon) ou encore son engorgement;
- l'inversion des gradients de pression à la base du standpipe est essentiellement liée à la présence du diaphragme qui provoque un effet d'aspiration ( $U_{sl} < 0$ ).

En ce qui concerne la modélisation des écoulements, le modèle employé est celui proposé par Andreux et Hemati (2009) pour les écoulements denses hétérogènes. Il s'agit d'un modèle monodirectionnel bulle-émulsion, couramment utilisé pour la simulation des lits fluidisés, auxquels sont rajoutés :

- la compressibilité du gaz ;
- le mouvement vertical descendant des particules .

Les résultats de simulation ont montré que le modèle :

- permet de prédire les variations locales de la porosité, du taux de bulles, et des vitesses de différentes phases autour des prises d'aération tout en conservant la continuité du gaz ;

- reproduit convenablement les profils de pression de type A et de type C ;
- représente correctement les propriétés des écoulements des différents régimes du type fluidisé à bulles, fluidisé homogène et le lit mobile ;
- n'est pas capable de prédire la zone diluée ;
- ne permet pas de prédire l'inversion du gradient de pression observée sur les profils de types
   B et D.

### **Perspectives**

Nous sommes conscients que notre étude possède des lacunes tant sur le plan expérimental que sur celui de la modélisation.

Sur le plan expérimental, il sera intéressant d'apporter des modifications au banc d'essai afin de pouvoir :

- réaliser des essais dans les conditions à haut flux (Gs >  $300 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ );
- maintenir constante l'une des conditions aux limites de la veine d'essais (condition d'entrée). Ces résultats sont intéressants pour une validation ultérieure des modèles ;
- caractériser d'une manière approfondie le comportement hydrodynamique de l'écoulement au voisinage du diaphragme.

Sur le plan théorique, en état actuel, le modèle ne permet pas de prédire l'inversion du gradient de pression observée à la base du standpipe, et l'écoulement dans la zone diluée. Pour tenter d'y remédier, les perspectives de développement sont :

- la prise en compte dans le modèle :
  - o de la perte de charge générée par le diaphragme ;
  - o de l'accélération générée par le diaphragme ;
  - o des frottements particules-paroi ;
- l'extension de la validité de la loi liant la porosité de la suspension à la vitesse de fluidisation en régime dilué ;
- le remplacement de la corrélation liant la porosité (et donc gradient de pression) à la vitesse de glissement par un algorithme utilisé classiquement en CFD (SIMPLE par exemple).

# **Références bibliographiques**

Abrahamsen, A.R.; Geldart, D.; « Homogeneous fluidisation of fine powders using various gases and pressures. », *Powder Technology*, 19 (1978) p133-136.

Abrahamsen, A.R.; Geldart, D.; «Behaviour of gas-fluidized beds of fine powders part I. Homogeneous expansion. », *Powder Technology*, 26 (1980a) p35-46.

Abrahamsen, A.R.; Geldart, D.; « Behaviour of gas-fluidized beds of fine powders part II. Voidage of the dense phase in bubbling beds. », *Powder Technology*, 26 (1980b) p47-55.

Andreux, R. ; « Etude expérimentale et numérique d'un séparateur gaz-solide en sortie du riser d'un pilote froid de FCC. », *Thèse Institut National Polytechnique de Toulouse*, France, **2001**.

Andreux, R.; Hemati, M.; «Modeling the downward dense heterogeneous gas/particle flows.», *AIChE*, 56, p1163-1172, 2010.

Baeyens, J. ; Geldart, D. ; Cong. Int. La fluidisation et ces applications, Toulouse, France, Cepaduas, Paris, 1973, p. 263.

Bodin, S.; Briens, C.; Bergougnou, M.A.; Patureaux, T.; « Standpipe flow modeling, experimental validation and design recommendations. », *Powder Technology*, 124 (2002) p8-17.

Chen, Y-M.; « Recent advances in FCC technology », Powder Technology, 163 (2006) p2-8.

**Diguet, S.** ; « Contribution à l'étude de la déshydratation du carbonate de sodium monohydrate en lit fluidisé dense et mise en œuvre en lit fluidisé circulant : étude expérimentale et modélisation. », *Thèse Institut National Polytechnique de Toulouse*, France, **1996**.

**Dries, H.W.A. ; Bouma, J.H.** ; « Downflow of class-A powder in cyclone diplegs. », *Proceedings 5<sup>th</sup> International Conference on Circulating Fluidized Beds, Tsinghua University, Beijing, China*, **1997**, p585-590.

**Dry, R.J. ; Judd, M.R. ; Shingles, T.** ; « Two-phase theory and fine powders. », *Powder Technology*, 34 (**1983**) p213-223.

Elgobashi, S.E.; Abou-Arab, T.W.; « A two-equation turbulence model for two-phase flows. », *Phys. Fluids*, 2b, 4, **1983**, p931-938.

Ergun, S.; Chem. Eng. Prog. 48 (1952) 89.

Gauthier, T.; Andreux, R; Verstraete, J.; Roux, R.; Ross, J.; « Operation of an efficient riser separation system for FCC units. », International Journal of Chemical Reactor Engineering, 3, A47 2005.

Gauthier, T.; «Contribution à l'étude des réacteurs en lit fluidisé dans l'industrie pétrolière.», *Mémoire HDR*, 2007.

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. ; Radtke, A.L. ; « The effect of particle properties on the behaviour of equilibrium cracking catalyst in standpipe. », *Powder Technology*, 47 (1986) p157-165.

Geldart, D. ; Wong, C.Y.; «Fluidization of powders showing degrees of cohesiveness—I. Bed expansion. », *Chemical Engineering Science*, 39 (1984) p1481-1488.

**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.

Grace, J.R.; dans G. Hetsoni, Handbook of Multiphase Systems, Hemisphere, New York, 1982, 8.

**Grad, H.**; « On the kinetic theory of rarefied gases.», *Com. on Pure and Applied Mathematics,* Vol. 2, n°4, **1949**, p331-407.

Haider, A. ; Levenpsiel, O. ; « Drag coefficient and terminal velocity of spherical and nonspherical particles. », *Powder Technology*, 58 (1989) p63-70.

Jenkins, J.T.; Richman, M.W.; « Grad's 13-moment system for a dense gas of inelastic spheres. », *Arch. Ration. Mech. Anal.*, 87 (1985) p355.

Kojabashian, C.; « Properties of dense-phase fluidized solids in vertical downflow. », *PhD Thesis, Massachusetts Institut of Technology*, **1958**.

**Kunii D.**; Levenspiel O.; « Fluidization Engineering », 2<sup>nd</sup> edition, Butterworth Heinenman, Boston (1991).

Leung, L.S.; Jones, P.J.; Knowlton, T.M.; « An analysis of moving-bed flow of solids down standpipes and slide valves. », *Powder Technology*, 19 (1978) p7-15.

Leung, L.S.; Jones, P.J.; «Flow of Gas-Solid Mixtures in Standpipes. A Review.», *Powder Technology*, 20 (1978) p145-160.

Leung, L.S.; Wilson, L.A.; « Downflow of solids in standpipes. », *Powder Technology*, 7 (1973) p343-349.

**Matsen, J.M.**; « Flow of fluidized solids and bubbles in standpipes and risers. », *Powder Technology*, 7 (1973) p93-96.

Mori S.; Wen C. Y; « Flow Estimation of bubble diameter in gaseous fluidised beds. », *AIChE J.*, 21 (1) (1975) p109-115.

Murfitt, P.G.; Bransby, P.L.; « De-aeration of powders in hoppers. », *Powder Technology*, 27 (1980) p149-162.

Nicklin, D.J.; « Two phase bubble flow. », Chemical Engineering Science, 17 (1962) p693-702.

Park, J.J.; Park, J.H.; Chang, I.S.; Kim, S.D.; Choi, C.S.; «A new bed-collapsing technique for measuring the dense phase properties of gas-fluidized beds. », *Powder Technology*, 66 (1991) p249-257.

**Petit, G.** ; « Contribution à l'étude expérimentale et numérique du comportement des phases gaz et solide dans un lit fluidisé circulant : application au procédé du FCC. », *Thèse Institut National Polytechnique de Toulouse*, France, **2005**.

Richardson, J.F.; Fluidization, Academic Press, New York, 1971.

Rietema, K.; Proc. Int. Symp. Fluidization, Eindhoven, p154, 1967.

Santos, E. T.; Andreux, R.; Hemati, M.; Ferschneider, G.; «Bubble and emulsion behaviours during defluidization of Geldart-A particles.», *Proceedings of the 18<sup>th</sup> International Congress of Chemical and Process Engineering. Chisa, Prague, Czech Republic*, 2008, p251.

Santos, E. T.; Andreux, R.; Hemati, M.; Ferschneider, G.; «Influence of aeration taps spacing in standpipe flows.», *Proceedings of the IFSA 2008. Johannesburg, South Africa*, 2008.

**Santos, E.T.; Andreux, R.**; «Numerical Simulation of a Dense Fluidized Bed of Geldart-A Particles.», *Rapport Interne IFP N*<sup>o</sup> 59838, 2006.

**Santos, E.T.**; «Etude expérimentale et numérique du soutirage des particules d'un lit fluidisé. Application au cas industriel du FCC.», *Rapport Interne IFP N° 60828*, **2008**.

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.

Shingles, T.; Silverman, R.W.; « Determination of standpipe pressure profiles and slide valve orifice discharge coefficients on synthol circulating fluidized bed reactors. », *Powder Technology*, 47 (1986) p129-136.

Srivastava, A.; Agrawal, K.; Sundaresan, S.; Reddy Karri, S.B.; Knowlton, T.M.; « Dynamics of gas-particle flow in circulating fluidized beds. », *Powder Technology*, 100 (1998) p173-182.

Stewart, P.S.B.; Davidson, J.F.; «Slug flow in fluidized beds.», Powder Technology, 1 (1967) p61-80.

**Tannous, K. ; Hémati, H ; Laguerie, C.** ; « Caractéristiques au minimum de fluidisation et expansion des couches fluidisées de particules de la catégorie D de Geldart. », *Powder Technology*, 80 (1994) p55-72.

Thonglimp, V.; Hiquil, N; Laguerie, C.; «Vitesse minimale de fluidisation et expansion des couches fluidisées par un gaz. », *Powder Technology*, 38 (1984) p233-253.

Tung, Y.; Kwauk, M.; China-Japan Symp. on Fluidization, Ap. 49, p155.

Wang, J.; Bouma, J.H.; Dries, H.; « An experimental study of cyclone dipleg flow in fluidized catalytic cracking. », *Powder Technology*, 112 (2000) p221-228.

Wen, C.Y.; Yu, Y.H.; Chem. Eng. Prog. Symp. Ser., 62 (1966) 100.

Yoon, M.S.; Kunii, D.; «Gas flow and pressure drop through moving beds.», *Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop.*, 9 (1970) p559-565.

Zenz, F.A.; Petrol Refiner, 32 (1953) p123.

### Annexes

### 1 Annexe A : Corrélations

Tableau 1. Corrélations pour la détermination de la vitesse minimale de fluidisation<br/>(Tannous et al., 1994).

Auteurs	ρ	đ <sub>p</sub>	φ	Agent	Caractéristiques de la colonne		Conditions opératoires		Re <sub>nf</sub>	Ar	Corrélations	
	(kg m <sup>-</sup> ')	(µm)		fluidisənt	Diamètre (m)	Hauteur du lit (m)	Distributeur	Température (°C)	Pression (10 <sup>-5</sup> Pa)			
Wen et Yu [5]	2360–2460 7840	2052-6350 2380	1,0 1,0	cau	0,102	0,23-0,27		ambiante	1,013	43-331 148,5	$1,193 \times 10^{3}$ $3,4 \times 10^{5}$ $8,95 \times 10^{5}$	$Rc_{eff} = (33,7^2 + 0,0408Ar)^{1/2} - 33,7$
Bourgeois et Grenier [14]	1200 2500 11300 19300	86-2510	1,0 1,0 1,0 1,0	air eau distillée	0,0508 0,0762 0,102 0,3048		plaque poreuse ou grille métallique	ambiante	1,013	0,007605	10 <sup>2</sup> -10 <sup>8</sup>	$\operatorname{Re}_{\mathrm{El}} = (25,46^2 + 0,0382 \operatorname{Ar})^{1/2}$ - 25,46
Richardson [15]					particules	sphériques et r	on sphériques					$Re_{ef} = (25,7^2 + 0,0365 Ar)^{1/2}$ - 25,7
Baeyens et Geldart [8]	8508810	504200		air	0,0508 0,125 0,200 0,308	<0,3		ambiante	1,013		14,88-2,59×10 <sup>6</sup>	$Ar = 18,23Rc_{ad}^{2,07} + 21,7Rc_{ad}^{2}$
Saxena et Vogel [13]	1900-2460	650-704	0,73-0,98	air	0,152	0,91	à calotte	18-427	1,79-8,34	6,4–102		$Rc_{nd} = (25,28^2 + 0,0571Ar)^{1/2}$ - 25,28
Babu et al. [9]	2560-3924	50-2870	0,63-0,74	air-CO <sub>2</sub> N <sub>2</sub> -H <sub>2</sub> fréon	0,0254-0,3048	0,102-1,27		ambiante	1,013-69,914	0,02-200	15-5×10 <sup>5</sup>	Re <sub>nt</sub> = (25,25 <sup>2</sup> +0,0651Ar) <sup>1/2</sup> - 25,25
Thonglimp et al. [6]	1607 2635 7425	180-950 112,5-2125 225-850	1,0 1,0 1,0	air	0,050 0,095 0,194 0,434	0,04-0,2 0,1-0,5 0,1-0,4 0,2-0,25	plaque perforée	ambiante	1,013	0,6–180 30–180	$5 \times 10^4 - 8 \times 10^5$	$\begin{aligned} & \mathbf{Re}_{ml} = (31, 5^{1} + 0, 0425  \text{Ar})^{1/2} \\ & -31, 6 \\ & \mathbf{Re}_{ml} = 1, 92 \times 10^{-2} \mathrm{A}^{0.66} \end{aligned}$
Grace [16]					données extraite	es de la littératu	ire				1-10 <sup>8</sup>	$Re_{mt} = (27,2^2 + 0.0408Ar)^{1/2}$ -27,2
Nakamura et al. [10]	2500	200-4000	1,0	N2	0,03-0,0495	0,141-0,168	plaque perforée	7-527	1-50	0,09–1360	$1005\times10^7$	$Re_{mt} = (33,95^2 + 0,0465 \Lambda r)^{3/2}$ = 33,95
Lucas et al. [17]			0,8<φ≤1 0,5≤φ<0,8 0,1<φ<0,5	air								$\begin{array}{l} \mathrm{Re}_{nt} = (29,5^{1}+0,0357\mathrm{Ar})^{1/2} \\ = 29,5 \\ \mathrm{Re}_{nt} = (32,1^{1}+0,0571\mathrm{Ar})^{1/2} \\ = -32,1 \\ \mathrm{Re}_{nt} = (25,2^{1}+0,0672\mathrm{Ar})^{1/2} \\ = -25,2 \end{array}$
Chyang et Huang [11]	910-6860	699-6062		air-argon	0,05-0,075	0,0122-0,0308	à bille	ambiante	1,013	48,1-465,9	10 <sup>5</sup> -10 <sup>7</sup>	$Re_{mf} = (33,3^2+0,033Ar)^{1/2}$ -33,3
Fatah [12]	3950	670-3570	0,48-0,89	air	0,105	0,10	plaque perforée	15-830	1,013	10-500	1,5×10 <sup>5</sup> -4×10 <sup>6</sup>	$Re_{al} = aAl^{b}$ $a = -7.987 \times 10^{-3} + 16.058/T$ $b = 0.5547 + 2.084 \times 10^{-4}T$

Corrélations pour la détermination de la vitesse minimale de bullage :

Abrahamsen et al. (S.I.) (1978):  $u_{mb} = 33 d_p \left(\frac{\mu_g}{\rho_g}\right)^{-0,1}$ Abrahamsen et al. (S.I.) (1980a)  $\frac{u_{mb}}{u_{mf}} = 4,125 \times 10^4 \frac{\mu_g^{0,9} \rho_g^{0,1}}{(\rho_s - \rho_g)g d_p}$
# 2 Annexe B: Estimation de l'erreur sur la $\varepsilon_{tr}$

## 2.1 Protocole

Conditions opératoires :

 $H_0=885mm$ ;

 $u_f = 22,4 \text{mm/s}$ ;

Evacuation de l'air : mise à l'atmosphère ;

Mesure : film de la surface du lit pendant la défluidisation et ensuite traitement visuel de façon à obtenir pour chaque seconde de défluidisation la valeur de la hauteur de la surface du lit.

Courbe :  $h_{lit}=f(t)$ 



Figure 1. Chute de la surface du lit en fonction du temps.

# 2.2 Estimation de l'erreur

Sur le temps, t :

L'erreur provient de la mesure, comme on a une mesure chaque seconde, l'erreur est la moitié de l'échelle. Dans ce cas :  $\delta_t = \pm 0.5$  s.

Sur la hauteur, dans la variation de l'expansion :  $\Delta h_{exp} = \frac{H_0 - H_i}{H_0 - H_f}$ :

Pour chaque point on peut écrire :

$$\begin{cases} \delta_{\Delta h^{+}} = \delta \left( \frac{H_0 - H_i}{H_0 - H_f} \right)^{+} \cdot 100 \\ \delta_{\Delta h^{-}} = \delta \left( \frac{H_0 - H_i}{H_0 - H_f} \right)^{-} \cdot 100 \end{cases} \begin{cases} \delta_{\Delta h^{+}} = \left[ \delta \left( \frac{H_0}{H_0 - H_f} \right)^{+} - \delta \left( \frac{H_i}{H_0 - H_f} \right)^{+} \right] \cdot 100 \\ \delta_{\Delta h^{-}} = \left[ \delta \left( \frac{H_0}{H_0 - H_f} \right)^{-} - \delta \left( \frac{H_i}{H_0 - H_f} \right)^{-} \right] \cdot 100 \end{cases}$$

Une fois que le terme  $\frac{H_0}{H_0 - H_f}$  n'est pas une mesure dans le temps la valeur de l'erreur

associé est zéro.

On reste, donc avec : 
$$\begin{cases} \delta_{\Delta h^+} = \frac{\delta(H_i^+)}{H_0 - H_f} \cdot 100\\ \\ \delta_{\Delta h^-} = \frac{\delta(H_i^-)}{H_0 - H_f} \cdot 100 \end{cases}$$

Les erreurs  $\delta(H_i^+)$  et  $\delta(H_i^-)$  sont obtenues graphiquement comme présenté dans la Figure 2, ainsi que les valeurs de  $H_0$  et  $H_f$ .



Figure 2. Méthode graphique pour obtenir  $\delta(H_i^+)$  et  $\delta(H_i^-)$ .

Dans le tableau suivant est présenté l'ensemble des résultats.

t (s)	0	1	2	3	4	5	6	00
H (mm)	955	905	895	892	890	888	885	885
$\delta_{t}(s)$	$\pm 0,5$	± 0,5	± 0,5	± 0,5	± 0,5	$\pm 0,5$	± 0,5	$\pm 0,5$
$H_i^+$ (mm)	-	930	900	894	891	889	887	885
$H_i^{-}(mm)$	-	900	894	891	889	887	885	-
$\Delta h_{exp}$ (%)	0	71	86	90	93	96	100	100
$\delta_{\Delta h^+}$ (%)	-	35,7	7,1	2,1	1,4	1,4	2,1	0,0
δ <sub>Δh-</sub> (%)	-	-7,1	-2,1	-1,4	-1,4	-2,1	0,0	-

Tableau 2. Résumé du calcul pour l'estimation de l'erreur.

La Figure 3 montre la variation de l'expansion du lit en fonction du temps avec les estimations de l'erreur.



Figure 3. Variation de l'expansion du lit en fonction du temps de défluidisation.

# 3 Annexe C : Etude de la défluidisation – Faisabilité numérique

## SOMMAIRE

3.1 Modèle	
3.1.1 Généralité	
3.1.2 Bases du modèle et équations résolues	
3.2 Domaine de calcul et conditions de fonctionnement	
3.3 Conditions numériques et protocoles des simulations	
3.3.1 Conditions limites	
3.3.2 Maillage et options numériques	
3.3.3 Grandeurs étudiées	
3.3.4 Protocole des simulations	
3.4 Récapitulatif de la campagne de simulations	
3.5 Résultats de simulation de la fluidisation	
3.5.1 Analyse qualitative et observations visuelles	
3.5.2 Porosité moyenne du lit fluidisé	
3.5.3 Conclusions sur la validité des deux modèles de traînée	
3.6 Résultats de simulation de la défluidisation	
3.6.1 Rappel des conditions de fonctionnement simulées	
3.6.2 Analyse qualitative et observations visuelles	
3.6.3 Analyse des fronts ascendant et descendant de la défluidisation	
3.7 Conclusion	271

L'idée sous jacente de l'utilisation de la simulation numérique est de disposer à terme d'un modèle validé des écoulements gaz-particules verticaux descendants dans les standpipes industriels. La défluidisation peut prendre une large part dans le contrôle de l'opération de ce type d'écoulements, ce qui a d'ailleurs motivé nos essais expérimentaux de défluidisation en lit fluidisé "statique". A ce titre, la capacité de la simulation numérique à prédire la défluidisation est donc une condition *a priori* indispensable. La simulation numérique de la défluidisation a ainsi été testée, et les prédictions comparées à nos données expérimentales. C'est ce travail qui est présenté dans cette partie.

Dans un premier paragraphe, les raisons du choix de la modélisation utilisée et ses bases sont décrites.

Dans un deuxième paragraphe, les conditions de fonctionnement étudiées sont présentées.

Dans un troisième paragraphe, les conditions numériques et le protocole de simulation sont détaillés.

Dans un quatrième temps, les résultats sont analysés.

## 3.1 Modèle

#### 3.1.1 Généralité

Nous avons mis expérimentalement en évidence trois mécanismes de défluidisation d'un lit préalablement aéré : celui lié à l'évacuation des bulles initialement présentes dans le lit fluidisé, celui lié à l'évacuation du gaz interstitiel lorsque la porosité du lit diminue, puis celui lié à l'évacuation du gaz interstitiel par décompression lorsque la porosité du lit est constante.

La modélisation locale utilisée doit donc être capable de prédire correctement la structure d'un lit fluidisé de particules de FCC, en particulier le volume de gaz contenu dans les bulles et celui contenu entre les particules (gaz interstitiel). En d'autres termes, il faut que le nombre, la vitesse, et le diamètre de bulles, ainsi que la porosité du lit, soient correctement prédits. Tavares et Andreux (2006, rapport IFP de stage Master) ont montré que le modèle euler-euler dérivé de la théorie cinétique des milieux granulaires, et prenant en compte la turbulence du gaz implanté dans Fluent 6.3, est capable de les prédire relativement bien lorsque la loi de traînée gaz-particules est modifiée.

Nous avons ainsi étudié la défluidisation du lit fluidisé expérimental en utilisant cette approche, successivement avec la loi de traînée classique de Wen et Yu et la loi de traînée modifiée proposée par Total et l'IFP dans les années 90 (Rapport interne IFP-TOTAL).

Par ailleurs, compte tenu de l'effet de la compressibilité que nous avons mis en évidence en petite maquette, nous avons réalisé quelques simulations en considérant l'air de fluidisation comme un gaz parfait. Cependant, étant donné le temps de calcul élevé pour chacune des simulations, on n'a pas pu mettre en œuvre le modèle de traînée modifiée simultanément à la prise en compte de la compressibilité de l'air de fluidisation.

#### 3.1.2 Bases du modèle et équations résolues

Le code de calcul utilisé est Fluent 6.3.

La phase continue est décrite par un modèle k- $\varepsilon$ , modèle basé sur une hypothèse de viscosité turbulente. Il consiste en un système d'équations de transport pour la conservation de la masse, de la quantité de mouvement, de l'énergie cinétique de la turbulence, et de la dissipation visqueuse de la turbulence (Elgobashi et Abou-Arab, 1983).

La modélisation de la phase dispersée est eulérienne. A partir de la description statistique exacte de l'ensemble des particules donnée par la théorie cinétique des gaz, l'équation de transport de l'évolution d'une grandeur quelconque est établie (Grad, 1949). A partir de ce résultat, les équations de transport du modèle eulérien décrivant la phase dispersée sont retrouvées, dans lesquelles apparaît une contribution collisionnelle. La théorie cinétique des milieux granulaires secs permet d'obtenir les

expressions des contributions collisionnelles dans chaque équation de transport. Le modèle de viscosité utilisé ici en découle (Jenkins et Richman, 1985).

Les équations font apparaître des termes de couplage entre phases classiquement utilisés dans ce type d'approche. Le couplage entre les phases est pris en compte par la traînée.

Les équations résolues sont :

- la conservation de la masse des deux phases, gaz et particules ;
- la conservation de la quantité de mouvement des deux phases, gaz et particules ;
- la conservation de l'énergie cinétique de la turbulence, k, de la phase gaz ;
- la conservation de la dissipation visqueuse de la turbulence,  $\varepsilon$ , de la phase gaz ;
- la conservation de la température granulaire de la phase disperse.

Les détails du paramétrage de Fluent sont donnés en annexes.

## 3.2 Domaine de calcul et conditions de fonctionnement

Le domaine de calcul, bidimensionnel, est le lit fluidisé étudié expérimentalement et présenté précédemment. La largeur du lit est de 192 mm, et sa hauteur 2,20 m. L'extrémité supérieure consiste en un rétrécissement brusque identique à celui du banc d'essais. Le distributeur expérimental est un poreux dont la perte de charge est suffisamment élevée pour assurer l'homogénéité de la distribution du gaz.

Les particules fluidisées sont les particules de FCC, de diamètre moyen 70  $\mu$ m, et de densité 1400 kg/m<sup>3</sup>. Le gaz est de l'air pris aux conditions atmosphériques, de densité 1,225 kg/m<sup>3</sup> et de viscosité 1,789×10<sup>-5</sup> Pa.s à 25°C et 1 bar.

Les conditions opératoires sont rigoureusement identiques à celles de nos expériences :

- la hauteur du lit fixe initial est de 885 mm ;
- la vitesse de fluidisation initiale, avant défluidisation, est de 2,9 mm/s, 5 mm/s, 6,5 mm/s, 10 mm/s et 50 mm/s.



Figure 4. Schéma du domaine de calcul à l'état initial. En rouge, la zone dont la concentration volumique en particules est égale à celle mesurée en lit fixe, 59%. En bleu, celle dont la concentration volumique en particule est nulle.

# 3.3 Conditions numériques et protocoles des simulations

## **3.3.1** Conditions limites

L'air de fluidisation est injecté uniformément à la base du domaine de calcul à la vitesse superficielle de fonctionnement. Le taux de turbulence est de 10 %, calculé sur la base du diamètre hydraulique du lit fluidisé, 192 mm. La vitesse et la concentration volumique des particules y sont nulles. Les lois de parois classiques de la turbulence sont appliquées. Les collisions particules-parois sont élastiques sans frottement.

## 3.3.2 Maillage et options numériques

Le domaine de calcul est discrétisé en cellules carrées de 0,8 cm par 0,8 cm. Le nombre total de mailles est de 6125.

Les termes convectifs des équations de transport de toutes les grandeurs sont discrétisés avec un schéma QUICK. Le couplage pression-vitesse est résolu avec l'algorithme SIMPLE. Les simulations sont réalisées à pas de temps constant, 0,001 s pour les simulations utilisant la loi de traînée proposée par Wen et Yu et 0,0001 s pour celles avec la loi de traînée modifiée.

#### 3.3.3 Grandeurs étudiées

Les valeurs instantanées de la pression locale et de la concentration volumique en particules sont étudiées. Les mesures numériques sont réalisées aux mêmes élévations que dans les expériences, c'est-à-dire tous les 10 cm au-dessus du distributeur. Les capteurs numériques sont positionnés sur l'axe vertical médian.

Les fronts de défluidisation, ascendant et descendant, sont détectés de façon similaire à la méthode expérimentale, sur la base de l'évolution temporelle des concentrations locales de solide mesurées par les capteurs numériques. Le lecteur est invité à se reporter à la partie concernée de l'étude expérimentale pour de plus amples détails.

#### 3.3.4 Protocole des simulations

A l'état initial, les particules sont immobiles. Leur concentration volumique est égale à celle mesurée en lit fixe, soit 59 %. La vitesse du gaz est fixée à la vitesse de fluidisation. La simulation instationnaire est réalisée durant 90 s pour assurer le développement complet du régime d'écoulement. La simulation est alors arrêtée, et relancée après que la vitesse du gaz en entrée ait été fixée à zéro. Les grandeurs étudiées sont sauvegardées à chaque pas de temps.

## 3.4 Récapitulatif de la campagne de simulations

Le plan de simulations est présenté dans le Tableau 3.

·· (m/a)	Loi de traînée				
$u_{\rm f}$ (m/s)	Wen-Yu	Modifiée			
$0,0029 (u_{\rm mf})$	Х				
0,005	Х	Х			
$0,0065 (u_{\rm mb})$	Х				
0,01	Х	Х			
0,05	х	Х			

Tableau 3. Conditions des simulations réalisées.

# 3.5 Résultats de simulation de la fluidisation

## 3.5.1 Analyse qualitative et observations visuelles

L'observation visuelle des champs instantanés de la concentration volumique en particules montre que le modèle avec la loi de traînée de Wen et Yu prédit un lit fluidisé homogène, quelle que



soit la vitesse de fluidisation, y compris supérieure au minimum de bullage. La



Figure 5 illustre cette observation pour les vitesses de fluidisation de 1 cm/s et 5 cm/s.



Figure 5. Champs instantanés de la concentration volumique en particules pour une vitesse de fluidisation de 1 cm/s (a) et 5 cm/s (b). Simulations réalisées avec la loi de traînée de Wen et Yu.

Le modèle avec la loi de traînée modifiée prédit lui-aussi un lit fluidisé homogène pour des vitesses de fluidisation inférieures à 1 cm/s. Au-delà, des bulles apparaissent, ce qui suggère que la modification apportée permet une estimation de la vitesse minimale de bullage comparable à celle mesurée expérimentalement : 6,5 mm/s. La



	0,59
	0,55
	0,51
	0,47
	0,43
	0,39
	0,35
	0,31
	0,28
	0,24
	0,20
	0,16
	0,12
	0,08
	0.04
а. Т. а. <b>Г</b> .	0,00
ега	

## Figure 6 illustre la prédiction de l'apparition des bulles à 1 cm/s, condition de fonctionnement pour

laquelle la formation d'une bulle toutes les 20 secondes a été visuellement observée. La



Figure 7 illustre le même phénomène à la vitesse de fluidisation de 5 cm/s, condition pour laquelle les bulles sont cette formées toutes les 2 secondes environs.

Le Tableau 4 résume ces observations visuelles.



Figure 6. Champs instantanés de la concentration volumique en particules pour une vitesse de fluidisation de 1 cm/s. Simulations réalisées avec la loi de traînée modifiée.



Figure 7. Champs instantanés de la concentration volumique en particules pour une vitesse de fluidisation de 5 cm/s. Simulations réalisées avec la loi de traînée modifiée.

$u_{\rm f}$ (m/s)	Loi de traînée : Wen et Yu	Loi de traînée modifiée
$0,0029 (u_{\rm mf})$	lit fixe	Cas non simulé
0,005	fluidisation homogène	lit fixe
$0,0065 (u_{\rm mb})$	fluidisation homogène	Cas non simulé
0,01	fluidisation homogène	fluidisation hétérogène : fluctuations de la surface semblables au lit expérimentale / formation de 1 bulle sur 20s
0,05	fluidisation homogène	fluidisation hétérogène : fluctuations de la surface semblables au lit expérimentale / formation des petites bulles avec coalescence (1,85 Hz $\rightarrow$ 7 bulles sur 13 s)

Tableau 4. Résumé de synthèse des observations visuelles

#### 3.5.2 Porosité moyenne du lit fluidisé

La Figure 8 et le Tableau 5 présentent la prédiction des hauteurs et des porosités du lit fluidisé aux différentes conditions de fonctionnement simulées, moyennées sur 30 secondes.



*Figure 8. Porosité du lit en fonction de la vitesse de fluidisation : (•) valeurs expérimentales ; (×) valeurs prédites avec la loi de traînée Wen-Yu ; (O) valeurs prédites avec la loi de traînée modifiée.* 

Pour des vitesses de fluidisation inférieures au minimum de bullage (6,5 mm/s), la porosité est sous estimée par les simulations, quelle que soit la loi de traînée utilisée : 41-43 %, alors que les valeurs expérimentales varient de 41 à 47 %. Cependant, la tendance observée expérimentalement sous l'effet de l'augmentation de la vitesse de fluidisation (augmentation parabolique de la porosité) est bien reproduite par le modèle avec la traînée de Wen et Yu. En l'absence de suffisamment de

simulations sur cette gamme de vitesse de fluidisation, il n'est pas possible de conclure sur ce point en ce qui concerne le modèle avec la loi de traînée modifiée.

Alors qu'expérimentalement, le minimum de bullage correspond à un maximum de la porosité, il correspond dans les simulations à une brisure de la tendance prédite par le modèle avec la loi de traînée de Wen et Yu : la porosité passe de 50 % à 70 %, apparemment de façon linéaire, lorsque la vitesse de fluidisation est augmentée de 1 cm/s à 5 cm/s. Expérimentalement, la porosité varie de 45 % à 46 % sur cette plage de vitesses de fluidisation. A l'opposé, le modèle avec la loi de traînée modifiée reproduit parfaitement la tendance et les valeurs expérimentales sur cette plage.

$u_{\rm f}$ (m/s)	Valeur expérimentale	aleur Loi de traînée de imentale Wen et Yu		Loi de traînée modifiée		
	ε(-)	H (m)	ε(-)	H (m)	ε(-)	
$0,0029 (u_{\rm mf})$	0,41	0,885	0,410	Cas non simulé	Cas non simulé	
0,005	0,43	0,9	0,420	0,885	0,410	
$0,0065 (u_{\rm mb})$	0,47	0,925	0,436	Cas non simulé	Cas non simulé	
0,01	0,45	1,05	0,503	0,935	0,442	
0,05	0,46	1,78	0,707	0,963	0,458	

Tableau 5. Hauteur du lit expansé et porosité pour les simulations réalisées.

#### 3.5.3 Conclusions sur la validité des deux modèles de traînée

Le modèle avec la loi de traînée de Wen et Yu n'est pas capable de prédire la structure hétérogène du lit fluidisé au-delà de la vitesse minimale de bullage, ni la porosité moyenne de la suspension. Pour des vitesses inférieures, la porosité est légèrement sous-estimée, et la structure homogène est correctement prédite.

Le modèle avec la loi de traînée modifiée est capable de prédire le comportement hétérogène du lit fluidisé ainsi que la porosité moyenne lorsque la vitesse de fluidisation est supérieure à la vitesse minimale de bullage. En l'absence de suffisamment de points de simulation, on ne peut pas conclure pour des vitesses inférieures. Par conséquent :

- l'état initial de la défluidisation pour des vitesses de fluidisation initiales supérieures au minimum de bullage n'est pas correctement prédit par le modèle avec la loi de Wen et Yu, alors qu'il l'est par le modèle avec la loi de traînée modifiée ;
- l'état initial de la défluidisation pour des vitesses de fluidisation initiales inférieures au minimum de bullage est prédit de façon acceptable par le modèle de Wen et Yu.

# 3.6 Résultats de simulation de la défluidisation

## 3.6.1 Rappel des conditions de fonctionnement simulées

Les cas testés ont été les suivants :

- $u_f = 0,01 \text{ m/s}$ ; loi de traînée de Wen et Yu ; incompressible ;
- $u_f = 0,05 \text{ m/s}$ ; loi de traînée de Wen et Yu ; incompressible ;
- $u_f = 0,05 \text{ m/s}$ ; loi de traînée de Wen et Yu ; compressible ;
- $u_f = 0.05 \text{ m/s}$ ; loi de traînée modifiée ; incompressible.

## 3.6.2 Analyse qualitative et observations visuelles



Figure 9 présente les champs instantanés de concentration volumique en particules en début de défluidisation, obtenus avec les simulations (vitesse initiale de fluidisation de 50 mm/s et loi de traînée modifiée) et comparés à ceux de Sharma et al. (2006) (vitesse initiale de fluidisation de 28 mm/s). La comparaison est réalisée, même si la vitesse initiale de fluidisation est différente.

La structure en bas du lit est similaire. La simulation présente un nombre de bulles moins important que celui obtenu par Sharma et al. (2006). La taille caractéristique des bulles est de l'ordre de 1-2 cm.



Figure 9. Champs instantanés de concentration volumique en particules obtenu dans ce travail pour une vitesse de 0,05 m/s et loi de traînée modifiée (gauche) et celui obtenu par Sharma et al. (2006) pour une vitesse de fluidisation de 0,028 m/s (droite).

Les champs instantanés de concentration volumique de solide pendant la défluidisation sont présentés dans la Figure 10. Le temps d'évacuation des bulles est bien prédit par la simulation : 1,5-2 s par rapport à la valeur expérimentale obtenue pour les mêmes conditions de 1-2 s. Cependant la sédimentation de la phase dense n'est pas observée. Cela est dû au fait que la phase dense dans le lit fluidisé simulé est déjà au maximum de compactage. Après l'évacuation des bulles, le lit est complètement défluidisé, il n'est donc pas possible d'observer un front ascendant et descendant de défluidisation.



Figure 10. Champs instantanés de concentration volumique de solide au cours de la défluidisation.  $u_f = 0,05 \text{ m/s}$ ; loi de traînée : modifiée.

Les champs instantanés de concentration volumique de solide au cours de la défluidisation pour les simulations utilisant la loi de traînée proposée par Wen et Yu à des vitesses de fluidisation de 0,01 m/s et 0,05 m/s sont présentés dans les Figure 11 et Figure 12. Notons qu'à ces vitesses de fluidisation utilisées on devrait être dans le cas d'un lit fluidisé à bulles et non pas homogène. Par conséquent, la prédiction des conditions initiales de la défluidisation étant erronée, l'analyse présentée ci-dessous des résultats numériques de la défluidisation d'un lit homogène doit être considérée avec précaution.

Lors des deux simulations, les deux fronts de défluidisation : chute de la surface du lit (du haut vers le bas) et front de sédimentation (du bas vers le haut) sont visibles dans l'évolution instantanée des champs de concentration volumique de solide. L'évolution est très similaire à la zone de sédimentation de la représentation schématique des étapes de défluidisation (Figure 13) proposée par Geldart et Wong (1985) : une première chute rapide du lit due à l'évacuation des bulles, puis la surface du lit chute lentement à une vitesse constante jusqu'à une hauteur proche de celle au minimum de fluidisation, et enfin la consolidation de la suspension.



Figure 11. Champs instantanés de concentration volumique de solide au cours de la défluidisation.  $u_f = 0,01 \text{ m/s}$ ; loi de traînée : Wen et Yu.



Figure 12. Champs instantanés de concentration volumique de solide au cours de la défluidisation.  $u_f = 0,05 \text{ m/s}$ ; loi de traînée : Wen et Yu.



Figure 13. Schéma des étapes de défluidisation présenté par Geldart et Wong (1985).

#### 3.6.3 Analyse des fronts ascendant et descendant de la défluidisation

Le Tableau 6 présente les prédictions de vitesses des fronts ascendant et descendant de la défluidisation pour les quatre conditions opératoires simulées.

Tableau 6. Récapitulatif des vitesses ascendantes / descendantes des fronts de défluidisation expérimentales et prédites par les simulations. Vitesses exprimées en mm/s.

Etat		Loi de traînée d	le Wen et Yu	Loi de traînée modifiée	Etat	Expérience	
initial	$u_f$	Incompressible	Compressible	Incompressible	initial u <sub>f</sub>	Simple drainage	Double drainage
Hamaalma	0,01	19 / -8	-	-	$H_{\text{cm}} = 2 \frac{1}{2} \frac{1}{2$	$26 \neq 2$	67 / 4
Homogene	0,05	20 / -45	35 / -40	_	Homogene 0,0063	30/-3	0//-4

La Figure 14 présente l'évolution temporelle des fronts de défluidisation pour la simulation compressible avec la loi de traînée de Wen et Yu avec une vitesse de fluidisation initiale de 50 mm/s. La Figure 15 présente la vitesse de gaz qui s'échappe du lit fluidisé pendant la défluidisation. La simulation n'étant pas convergée, aucune conclusion n'est possible.

La Figure 16 présente l'évolution temporelle des fronts de défluidisation pour la simulation incompressible avec la loi de traînée de Wen et Yu avec une vitesse de fluidisation initiale de 50 mm/s. La Figure 17 présente la vitesse de gaz qui s'échappe du lit fluidisé pendant la défluidisation.

La Figure 18 présente l'évolution temporelle des fronts de défluidisation pour la simulation incompressible avec la loi de traînée de Wen et Yu pour une vitesse de fluidisation initiale de 10 mm/s. La Figure 19 présente la vitesse de gaz qui s'échappe du lit fluidisé pendant la défluidisation.



Figure 14. Evolution temporelle des fronts de défluidisation prédite par la simulation compressible avec la loi de traînée de Wen et Yu avec une vitesse de fluidisation initiale de 50 mm/s.



Figure 15. Evolution temporelle de la vitesse de gaz qui s'échappe pendant la défluidisation prédite par la simulation compressible avec la loi de traînée de Wen et Yu avec une vitesse de fluidisation initiale de 50 mm/s.



Figure 16. Evolution temporelle des fronts de défluidisation prédite par la simulation incompressible avec la loi de traînée de Wen et Yu avec une vitesse de fluidisation initiale de 50 mm/s.



Figure 17. Evolution temporelle de la vitesse de gaz qui s'échappe pendant la défluidisation prédite par la simulation incompressible avec la loi de traînée de Wen et Yu avec une vitesse de fluidisation initiale de 50 mm/s.



Figure 18. Evolution temporelle des fronts de défluidisation prédite par la simulation incompressible avec la loi de traînée de Wen et Yu avec une vitesse de fluidisation initiale de 10 mm/s.



Figure 19. Evolution temporelle de la vitesse de gaz qui s'échappe pendant la défluidisation prédite par la simulation incompressible avec la loi de traînée de Wen et Yu avec une vitesse de fluidisation initiale de 10 mm/s.



Figure 20. Détermination de la vitesse moyenne de chute de la surface du lit pour :  $u_f=0,01$  m/s ; loi de traînée : Wen et Yu (incompressible).

## **3.7 Conclusion**

La simulation numérique d'un lit fluidisé 2D a été entreprise. Le modèle est basé sur le formalisme euler-euler avec prise en compte de la turbulence, du couplage entre phases par la traînée, les collisions particule-particule inélastiques sans frottement (théorie cinétique des milieux granulaires secs), et les collisions particule-parois élastiques sans frottement. Deux lois de traînée sont mises en œuvre : Wen-Yu et une loi modifiée, proposée par Total et l'IFP dans les années 90. Après avoir simulé l'écoulement à différentes vitesses de fluidisation comprises entre  $u_{mf}$  et 10  $u_{mb}$ , l'alimentation en air est arrêtée, et la défluidisation est simulée. Des capteurs numériques positionnés sur l'axe vertical médian informent sur les valeurs de pressions et de concentrations volumiques en particules locales instantanées. Les données sont traitées suivant une méthode similaire à celle utilisée expérimentalement, pour évaluer la vitesse des fronts ascendant et descendant de la défluidisation.

Le modèle avec la loi de traînée de Wen et Yu n'est pas capable de prédire la structure hétérogène du lit fluidisé au-delà de la vitesse minimale de bullage, ni la porosité moyenne de la suspension. Pour des vitesses inférieures, la porosité est légèrement sous-estimée, et la structure homogène est correctement prédite.

Le modèle avec la loi de traînée modifiée est capable de prédire le comportement hétérogène du lit fluidisé ainsi que la porosité moyenne lorsque la vitesse de fluidisation est supérieure à la vitesse minimale de bullage. En l'absence de suffisamment de points de simulation, on ne peut pas conclure pour des vitesses inférieures.

Par conséquent :

- l'état initial de la défluidisation pour des vitesses de fluidisation initiales supérieures au minimum de bullage n'est pas correctement prédit par le modèle avec la loi de Wen et Yu, alors qu'il l'est par le modèle avec la loi de traînée modifiée ;
- l'état initial de la défluidisation pour des vitesses de fluidisation initiales inférieures au minimum de bullage est prédit de façon acceptable par le modèle de Wen et Yu.

Concernant la modélisation de la défluidisation, malgré la sur-expansion du lit, les résultats obtenus avec la loi de traînée proposée par Wen-Yu plus proche d'une vrai condition de fluidisation homogène ( $u_f = 0,01 \text{ m/s}$ ) donnent des vitesses des fronts de désaération proches des valeurs expérimentales.

Avec une vitesse de 0,05 m/s et en utilisant la loi de traînée modifiée, donc un lit fluidisé à bulles, le temps d'évacuation des bulles est dans la gamme des temps expérimentaux. Par contre, la zone de sédimentation n'est pas prédite une fois que la phase dense du lit fluidisé est déjà au maximum de compactage.

La simulation où la compressibilité du gaz a été prise en compte n'a pas convergé, on ne peut donc pas conclure sur l'influence de ce paramètre.

En conclusion, dans les conditions numériques testées, en utilisant :

- la loi de traînée proposée par Wen-Yu :
  - o on n'arrive pas a prédire de régime de fluidisation hétérogène ;
  - en défluidisation, à partir d'un régime de fluidisation homogène, ( $u_f = 0.01$  m/s et 0.05 m/s), les valeurs des vitesses des fronts de sédimentation calculées sont de l'ordre de grandeur des valeurs expérimentales.
- la loi de trainée modifiée :
  - o on arrive à prédire le régime de fluidisation hétérogène ;
  - o en défluidisation, la désaération des bulles est bien prédite par contre la sédimentation et la décompression de la phase émulsion ne sont pas bien prédites car dès que les bulles sont évacuées la phase dense est au maximum de compactage.

#### Paramètres Fluent

Models         Model       Settings         Space       2D         Time       Unsteady, 1st-Order Impliviscous         Wall Treatment       Standard k-epsilon turbuits         Wall Treatment       Standard k-epsilon turbuits         Wall Treatment       Standard k-epsilon turbuits         Wall Treatment       Disabled         Solidification and Melting       Disabled         Solidification and Melting       Disabled         Coupled Dispersed Phase       Disabled         Pollutants       Disabled         Soot       Disabled         Material Properties       Material Conductivity         Material: air (fluid)       Property         Progerty       Units       Method         Density       kg/m3       constant         L-J Characteristic Length       angstrom       constant         L-J Energy Parameter       k       constant         L-J Energy Parameter       k       constant         Speed of Sound       m/s       nome         Material: fcc (fluid)       Property       Units         Property       Units       Method         Density	icit Lence model					
Model   Settings     Space   2D     Time   Unsteady, 1st-Order Impliviscous     Viscous   Standard Wall Functions     Multiphase K-epsilon Models   Dispersed Approach     Multiphase K-epsilon Models   Disabled     Species Transport   Disabled     Solidification and Melting   Disabled     Pollutants   Disabled     Pollutants   Disabled     Material: air (fluid)   Property     Material: air (fluid)   Material: constant     Cp (Specific Heat)   j/kg-k     Viscosity   kg/ms     Molecular Weight   kg/ms     L-J Energy Parameter   angstrom     L-J Energy Parameter   constant     Speed of Sound   m/s     Material: fcc (fluid)   Property     Units   Method     Density   kg/ms     Cp Specific Heat)   j/kg-k     Constant   Constant     L-J Energy Parameter   angstrom     Kg/ms   constant     Density   kg/ms     Density   kg/ms     Constant   Ch Specific Heat)     Density   kg/ms     Conductivity   m/s     Material: fcc (fluid)     Property <t< td=""><td>icit Lence model</td></t<>	icit Lence model					
Space       2D         Time       Unsteady, 1st-Order Impl:         Viscous       Standard k-epsilon turbui         Wall Treatment       Dissbled         Solidification and Melting       Dissbled         Doubled Dispersed Phase       Dissbled         Coupled Dispersed Phase       Dissbled         Pollutants       Dissbled         Pollutants       Dissbled         Soot       Dissbled         Material: air (fluid)       Property         Property       Units         Material: air (fluid)       Property         Density       kg/m3       constant         Cp (Specific Heat)       j/kg-k       constant         L-J Energy Parameter       k       constant         L-J Energy Parameter       k       constant         Thermal Expansion Coefficient       1/k       constant         Speed of Sound       m/s       none    Material: fcc (fluid)	cit Lence model					
Solidification and Melting   Disabled     Species Transport   Disabled     Coupled Dispersed Phase   Disabled     Pollutants   Disabled     Soot   Disabled     Material Properties						
Material Properties Material: air (fluid) Property Units Method Density kg/m3 constant Cp (Specific Heat) J/kg-k constant Thermal Conductivity w/m-k constant Viscosity kg/m-s constant L-J Characteristic Length angstrom constant L-J Energy Parameter k constant Thermal Expansion Coefficient 1/k constant Speed of Sound m/s none Material: fcc (fluid) Property Units Method Density kg/m3 constant Cp (Specific Heat) J/kg-k constant Constant Density kg/m3 constant Cp (Specific Heat) J/kg-k constant L-J Energy Parameter kg/m3 constant Cp (Specific Heat) J/kg-k constant Cp (Specific Heat) J/kg/m-s constant Thermal Conductivity w/m-k constant Viscosity kg/m-s constant L-J Energy Parameter kg/kgmol constant L-J Energy Parameter k constant L-J Energy Parameter k constant L-J Energy Parameter k constant L-J Energy Parameter k constant Thermal Expansion Coefficient 1/k constant Speed of Sound m/s none	fling Disabled Disabled ase Disabled Disabled Disabled Disabled Disabled					
Material: air (fluid)     Property   Units   Method     Density   kg/m3   constant     Cp (Specific Heat)   j/kg/m-s   constant     Thermal Conductivity   w/m-k   constant     Molecular Weight   kg/ms   constant     L-J Characteristic Length   angstrom   constant     L-J Energy Parameter   k   constant     Degrees of Freedom   constant   constant     Speed of Sound   m/s   none     Material: fcc (fluid)   Property   Units   Method     Density   kg/m3   constant     Viscosity   kg/m3   constant     Viscosity   kg/m3   constant     Cp (Specific Heat)   j/kg-k   constant     Viscosity   kg/ms   constant     Viscosity   kg/ms   constant     L-J Characteristic Length   angstrom   constant     L-J Characteristic Length   angstrom   constant     L-J Energy Parameter   k   constant     Degrees of Freedom   mostrom   constant <td></td>						
Property       Units       Method         Density       kg/m3       constant         Cp (Specific Heat)       j/kg-k       constant         Thermal Conductivity       w/m-k       constant         Viscosity       kg/man       constant         Localar Weight       kg/kgm0       constant         L-J Characteristic Length       angstrom       constant         L-J Energy Parameter       k       constant         Degrees of Freedom       constant       constant         Speed of Sound       m/s       none    Material: fcc (fluid)       Property       Units       Method         Density       kg/m3       constant         Cp (Specific Heat)       j/kg-k       constant         Viscosity       kg/m3       constant         Viscosity       kg/m3       constant         L-J Characteristic Length       angstrom       constant         L-J Characteristic Length       angstrom       constant         L-J Characteristic Length       angstrom       constant         L-J Energy Parameter       k       constant         L-J Energy Parameter       k       const						
Density kg/m3 constant Cp (Specific Heat) j/kg-k constant Thermal Conductivity w/m-k constant Viscosity kg/m-s constant Molecular Weight kg/kgml constant L-J Characteristic Length angstrom constant L-J Energy Parameter k constant Degrees of Freedom m/s none Material: fcc (fluid) Property Units Method Density kg/m3 constant Cp (Specific Heat) j/kg-k constant Viscosity kg/m3 constant Cp (Specific Heat) j/kg-k constant Viscosity kg/m3 constant L-J Characteristic Length angstrom constant L-J Energy Parameter k constant Thermal Expansion Coefficient 1/k constant Speed of Sound m/s none	Value(s)					
Material: fcc (fluid)   Property   Units   Method     Density   kg/m3   constant     Cp (Specific Heat)   j/kg/k   constant     Thermal Conductivity   w/m-k   constant     Viscosity   kg/ms   constant     L-J Characteristic Length   angstrom   constant     L-J Characteristic Length   angstrom   constant     L-J Energy Parameter   k   constant     Degrees of Freedom   constant   constant	1.225 1006.43 0.0242 1.7894001e-05 28.966 3.711 78.6 0 0 #f					
Property       Units       Method         Density       kg/m3       constant         Cp (Specific Heat)       j/kg-k       constant         Thermal Conductivity       w/m-k       constant         Viscosity       kg/ms       constant         Collar Weight       kg/kgml       constant         L-J Characteristic Length       angstrom       constant         L-J Energy Parameter       k       constant         Thermal Expansion Coefficient       1/k       constant         Degrees of Freedom       constant       constant						
Density kg/m3 constant Cp (Specific Heat) J/kg-k constant Thermal Conductivity w/m-k constant Viscosity kg/m-s constant Molecular Weight kg/kgmol constant L-J Characteristic Length angstrom constant L-J Energy Parameter k constant Thermal Expansion Coefficient 1/k constant Degrees of Freedom constant Speed of Sound m/s none	Value(s)					
	1400 1006.43 0.0242 1e-15 28.966 3.711 78.6 0 0 #f					
Zones name id type fluid 2 fluid Setup Conditions fluid						
Condition	Value					
Material Name Specify source terms? Source Terms Specify fixed values? Fixed Values Motion Type X-Velocity Of Zone (m/s) Y-Velocity Of Zone (m/s) Rotation speed (rad/s) X-Origin of Rotation-Axis (m) Y-Origin of Rotation-Axis (m) Y-Origin of Rotation-Axis (m) Deactivated Thread Laminar zone? Set Turbulent Viscosity to zero within laminar zo Porous zone?	air no () no () 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0					
Soundary Conditions						
Zones						
name id type velocity_inlet.3 3 velocity_inlet pressure_outlet.2 4 pressure_outlet						
wall.1 5 wall						
setup conditions						
Condition Value						
is zone used in mixing-plane model? no						
pressure_outlet.2						
Condition Value						
Gauge Pressure (pascal)						

wall.1						
Condition			Value			
Wall Motion Shear Boundary Condition Define wall motion relati Apply a rotational veloci Velocity Magnitude (m/s) X-Component of Wall Trans Define wall velocity comp X-Component of Wall Trans Y-Component of Wall Trans Wall Roughness Height (m) Wall Roughness Height (m) Wall Roughness Constant Rotation Speed (rad/s) X-Position of Rotation-AX Y-Position of Rotation-AX X-component of shear stre Y-component of shear stre Specularity Coefficient	0 yes no 1 1 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0					
Solver Settings						
Equations						
Equation Solve	d					
Flow yes Volume Fraction yes Granular Temperature yes Turbulence yes	-					
Numerics						
Numeric	Enabled					
Absolute Velocity Formulatio	n yes					
Unsteady Calculation Parameters						
Time Step (s) Max. Iterations Per Time Ste	0.001 p 100					
Relaxation						
Variable	Relaxation	Factor				
Pressure Density Body Forces Momentum Volume Fraction Granular Temperature Turbulent Kinetic Energy Turbulent Dissipation Rate Turbulent Viscosity	0.30000001 1 1 0.699999999 0.2 0.2 0.30000001 0.80000001 1					
Linear Solver						
Vanishle	Solver	Termination	Residual Reduction			
Proceiro	V-Cucle	0.1				
X-Momentum Y-Momentum	Flexible	0.1 0.1	0.7 0.7			
Volume Fraction Granular Temperature	Flexible	0.1	0.7			
Turbulent Kinetic Energy Turbulent Dissipation Rate	Fle×ible Fle×ible	0.1 0.1	0.7 0.7			
Pressure-Velocity Coupling						
Parameter Value						
Type Phase Coupled SIMPLE						
Discretization Scheme						
Variable						
Momentum Volume Fraction Granular Temperature Turbulent Kinetic Energy Turbulent Dissipation Rate	QUICK QUICK QUICK QUICK QUICK					
Solution Limits						
Quantity	Limit					
Minimum Absolute Pressure Maximum Absolute Pressure Minimum Temperature Maximum Temperature Minimum Turb. Kinetic Energy Minimum Turb. Dissipation Ra Maximum Turb. Viscosity Rati	1 5e+10 1 5000 1e-14 te 1e-20 0 100000					