

50376
1989
29

Numéro d'ordre : 314

50376
1989
29

THESE

présentée pour obtenir le titre

de

DOCTEUR DE L'UNIVERSITE

DES SCIENCES ET TECHNIQUES

DE LILLE-FLANDRES-ARTOIS

par

Bouchra TAHA

Ingénieur UTC



**COMPORTEMENT DE PARTICULES DANS DES
LITS FLUIDISES GAZ-SOLIDE AVEC UNE
GRILLE MULTIJETS**

**REGIMES HYDRODYNAMIQUES
SEGREGATION ET MELANGE**

soutenu le 3 février 1989 devant la commission d'examen

MM. C. LAGUERIE
Y. MOLODTSOF
J. GRIMBLLOT
F. WALLART
M. NOMINE
A. KONIUTA

Président et Rapporteur
Rapporteur
Examineur
Examineur
Examineur
Examineur

A mes parents.....

AVANT-PROPOS

Le présent travail a été effectué dans le cadre du Laboratoire de Génie Chimique et d'Automatique (L.G.C.A), pour le Centre d'Etude et de Recherche de Charbonnages de France (CERCHAR) sur la Plate-forme d'Essais des Charbons de Mazingarbe.

Je tiens tout d'abord à remercier la Région Nord-Pas-de-Calais et le CERCHAR pour le soutien financier dont a bénéficié cette étude.

Je profite de l'occasion qui m'est offerte pour remercier Monsieur GRIMBLOT, Professeur de l'Ecole Nationale Supérieure de Chimie de Lille (E.N.S.C.L), pour avoir accepté de diriger cette thèse. Le soutien et la totale confiance qu'il m'a constamment témoignés m'ont permis de mener à bien ce travail.

Je tiens à exprimer ma reconnaissance à Monsieur le Professeur LAGUERIE, Directeur du Laboratoire de Génie Chimique de Toulouse, pour l'honneur qu'il m'a fait en acceptant de présider le jury et d'être rapporteur de ce travail.

Que Monsieur MOLODTSOF, Maître de Conférences à l'Université de Technologie de Compiègne, rapporteur de ce mémoire, reçoive ici le témoignage de ma profonde gratitude, pour les encouragements, les critiques et les conseils qu'il m'a prodigués tout au long de cette recherche.

Monsieur WALLART, Professeur de l'Université de Lille, Monsieur NOMINE, Directeur des Recherches du CERCHAR, Monsieur KONIUTA, Ingénieur au CERCHAR, ont bien voulu examiner ce mémoire et siéger au jury de thèse qu'il me soit permis de leur adresser mes plus vifs remerciements.

Je tiens à exprimer ma très sincère reconnaissance à Monsieur PIETRZYK, Maître de Conférences à l'E.N.S.C.L., pour l'attention avec laquelle il a suivi cette étude et la constante disponibilité dont il a fait preuve à mon égard.

Monsieur BRUYET, Chef du Service Modèles et Maquettes au CERCHAR, m'a accueillie dans son laboratoire et m'a confié cette étude en y portant le plus grand intérêt, qu'il en soit sincèrement remercié.

Messieurs TOULAULT et LIAL, techniciens de la Plate-forme ont largement contribué à une qualité des installations et au bon déroulement du programme expérimental malgré les impératifs de leur travail, qu'ils reçoivent ici ma profonde gratitude.

Je remercie, Monsieur KANIECKI, technicien au CERCHAR pour l'aide qu'il m'a apportée à la réalisation de certains programmes informatiques, ainsi que Madame LAMPIN pour le soin qu'elle a su donner à la présentation de ce document.

Enfin, mes remerciements s'adressent à l'ensemble du personnel de la Plate-forme et collègues du I.G.C.A. pour la bonne ambiance du travail qu'ils ont su créer.

RESUME

Les lits fluidisés sont de plus en plus utilisés pour la mise en oeuvre de réactions entre une phase gazeuse et des particules solides. Ce présent travail porte sur la caractérisation hydrodynamique d'une grille particulière de fluidisation, conçue par le CERCHAR, s'apparentant à la famille des grilles multi-jets et à l'analyse des phénomènes de mélange et de ségrégation que ce type de grille peut induire.

Les mesures effectuées sur un large éventail de produits solides et de points de fonctionnement ont mis en évidence l'existence de deux régimes de fluidisation : l'un s'apparente à celui de la fluidisation classique et l'autre à une couche à jets.

La loi de variation de la hauteur du lit qui délimite ces deux régimes a été déterminée en fonction de la taille des particules.

Par ailleurs, l'analyse des profils de pression a permis de déterminer l'expression de la vitesse minimale de fluidisation de mélanges hétérogènes. Cette vitesse est toujours plus petite que celle obtenue sur des grilles classiques.

Enfin, par une étude complète des profils de concentration radial et axial, nous avons montré que la qualité de brassage des produits solides induite par cette grille est excellente.

MOTS CLES

- Fluidisation
- Lit à jet
- Grille multijets
- Régimes hydrodynamiques
- Vitesse minimale de fluidisation
- Indice de mélange
- Ségrégation axiale
- Ségrégation radiale

SUMMARY

Fluidized beds are widely used for reactions between a gas phase and solid particles. This work, carried out in a square cold model, presents the hydrodynamic study of a special multispout grid developed by the CERCHAR (Centre d'Etudes et Recherches de Charbonnages de France). Mixing and segregation phenomena induced by this grid are also considered.

The effects of particles size and density, bed height and gas velocity on the quality of fluidization in the bed were determined :

The experimental results showed the existence of two flow regimes, the first one corresponding to a multiple spouted bed, the second one to a bubbling fluidized bed.

In all cases, the minimum fluidization velocity of the CERCHAR grid was found smaller than the minimum fluidization velocity using an ordinary porous grid ; an empirical relation, based on the ERGUN's equation, was proposed for the minimum fluidization velocity of binary mixtures.

Finally, the study on the vertical and radial distribution of the jetsam showed that the bed was found to be homogeneous in all cases.

Thanks to its geometry, the CERCHAR grid has many interesting hydrodynamic proprieties, as revealed by this study, that can be put to good use for the operating conditions of fluidized bed combustors and for others applications which need a good mixing.

MOTS CLES

- Fluidization
- Spouted bed
- Fluidization grid
- Multispout fluidization grid
- Minimum fluidization velocity
- Segregation
- Mixing Index
- Binary mixture
- Axial segregation
- Radial segregation

SOMMAIRE

	Page
<u>INTRODUCTION GENERALE</u>	1
<u>CHAPITRE I : DESCRIPTION DES DISPOSITIFS EXPERIMENTAUX</u>	5
I.1. Appareillages	6
I.2. Mesure du débit d'air	9
I.3. Mesure de pression	11
I.3.1. Le long de la colonne	11
I.3.2. Autre mesure de pression	11
I.4. Caractéristiques des matériaux fluidisés	12
I.5. Procédures expérimentales	16
I.5.1. Méthode de l'expansion du lit	16
I.5.2. Détermination des profils de concentration des mélanges	17
I.6. Conclusion	19
<u>CHAPITRE II : LA FLUIDISATION PAR LA GRILLE CERCHAR</u>	20
II.1. Résultats théoriques et expérimentaux de la littérature concernant des lits fluidisés et systèmes dérivés	21
II.1.1. La fluidisation classique gaz-solide	21
II.1.1.1. Généralités	
II.1.1.2. Perte de charge	
II.1.1.3. Vitesse minimale de fluidisation	
II.1.2. Lit à jet	32
II.1.2.1. Généralités	
II.1.2.2. Description et régimes hydrodynamiques	
II.1.2.3. Perte de charge, vitesse minimale et hauteur maximale H_M pour une couche à jet	

	Page
II.1.3. Lit fluidisé avec un jet immergé	41
II.1.3.1. Généralités	
II.1.3.2. Comportement du "jet" et longueur de pénétration	
II.1.3.3. Angle et frontière du jet	
II.1.3.4. Entraînement du gaz et des particules dans le jet	
II.1.3.5. Profil de pression et de vitesse	
II.1.4. Lit à jets multiples	47
II.1.5. Conclusion	47
II.2. Analyse des résultats expérimentaux	49
II.2.1. Fluidisation avec grille CERCHAR et grille classique : comparaison	49
II.2.1.1. Présentation des résultats	
II.2.1.2. Analyse des résultats	
II.2.1.2.1. Cas de la perte de charge totale ΔP_t	
A. Influence de la masse du lit	
B. Mesure de la pression par le tube de Pitot dans la pyramide centrale	
II.2.1.2.2. Cas du gradient de pression	
II.2.1.3. Conclusion	
II.2.2. Essais systématiques	65
II.2.2.1. Influence de la vitesse du gaz	
II.2.2.1.1. Cas des petites vitesses $U_g \ll U_{mf}$	
II.2.2.1.2. Cas des grandes vitesses $U_g \gg U_{mf}$	
II.2.2.1.3. Cas des vitesses intermédiaires	
II.2.2.1.4. Conclusion	
II.2.2.2. Influence de la hauteur du lit	
II.2.2.3. Conclusion	
II.3. Influence des caractéristiques physiques des particules sur H_c	74
II.3.1. Grille à 9 pyramides	75
II.3.2. Grille à 4 pyramides	77
II.3.3. Corrélations de la hauteur critique	78
II.3.4. Grille monopyramidale	82
II.4. Conclusion	85

	Page
<u>CHAPITRE III : ANALYSE DES MELANGES BINAIRES</u>	87
III.1. Fluidisation des mélanges binaires : données dè la littérature	88
III.1.1. Fluidisation classique : mesure et définition de la vitesse minimale de fluidisation	89
III.1.1.1. Terminologie	
III.1.1.2. Corrélations de la vitesse minimale de fluidisation du mélange	
III.1.2. Mélange binaire dans un lit à jet	97
III.1.3. Conclusion	97
III.2. Résultats expérimentaux	99
III.2.1. Profil de pression	100
III.2.2. Vitesse minimale de fluidisation des mélanges binaires	109
III.2.2.1. Résultats expérimentaux	
III.2.2.2. Comparaison entre la grille 9 pyramides et la grille poral	
III.2.2.3. Comparaison des résultats expérimentaux avec les corrélations existantes	
III.2.2.4. Etablissement de nouvelles corrélations	
III.2.3. Conclusion	123
<u>CHAPITRE IV : STRUCTURE D'UN LIT DE DEUX POPULATIONS DE PARTICULES DIFFERENTES FLUIDISEES PAR LA GRILLE CERCHAR</u>	130
<u>Phénomène de ségrégation axiale et radiale</u>	
IV.1. Analyse bibliographique des phénomènes de mélange et de ségrégation	131
IV.1.1. Description des phénomènes physiques à la base des phénomènes de mélange ou de ségrégation	131
IV.1.2. Modèle de Gibilaro et Rowe	136

	Page
IV.1.3. Indice de mélange	138
IV.1.4. Ségrégation radiale	143
IV.1.5. Phénomène de mélange et de ségrégation dans un lit à jet	143
IV.1.6. Conclusion	145
IV.2. Résultats expérimentaux	147
IV.2.1. Présentation des résultats	147
IV.2.2. Interprétation et discussion	149
IV.2.2.1. Profil axial et radial des concentrations	
IV.2.2.2. Influence de la vitesse du gaz	
IV.2.2.3. Influence de la concentration en particules immergeables	
IV.2.3. Résultats en indices de mélange	168
IV.2.3.1. Principe et présentation des résultats	
IV.2.3.2. Analyse des résultats	
IV.3. Conclusion	185
<u>CONCLUSION GENERALE</u>	186
<u>NOMENCLATURE</u>	190
<u>REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES</u>	197
<u>ANNEXES</u>	

INTRODUCTION GENERALE

Les lits fluidisés sont de plus en plus utilisés pour la mise en oeuvre de réactions entre une phase gazeuse et des particules solides : réactions catalytiques, réactions de transformation d'un solide, gazéification et combustion du charbon, etc... Dans de nombreux procédés industriels ayant traités à la technique fluidisée, les solides utilisés sont rarement constitués de particules identiques. C'est le cas des procédés en continu dans lesquels le solide subit une transformation. On trouve alors dans la couche des particules ayant des stades de conversion différents et par suite des masses volumiques et des tailles différentes. Les phénomènes de mélange et de ségrégation de ces particules prennent alors une importance considérable puisqu'ils sont souvent responsables du bon ou du mauvais fonctionnement du réacteur.

Aussi, à la fin des années 50, le CERCHAR a conçu une grille particulière pour la carbonisation en lit fluidisé de charbons agglutinants puis pour l'incinération de boues industrielles. Plus récemment, au début des années 80, il a entrepris le développement d'une gamme de chaudières flexibles à lit fluidisé de tailles moyennes (10 à 50 tonnes/heure de vapeur) pour brûler une grande variété de combustibles. Dans l'un et l'autre cas, il s'agissait d'éviter les risques de prise en masse du lit et d'obtenir une fluidisation stable et uniforme avec des lits formés de particules ayant une répartition granulométrique étendue et des grains de fort calibre.

Avec les grilles classiques de fluidisation ce but n'est qu'imparfaitement atteint : des problèmes de ségrégation apparaissent dès que la granularité et la nature des produits sont un tant soit peu dispersées ou dès que la taille des grains dépasse quelques millimètres. La grille CERCHAR, quant à elle, est dans son principe composée d'orifices en forme de pyramides inversées juxtaposées ; elle remédie aux défauts des grilles classiques et améliore les performances de ces dernières. On invoque pour expliquer ce fait, la bonne qualité du brassage des particules solides. Ceci ne peut, toutefois, être directement observé sur une installation pilote. L'objectif principal de ce projet, proposé par le CERCHAR, est d'apporter la preuve de ce meilleur brassage, d'en

décrire les mécanismes et d'en définir les limites au moyen d'essais contrôlés sur maquettes. La recherche des conditions optimales de fonctionnement en matière de ségrégation peut être faite en multipliant les expériences à l'échelle du laboratoire. Néanmoins, cette méthode risque d'être très couteuse et pose un problème important, celui de l'extrapolation vers des installations de taille industrielle.

Pour réduire ce risque, il convient donc en premier lieu de bien comprendre les mécanismes hydrodynamiques de la fluidisation par la grille CERCHAR, puis en second lieu, d'étudier les effets induits par cette grille sur le mélange et la ségrégation des particules par un nombre limité d'essais judicieusement choisis.

C'est dans cet esprit que le travail présenté dans ce mémoire a été mené : nous mettons tout d'abord en évidence la spécificité hydrodynamique de la fluidisation engendrée par ce type de grille puis nous analysons la structure des lits constitués de particules de nature et/ou de tailles différentes fluidisées par cette grille en terme de mélange et de ségrégation. Une grille classique tient lieu de référence tout le long de cette étude.

La première partie de ce mémoire est consacrée à la description des dispositifs expérimentaux et des procédures opératoires qui ont été mis au point pour la réalisation du travail expérimental.

La deuxième partie concerne l'analyse des mécanismes hydrodynamiques qui gouvernent la fluidisation par la grille CERCHAR.

Dans la troisième partie nous présentons et analysons les résultats expérimentaux relatifs à la mise en suspension de mélanges constitués de deux populations de particules qui diffèrent par leur taille et leur nature.

La quatrième partie est relative à la présentation, l'analyse et l'exploitation de l'ensemble des résultats concernant les phénomènes de mélange et de ségrégation en régime stationnaire, dans des situations diverses afin de mettre en évidence les conditions d'obtention d'un bon mélange ou d'une ségrégation.

Ce travail se situe donc à la frontière de plusieurs domaines de recherches : fluidisation de particules homogènes par des distributeurs de gaz classiques ou par des systèmes dérivés, fluidisation de mélange binaires, phénomènes de mélange et ségrégation. Aussi avons-nous jugé préférable, pour plus de clarté, de présenter au début de chaque partie la synthèse bibliographique s'y rapportant.

CHAPITRE I

DESCRIPTION DES DISPOSITIFS EXPERIMENTAUX

Dans ce chapitre, nous décrivons les appareillages adoptés pour la réalisation du travail expérimental, nous spécifions les caractéristiques physiques des particules utilisées et nous décrivons les procédures expérimentales retenues pour l'ensemble de nos essais.

I.1. APPAREILLAGES

L'installation expérimentale est représentée schématiquement sur la figure I.1. Elle comporte essentiellement une colonne à base carrée en plexyglass de 0,16 m² de section droite et de 1m de hauteur. Elle peut être surmontée d'un élément supplémentaire identique au précédent pour limiter les envols des particules. La transparence de la colonne permet d'observer le comportement de la couche fluidisée. Trois grilles de fluidisation ont été adaptées à cette colonne :

- une grille poreuse (Société PORAL), assure une répartition uniforme de l'air : elle nous sert de référence tout au long de notre étude.
- Une grille pyramidale de type CERCHAR munie de 9 pyramides qui représentent à l'échelle 1/3 les pyramides industrielles (figure I.2).
- Une grille comportant 4 pyramides qui conservent les mêmes angles au sommet par rapport aux précédentes (figure I.2).

Un système d'inserts permet de réduire le diamètre des embouts (de 40 à 10 mm). Par ailleurs, de fines toiles métalliques, de résistance négligeable à l'écoulement gazeux sont placées à une distance de 35 mm en-dessous de la base inférieure des pyramides. Ce dispositif permet de supporter les particules lors des arrêts.

Les pyramides sont alimentées individuellement en air. Ces mêmes conduites servent à alimenter la colonne munie de la grille PORAL par l'intermédiaire d'une boîte à vent adaptable à la grille et à la colonne.

MAQUETTE 9 PYRAMIDES

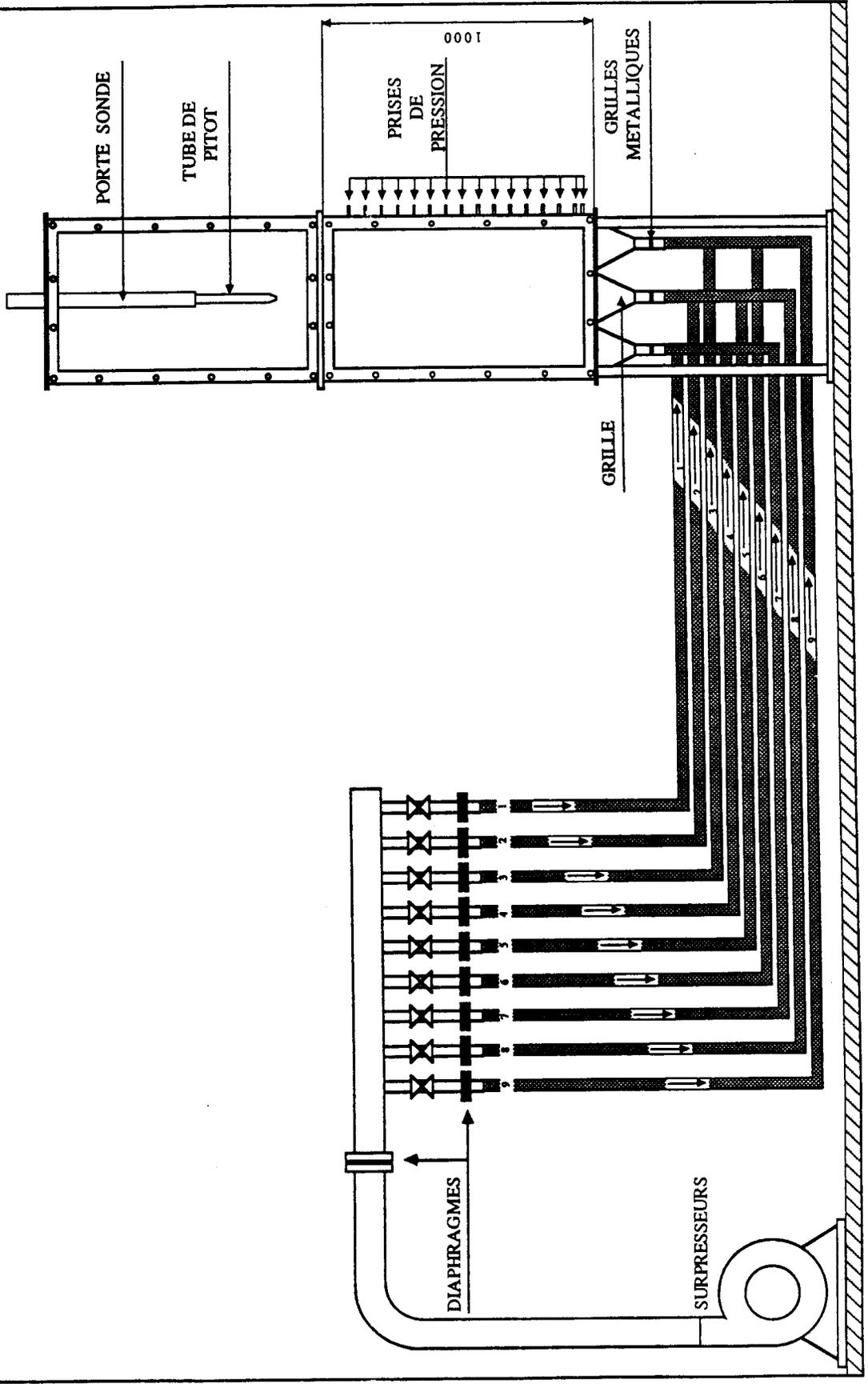


FIGURE I.1. : INSTALLATION EXPERIMENTALE

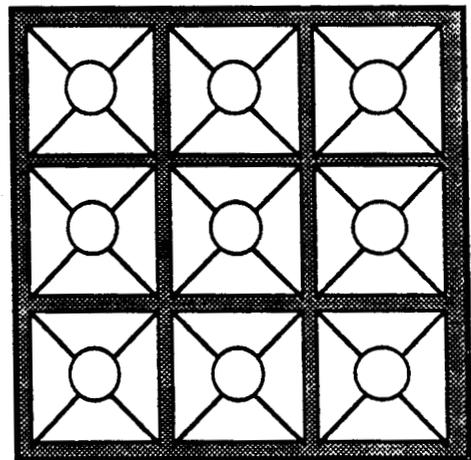
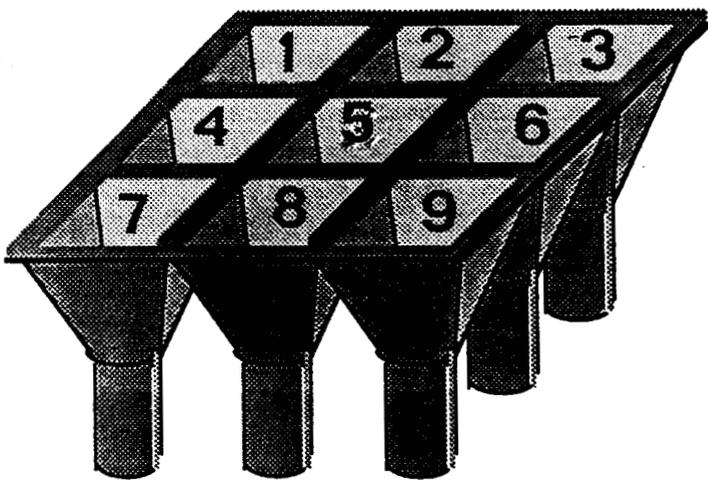
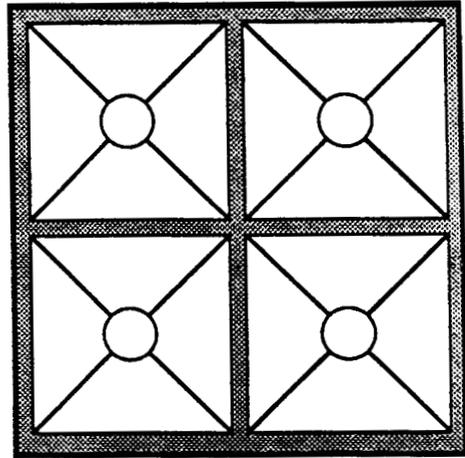
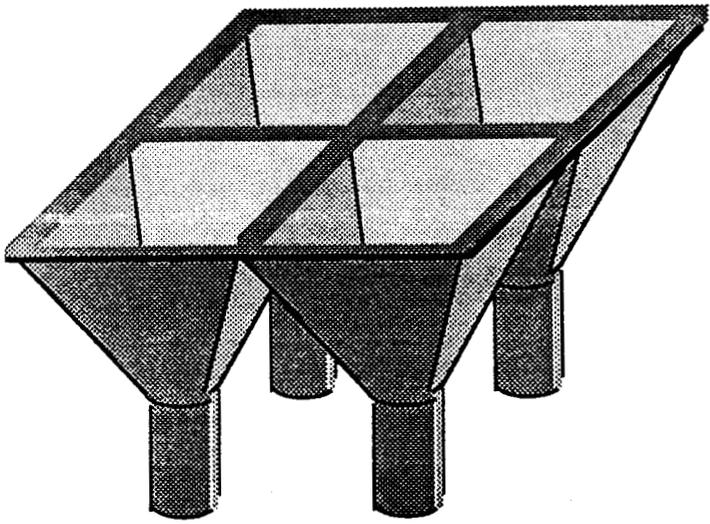


FIGURE I.2. : GRILLES A PYRAMIDES CERCHAR

L'air de fluidisation est fourni par deux surpresseurs de type Roots de débit maximal de $2000 \text{ m}^3/\text{h}$ sous une pression de refoulement de 0,8 bar. Les raccordements des 9 conduites à la canalisation principale provenant des surpresseurs se font par l'intermédiaire d'un collecteur. Un jeu de vannes permet d'alimenter séparément chacune d'elle.

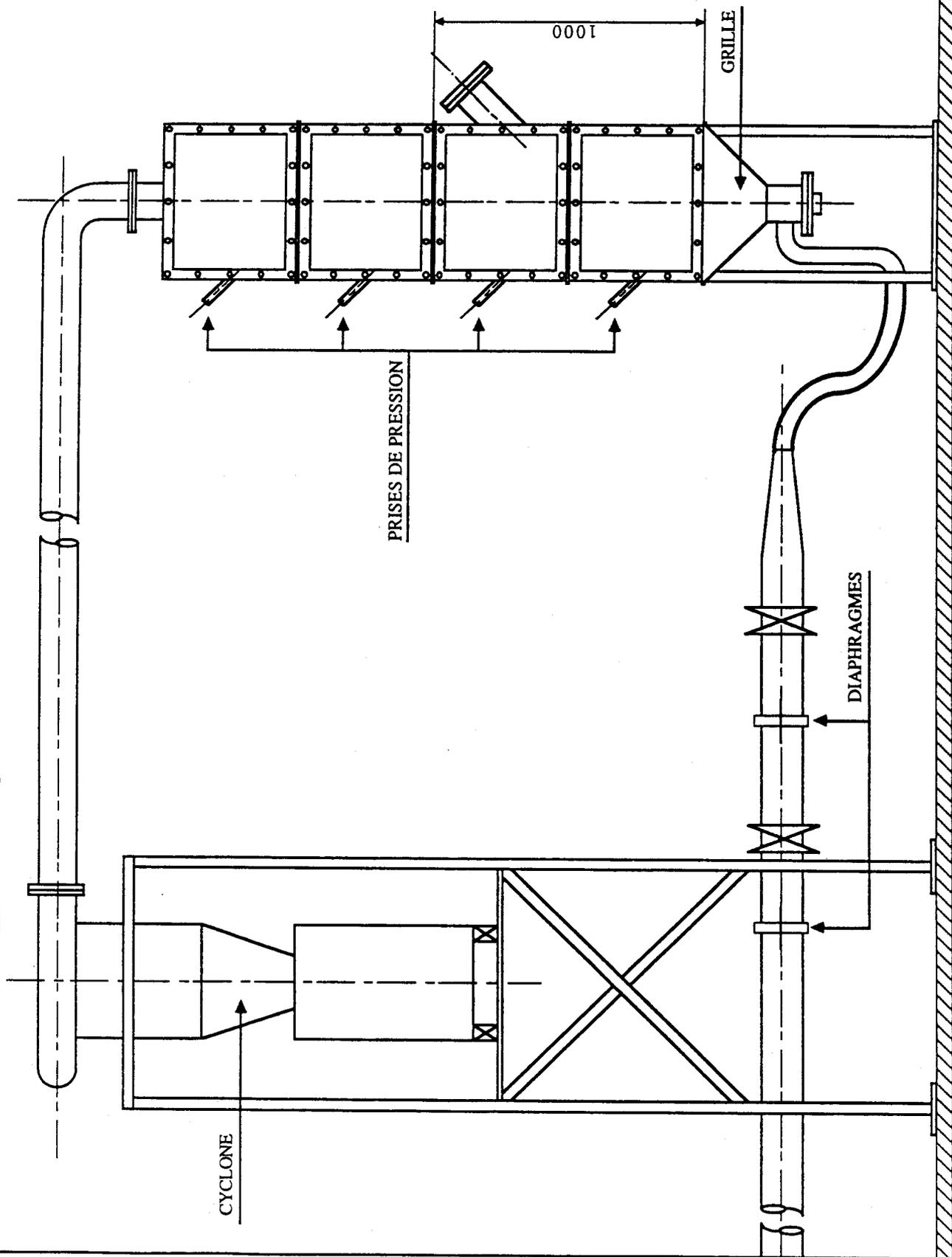
Nous avons également eu recours à une installation expérimentale schématisée sur la figure I.3. Cette maquette a été dessinée et utilisée par le CERCHAR pour le développement et la mise au point de siphons d'alimentation de grilles type CERCHAR. Elle comporte une maquette monopyramidale de même section que notre colonne. Cette grille nous a paru intéressante pour la mise en oeuvre de certains essais de notre étude, car elle présente l'intérêt pratique d'être opérationnelle et surtout de disposer de caractéristiques géométriques comparables à celles des deux autres grilles. Elle est alimentée par un surpresseur Solivent Ventec (débit maximal de $3000 \text{ m}^3/\text{h}$ sous une pression de refoulement de 0,3 bar).

I.2. MESURE DU DEBIT D'AIR

Le débit d'air d'alimentation est mesuré à l'aide de diaphragmes de différents diamètres selon la gamme de vitesses désirée. Les diaphragmes sont construits suivant la norme française X10.102. Le principe de la mesure du débit et de la détermination des caractéristiques du diaphragme est donné en annexe I. Un programme de calcul a été élaboré pour la détermination de la vitesse U_g de fluidisation. La précision obtenue sur la valeur de la vitesse est de 3 %. Pour travailler à des débits d'air suffisamment bas, sans faire chauffer les surpresseurs, nous avons installé un dispositif qui permet de réduire le débit fourni par les surpresseurs. De même, ces derniers peuvent fonctionner à la moitié du débit maximal ($500 \text{ m}^3/\text{h}$ chacun) grâce à un système de poulies de diamètres variables.

Il a donc été possible de faire fonctionner l'installation pour des vitesses variant de 0 à 3 m/s dans la colonne.

FIGURE I.3. : MAQUETTE MONOPYRAMIDALE



Les températures au niveau des diaphragmes et dans la colonne sont mesurées à l'aide de thermocouples de type K reliés à un thermomètre numérique type AOIP PN 5211 à 10 voix.

I.3. MESURE DE PRESSION

I.3.1. Le long de la colonne

14 prises de pression pariétales espacées de 50 mm sont disposées le long de la colonne. Au cours de l'étude, pour augmenter la précision sur la perte de charge totale du lit, une prise supplémentaire a été placée à 24,5 mm de la grille plate.

On mesure les profils de pression à l'aide d'une batterie de manomètres à eau tous branchés en différentiel par rapport à une prise de pression de référence reliée à l'atmosphère (la colonne est à la pression atmosphérique). On réduit ainsi de moitié le nombre de tubes en forme de "U" qu'il aurait été nécessaire d'installer et surtout on améliore sensiblement la précision des lectures.

Des filtres ont été placés au niveau des raccords des flexibles qui relient les prises de pressions aux différents manomètres. Les fluctuations de pression sont donc amorties et le passage des particules dans les lignes manométriques est empêché.

La précision sur chaque mesure de pression est donc théoriquement de 1 mm d'eau. En pratique, étant donné les fluctuations, elle peut atteindre 8 mm d'eau lorsque la couche fluidisée est constituée de deux lots de particules de nature et taille très différentes (soit une précision de 8 % dans les plus mauvais cas).

I.3.2. Autres mesures de pression

- A l'amont de chaque diaphragme des 9 arrivées d'air, une prise de pression est reliée à un manomètre de type Bourdon et à un manomètre en forme de "U" à mercure, par l'intermédiaire d'un "T". La perte de charge due aux diaphragmes est lue sur des manomètres en forme de "U" à eau. Ces mesures de pressions permettent de connaître les débits d'air dans chaque conduite et donc la vitesse dans la colonne.

- Un tube de Pitot double, fin et droit, construit par le CERCHAR, permet de mesurer la pression statique et totale dans le coeur du lit toutes les fois que cela s'est avéré utile. La partie supérieure du tube de Pitot est fixée à un porte sonde (gradué tous les 20 mm), lui-même supporté par un dispositif permettant ainsi le déplacement vertical et horizontal de la sonde.

I.4. CARACTERISTIQUES DES MATERIAUX FLUIDISES

Les matériaux pulvérulents utilisés dans cette étude sont du polystyrène, du verre, du sable, de l'acier, de la chamotte et des cendres.

Les caractéristiques des solides sont consignées dans le tableau I.1.

- Les masses volumiques sont déterminées par un picnomètre.
- Les particules de verre, d'acier et du polystyrène sont sensiblement sphériques. Les facteurs de forme Ψ des particules de sable, de chamotte et des cendres sont évalués à partir des chutes de pression subies par de l'air à travers des couches fixes de ces particules soumises à des tassements différents. Cette méthode repose sur l'application de l'équation d'Ergun /5/ en régime laminaire.

$$\frac{\Delta P}{H_1} = \frac{150 \mu_g U_g (1 - \epsilon)^2}{(d \Psi)^2 \epsilon^3} \quad (\text{I.1})$$

CARACTERISTIQUES DES MATERIAUX UTILISES

NATURE	ρ (kg/m ³)	\bar{d} (mm)	ψ (-)	Umf (cm/s)
Sable	2621	0,26	0,86	5,8
Acier	7393	0,446	1	42
Cendres	2470	0,448	0,78	25,1
Sable(Rhin)	2600	0,466	0,78	17,4
Acier	7393	0,58	1	67
Polystyrène	1028	0,615	1	12
Verre	2550	0,627	1	29
Verre	2555	0,892	1	47
Sable(tamisé)	2600	1,3	0,86	74
Polystyrène	1028	1,436	1	45
Chamotte	2600	1,451	0,69	82
Verre	2555	1,8	1	99
Polystyrène	1028	2,71	1	79
Verre	2555	3,6	1	155

TABLEAU I.1

où encore :
$$\frac{\Delta P}{H_1} = \frac{d^2}{150 \mu_g U_g} = \frac{1}{\Psi^2} \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} = K_t \quad (\text{I.2})$$

où K_t est une constante expérimentale propre à chaque tassement de la couche.

La hauteur H_1 de la couche est reliée à la porosité du lit par la relation :

$$H_1 = \frac{M_s}{S_c \rho (1-\epsilon)} \quad (\text{I.3})$$

avec M_s = Masse du solide
 S_c = Section droite de la colonne

En éliminant le degré de vide ϵ entre les équations I.2 et I.3, on obtient :

$$\left(\frac{1}{K_t H_1^2} \right)^{1/3} = (\rho \Psi)^{2/3} \left(\frac{S_c}{M_s} \right)^{2/3} - \frac{1}{H_1} \left(\frac{\Psi^2}{\rho} \right)^{1/3} \left(\frac{M_s}{S_c} \right)^{1/3} \quad (\text{I.4})$$

on pose alors :
$$a = (\Psi \rho)^{2/3} \left(\frac{S_c}{M_s} \right)^{2/3} \quad (\text{I.5})$$

et :
$$b = \left(\frac{\Psi^2}{\rho} \right)^{1/3} \left(\frac{M_s}{S_c} \right)^{1/3} \quad (\text{I.6})$$

Nous obtenons une équation de la forme :

$$\left(\frac{1}{K_t H_1^2} \right)^{1/3} = a - \frac{b}{H_1} \quad (\text{I.7})$$

Des équations I.5 et I.6, on obtient :

$$\rho = \frac{a}{b} \frac{M_s}{S_c} \quad (\text{I.8})$$

et :
$$\Psi = a^{0,5} b \quad (\text{I.9})$$

Notons que les manipulations sont délicates dans leur mise en oeuvre du fait que la précision des résultats est liée à la réalisation de tassements homogènes de la couche. Nous estimons à 10 % l'incertitude relative sur Ψ .

- Les répartitions granulométriques des différents lots de particules sont données en annexe 2. Le diamètre moyen que nous avons considéré est donné par la relation suivante :

$$\bar{d} = \frac{100}{\sum_{i=1}^n x_i / \bar{d}_i} \quad (\text{I.10})$$

avec x_i = pourcentage massique du solide que laisse passer le tamis d'ouverture t_{i-1} et que retient le tamis t_i .

$\bar{d}_{i(mm)}$ = diamètre moyen de cette fraction de population tel que :

$$\bar{d}_{i(mm)} = \frac{t_{i-1} + t_i}{2}$$

I.5. PROCEDURES EXPERIMENTALES

Les techniques expérimentales adoptées pour la réalisation de notre étude sont très simples et classiques. Elles ont concerné :

- les mesures des profils de pression (à la paroi de la colonne et dans le lit par un tube de Pitot),
- la détermination des profils axiaux et radiaux de composition massique de particules immergeables (qui ont tendance à s'établir en bas du lit).

Nous explicitons ci-après les procédures retenues et l'intérêt de chaque méthode.

I.5.1.Méthode de l'expansion du lit

Partant d'une vitesse importante U_g au niveau de la grille, nous diminuons le débit gazeux par défluidisation progressive. Pour chaque valeur de la vitesse, on note les valeurs des pressions pariétales correspondantes. La mesure des profils de pression permet de définir, si elle existe, la zone d'écoulement établi.

En effet Molodtsov /1/ a démontré que l'écoulement établi est caractérisé par un profil linéaire, c'est-à-dire :

$$\frac{\delta P}{\delta z} = \text{cte} \quad (\text{I.11})$$

L'exploitation des profils de pression permet aussi d'accéder à la perte de charge totale du lit ΔP_t , à sa hauteur H_1 , à sa porosité ϵ et dans le cas d'un régime établi au gradient axial de pression $\Delta P/L$.

Par ailleurs, la variation de la chute de pression subie par le gaz à travers la couche permet de déterminer la vitesse minimale de fluidisation U_{mf} .

Dans certains cas et uniquement pour les grilles CERCHAR, l'exploitation des mesures relevées à la paroi s'est avérée insuffisante. Il a donc fallu procéder à des explorations axiales et radiales dans le lit et dans des pyramides à l'aide du tube de Pitot.

La technique de l'expansion du lit a été adoptée pour l'ensemble des essais présentés dans les second et troisième chapitres. Cette méthode simple et précise présente en outre l'intérêt de donner accès aux paramètres hydrodynamiques caractéristiques de la fluidisation.

I.5.2. Déterminations des profils de concentration des mélanges

Les composants du mélange sont introduits séparément dans la colonne avec priorité aux solides ayant tendance à s'établir en haut de la couche (les particules flottables). Ces dernières sont fluidisées à la vitesse désirée, pendant que les particules immergeables sont alimentées au-dessus de la pyramide n° 2 (figure I.2).

Nous suivons ainsi la dispersion axiale et radiale des particules immergeables. Notons que l'alimentation à la paroi a été choisie de façon à simuler celle du charbon dans le cas des chaudières à lits fluidisés CERCHAR.

Nous maintenons ensuite la fluidisation de la couche hétérogène, pendant dix minutes, puis nous coupons brusquement l'air de fluidisation par un arrêt d'urgence tout en introduisant une guillotine dans la colonne (figure I.4). Ce système permet le découpage du lit en 9 colonnes. On soutire ensuite le solide par aspiration, colonne par colonne et par tranches de 50 ou 100 mm chacune (suivant le mélange et la grille étudiés). Puis les composants de chaque lot sont séparés par tamisage et leur fraction massique est déterminée par pesée. La perte du solide dans cette opération, due aux manipulations et à l'entraînement est au maximum de 2,9 %, et dans certains cas elle ne représente pas plus de 0,5 %.

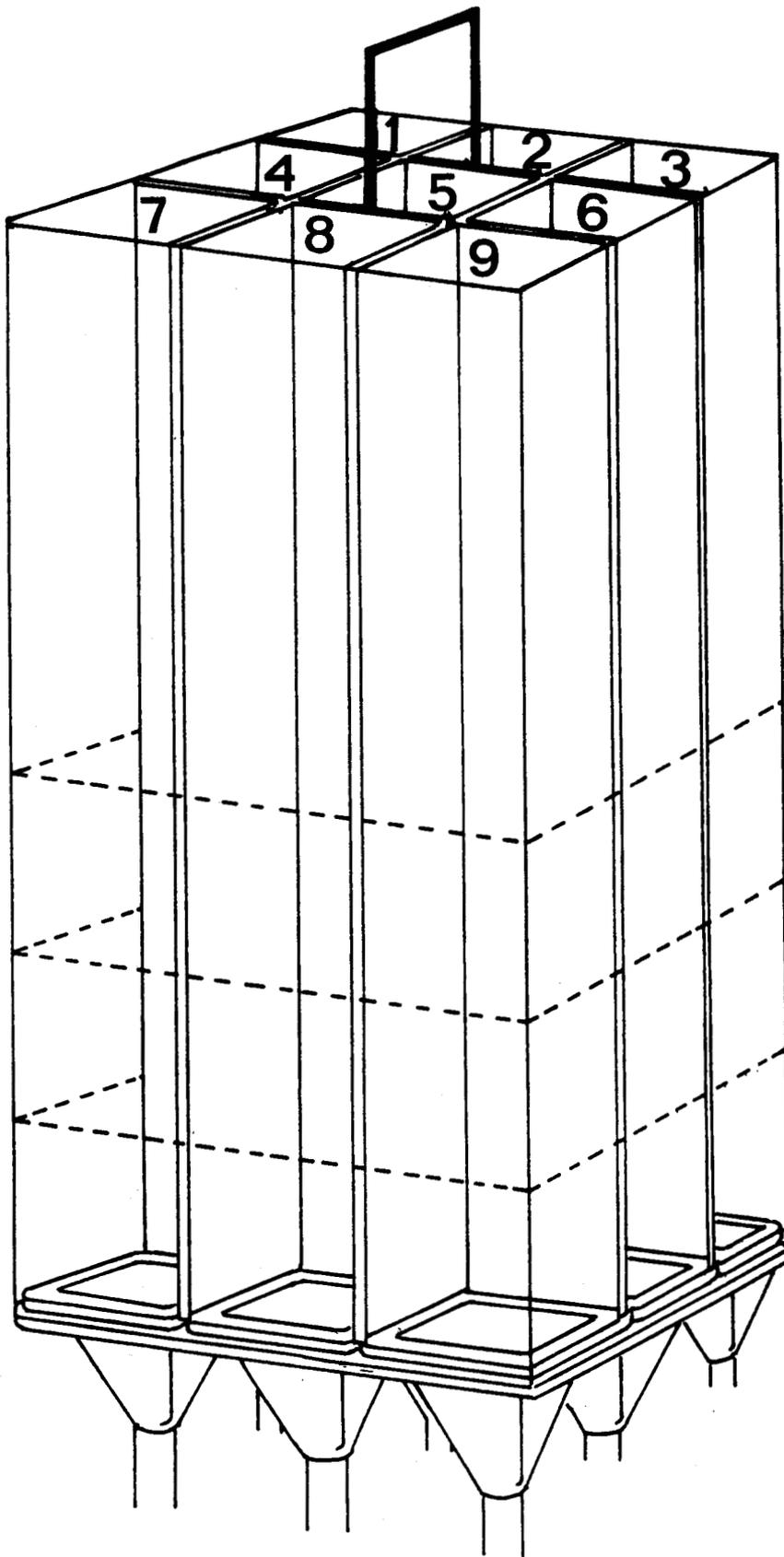


FIGURE I.4. : GUILLOTINE DE SEPARATION

La fraction massique en particules immergeables X_{ij} est définie pour chaque élément de volume (i, j) (tranche i et colonne j) comme le rapport entre la masse des particules immergeables et la masse totale du solide. Connaissant les masses volumiques des deux lots de particules nous en déduisons aisément la fraction volumique C_{ij} .

I.6. CONCLUSION

L'appareillage développé pour notre étude expérimentale est d'une conception simple et pratique pour sa facilité d'adaptation aux différentes grilles.

La technique expérimentale choisie pour analyser le comportement hydrodynamique des couches homogènes et hétérogènes fluidisées par ces différentes grilles est fiable mais longue : elle permet, cependant, d'évaluer avec une précision suffisante les caractéristiques de la fluidisation et de fournir des renseignements non négligeables sur les comportements de la couche en fonction des paramètres étudiés.

La méthode mise en oeuvre pour la détermination expérimentale des profils axiaux et radiaux de concentration de couches fluidisées composites est une procédure simple et classique.

Les caractéristiques physiques (forme, granulométrie, masse volumique) des matériaux pulvérulents utilisés constituent un domaine auquel appartient la plupart des solides faisant l'objet de traitement en couche fluidisée.

Nous nous sommes proposés pour étudier la structure des couches hétérogènes, d'examiner des mélanges binaires très caractéristiques et de toutes concentrations : même nature et tailles très différentes, mêmes tailles et natures très différentes et enfin nature et tailles différentes mais même vitesse minimale de fluidisation.

CHAPITRE II

LA FLUIDISATION PAR LA GRILLE CERCHAR

1. Résultats théoriques et expérimentaux de la littérature concernant les lits fluidisés et systèmes dérivés.
2. Présentation et analyse des résultats expérimentaux.

La grille à pyramides de par sa conception géométrique et ses conditions d'utilisation a un comportement complexe qui peut se rencontrer dans divers systèmes dérivés des lits fluidisés. En effet, elle peut conduire à la formation d'un lit à jet, d'un lit fluidisé à bulles, ou encore d'un lit fluidisé à jet (association d'une zone fluidisée et d'une zone à jet).

Ces diverses techniques de fluidisation présentent un regain d'intérêt, depuis peu, à cause de la grande diversité des applications potentielles mais les différents travaux sont souvent menés indépendamment les uns des autres, de sorte que des comparaisons entre les différentes techniques sont quasi inexistantes.

Il convient donc de définir les caractéristiques hydrodynamiques de ces systèmes afin de mieux comprendre le phénomène de fluidisation induit par la grille CERCHAR avec pour objectif principal de savoir quel comportement hydrodynamique viser et comment l'obtenir en fonction des données du problème et du but poursuivi.

II.1. RESULTATS THEORIQUES ET EXPERIMENTAUX DE LA LITTERATURE CONCERNANT DES LITS FLUIDISES ET SYSTEMES DERIVES

II.1.1. La fluidisation classique gaz-solide

II.1.1.1. Généralités

La fluidisation gaz-solide est le procédé de mise en suspension d'un solide sous forme pulvérulente. Considérons une couche de particules sphériques homogène déposée au-dessus d'une grille plate poreuse et un fluidiseur à travers lequel on envoie un courant gazeux. Celui-ci exerce sur les particules des forces de frottement qui augmentent avec le débit du gaz.

Pour des vitesses superficielles de gaz relativement faibles, le gaz s'écoule à travers les particules immobiles, la couche est fixe (figure II.1a). La perte de charge au-dessus de la grille, essentiellement due à la présence des particules, est une fonction croissante de la vitesse, elle peut être linéaire ou non selon la valeur du nombre de Reynolds rapportée au diamètre de la particule :

$$Re_p = \frac{\rho_g U_g \bar{d}}{\mu_g} \quad \text{(II.1)}$$

Lorsque les forces de frottement deviennent suffisantes pour équilibrer le poids du solide par unité d'aire de section droite, on atteint un seuil où apparaissent des vibrations de solide et une expansion de la couche. Les particules sont alors en suspension et l'ensemble de la couche se comporte comme un fluide, la couche est alors fluidisée (figure II.1b).

Au-delà de ce seuil, défini par la vitesse minimale de fluidisation U_{mf} , le lit subit une expansion uniforme plus ou moins importante jusqu'à formation de bulles. La taille des bulles croît avec la vitesse du gaz et la hauteur de la couche (figures II.1c et II.1d). Le régime de pistonage est obtenu lorsque la dimension des bulles prend le diamètre de la colonne (figure II.1e).

Pour de très fortes valeurs du débit gazeux, les particules sont entraînées par le gaz et s'échappent de la colonne, il s'agit du phénomène d'entraînement (figure II.1f). L'état fluidisé apparaît donc comme la transition entre l'état fixe et l'entraînement.

II.1.1.2. Perte de charge

La figure II.2 représente les variations de la chute de pression ΔP_t subie par le gaz à travers une couche de particules homogènes en fonction de la vitesse du gaz. Pour une vitesse supérieure à celle

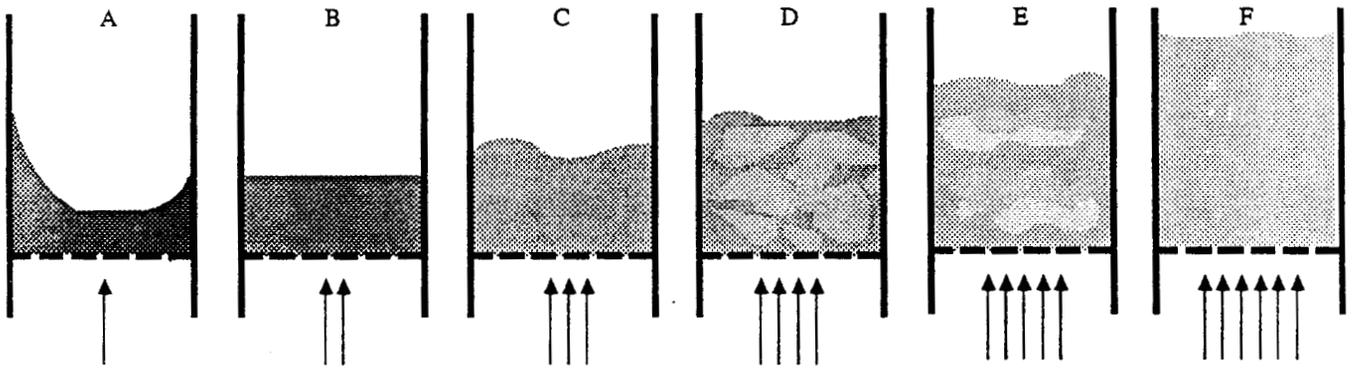


FIGURE II.1. : REGIMES DE FLUIDISATION

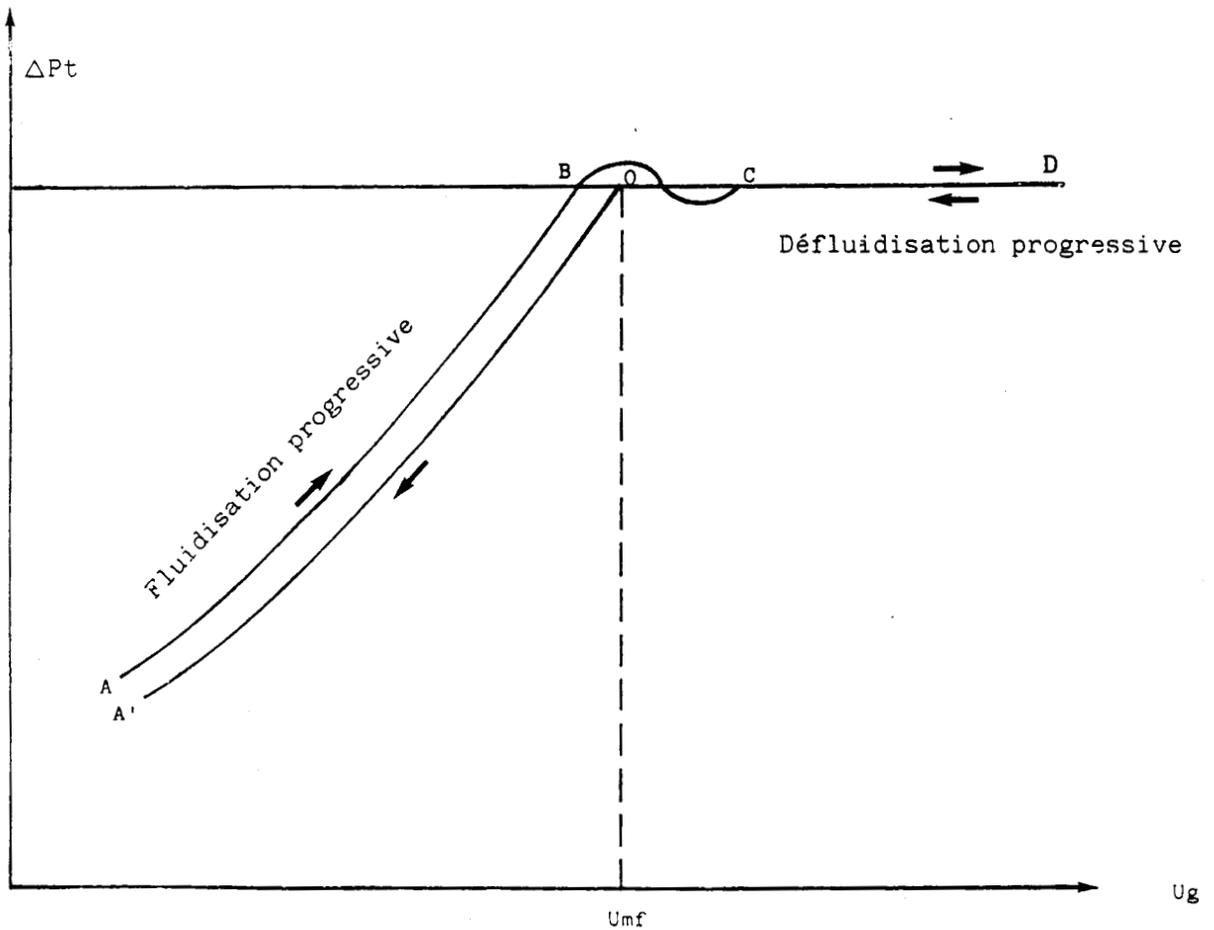


FIGURE II.2 : COURBES CARACTERISANT LA PERTE DE CHARGE A TRAVERS UN LIT DE PARTICULES EN FONCTION DU COURANT GAZEUX

correspondante à l'abscisse du point B, la perte de charge devrait donc théoriquement rester constante et égale au poids du lit par unité de section droite, mais on observe expérimentalement une augmentation de ΔP_t qui devient alors supérieure au poids du solide, ensuite une diminution jusqu'au point C. Au-delà de ce point, le milieu est fluidisé. Le passage du lit fixe tassé de façon quelconque au lit fluidisé s'accompagne donc d'un phénomène transitoire plus ou moins instable dans une zone de vitesse représentée par la courbe BC.

Cette courbe n'est pas reproductible, car si on part de l'état fluidisé (point D), une diminution de la vitesse n'entraîne aucune variation de la perte de charge jusqu'au point O. En-deça de ce point, la perte de charge décroît avec la vitesse et visuellement on observe une couche fixe. La courbe OA' correspondante se déduit de la précédente BA par une translation linéaire : la courbe de défluidisation se produit sans aucune instabilité, à l'inverse de celle de la fluidisation. Le nouveau lit fixe obtenu est caractérisé par une fraction de vide, et toute nouvelle fluidisation et défluidisation seront caractérisées par la courbe A'OD.

Parfois, on enregistre expérimentalement un écart sensible entre la perte de charge totale du lit et son poids par unité de surface. Les écarts mentionnés dans la littérature diffèrent d'un auteur à l'autre. Notons à titre d'exemple que Lewis et coll /2/ indiquent que la chute de pression est supérieure au poids du lit ; par contre selon Singh et coll /3/ et selon Whitehead /4/ elle est égale à 85 % du poids. Apparemment les divergences sont imputables à la méthode de mesure de la perte de charge totale du lit et/ou à la nature du distributeur de gaz mis en oeuvre.

II.1.1.3. Vitesse minimale de fluidisation

Si la couche du solide est fixe, la chute de pression par unité de longueur subie par le gaz est donnée en fonction de la vitesse par la relation d'Ergun /5/ :

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150 \mu_g (1-\epsilon)^2}{(\Psi \bar{d})^2 \epsilon^3} U_g + \frac{1,75 \rho_g (1-\epsilon)}{\Psi \bar{d} \epsilon^3} U_g^2 \quad (\text{II.2})$$

Lorsque la couche est fluidisée, la force exercée par le gaz sur les particules équilibre le poids des particules, on a donc :

$$\Delta P \cdot S_c = (S_c \cdot L_f)(1-\epsilon_f)(\rho - \rho_g) \cdot g \quad (\text{II.3})$$

avec

- ΔP : chute de pression à travers la couche
- S_c : section droite de la colonne
- $S_c L_f$: volume de la couche
- $1-\epsilon_f$: fraction volumique du solide
- $(\rho - \rho_g)g$: poids volumique apparent des particules
- L_f : hauteur de la couche fluidisée

d'où :

$$\frac{\Delta P}{L_f} = (1 - \epsilon_f)(\rho - \rho_g)g \quad (\text{II.4})$$

Le minimum de fluidisation étant la transition entre l'état fixe et l'état fluidisé des expressions II.3 et II.4 on déduit :

$$(1-\epsilon_{mf})(\rho - \rho_g)g = \frac{150 \mu_g (1-\epsilon_{mf})^2}{(\Psi \bar{d})^2 \epsilon_{mf}^3} U_{mf} + \frac{1,75 \rho_g (1-\epsilon_{mf})}{\Psi \bar{d} \epsilon_{mf}^3} U_{mf}^2 \quad (\text{II.5})$$

Soit encore :

$$\frac{1.75}{\Psi \epsilon_{mf}^3} \left[\frac{\bar{d} U_{mf} \rho_g}{\mu_g} \right]^2 + \frac{150(1-\epsilon_{mf})}{\Psi^2 \epsilon_{mf}^3} \left[\frac{\bar{d} U_{mf} \rho_g}{\mu_g} \right] = \frac{d^3 \rho_g (\rho - \rho_g) g}{\mu_g^2} \quad (\text{II.6})$$

Quelques corrélations concernant la vitesse minimale de fluidisation relevées dans la bibliographie sont présentées dans le tableau II.1.

Bayens et coll /6/, Rowe et coll /7/, Miller et coll /8/, Leva et coll /9/ et Frantz /10/ utilisent une équation de la forme suivante :

$$U_{mf} = k \bar{d}^a (\rho - \rho_g)^b \rho_g^c \mu_g^e g^f \quad (\text{II.7})$$

les valeurs du coefficient k et des exposants a, b, c, e et f sont déduites de l'expérience.

Goroshko et coll /11/, Wen et coll /12/, Bourgeois et coll /13/, Richardson et coll /14/, Babu et coll /15/, Saxena et coll /16/, et Thonglimp /17/ proposent des équations semblables à l'équation d'Ergun (II.4) que l'on peut écrire sous la forme :

$$k_1 Re_{mf}^2 + k_2 Re_{mf} = Ga \quad (\text{II.8})$$

avec

$$K_1 = \frac{1.75}{\Psi \epsilon_{mf}^3} \quad ; \quad K_2 = \frac{150(1-\epsilon_{mf})}{\Psi^2 \epsilon_{mf}^3}$$

$$G_a = \frac{\bar{d}^3 \rho_g (\rho - \rho_g) g}{\mu_g^2} \quad ; \quad Re_{mf} = \frac{\rho_g U_{mf} \bar{d}}{\mu_g}$$

Prédictions de la littérature pour le calcul de la vitesse minimale de fluidisation

Auteurs	Corrélations	Fluide utilisé	\bar{d} (mm)	- nature des particules - masse volumique
BAEYENS et GELDART (6)	$Ga = 1823 R_{emf}^{1,07} + 21,27 R_{emf}^2$ $U_{mf} = \frac{9,125 \cdot 10^{-4} [(\rho - \rho_g) g]^{0,934} \bar{d}^{1,8}}{0,87 \mu_g \rho_g^{0,066}}$	air air	0,05 - 4 Poudre Groupe A Régime laminaire	850 - 8810 kg/m ³
ROWE et HENWOOD (7)	$R_{emf} = 8,1 \cdot 10^{-3} Ga$			
MILLER et LOGWINUK (8)	$U_{mf} = \frac{0,00125 \bar{d}^2 (\rho - \rho_g)^{0,9} \rho_g^{0,1} g}{\mu_g}$	air	0,097 - 0,249	Al ₂ O ₃ , SiC, SiO ₂
LEVA, SHIRAI et WEN (9)	$U_{mf} = \frac{7,39 \bar{d}^{1,82} (\rho - \rho_g)^{0,94}}{0,06 \rho_g}$			
FRANTZ (10)	$R_{emf} = 1,065 \cdot 10^{-3} Ga$	H ₂ , H ₂ , Ar Éthane mélange de gaz	0,046 - 0,305	Sable catalyseur
GOROSHKO, ROZEMBAUM et TODES (11)	$R_{emf} = \frac{Ga}{1400 + 5,2 \sqrt{Ga}}$			
WEN et YU (12)	$R_{emf} = \sqrt{33,7^2 + 0,0408 Ga} - 33,7$	eau	2,2 - 6,4	Billes de verre, $\rho = 2450$ kg/m ³ Billes d'acier, $\rho = 7840$ kg/m ³

TABLEAU II.1

Auteurs	Corrélations	Fluide utilisé	\bar{d} (mm)	- nature des particules - masse volumique
BOURGEOIS et GRENIER (13)	$Re_{mf} = \sqrt{25,46^2 + 0,03824 Ga} - 25,46$	eau et air	0,086 - 2,51 $10^2 < Ga < 5 \cdot 10^8$	Lucite $\rho = 1\ 200\ \text{kg/m}^3$ Verre $\rho = 2\ 500\ \text{kg/m}^3$ Plomb $\rho = 11\ 300\ \text{kg/m}^3$ Tangstène $\rho = 19\ 300\ \text{kg/m}^3$
RICHARDSON (14)	$R_{emf} = \sqrt{25,7^2 + 0,0365 Ga} - 25,7$	air	0,088 - 1,141 $6 < Re < 102$	Dolomite $\rho = 3\ 190\ \text{kg/m}^3$
THONGLIMP (17)	$R_{emf} = \sqrt{31,6^2 + 0,0425 Ga} - 31,6$	air	0,112 - 2,125	Verre $\rho = 2\ 635\ \text{kg/m}^3$ Acier $\rho = 7\ 425\ \text{kg/m}^3$ Alumine $\rho = 1\ 607\ \text{kg/m}^3$
ERGUN (5)	$\frac{1,75}{\Psi \varepsilon_{mf}^3} R_{emf}^2 + \frac{150 (1 - \varepsilon_{mf})}{\Psi^2 \varepsilon_{mf}^2} R_{emf} = Ga$			
BENA (18)	$R_{emf} = \frac{1,38 \cdot 10^{-3} Ga}{(Ga + 19)^{0,11}}$ $Re < 39$ $Ga < 10^5$			
DAVIES et RICHARDSON (19)	$R_{emf} = 7,8 \cdot 10^{-4} Ga$	air	0,055 - 0,142	Catalyseur, PVC, diakon
ERKOVA et SMIRNOV (20)	$R_{emf} = 5,44 \cdot 10^{-4} Ga$			

Auteurs	Corrélations	Fluide utilisé	\bar{d} (mm)	- nature des particules - masse volumique
PILLAI et RAJA RAO (21)	$U_{mf} = \frac{7,01 \cdot 10^{-4} \bar{d}^2 (\rho - \rho_g) g}{\mu} \quad Re < 20$	air	0,058 - 1,1	Acier, poudre d'alumine, sable et polystyrène
BROADHURST et BECKER (22)	$R_{emf} = \left[\frac{Ga}{2,42 \cdot 10^5 Ga^{-0,85} \left(\frac{\rho}{\rho_g} \right)^{0,13} + 33,7} \right]^{0,5}$	air fréon 12	0,07 - 1	1 000 - 8 000 kg/m ³
KUNII et LEVENSPIEL (23)	$R_{emf} = \frac{\Psi^2 \epsilon_{mf}^2}{150 (1 - \epsilon_{mf})} Ga \quad Re < 20$ $\Psi \epsilon_{mf}^3 Ga \quad Re > 1000$ $R_{emf}^2 = \frac{1,75}{1,75}$			
RIBA, ROUTIE et COUDERC (24)	$R_{emf} = 1,54 \cdot 10^{-2} Ga^{0,66} Mv^{0,7}$ $\text{avec } Ga = \frac{d^{-3} \rho_f^2 g}{\mu_f^2} \quad Mv = \frac{\rho - \rho_f}{\rho_f}$	eau		
LEVA (9)	$J_{mf} = \frac{7,169 \cdot 10^{-4} d^{1,82} (\rho - \rho_g)^{0,94}}{\rho_g^{0,06} \mu_g^{0,88}}$	air, He, CO ₂	0,0051 - 0,097 Re < 10	Sable, catalyseur, anthracite

TABLEAU II.1

Prédictions de la littérature pour le calcul de la vitesse minimale de fluidisation

- 4 -

Auteurs	Corrélations	Fluide utilisé	\bar{d} (mm)	- nature des particules - masse volumique
BABU, SHAH et TALWALKAR (15)	$R_{emf} = \sqrt{25,25^2 + 0,0651 Ga}$ - 25,25		0,05 - 2,87	$2\ 560 < \rho < 3\ 920\ \text{kg/m}^3$
SAXENA et VOGEL (16)	$R_{emf} = \sqrt{25,28^2 + 0,0571 Ga}$ - 25,28		0,088 - 1,141 $6 < Re < 102$	Dolomite $\rho = 3\ 190\ \text{kg/m}^3$
LIMAS (25)	$R_{emf} = 12,56 \cdot 10^{-2} Ga^{10,523} M_v^{0,66}$	eau		

soit :

$$Re_{mf} = \left[\left(\frac{k_2}{2k_1} \right)^2 + \frac{1}{k_1} G_a \right]^{0.5} \cdot \frac{k_2}{2k_1} \quad (\text{II.9})$$

Les valeurs des coefficients k_1 et k_2 sont déduites de l'expérience. Les équations de Bena /18/, Davies et Richardson /19/, Erkova et coll /20/ et PILLAI /21/ sont obtenues en considérant la force de traînée subie par une particule quand la vitesse de gaz est égale à U_{mf} .

L'équation de Broadhurst et coll /22/ dérive d'une analyse dimensionnelle aboutissant à une expression de la forme suivante :

$$\frac{g(\rho - \rho_g) \bar{d}}{\rho_g U_{mf}^2} = k'_1 \left[\frac{\rho_g (\rho - \rho_g) g \bar{d}}{\mu_g^2} \right]^{a'} \left[\frac{\rho}{\rho_g} \right]^{b'} + k'_2 \left[\frac{\rho}{\rho_g} \right]^{c'} \quad (\text{II.10})$$

soit :

$$Re_{mf}^2 = \frac{Ga}{k'_1 Ga^{a'} \left(\frac{\rho}{\rho_g} \right)^{b'} + k'_2 \left(\frac{\rho}{\rho_g} \right)^{c'}} \quad (\text{II.11})$$

Les coefficients k'_1 et k'_2 et les exposants a' , b' , et c' sont déterminés par régression multilinéaire.

Kunii et Levenspiel /23/ déduisent deux expressions de l'équation d'Ergun (II.4) ; lorsque le nombre de Reynolds Re_p est inférieur à 20, ils négligent le premier terme de celui-ci (terme d'inertie) dont la contribution est faible, et lorsque le Re_p est supérieur à 1 000 ils négligent le second terme (terme visqueux).

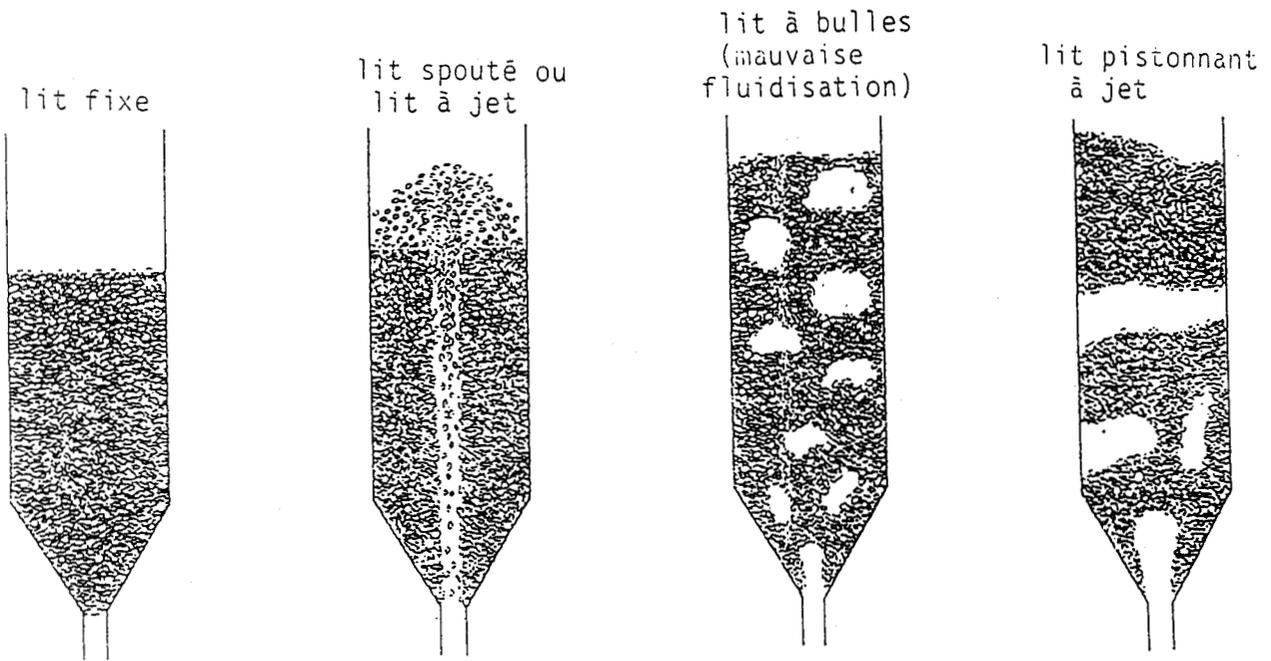
Enfin Riba et coll /24/ et Limas /25/ établissent de nouvelles corrélations dans lesquelles les nombres de Galilée G_a et de masse volumique M_v sont définis de façon particulière. Elles sont notamment applicables aux systèmes liquides-solides.

II.1.2. Lit à jet

II.1.2.1. Généralités (figure II.3)

La technique du lit à jet appelée parfois "fluidisation canadienne" a été découverte par Kishan Mathur et Gisler en 1952, dans le but de pouvoir traiter des particules de granulométrie grossière en leur assurant un bon contact avec le gaz. Les principales réalisations industrielles concernent surtout les opérations de séchage, et de granulation. Aux avantages de la fluidisation classique : bon mélange, bon contact gaz-solide s'ajoutent ceux spécifiques des lits à jet : vitesse de gaz relativement élevée, donc faible temps de séjour de gaz, circulation régulière des particules, absence d'agglomération du solide du fait des grandes vitesses relatives des particules dans la zone du jet, absence de grille qui est remplacée par un cône tronqué induisant une diminution de la perte de charge, et enfin, capacité de brûler des combustibles de mauvaises qualités du fait du transfert thermique à contre courant entre les particules descendantes dans la zone annulaire et le gaz ascendant dans le jet /26/, /27/, /28/.

Les lits à jets sont intéressants car ils permettent d'obtenir une bonne circulation des particules même pour des débits de gaz modérés et moyennant une perte de charge plus faible que pour les lits fluidisés de même hauteur. En contre partie, les transferts de chaleur entre le jet proprement dit et des surfaces d'échange sont moins intenses, et les problèmes d'érosion peuvent être importants du fait de la grande vitesse des particules entraînées par le jet.



Lit à jet

FIGURE II.3

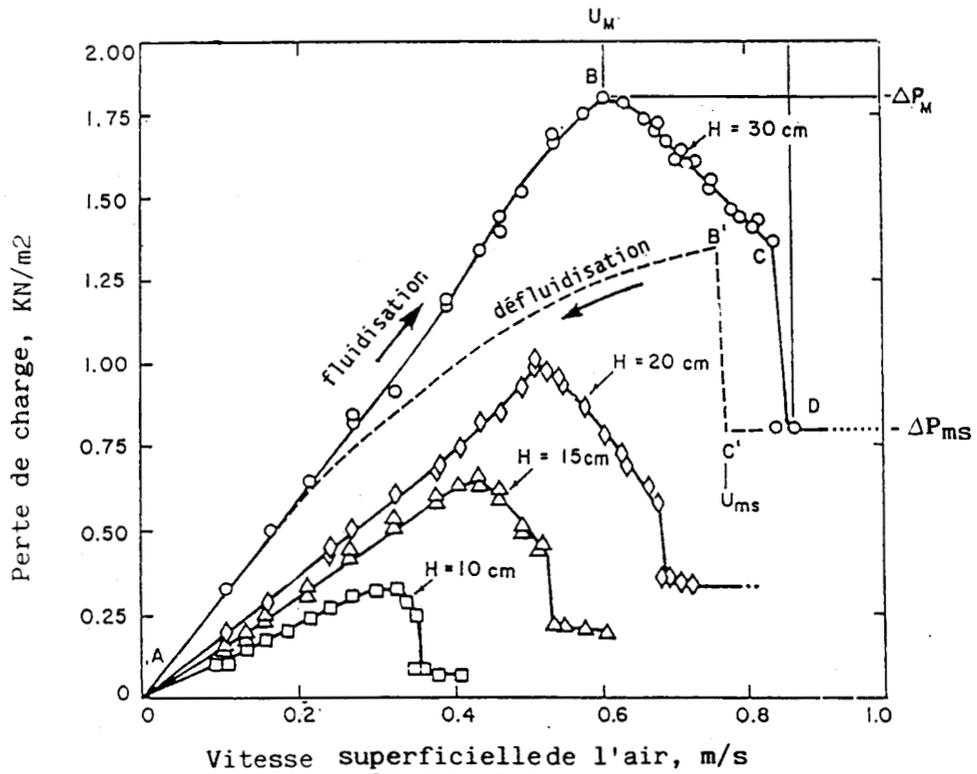


FIGURE II.4

COURBE TYPIQUE CARACTERISANT LA PERTE DE CHARGE
A TRAVERS UN LIT A JET (EPSTEIN 29)

II.1.2.2. Description et régimes hydrodynamiques

Le lit à jet est composé d'un lit de particules dans lequel le gaz est introduit sous la forme d'un jet à travers un orifice unique placé sur l'axe de la colonne. Celle-ci comporte une section conique généralement surmontée d'une partie cylindrique dont le diamètre est compris entre 0,1 et 1 m au maximum (figure II.3).

Un lit à jet comporte essentiellement trois régions :

- le jet gazeux proprement dit, dans l'axe du lit qui entraîne des particules solides dispersées pénétrant dans le jet au niveau de sa frontière avec la couche du solide,
- la région annulaire entourant le jet et contenant la majeure partie du solide qui glisse le long de la paroi sans être fluidisé,
- la fontaine qui se trouve dans la région supérieure du lit, dans laquelle les particules entraînées par le jet sont projetées pour retomber sur la surface du lit.

On relève dans la littérature plusieurs régimes hydrodynamiques générés dans une colonne de lit à jet (Mathur et Epstein /29/), ces régimes dépendent essentiellement :

- des caractéristiques géométriques de la colonne : diamètre d'orifice d_i , diamètre de la colonne D_c , angle du cône θ ,
- des caractéristiques des particules : diamètre \bar{d} , densité ρ , facteur de forme ψ ,
- des conditions de fonctionnement : vitesse superficielle du gaz U_g et hauteur du lit H_1 .

Pour une colonne donnée, la vitesse du gaz et la hauteur du lit gouvernent le type hydrodynamique qui peut s'établir. Mathur et Epstein /29/ dressent des cartes de régimes hydrodynamiques en fonction de la hauteur du lit et de la vitesse et ils démontrent l'existence d'une hauteur maximale H_M au-dessus de laquelle le régime lit à jet ne peut plus être obtenu.

Chandani et Epstein /30/ délimitent le régime lit à jet de celui du lit à bulles en fonction du diamètre moyen des particules et celui de l'embout du jet.

II.1.2.3. Perte de charge, vitesse minimale et hauteur maximale H_M pour une couche à jet

Lorsque l'on augmente la vitesse du gaz à travers une couche de particules disposée dans un lit à jet, la chute de pression du lit augmente jusqu'à un pic pour diminuer ensuite dans une grande zone de vitesse avant d'atteindre le palier ΔP_{ms} : le régime du lit à jet est atteint (figure II.4).

Comme on définit une vitesse minimale de fluidisation, on peut définir une vitesse minimale du gaz pour une couche à jet. Cette vitesse, U_{ms} , s'obtient expérimentalement en portant les variations de la perte de charge subie par le gaz en fonction de sa vitesse superficielle.

C'est la vitesse du gaz au point C', obtenue à débit décroissant qui permet d'aboutir à la vitesse minimale, U_{ms} , pour une couche à jet.

On note un grand écart entre la perte de charge maximale qui correspond au pic de pression ΔP_M et la perte de charge du lit à jet ΔP_{ms} . Les données de Madonna /31/ montrent qu'il existe un facteur 2 entre ces valeurs.

Pour une hauteur de lit au repos H_M , Mamuro et Hattori /32/ donnent les relations suivantes reliant la vitesse du gaz dans la zone annulaire, U_a , au minimum de fluidisation U_{mf} , et la perte de charge ΔP_{ms} à ΔP_{mf}

$$\left(\frac{U_a}{U_{mf}}\right)_{H=H_M} = 1 - \left(1 - \frac{z}{H_M}\right)^3 \quad (\text{II.12})$$

$$\frac{\Delta P_{ms}}{\Delta P_{mf}} = 0,75 \quad (\text{II.13})$$

Pour des hauteurs de lit plus faibles que H_M , ils suggèrent la modification de l'équation (II.12) :

$$\frac{U_a}{U_{aH}} = 1 - \left(1 - \frac{z}{H}\right)^3 \quad (\text{II.14})$$

Par ailleurs Lefroy et Davidson /33/ trouvent que la pression statique dans la zone annulaire (près du jet) suit la relation suivante :

$$\frac{\Delta P_{sa}}{\Delta P_{ms}} = \cos\left(\frac{\pi z}{2H}\right) \quad (\text{II.15})$$

Ils en déduisent alors les expressions suivantes pour la vitesse dans la zone annulaire U_a et pour la perte de charge ΔP_{ms} :

$$\frac{U_a}{U_{mf}} = B \cdot \sin\left(\frac{\pi z}{2H}\right) \quad (\text{II.16})$$

et

$$\left(\frac{\Delta P_{ms}}{\Delta P_{mf}} \right)_{H=H_M} = 0,64 \quad (\text{II.17})$$

La constante B est inférieure à 1 pour des hauteurs de lit plus faibles que H_M et est déterminée par des mesures de profil de pression. Elle est égale à l'unité pour $H = H_M$.

Mathur et Epstein /29/ contestent la validité de l'équation (II.12) et son extrapolation à des hauteurs plus faibles, alors que Grbavcic et coll /34/ l'utilisent et démontrent que le gradient de pression est indépendant de la hauteur du lit aussi bien pour une couche à jet alimentée par un gaz que par un liquide :

$$-\left(\frac{dP}{dz} \right)_{z = \text{cst}} \neq f\left(\frac{H}{H_M} \right) \quad (\text{II.18})$$

et arrivent à la corrélation suivante :

$$\frac{\Delta P_{ms}}{\Delta P_{mf}} = \frac{0,75 - (1-h) + 2,25 (1-h)^4}{h} \quad \text{pour } h < 1 \quad (\text{II.19})$$

$$\text{avec } h = \frac{H}{H_M}$$

En général, toutes choses égales par ailleurs, les auteurs s'accordent sur le fait que la perte de charge totale du lit à jet est inférieure à celle du lit fluidisé.

Morgan /35/ situe le rapport $\Delta P_{ms} / \Delta P_{mf}$ entre 0,5 et 0,785 en utilisant ses propres résultats expérimentaux, ceux de Grbavcic /34/ et ceux de Lefroy et Davidson /33/.

De nombreuses corrélations ont été proposées pour déterminer la vitesse minimale d'une couche à jet. Le tableau II.2 en résume quelques unes tirées de la littérature où on retient celles de Mathur et Gishler /29/ :

$$U_{ms} = \frac{d}{D_c} \left(\frac{d_i}{D} \right)^{1/3} \left(\frac{2gH (\rho - \rho_g)}{\rho_g} \right)^{1/2} \quad (\text{II.20})$$

Pour $H = H_M$ la vitesse minimale du gaz pour une couche à jet est pratiquement égale à la vitesse minimale de fluidisation des particules, U_{mf} . On peut donc déduire H_M de cette égalité.

Par ailleurs, il a été démontré que la stabilité d'une couche à jet est réalisée si la hauteur du lit est inférieure à la hauteur H_M et si la vitesse du fluide est supérieure à la vitesse minimale du lit à jet U_{ms} , (généralement inférieure à U_{mf} , mais pouvant atteindre 1,5 U_{mf} dans certains cas /29/.

La hauteur H_M chute jusqu'à zéro si le rapport d_i/D_c dépasse 0,35 environ : il n'est alors plus possible d'obtenir un lit à jet au-delà de cette limite. La densité des particules ne semble pas avoir une grande influence sur la stabilité du lit à jet, cependant certains auteurs tels Reddy et col /36/ et Malek et Lu /37/ prévoient une diminution de la hauteur H_M avec la densité.

La hauteur H_M augmente généralement avec le diamètre des particules jusqu'à un maximum pour décroître ensuite. Aucune corrélation n'existe pour cette taille limite.

TABLEAU II.2

Quelques corrélations sur les vitesses minimales de lit à jet

Auteurs	Corrélations de U_{ms}	Géométrie de la colonne	Solide utilisé
SMITH et REDDY	$U_{ms} = \bar{d} \left(g \frac{(\rho_s - \rho_g)}{\rho_g D_c} \right)^{1/2} \left(0,64 + 26 \left(\frac{d_i}{D_c} \right)^2 \right)^{0,5 - 1,76 \frac{d_i}{D_c}} \left(\frac{H}{D_c} \right)$ $\bar{d} = \frac{\sum x_i / d_i}{\sum x_i / d_i^2}$	$D_c = 15 \text{ cm}$ $d_i = 9-15 \text{ mm}$ $H_1^i = 35-58 \text{ cm}$ $\theta = 60^\circ$	- sable - polystyrène - Alumdum granulométrie étendue
CHARLTON et coll	$U_{ms} = kV^{0,6} \rho^{0,6} \bar{d}^{0,2}$ <p>Unité : cm - gm - sec fluide : air - oxyde de carbone - hélium</p>	$D_c = 7,5 \text{ cm}$ $d_i = 1,27-9,5 \text{ mm}$ $H_1^i = 2,5-20 \text{ cm}$ $\theta = 30^\circ, 60^\circ$	- verre + acier - cuivre + plomb $\bar{d} = 0,5-6,4 \text{ mm}$ $\rho = 2.600-11000 \text{ kg/m}^3$
ABDELRAZEK	$U_{ms} = \frac{1}{1,74} \left[\left(\frac{\bar{d}}{D_c} \right) \left(\frac{d_i}{D_c} \right)^{1/3} \frac{2g H (\rho - \rho_g)}{\rho_g} - 0,25 \right]$ <p>Unité : ft - lb - sec.</p>	$D_c = 5-10 \text{ cm}$ $D_c^c / d_i = 12$ $H_1^c / D_c^i = 1-3$ $\theta = 60^\circ$	Verre et acier $\bar{d} = 0,5-0,8 \text{ mm}$ $\rho = 2460 \text{ et } 7070 \text{ kg/m}^3$
PALLAI et NEMETH	$U_{ms} = U_{ms} \left[\frac{H/H_m}{1,5} + 1,0 \right]$	$D_c = 6 \text{ cm}$ $d_i = 6,8 \text{ et } 10 \text{ mm}$ $\theta \approx 60^\circ$	verre + charbon de bois $\bar{d} = 1,6 - 2,5 \text{ mm}$
NIKOLAEV et GOLUBEV	$Re_{ms} = 0,051 (Ga)^{0,59} \left(\frac{d_i}{D_c} \right)^{0,1} \left(\frac{H}{D_c} \right)^{0,25}$	$D_c = 12 \text{ cm}$ $d_i = 2-5 \text{ mm}$ $\theta = ?$	Particules sphériques $\bar{d} = 1,75 - 5,6 \text{ mm}$

Quelques corrélations sur les vitesses minimales de lit à jet

Auteurs	Corrélations de U_{ms}	Géométrie de la colonne	Solide utilisé
TSVIK et coll	$(Re)_{ms} = 0,4 (Ga)^{0,52} \left(\frac{H}{d_i} \right)^{1,24} \left(\frac{\Theta}{2} \right)^{0,42} \left(\frac{\rho}{\rho_g} \right)^{0,47} \left(\frac{H}{d_i} \right)^{0,9}$	$d_i = 2,0-4,2 \text{ cm}$ $H = 10-50 \text{ cm}$ $\Theta = 20^\circ-50^\circ$	$d = 1,5-4 \text{ mm}$ $\rho = 1650-1700$
GOLTSIKER	$(Re)_{ms} = 73 (Ga)^{0,14} \left(\frac{\rho}{\rho_g} \right)^{0,47} \left(\frac{H}{d_i} \right)^{0,9}$	$d_i = 4,1-12,3 \text{ cm}$ $H = 5,31 \text{ cm}$ $\Theta = 26^\circ-60^\circ$	gel de silice $d = 1-3 \text{ mm}$
WAN-FYONG et coll	$(Re)_{ms} = k Re_t^{0,82} \left(\frac{\Theta}{2} \right)^n$ <p>pour $16^\circ < \Theta < 70^\circ$ $k = 1,24$; $n = 0,92$</p> <p>et $10^\circ < \Theta < 16^\circ$; $k = 0,465$; $n = 0,49$</p>	$d_i = 2,6-7,6 \text{ cm}$ $H = 7-30 \text{ cm}$ $\Theta = 10^\circ-70^\circ$	Millet-gel de silice, granulométrie étendue $d = 0,35-4 \text{ mm}$ $\rho = 450-1390$
MATHUR-GISLER	$U_{ms} = \left(\frac{\bar{d}}{d_c} \right) \left(\frac{d_i}{D_c} \right)^{1/3} \left(\frac{\rho - \rho_g}{\rho_g} \right)^{1/2} \left(2g H \frac{\rho - \rho_g}{\rho_g} \right)^{1/2}$		

Le lit à jet est stable pour des particules de diamètre moyen variant de 1 à 2 mm. Geldart /38/, par visualisation, qualifie le lit à jet comme étant une bulle particulière dans un lit fluidisé et obtient un critère semi-empirique dépendant de la densité des particules et de leur taille :

$$\text{pour } 1000 (\rho - \rho_g) \bar{d}^2 \geq 1 \quad \text{le jet est stable} \quad (\text{II.21})$$

Une distribution granulométrique étalée de particules favorise l'établissement d'un lit à jet pistonnant. La dispersion permise pour la stabilité du jet est plus grande dans le cas des grosses particules.

II.1.3. Lit fluidisé avec un jet immergé

II.1.3.1. Généralités (figure II.5)

Dans de nombreux procédés industriels ayant trait à la technique fluidisée, l'un au moins des réactifs gazeux est introduit dans le lit sous forme d'un ou plusieurs jets. C'est en particulier le cas de l'oxygène dans certains procédés de gazéification du charbon, mais aussi de manière générale, dans les lits fluidisés par l'intermédiaire des jets de la grille.

Pour des réactions de polymérisation de polyéthylène, c'est dans la zone d'introduction du catalyseur où se situe des risques d'emballement. Les particules sont injectées en continu ou par intermittence sous forme d'un jet horizontal ou légèrement incliné et à un niveau donné de la couche. Elles doivent être dispersées très rapidement et aussi uniformément que possible dans le lit, sous peine d'échauffement susceptible de provoquer leur agglomération et de conduire à la prise en masse du produit.

LIT FLUIDISE A JET IMMERGE

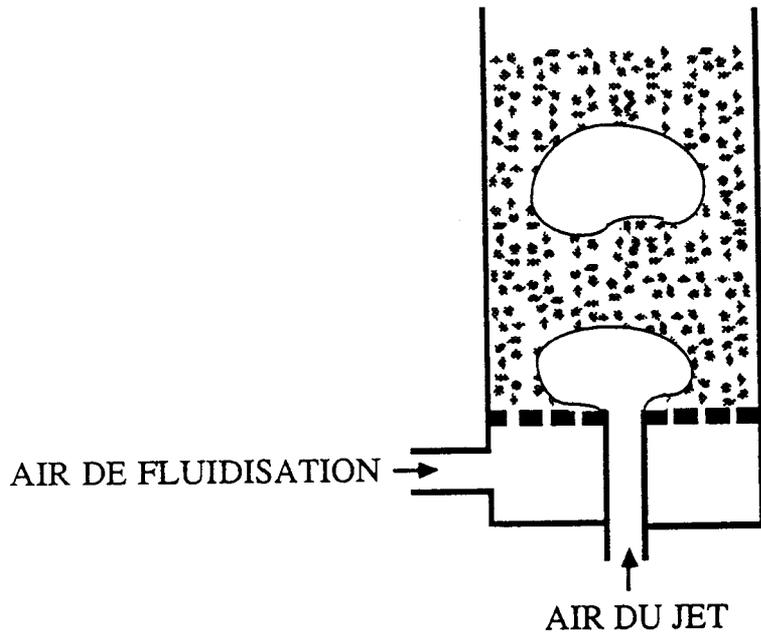


FIGURE II.5a

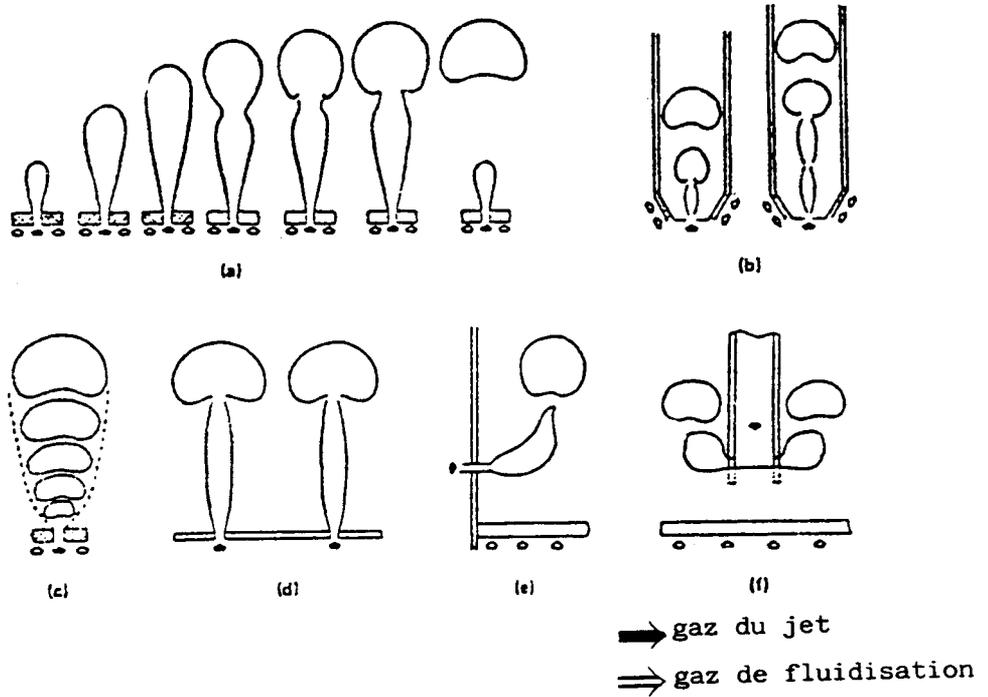


FIGURE II.5b : DIFFERENTS MODES DE DECHARGE D'UN JET
DANS UN LIT FLUIDISE /44b/

Ce type de dispersion, qu'il s'agisse de gaz ou de solide, pose des problèmes inhérents au comportement hydrodynamique des jets et a des conséquences sur le transfert de quantité de mouvement, d'énergie mécanique, de chaleur et de matière avec le reste du lit ainsi que sur la qualité de fluidisation.

On note que la recherche dans ce domaine a été menée sur la caractérisation du phénomène de jet en terme de profondeur de pénétration, d'interaction entre jet et lit fluidisé et d'entraînement de gaz et des particules dans le jet.

II.1.3.2. Comportement du "jet" et longueur de pénétration

Plusieurs comportements ont été observés avec différentes particules, et il semble que la forme du jet dépende essentiellement des propriétés des particules, et on aura suivant le cas : un jet à bulles, pulsatoire ou à caractère permanent.

Le jet permanent a été observé par Zenz /39/, Merry /40/, Wen /41/ et Yang /42/, dans le cas d'une colonne à deux dimensions et lorsque l'injecteur est proche de la paroi de la colonne. Rowe et coll /43/ affirment que le jet est en forme de flamme lorsque les particules entourant l'embouchure sont défluidisées ; de plus ils observent que pour qu'un jet se forme, il faut aussi que le débit de gaz dans le jet soit environ trois fois le débit de gaz nécessaire pour fluidiser le lit. Le jet est permanent dans le cas des grosses particules (Filla et coll /44/). Dans tous les autres cas, le jet est sous forme de bulles successives qui dégénèrent rapidement (Markhevka /45/). Shakova et Minayev /46/) observent que le rapport entre la longueur de pénétration du jet et la hauteur au-dessus de l'orifice joue un rôle important : lorsque ce rapport est inférieur à 0,6 une succession de bulles se produit et au-delà un jet stable se forme. Knowlton et Hirsan /47/ décrivent le jet comme étant une phase gaz-solide diluée, suivi d'une série de bulles distinctes, cette phase de porosité de l'ordre de l'unité est constituée par une longueur qui fluctue entre deux valeurs extrêmes.

La connaissance de la longueur de pénétration (L_j) du jet dans le lit est importante pour la conception des réacteurs à lits fluidisés, surtout pour la localisation de certains systèmes internes tels que les échangeurs de chaleur, les chicanes et jambes de cyclones, etc... Ces systèmes sont souvent placés au-dessus de la longueur de pénétration pour minimiser les phénomènes d'érosion dûs aux particules entraînées dans le jet. On note cependant plusieurs définitions de cette longueur ; Basov et coll /48/ la définissent comme la hauteur à partir de laquelle la densité du lit devient constante, Béhic /49/ la définit à partir du profil des moments de quantité de mouvement.

Plusieurs corrélations ont été données pour prédire la longueur de pénétration, elles sont en général discutables car les auteurs ont souvent utilisé des maquettes pour lesquelles l'effet de paroi est sensible (maquette à 2D ou 3D de petites tailles). Aussi les corrélations proposées correspondent à des conditions d'essais bien particulières (peu de paramètres ont été étudiés) et sont trop spécifiques des préoccupations de leurs auteurs.

II.1.3.3. Angle et frontière du jet

Yang et Keairns /50/ ont défini l'angle du jet à partir des points de changement brusque de la vitesse. Merry /40/ a donné la relation suivante pour l'angle du cône du jet :

$$\cotg \alpha = 10,4 \left(\frac{\rho d}{\rho_g d_i} \right)^{-0,4} \quad (\text{II.22})$$

Markhevka et coll /45/ dans leur étude avec différents diamètres d'injecteurs trouvent un angle de 36° environ. Pour des particules de même taille et même densité, Filla et coll /44/ trouvent un demi angle légèrement plus large pour des particules sphérique que non sphériques ; il s'élargit avec l'augmentation de la taille et la densité des particules.

L'angle du cône du jet a souvent été déterminé par des essais de visualisation dans des maquettes à deux dimensions ; ceci n'a qu'un caractère qualitatif puisque dans ce cas le jet collant à la paroi n'est pas dans les conditions réelles. Il est préférable de faire des mesures de pressions radiales suivant plusieurs plans horizontaux et de considérer la frontière du jet comme étant le lieu géométrique des points où la vitesse devient constante (égale à la vitesse superficielle du gaz) ; cependant, il est à signaler la difficulté des méthodes de mesure des petites pressions à la frontière du jet.

II.1.3.4. Entraînement du gaz et des particules dans le jet

La dissipation du jet dans le lit fluidisé est due à l'entraînement des particules dans le jet. Filla et coll /44/ affirment qu'il existe d'abord une région située juste au-dessus de l'embout où le gaz est entraîné dans le jet, suivi de la zone de désentraînement. Cette donnée est confirmée par les résultats de Yang et coll /50/. La longueur de cette zone initiale est de l'ordre de 4 di. De plus, ils ont quantifié le débit de gaz entraîné, par intégration des profils de vitesse obtenus avec un tube de Pitot, cependant, étant donné la mauvaise précision de ce dernier à faible vitesse, cette quantification est discutable.

Le débit massique total du gaz dans le jet et le flux de quantité de mouvement diminuent suivant la direction axiale à l'inverse du jet libre turbulent où le flux axial de quantité de mouvement est constant et le débit massique augmente linéairement.

Filla et coll /44/ montrent, par une méthode cinématographique, que les particules solides entrent dans le jet perpendiculairement à son axe. Le débit d'entraînement du solide augmente avec la taille des particules. Donadono et coll /51/ donnent les trajectoires des particules entraînées ; elles sont essentiellement verticales. Ils trouvent que le rapport du débit de particules entraînées au débit du jet augmente avec la taille et la densité du solide.

II.1.3.5. Profil de pression et de vitesse

Les pressions statiques et totales du gaz sont généralement mesurées à l'aide d'un tube de Pitot. Donadono et coll /51/ affirment que le jet débouchant dans un lit fluidisé est similaire au jet libre turbulent. Il existe d'abord une région proche de l'embout où la vitesse axiale est égale à la vitesse à la sortie de l'injecteur, suivie d'une zone de transition et ensuite d'une région où le jet turbulent se développe.

En se basant sur la similitude de certaines propriétés entre le jet turbulent libre et celui débouchant dans une colonne à lit fluidisé, Filla et coll /44/ suggèrent que le profil radial de vitesse suit les équations de Schlichting qui décrivent le jet libre turbulent :

$$\frac{U_j}{U_{\max}} = \left(1 - \left(\frac{y}{b_0} \right)^{1.5} \right)^2 \quad \text{pour} \quad \frac{y_{1/2}}{b_0} = 0,44 \quad (\text{II.23})$$

$y_{1/2}$ étant l'abscisse du point où la vitesse U_j est égale à $0,5 U_{\max}$.

Shakova et Minayev /46/ notent qu'à la frontière du jet les équations de Schlichting /52/ ne sont pas vérifiées ; ils attribuent ceci aux tourbillons dus au mouvement du gaz et à l'interface gaz-solide.

Ils trouvent l'expression suivante pour la vitesse du jet :

$$\frac{U_j - U_g}{U_{\max} - U_g} = 1 - \left(1 - \left(1 - \frac{y}{b_0} \right)^{1.5} \right)^2 \quad \text{pour} \quad \frac{y_{1/2}}{b_0} = 0,56 \quad (\text{II.24})$$

II.1.4. Lits à jets multiples

Il existe à notre connaissance peu de données dans la littérature concernant les lits à jets multiples, exceptée celles menées par le CERCHAR sur sa propre grille. Muzyka et coll /53/, donnent des résultats expérimentaux sur les profils de vitesse de jets ainsi que celui de la température dans la pyramide. Delebarre /54/ résume l'expérience du CERCHAR acquise sur l'utilisation de la grille à pyramide ; on note que les résultats demeurent qualitatifs en l'absence de mesures précises sur des installations de tailles industrielles.

Yang et Keairns /55/ ont étudié la longueur de pénétration des jets de grilles plates ; ils proposent une corrélation basée sur le nombre de Froude qu'ils comparent avec les différentes données proposées dans la littérature. Ils trouvent un accord d'environ 40 %, ceci qu'ils s'agissent d'un jet simple ou multiple, d'un lit bidimensionnel ou tridimensionnel.

II.1.5. Conclusion

L'analyse bibliographique ainsi présentée permet de dresser un bilan des connaissances hydrodynamiques acquises dans le domaine de la fluidisation par le gaz de particules homogènes. Les données de la fluidisation classique nous serviront de référence pour la compréhension et l'interprétation des phénomènes obtenus sur des systèmes dérivés.

On retient de cette synthèse que dans le cas des lits à jet, les résultats de la littérature concernent en particulier la détermination des lois qui régissent le régime lit à jet en termes de perte de charge totale du lit pour chaque hauteur H_1 au repos, de vitesse minimale de couche à jet U_{ms} et de hauteur maximale H_M . Les auteurs s'accordent sur le fait que ΔP_{ms} est inférieure à ΔP_{mf} , mais développent des corrélations de U_{ms} et H_M plus ou moins contradictoires. On note aussi l'inexistence des profils axiaux de pression. On retient l'étude de Mathur et Epstein /29/ qui a fait l'objet d'un ouvrage très documenté sur les lits à jet.

En ce qui concerne les lits fluidisés avec jet immergé, les seuls résultats quantitatifs ont été déterminés ou établis théoriquement pour des jets injectés dans des systèmes bidimensionnels. Aucun test de validation n'a été réellement tenté pour des lits à trois dimensions, sauf en ce qui concerne la longueur de pénétration. L'étude menée par Filla et Massimila /44/ reste la plus complète, les résultats sont cependant difficilement extrapolables. Aucune étude sur l'influence de la présence du jet sur la perte de charge totale du lit n'a été faite et les données expérimentales réellement exploitables sont quasiment inexistantes.

Au terme de cette analyse, nous constatons qu'il existe actuellement peu d'informations quantitatives et de résultats généralisables, en particulier rien n'a été fait sur les milieux à jets multiples. Cependant les résultats qualitatifs nous permettent une meilleure compréhension des phénomènes et nous aident dans l'interprétation de nos résultats expérimentaux qui fera l'objet du paragraphe suivant.

II.2. ANALYSE DES RESULTATS EXPERIMENTAUX

Ce paragraphe sera consacré à l'analyse de l'ensemble des résultats des essais effectués en vue d'examiner la fluidisation par la grille à pyramides. La grille poreuse tient lieu de référence lors de la comparaison. Nous nous contenterons de présenter des exemples typiques sur lesquels portera l'analyse. Les tableaux correspondants à l'ensemble des résultats bruts sont donnés en annexe III.

II.2.1. Fluidisation grille CERCHAR et grille classique : comparaison

Afin de comparer la fluidisation par la grille CERCHAR avec une grille classique, nous avons réalisé des essais d'expansion de lit avec trois couches de solides qui diffèrent soit par la taille, soit par leur densité, soit par ces deux paramètres physiques :

- polystyrène ($\bar{d} = 1,436$ mm ; $\rho = 1028$ kg/m³ ; Ms = 46 kg)
- verre ($\bar{d} = 0,892$ mm ; $\rho = 2555$ kg/m³ ; Ms = 92 kg)
- sable ($\bar{d} = 1,4$ mm ; $\rho = 2600$ kg/m³ ; Ms = 92 kg)

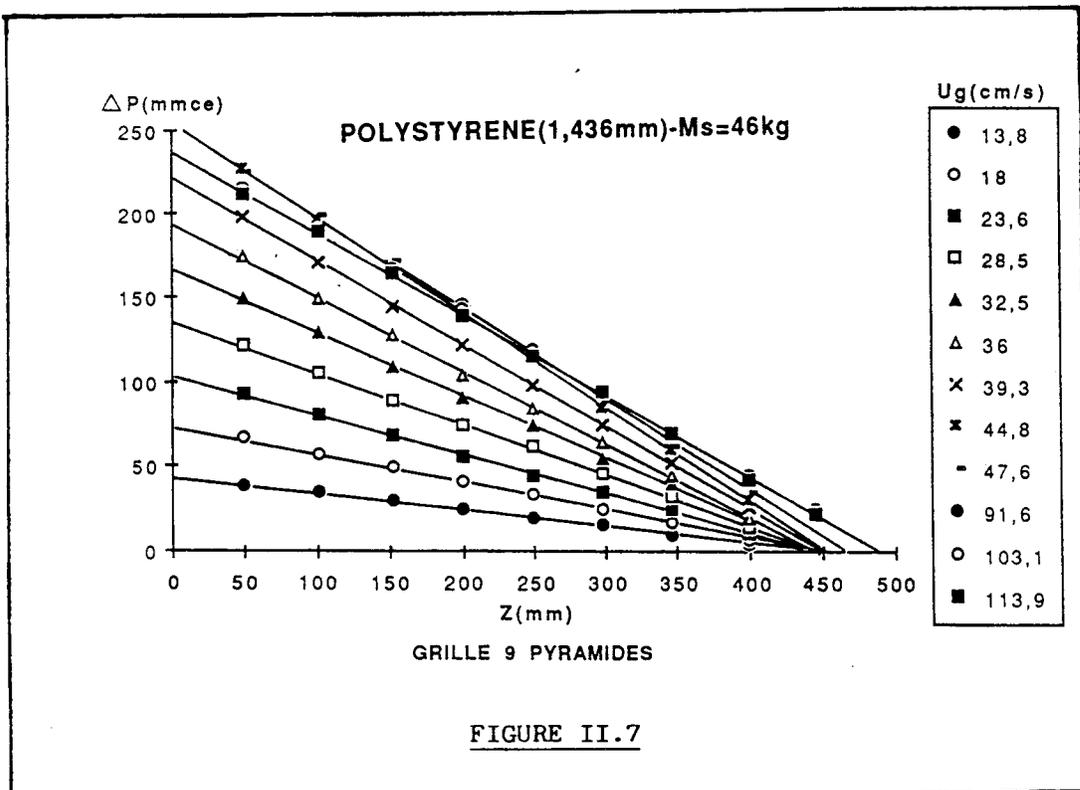
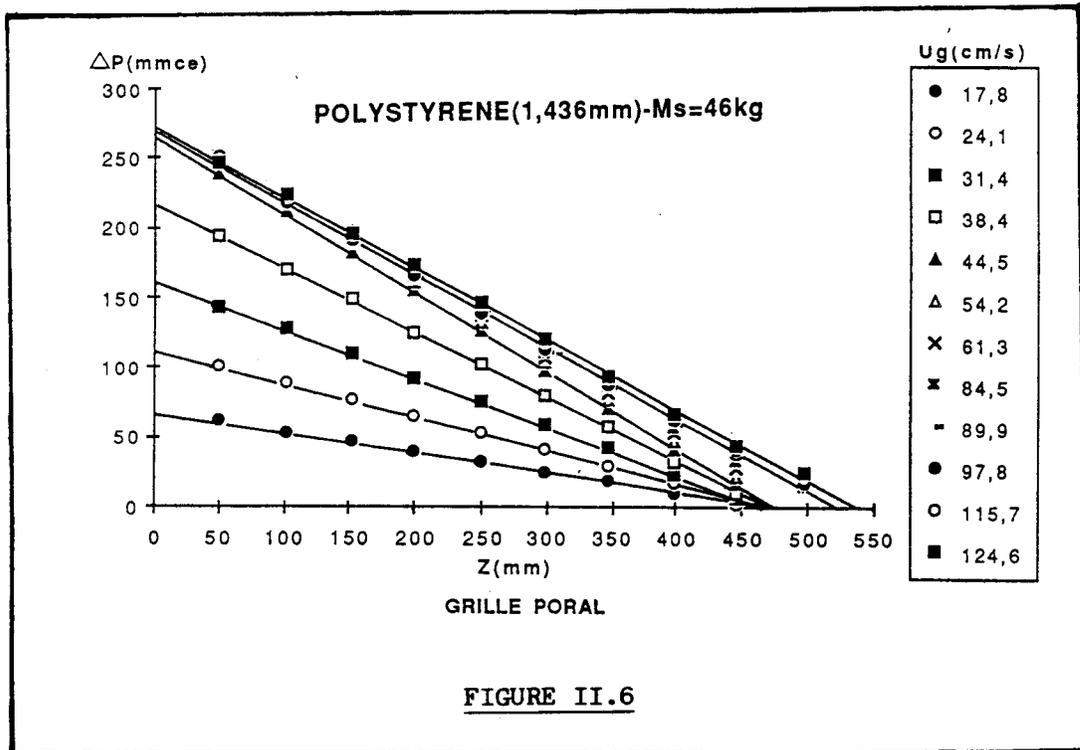
Ces essais, dont l'objectif à priori est de donner la loi de variation de la porosité du lit et sa hauteur en fonction du débit gazeux, nous permettent par ailleurs d'avoir accès, pour chaque vitesse U_g , à la perte de charge totale du lit ΔP_t , et dans le cas de régime établi au gradient axial de pression $\Delta P/L$ et par conséquent à la vitesse minimale de fluidisation U_{mf} .

II.2.1.1. Présentation des résultats

Le profil axial de pression est donné sur les figures II.6 et II.7 respectivement pour la grille poreuse et la grille à neuf pyramides.

Pour les deux grilles de l'étude et pour chaque vitesse de gaz U_g , on note que la chute de pression varie linéairement avec la cote z , le gradient de pression est donc constant et le régime est établi (du moins au-delà de la pyramide en ce qui concerne la grille CERCHAR).

Les droites des profils de perte de charge ainsi obtenues définissent la chute de pression totale du gaz à travers la couche,



PROFIL AXIAL DE PRESSION

$(\Delta Pt)_{U_g}$ (ordonnée à l'origine), le gradient axial de pression, $(\Delta P/L)_{U_g}$ (pente de la droite) et la hauteur du lit H_1 (intersection avec l'axe des abscisses). On notera qu'on a négligé la partie pseudoconique de la grille à pyramides en ne considérant que la section droite de la colonne. Nous reviendrons sur ce point dans le paragraphe II.2.1.2.B.

Lorsque l'on reporte la chute de pression en fonction de la vitesse U_g (figure II.8) on voit qu'au niveau du lit fixe les pertes de charges pour les deux grilles coïncident.

Par ailleurs, au-delà de la vitesse minimale de fluidisation U_{mf} qui est plus petite pour la grille à neuf pyramides, la perte de charge à travers la couche est plus faible pour cette grille et donc n'atteint pas le poids du lit par unité de section droite. La perte de charge totale du lit dans le cas de la grille CERCHAR décroît progressivement à partir d'un pic avant d'atteindre son palier.

En ce qui concerne la variation du gradient axial de pression en fonction de la vitesse, nous faisons les mêmes observations que précédemment (figure II.9), à savoir qu'en lit fixe les gradients de pression sont pratiquement identiques, alors qu'au-delà de U_{mf} , il existe un écart sensible entre ces deux gradients de pression avec :

$$\left(\frac{\Delta P}{L}\right)_{\text{grille CERCHAR}} < \left(\frac{\Delta P}{L}\right)_{\text{grille PORAL}} \quad \text{pour } U_g > U_{mf}$$

Les variations de la hauteur et la porosité du lit en fonction de la vitesse du gaz, pour les deux grilles, sont données sur les figures (II.10 et II.11).

La hauteur du lit est obtenue par l'intersection des profils de pression avec l'axe z .

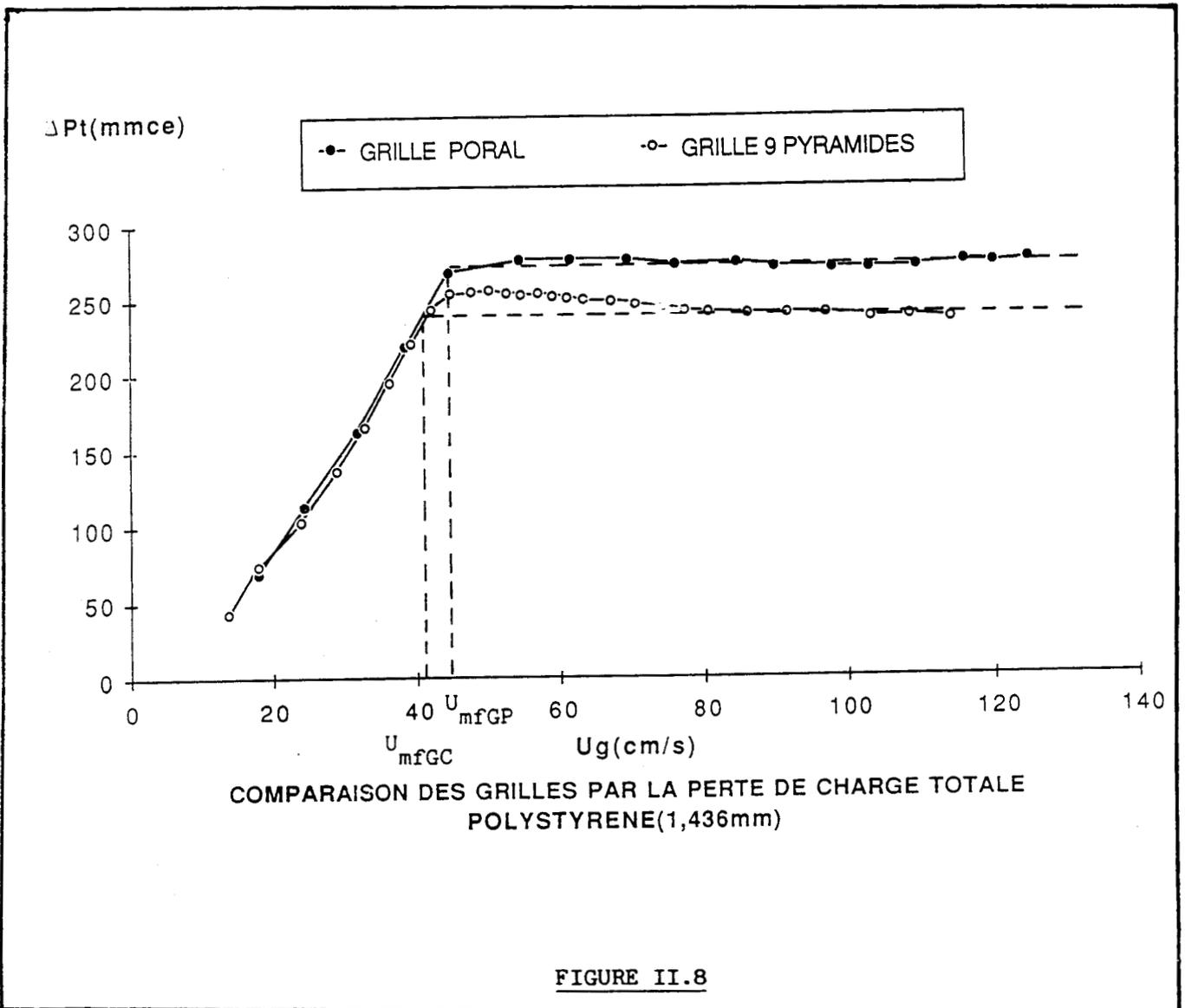
Le degré de vide est calculé en utilisant l'équation suivante :

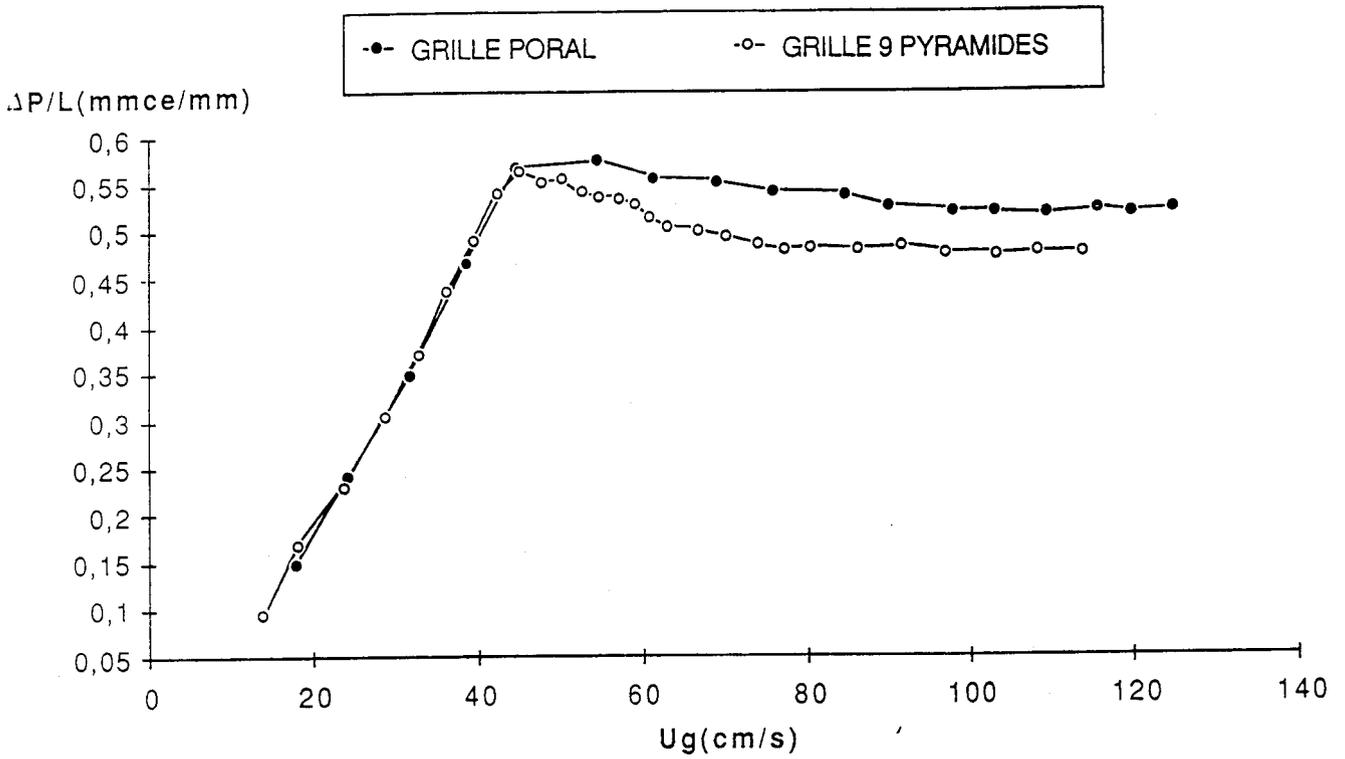
$$\varepsilon_i = \left(\frac{V_{\text{vide}}}{V_T}\right)_i = \left(1 - \frac{V_s}{V_T}\right)_i = \left(1 - \frac{M_s}{\rho_s H_1 S_c}\right)_i$$

où V_T : volume global de la couche

V_s : volume du solide

M_s : masse totale des particules contenues dans la couche





COMPARAISON DES GRILLES PAR LE GRADIENT AXIAL DE PRESSION
POLYSTYRENE(1,436mm)

FIGURE II.9

S_c : l'aire de la section droite de la colonne
 H_l : la hauteur du lit
et ρ : la masse volumique des particules

Notons que pour la grille à neuf pyramides, on a considéré la masse totale du solide dans le calcul des porosités moyennes du lit engendrées par cette grille. L'écart entre les deux courbes obtenues dans le cas du lit fixe (figure II.10) permet d'évaluer la hauteur équivalente au volume du solide dans les pyramides par unité de section droite (0,16 m²) qui correspond à environ 20 mm dans l'exemple considéré. Il importe donc de corriger les hauteurs du lit ou la masse du solide dans le calcul de la porosité en lit fixe. Ce résultat est confirmé sur la figure II.12 sur laquelle on a reporté la variation de $\Delta P / L.U_g$ en fonction de U_g en lit fixe. L'examen de cette figure montre que les porosités moyennes du lit engendrées par les deux grilles sont quasiment les mêmes et sont décrites par la relation d'Ergun /5/. Le degré de vide ϵ reporté sur la figure II.11 est donc plus faible que le réel ϵ_r .

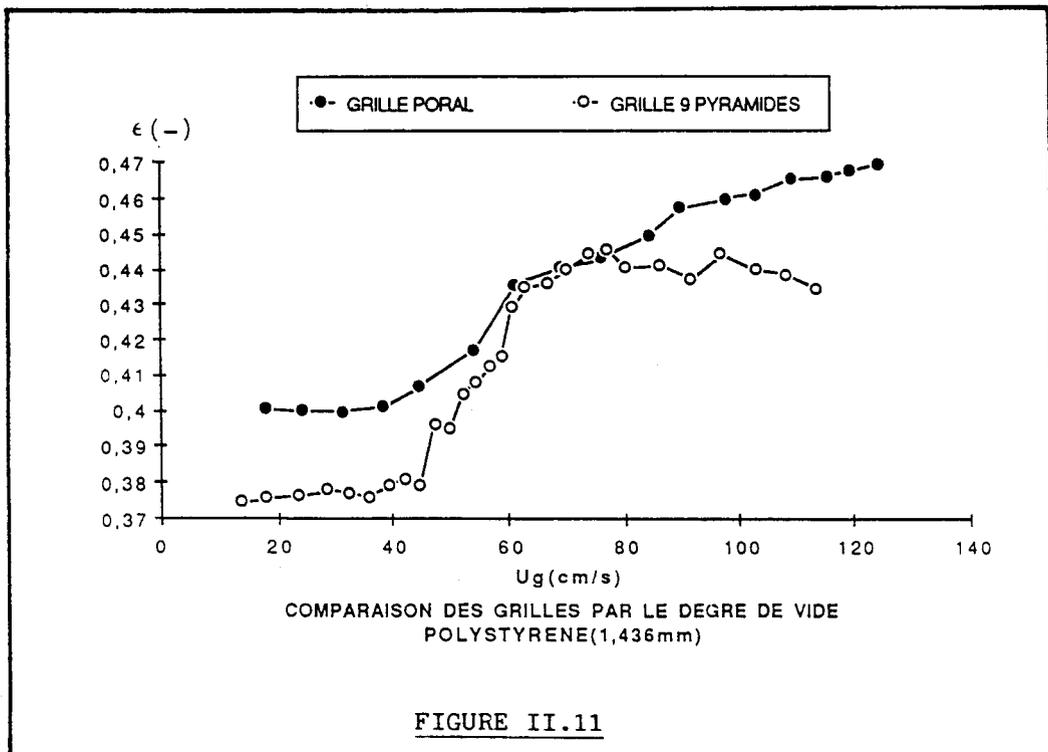
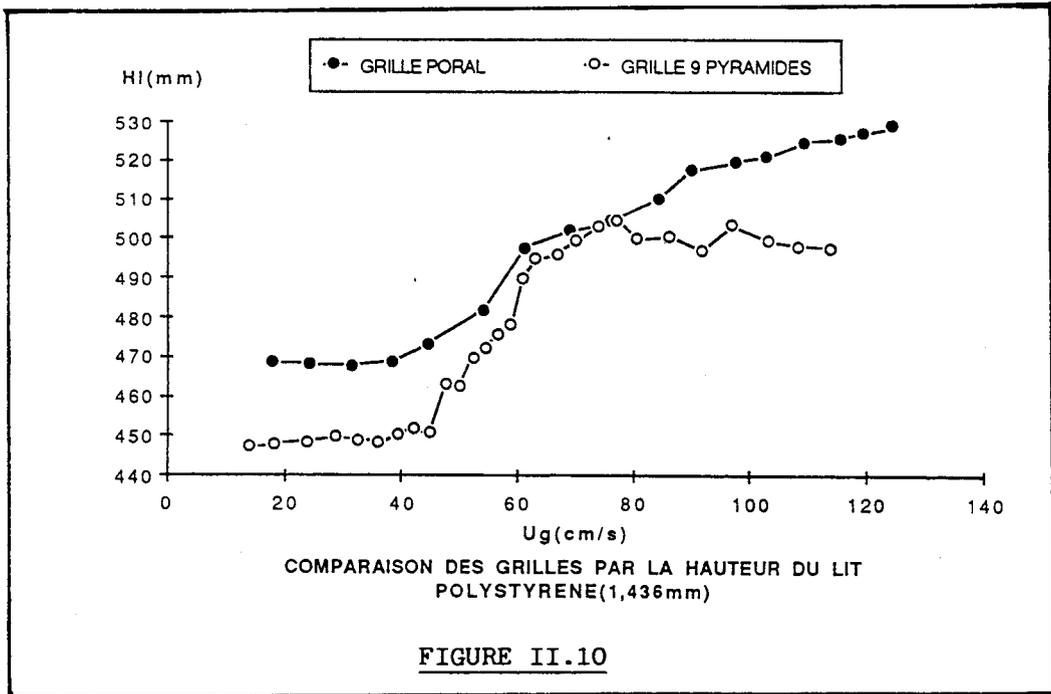
Par ailleurs, l'examen de la figure II.10 montre que l'expansion du lit est plus rapide dans le cas de la grille à neuf pyramides, la hauteur du lit augmente brusquement pour atteindre rapidement un palier. Dans le cas de la grille poral, l'expansion est plus uniforme.

II.2.1.2. Analyse des résultats

Nous avons vu dans le paragraphe précédent que la perte de charge totale induite par la grille CERCHAR était toujours inférieure à celle mesurée par la grille poreuse. Notre analyse portera donc ici sur l'interprétation de ce résultat ainsi que sur celui du gradient de pression.

II.2.1.2.1. Cas de la perte de charge totale ΔP_t

Les conditions de fonctionnement précédentes auraient pu être celles d'un lit à jet, car il est admis dans ce cas que la chute de pression à travers la couche est plus petite que le poids du lit par



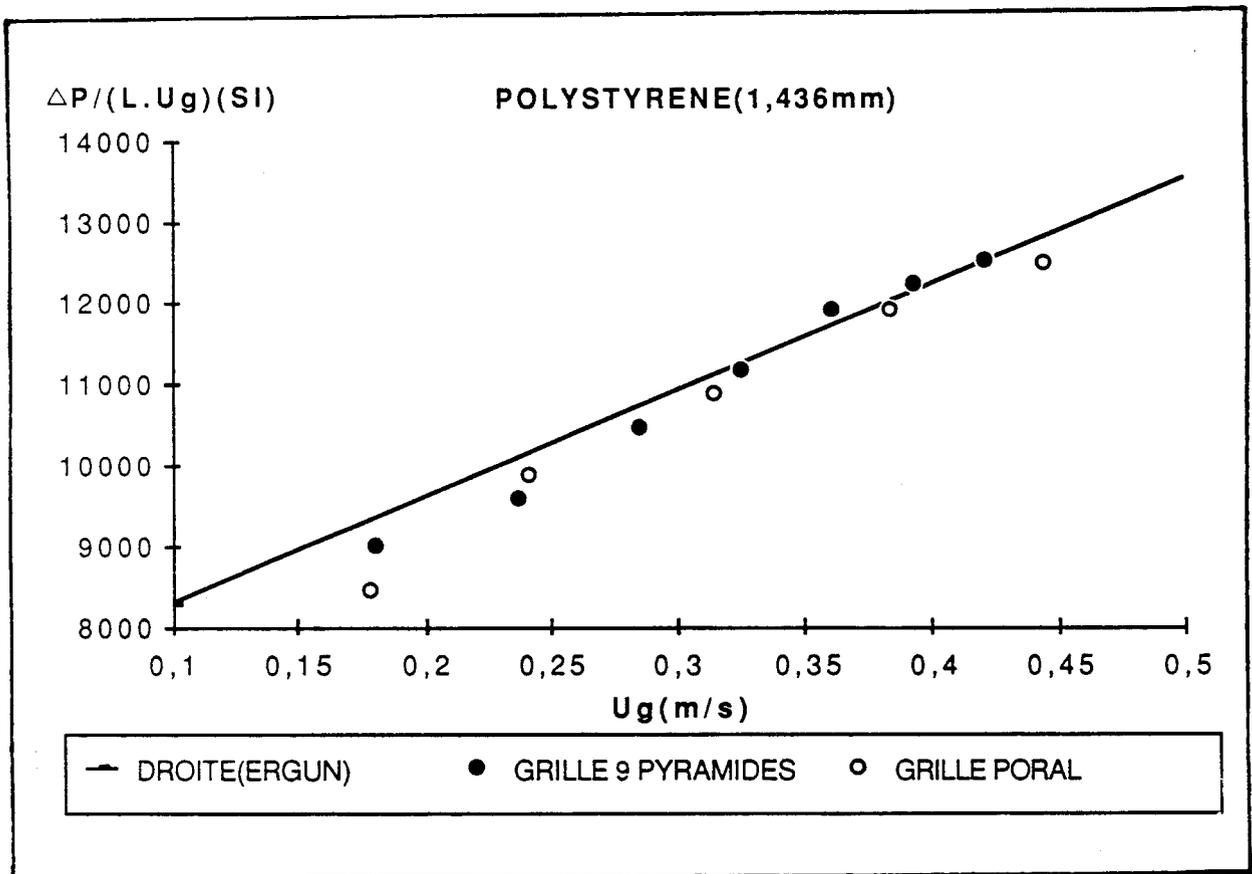


FIGURE II.12 : VARIATION DE : $\Delta P/(L.Ug)$ EN FONCTION de Ug

unité de surface. Or, les visualisations, réalisées lors de ces essais, nous ont montré que seul le mouvement des particules de sable s'apparentait à un régime lit à jet tel qu'il est décrit dans la littérature (mouvement en fontaine sur les neuf pyramides) tandis que les particules de verre et de polystyrène avaient plutôt un comportement de fluidisation classique, c'est-à-dire un solide continuellement en suspension.

Si la grille CERCHAR peut induire un régime de lit à jet, la vitesse minimale de fluidisation U_{mf} dépendra donc de la hauteur du lit (par analogie avec le lit à jet) : il importe donc d'étudier l'influence de cette hauteur sur la valeur de U_{mf} et sur celle de ΔP_t .

Une autre explication de l'écart entre les valeurs de ΔP_t et de M_{sg}/Sc réside, peut être, dans un mauvais choix de l'origine de l'axe vertical z , (figure II.13).

En effet, dans le cas d'une grille plate, l'origine est placée au niveau du distributeur de gaz et la perte de charge totale du lit est obtenue par extrapolation linéaire au point $z = 0$ de la droite $\Delta P = f(z)$, car il est techniquement difficile d'avoir une prise de pression au niveau de la grille (l'extrapolation est permise car l'écoulement est établi).

Or, pour la grille CERCHAR, nous avons pris comme origine la base supérieure des pyramides : un décalage de l'origine pourrait annuler cet écart.

Nous avons donc jugé utile de connaître le profil de pression à l'intérieur d'une pyramide.

Aussi, pour vérifier les deux hypothèses précédentes, nous avons effectué des essais supplémentaires :

- expansion du lit pour trois masses supplémentaires avec les mêmes billes de polystyrène,
- exploration axiale de la pression dans la pyramide centrale (n° 5) à l'aide du tube de Pitot avec les particules de verre et de polystyrène (celles qui engendraient, par visualisation, une fluidisation classique).

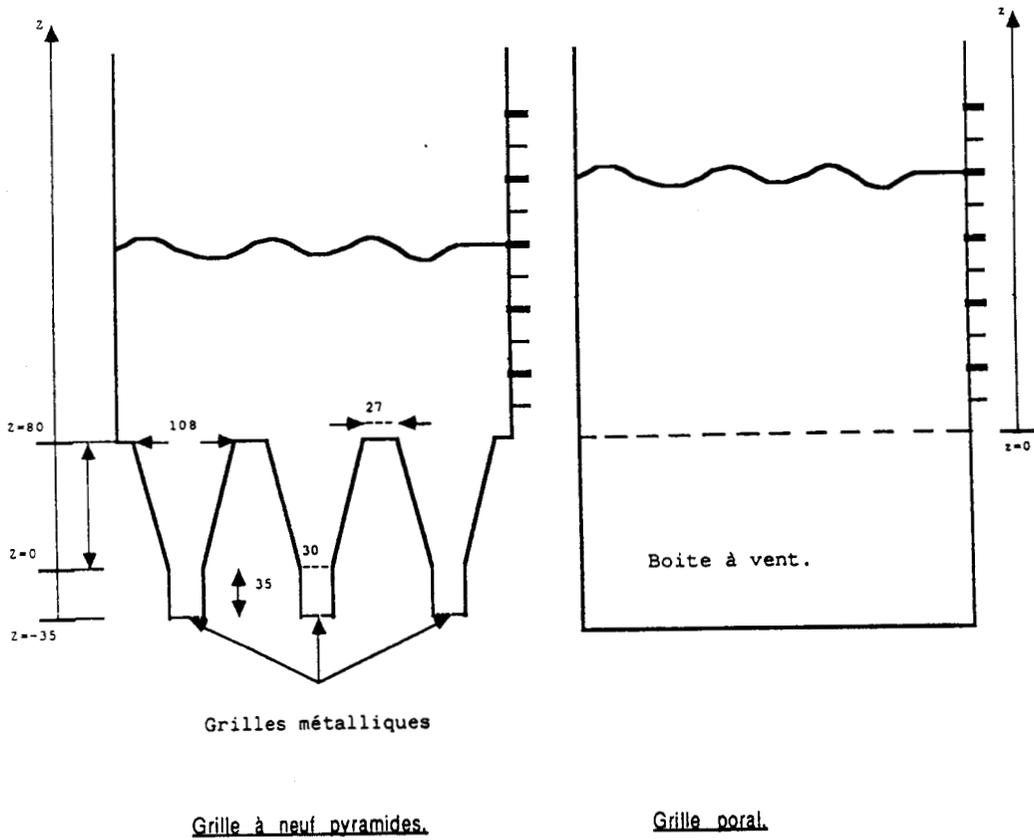


FIGURE II.13

A. Influence de la masse du lit

Des essais de défluidisation progressive ont été réalisés sur les particules de polystyrène (1,436 mm) pour 23, 34, 46 et 69 kg. Comme précédemment nous avons relevé la valeur des pressions pariétales pour chaque valeur de la vitesse U_g .

Un résultat intéressant a été obtenu lors de la représentation de la perte de charge totale du lit en fonction de la vitesse superficielle du gaz U_g , en ordonnée réduite, c'est-à-dire rapportée au poids du solide (figure II.14).

Consultons cette figure. Nous y apprenons que les profils relatifs à 34, 46 et 69 kg, se confondent quasiment et donnent la même valeur de la vitesse minimale de fluidisation U_{mf} alors que celui de 23 kg est situé en-dessous des trois autres et indique que la vitesse U_{mf} est plus petite.

Dans les quatre cas le palier est inférieur à l'unité.

Par ailleurs, les visualisations ont montré que seule la masse de 23 kg se présentait comme une couche à jet ; pour les autres masses, la fluidisation classique existait.

L'analyse de la courbe précédente et le support visuel nous montrent qu'il existe une masse de produit et donc une hauteur limite H_c telles que si :

$H_1 > H_c$ le lit se comporte comme une couche fluidisée,

$H_1 < H_c$ le lit se comporte comme une couche à jet.

Remarquons également que si les profils se confondent à partir de cette hauteur, ils n'égalisent toujours pas l'unité ; il se confirme donc que la perte de charge totale du lit ne se mesure pas à partir de la base supérieure des pyramides. De plus l'extrapolation linéaire du profil de pression à la base inférieure donne une perte de charge réduite supérieure à l'unité.

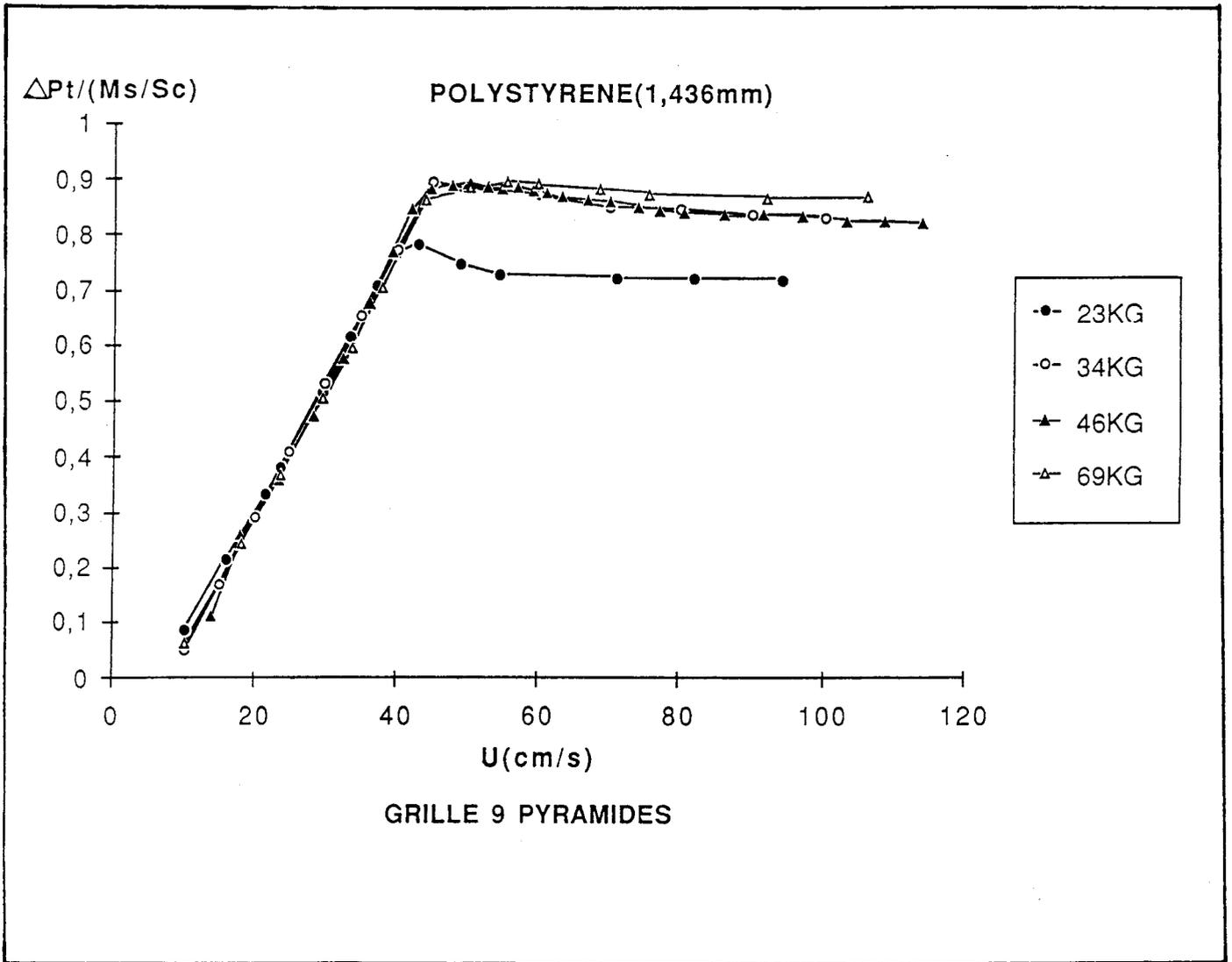


FIGURE II.14

B. Mesure de la pression par le tube de Pitot dans la pyramide centrale

Afin de connaître le profil axial de la pression dans les pyramides nous avons effectué une série de mesures avec un tube de Pitot à une distance $d_i/2$ de l'axe de la pyramide centrale en fonction de la cote z . Les relevés ont été effectués tous les 20 mm pour deux couches de particules (polystyrène (34 kg) et billes de verre (78 kg)) avec une vitesse d'environ 1,7 Umf (figure II.15).

Sur cette figure on note que les pressions statiques mesurées par le tube de Pitot sont pratiquement identiques à celles relevées à la paroi.

Au-delà d'une valeur z se trouvant dans les pyramides le profil axial est linéaire.

En-deça de cette valeur le profil tend vers le poids du lit par unité de surface.

Ces résultats sont intéressants car ils expliquent les résultats concernant la perte de charge totale de la grille CERCHAR obtenus précédemment. En particulier on voit sur les deux courbes la raison pour laquelle l'extrapolation linéaire de $\Delta P(z)$ vers les bases inférieure et supérieure des pyramides ne donne pas le poids du lit par unité de surface.

II.2.1.2.2. Cas du gradient de pression

Le décalage de l'origine explique la perte de charge totale du lit dans le cas de la grille à pyramide mais surtout pas l'écart qui existe sur les courbes de gradients de pressions sur les deux grilles lorsque la vitesse est supérieure à la vitesse minimale de fluidisation.

Dans le cas des petites vitesses, l'écoulement est régi par la loi d'Ergun : $\Delta P/L = AU_g^2 + BU_g$, où A et B des coefficients qui dépendent des caractéristiques physiques du fluide, des particules et du degré de vide ϵ . Le gradient de pression est unique et indépendant de la masse et de la grille considérées. La porosité moyenne du lit est donc identique pour les deux grilles.

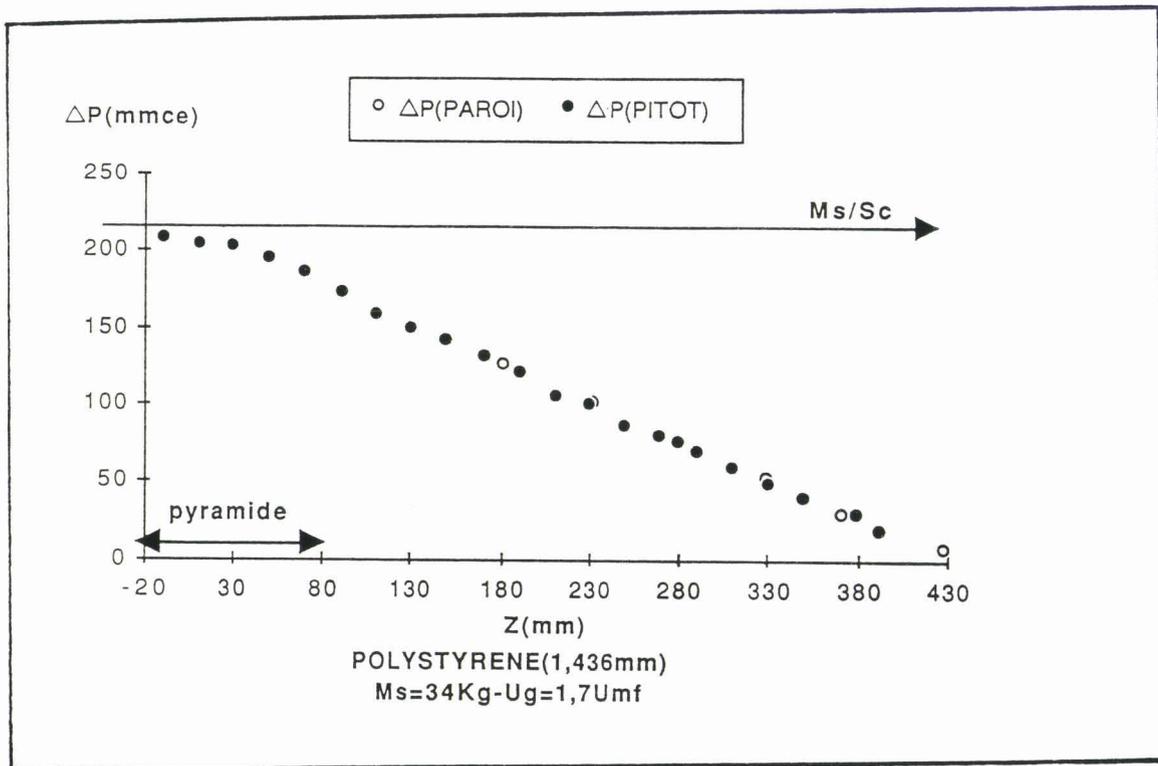


FIGURE II.15a

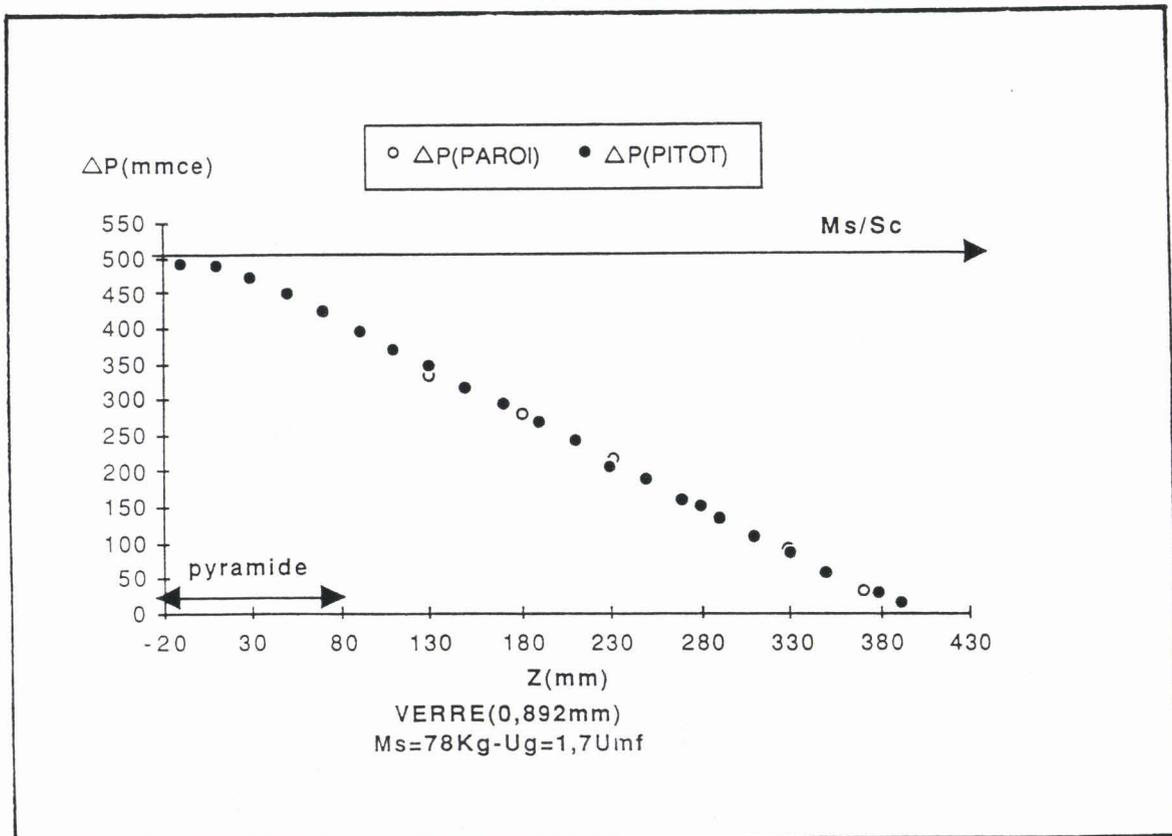


FIGURE II.15b

Pour des vitesses de gaz supérieures au minimum de fluidisation et lorsque l'on exploite les données des pressions pariétales (figure II.16a), on constate que le gradient de pression est, comme dans le cas de la figure précédente (II.9), inférieure à celui de la grille poral, et qu'en plus il dépend de la hauteur du lit. Par contre, lorsque l'on exploite les prises de pressions mesurées par le tube de Pitot (figure II.16b) le gradient de pression est indépendant de la hauteur et de la grille étudiées, nous constatons donc que les profils de pression pitot et paroi se confondent globalement mais qu'il existe néanmoins des petites différences dans la partie linéaire qui engendrent par conséquent des différences au niveau des gradients de pression. Dans le cas de la hauteur de lit très faible, la courbe en gradient de pression est très décalée par rapport aux autres, elle correspond à une porosité moyenne du lit très importante ; cette hauteur est équivalente à la longueur de pénétration des jets.

II.2.1.3. Conclusion

A la suite de ces essais nous savons que :

- la perte de charge ΔP_t de la grille CERCHAR n'est pas inférieure à celle d'une grille poreuse lorsque le régime est celui de la fluidisation classique et sa valeur a été mesurée dans la pyramide,
- la grille CERCHAR induit au moins deux régimes de fluidisation : celui correspondant au lit à jet et celui s'apparentant à la fluidisation classique,
- la hauteur du lit gouverne le type hydrodynamique qui peut s'établir. Au-delà d'une hauteur de lit H_c le régime est celui de la fluidisation classique et la perte de charge totale est égale au poids du lit. En deçà de H_c le régime s'approche de celui d'une couche à jet (confirmé par la visualisation), avec ΔP_t inférieure à $M_s g/S_c$, cet écart diminuant lorsque la hauteur du lit H_1 tend vers la hauteur H_c . Mais H_c est encore inconnue.

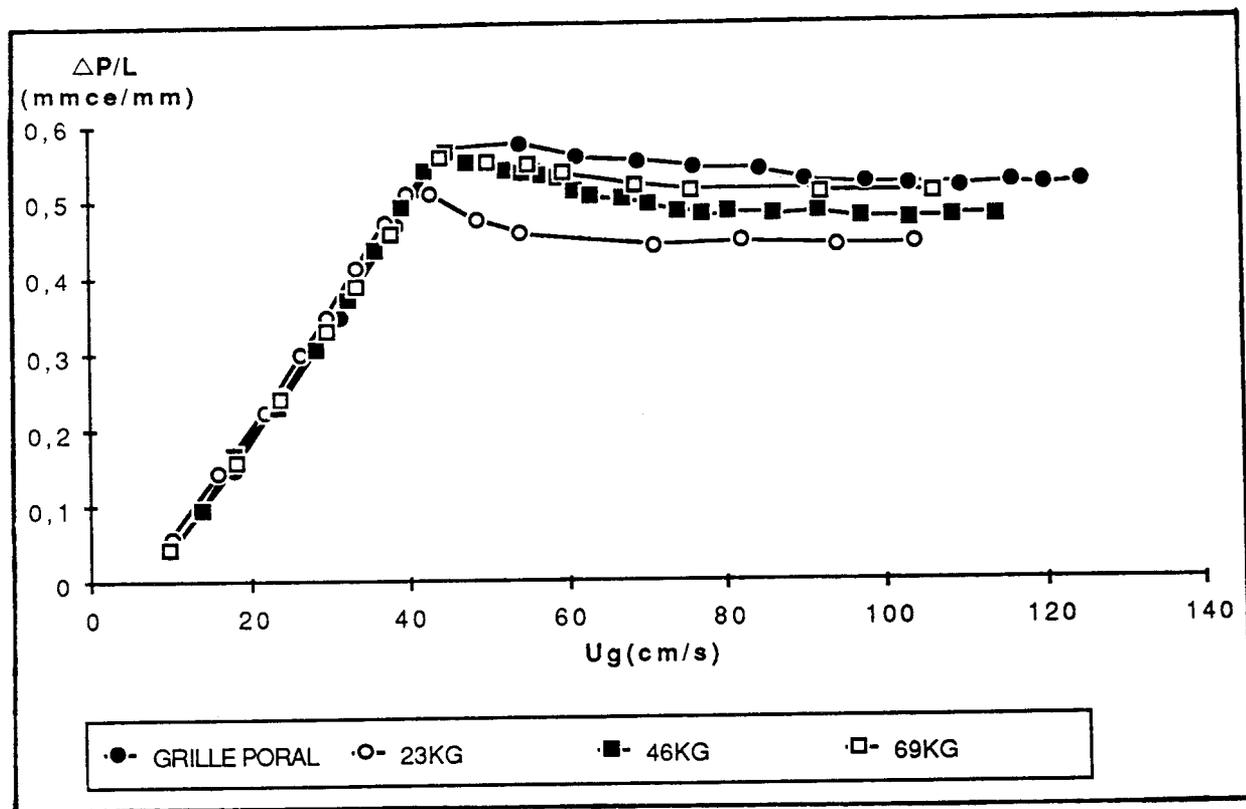


FIGURE II.16a Exploitation des pressions parietales

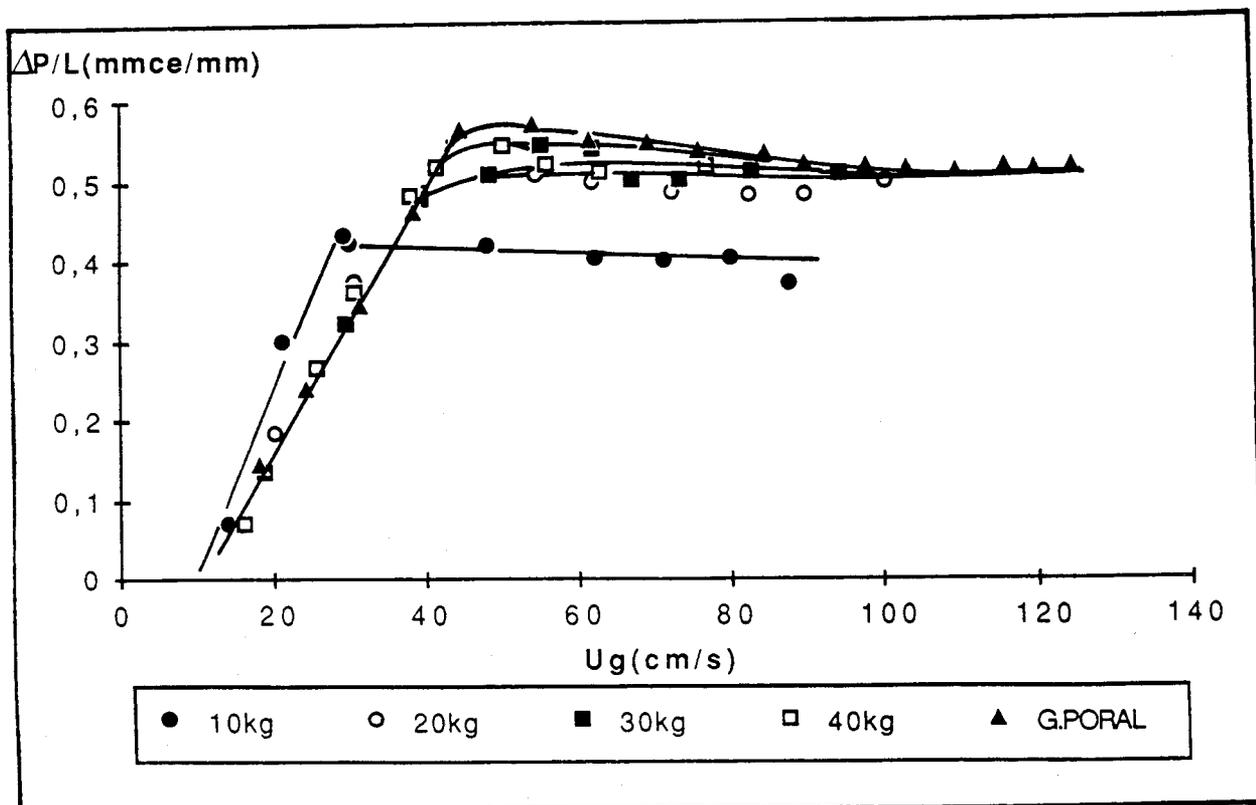


FIGURE II.16b Exploitation des pressions mesurées par tube de Pitot

Afin de généraliser ces résultats et pour mieux cerner la hauteur critique H_c nous avons lancé une campagne d'essais systématiques avec trois solides dont la distribution granulométrique est assez serrée (polystyrène $\bar{d} = 1,436$ mm, verre $\bar{d} = 1,8$ mm, sable tamisé $\bar{d} = 1,3$ mm). Cela fait l'objet du paragraphe suivant.

II.2.2. Essais systématiques

Ces essais ont consisté à étudier l'expansion du lit sur les trois solides précédemment cités et, pour chacun d'eux, pour plusieurs hauteurs de lit H_1 . Pour chaque hauteur H_1 une douzaine de vitesses U_g sont balayées et, pour chaque valeur U_g l'exploration du lit à l'aide du tube de Pitot se fait tous les 20 mm à partir de l'embout de la pyramide centrale (embout qui devient l'origine de la cote z). C'est ainsi que les profils de pression ont été obtenus.

Les hauteurs étudiées pour chaque produit sont les suivantes :

- polystyrène : $H_1 = 157, 257, 357$ et 457 mm
- Billes de verre : $H_1 = 160, 230, 300, 340$ et 410 mm
- Sable tamisé : $H_1 = 170, 250, 350$ et 490 mm

L'exploitation du grand nombre de données que nous avons recueillies nous a amené à dégager deux paramètres prédominants : la vitesse du gaz U_g et la hauteur du lit H_1 .

Nous discutons ci-après de leur influence.

II.2.2.1. Influence de la vitesse du gaz

II.2.2.1.1. Cas des petites vitesses : $U_g < U_{mf}$

Quelles que soient les particules et les hauteurs de lit H_1 l'évolution de la perte de charge du lit en fonction de la cote z à la forme qui est représentée sur la figure II.17. Elle peut être décrite par les deux équations suivantes :

$$\Delta P = \frac{C_1}{z^n} \text{ dans la pyramide et } \Delta P = C_2 z + C_3 \text{ au-delà.}$$

Au-delà des pyramides, la variation linéaire de la perte de charge ΔP est conforme aux lois d'écoulements établies dans les milieux fixes.

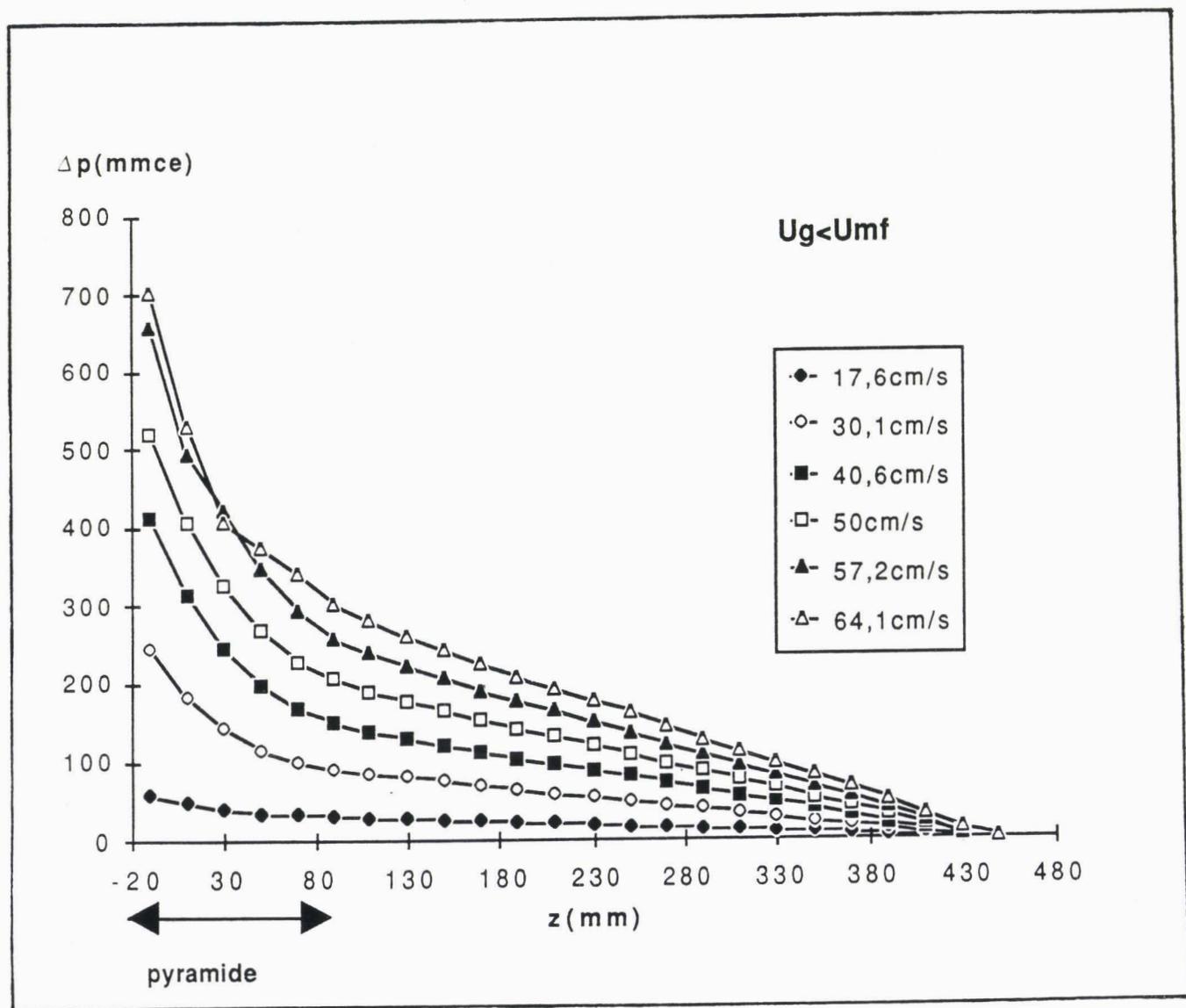


FIGURE II.17 : PROFIL AXIAL DE PRESSION POUR DES VITESSES INFERIEURES A LA VITESSE MINIMALE DE FLUIDISATION

Quant à la variation de ΔP dans la pyramide elle s'explique également si on tient compte de sa géométrie. En effet, supposant que l'écoulement est du type Darcy, on a : $dp/dz = a U(z)$ et en écrivant la loi de conservation du débit massique dans la pyramide (figure II.18) : $U(z=0).S(z=0) = U(z).S(z) = \text{cte}$ avec $S(z) = \pi R^2(z) = \pi (z \operatorname{tg}\alpha + d/2)^2$

d'où :

$$\frac{dP}{dz} = \frac{\text{cte}}{S(z)} = \frac{\text{cte}}{(z \operatorname{tg}\alpha + d_i/2)^2}$$

et :

$$\Delta P = \frac{A}{z \operatorname{tg}\alpha + d/2} \quad \Delta P = \Delta P_1 \text{ pour } z = 0$$

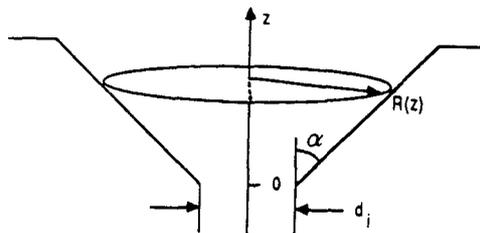


FIGURE II.18

Avec nos hypothèses simples on voit donc que ΔP varie comme $1/z^n$ dans la pyramide avec $n = 1$. Dans la réalité $n > 1$: il suffirait pour retrouver ce résultat d'apporter des hypothèses plus réalistes par exemple : $dp/dz = a U^{n-1}$.

Lorsque $U_g < U_{mf}$ on retiendra donc que la variation de chute de pression en fonction de z correspond à un écoulement dans un milieu poreux (fixe) et suit une loi de Darcy généralisée dans un divergent. La géométrie de la pyramide est déterminante pour l'allure de ce profil.

II.2.2.1.2. Cas des grandes vitesses : $U_g > U_{mf}$

Cette fois encore la variation de la chute de pression ΔP en fonction de z est la même pour tous les cas étudiés (figure II.19).

$\Delta P(z)$ est une fonction linéaire décroissante qui ne dépend pas de la vitesse du gaz U_g (les courbes se superposent quasiment lorsque $U_g \gg U_{mf}$). L'écoulement est établi à partir d'une cote z située dans la pyramide. Lorsque le régime est celui de la fluidisation classique la perte de charge totale est égale au poids du lit par unité de section droite.

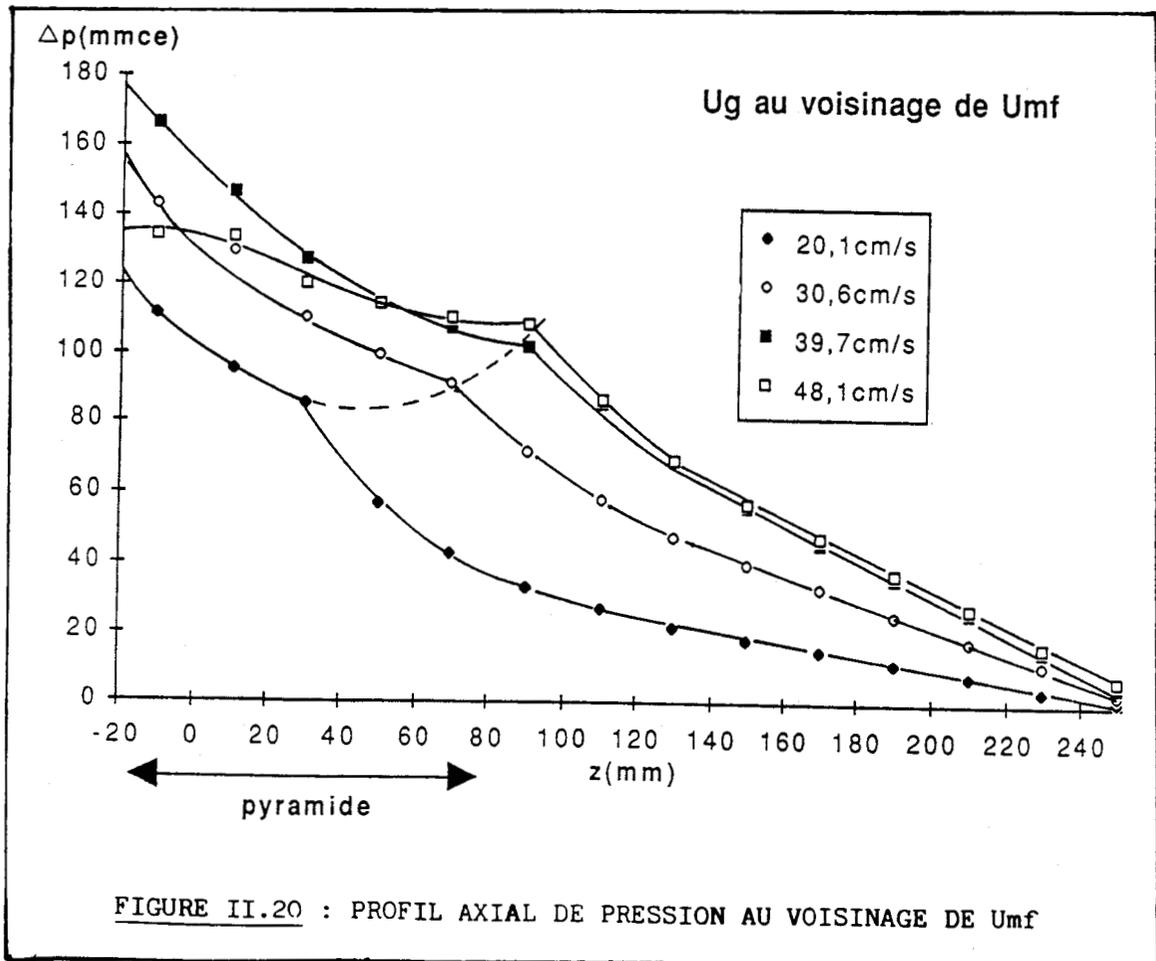
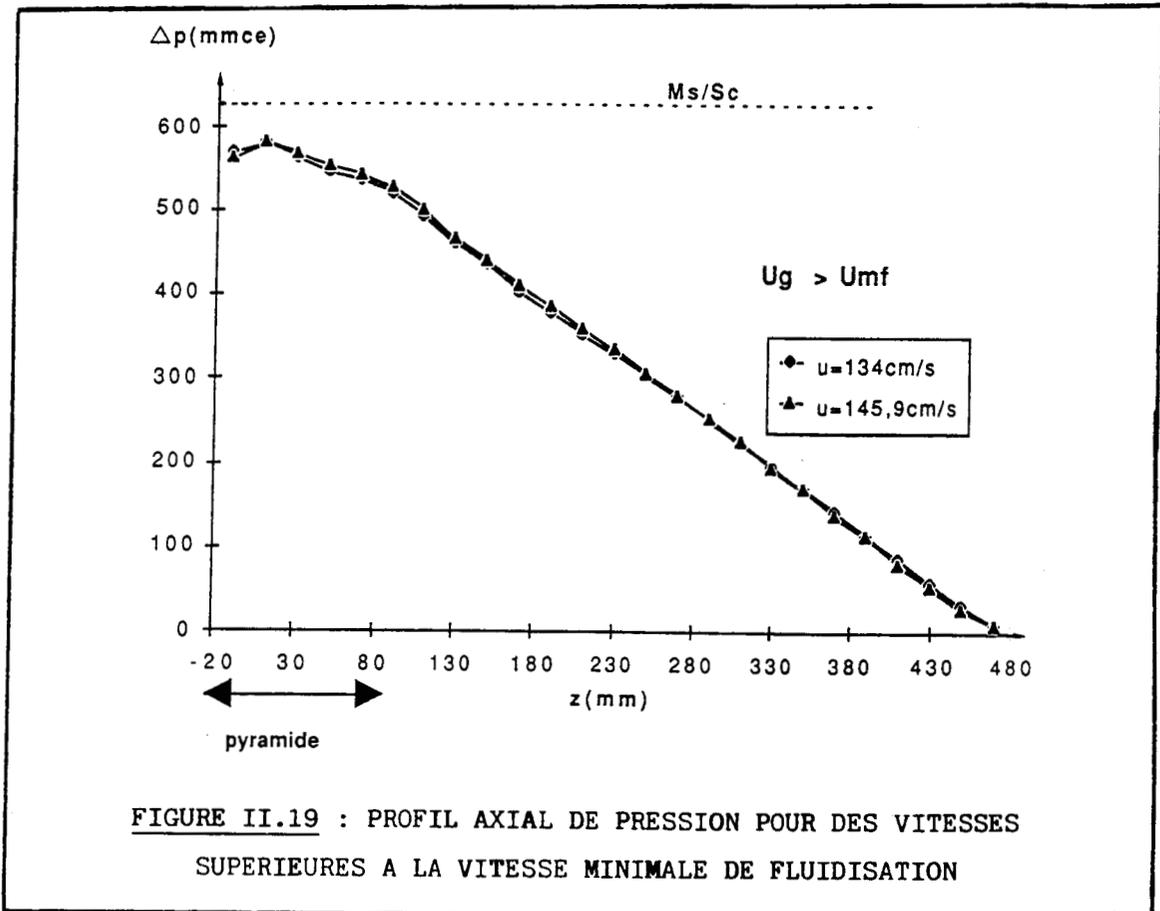
II.2.2.1.3. Cas des vitesses intermédiaires

Par vitesses intermédiaires nous entendons les vitesses qui se situent au voisinage de U_{mf} .

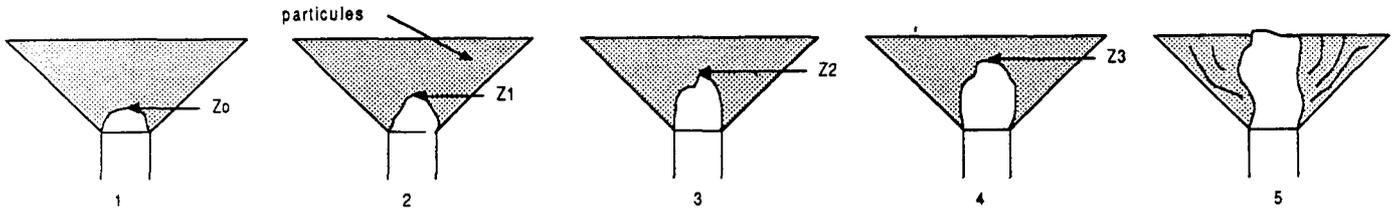
Ce troisième cas est plus subtil que les précédents avec une variation de $\Delta P(z)$ assez surprenante (figure II.20).

Sur chaque courbe de la figure II.20 on distingue un point anguleux qui peut être situé dans la pyramide ou légèrement au-dessus ; plus haut dans la colonne les courbes deviennent linéaires. Lorsque l'on s'approche du minimum de fluidisation, on note des irrégularités du profil des pressions au niveau de la grille.

Que peut représenter physiquement ce point anguleux ? une discontinuité de l'écoulement ? Notons que ce point évolue avec les vitesses U_g ; plus la vitesse augmente plus la position de ce point se déplace vers le haut pour disparaître complètement pour les grandes vitesses (paragraphe précédent).



Faisons ici référence à des essais de visualisation de pénétration de jet qui ont été réalisés par le passé /56/ : il se formait une bulle qui prenait naissance dans l'embout et dont le diamètre augmentait avec la vitesse. Puis à partir d'une certaine vitesse de l'ordre de U_{mf} , cette bulle se crevait et devenait un jet (figure II.21).



Schémas 1 à 4 : la bulle croît, z augmente et les particules au-dessus de la bulle sont au repos : l'écoulement au-dessus de la bulle est un écoulement dans un milieu fixe.

Schéma 5 : la bulle a éclaté : le jet s'est formé et se casse en bulles au-delà de sa longueur de pénétration : toutes les particules sont en mouvement.

FIGURE II.21

Nous pensons aujourd'hui que les points anguleux correspondent aux différents z_i des schémas 1 à 4. La surface de la bulle délimite deux écoulements différents d'où la différence des tangentes aux points z_i des courbes $\Delta P = f(z)$ au voisinage de U_{mf} .

II.2.2.1.4. Conclusion sur les vitesses

Nous venons de voir l'évolution de la chute de pression à travers une couche fluidisée par la grille 9 pyramides. Les différentes courbes obtenues lorsque $U_g < U_{mf}$, $U_g > U_{mf}$ et $U_g \simeq U_{mf}$ sont indépendantes des régimes. Que la couche se comporte comme un lit à jet ou comme un lit fluidisé classique, on obtient des profils qui ont la même allure. En fait, seules les valeurs sont différentes : la chute de pression à travers la couche des particules égalise son poids apparent dans le cas de la fluidisation classique, et elle lui est inférieure lorsque le régime s'apparente à une couche lit à jet.

Nous avons caractérisé l'écoulement induit par la grille à neuf pyramides.

II.2.2.2. Influence de la hauteur du lit

L'examen de la figure II.22 sur laquelle on a reporté la perte de charge totale réduite en fonction de la vitesse superficielle U_g , nous montre que les deux courbes correspondant à $H_L = 357$ et 457 mm se confondent et donnent la même vitesse minimale de fluidisation qui est légèrement plus faible que celle obtenue sur la grille poral. De plus le palier de la pression réduite tend vers l'unité lorsque U_g est supérieure à U_{mf} .

Nous pensons alors que pour des hauteurs de lit supérieures à 357 mm, la grille CERCHAR induit un régime de fluidisation classique. Par ailleurs, pour des hauteurs de lit de 157 et 257 mm les courbes en perte de charge réduite ne se confondent plus et le palier est inférieur à l'unité. La limite entre ces deux régimes se situe pour une hauteur intermédiaire entre 257 et 357 mm. De plus, les vitesses "minimales de fluidisation" qui correspondent à l'intersection des paliers et des droites obtenues en cas du lit fixe, sont différentes et plus faibles que celle obtenues pour la grille poral.

Compte tenu de ces remarques, nous confirmons par ces essais systématiques l'existence d'une hauteur minimale H_c à partir de laquelle la grille à neuf pyramides induit un régime de fluidisation classique. Pour des hauteurs supérieures à H_c , la vitesse minimale de fluidisation est indépendante de la hauteur du lit mais reste inférieure à celle obtenue par des grilles classiques.

Cependant, pour des hauteurs de lit inférieures à H_c , la grille induit un régime pouvant s'apparenter à celui d'une couche à jet avec des "minima de fluidisation" dépendant de la hauteur du lit. On note que la perte de charge totale réduite est comprise entre celle du lit à jet unique (qui varie entre $0,64$ et $0,75$) et celle du lit fluidisé classique (qui tend vers l'unité).

Pour délimiter de manière plus précise la hauteur critique nous avons réalisé des cartes des régimes de type d'Epstein /29/. La figure II.23 nous en donne un exemple pour les particules de polystyrène.

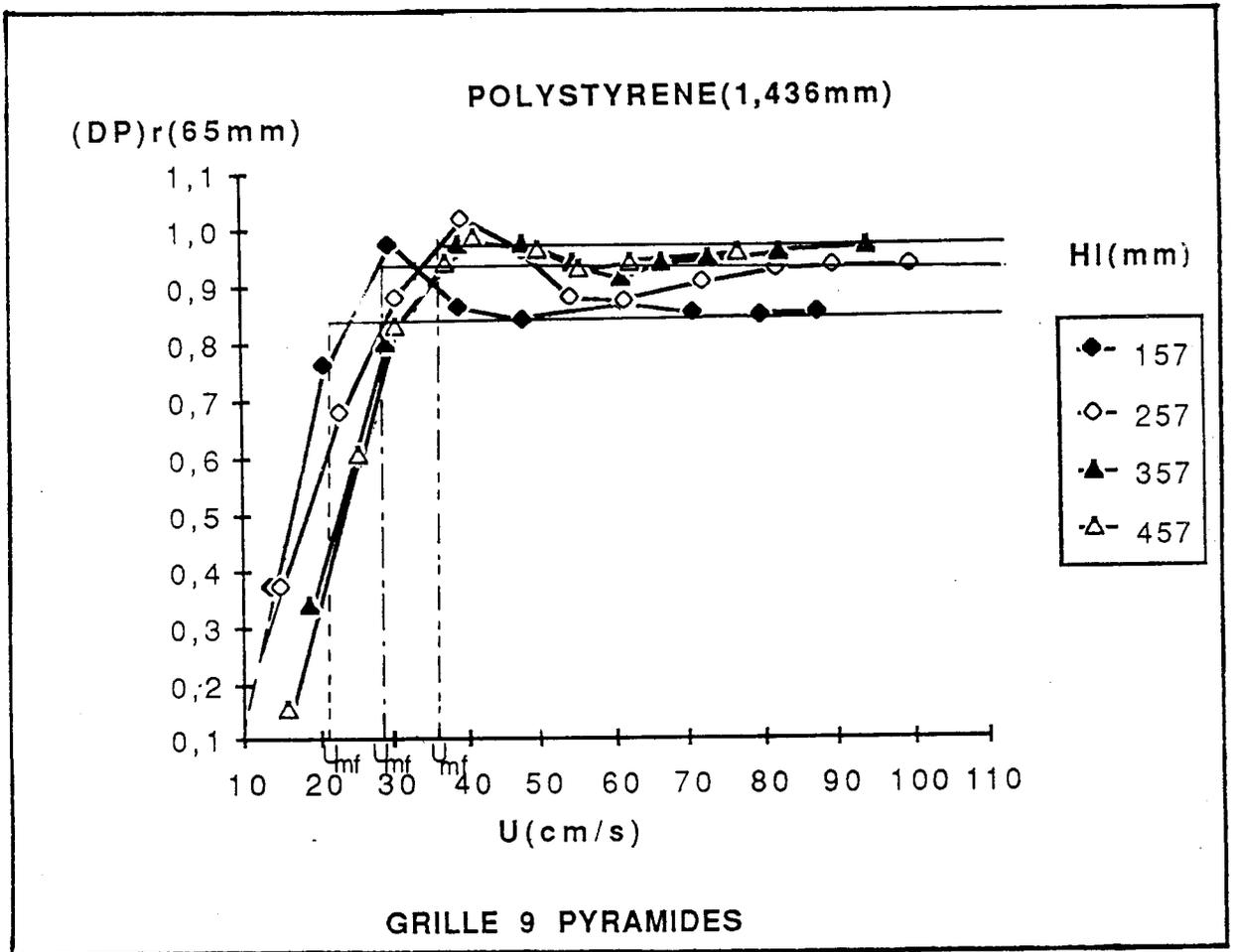


FIGURE II.22

PARTICULES DE POLYSTYRÈNE

$\bar{a} = 1,436 \text{ mm}$

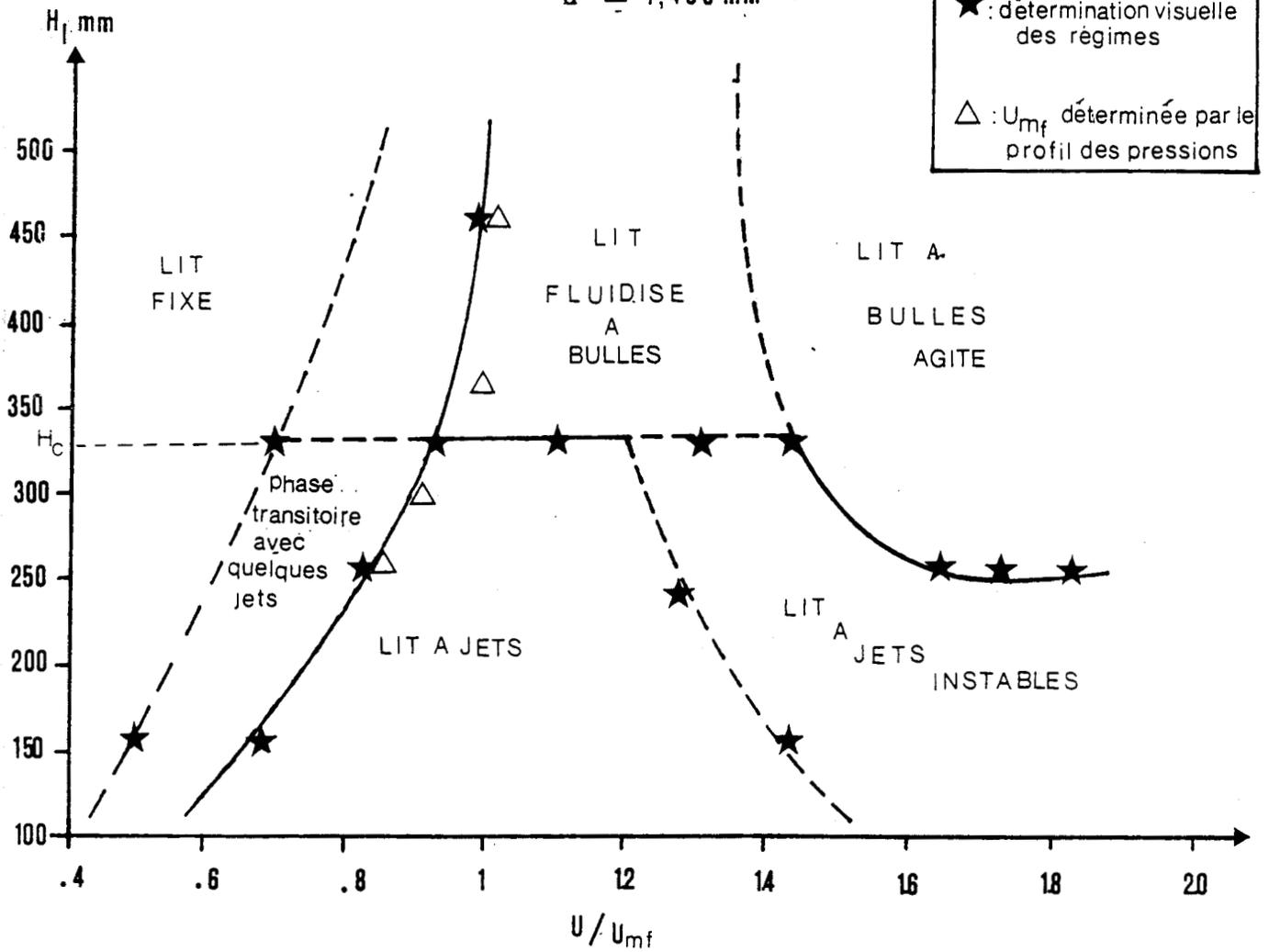


FIGURE II.23 : DIAGRAMME DES REGIMES

Ces diagrammes ont été réalisés de la façon suivante : pour chaque hauteur de lit H_1 choisie on fait varier la vitesse entre 0 et 2 Umf et pour chaque valeur de la vitesse on note le régime que l'on observe : lit fixe, lit à jets (stable ou instable), lit fluidisé à bulles, lit à bulles pistonnant, lit à jet pistonnant, etc...

Ce diagramme laisse apparaître clairement la transition des différents régimes et la valeur de la hauteur critique H_c .

II.2.2.3. Conclusion

Les résultats de ces essais ont permis la confirmation et la généralisation des premiers résultats obtenus sur la grille à neuf pyramides.

Nous avons pu, compte tenu de l'analyse de ces résultats caractériser l'hydrodynamique d'une couche de particules homogènes fluidisée par la grille neuf pyramides par rapport à une grille classique en terme de profils axiaux de chute de pression à travers la couche, de perte de charge totale et de vitesse minimale de fluidisation.

Nous avons mis en évidence l'existence de deux régimes d'écoulement induit par cette grille.

Nous avons démontré l'importance de la hauteur du lit dans le cas de cette grille : elle gouverne le type de régime hydrodynamique qui peut s'établir.

Nous nous sommes donc intéressés à la hauteur critique H_c qui délimite les deux comportements hydrodynamiques afin de connaître sa loi de variation en fonction des propriétés physiques des particules d'une part et des caractéristiques géométriques de la grille CERCHAR d'autre part, c'est ce que nous voyons maintenant.

II.3. INFLUENCE DES CARACTERISTIQUES PHYSIQUES DES PARTICULES SUR H_c

Pour cette étude, trois grilles CERCHAR ont été testées : la grille à neuf pyramides, une grille à quatre pyramides et une grille monopiramidale.

Pour chacune d'elles plusieurs types de particules ont été utilisées : ce sont soit des billes calibrées, soit des produits "réels" servant d'inerte lors de la combustion du charbon.

Pour chaque solide, la hauteur critique H_c a été déterminée en dressant des diagrammes du type d'Epstein d'une part et en effectuant des mesures du profil axial de la pression avec le tube du Pitot pour confirmer ces résultats d'autre part.

II.3.1. Grille à neuf pyramides

Les produits que nous avons utilisés sont consignés dans le tableau suivant.

**GRILLE-9 PYRAMIDES
VARIATION DE H_c AVEC \bar{d}**

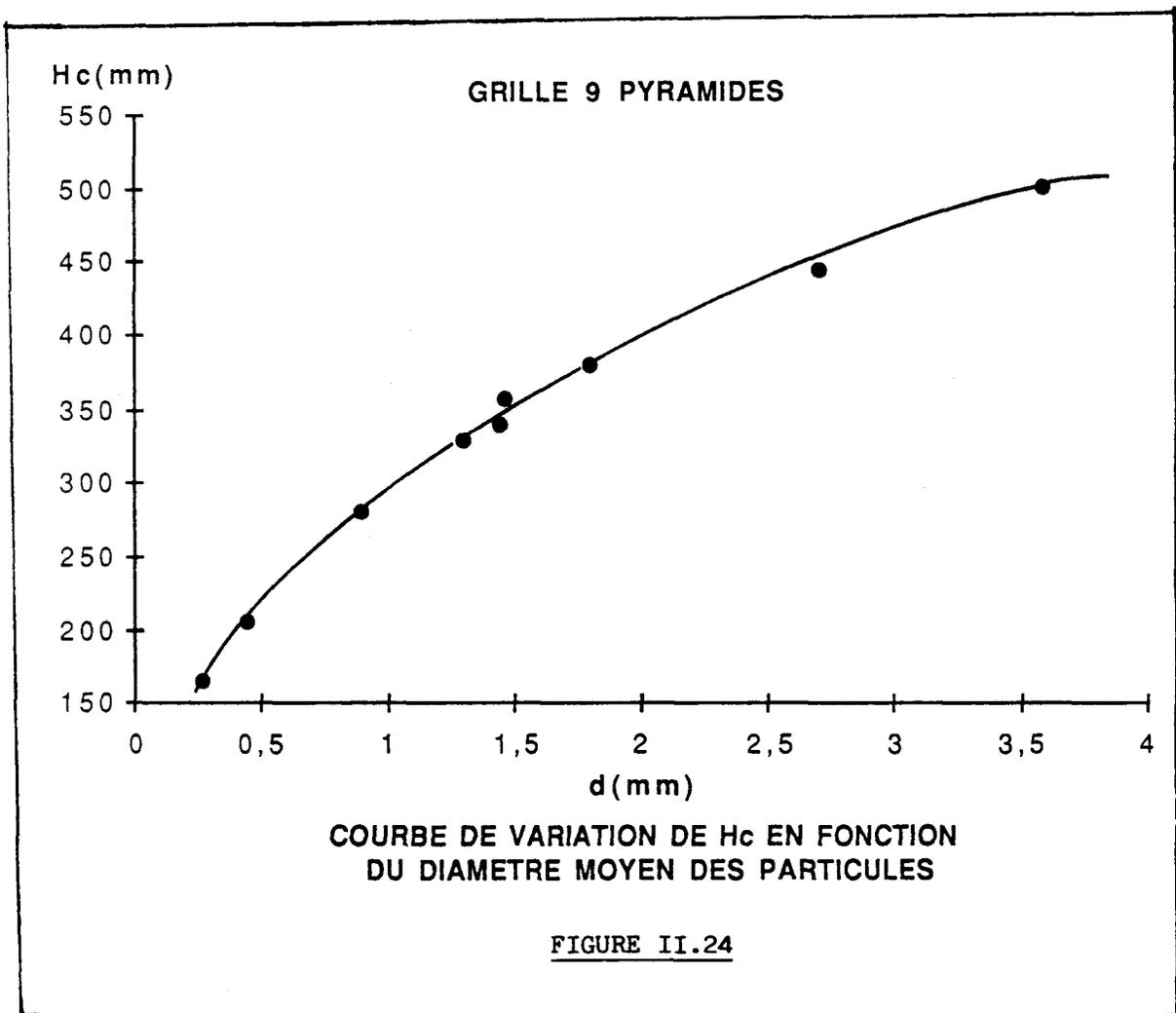
NATURE	DENSITE(Kg/m3)	\bar{d} (mm)	H_{cexp} (mm)
sable	2621	0,26	165
cendres	2470	0,445	205
billes de verre	2555	0,892	280
sable tamisé	2600	1,3	330
polystyrène	1028	1,436	340
chamotte	2600	1,46	367
billes de verre	2555	1,8	380
polystyrène	1028	2,71	445
billes de verre	2555	3,6	500

On remarquera que les diamètres varient entre 0,26 mm et 3,6 mm et que nous avons utilisé trois produits à large spectre granulométrique et non sphériques (chamotte, cendre et sable).

Les résultats que nous avons obtenus sont portés sur la figure II.24.

L'examen de cette figure nous montre que :

- la hauteur H_c existe quelque soit le solide étudié (0,26 mm à 3,6 mm),
- la hauteur suit une loi puissance en fonction du diamètre moyen,
- la densité ne semble pas être un paramètre important,
- les solides à large étendue granulométrique s'intercalent parmi les autres.



La loi de variation de H_c sur la grille à neuf pyramides nous permet de choisir avec précision la hauteur de lit en fonction des objectifs visés. Il nous a ensuite paru important de connaître l'influence du nombre de pyramide par unité de surface sur cette hauteur H_c , c'est ce que nous présentons maintenant.

II.3.2. Grille à 4 pyramides

Nous avons opté pour une grille à 4 pyramides car elle a l'avantage d'être symétrique - toutes les pyramides ont la même importance - et surtout elle nous permet, de garder le même angle au sommet sans modification de l'installation expérimentale (en particulier l'alimentation en air de fluidisation).

Nous avons donc déterminé la hauteur critique d'un lot de particules suivant la même procédure expérimentale que précédemment (diagramme des régimes + mesure de la pression axiale par Pitot à partir de l'embout de la pyramide).

Le tableau suivant nous résume les produits utilisés et les valeurs de la hauteur H_c correspondante.

**GRILLE-4 PYRAMIDES
VARIATION DE H_c AVEC \bar{d}**

NATURE	DENSITE(Kg/m3)	\bar{d} (mm)	H_{cexp} (mm)
sable	2621	0,26	159
cendres	2470	0,445	212
sable(RHIN)	2600	0,446	222
polystyrène	1028	0,615	278
billes de verre	2555	0,892	373
sable tamisé	2600	1,3	477
polystyrène	1028	1,436	494
chamotte	2600	1,46	515
billes de verre	2555	1,8	578
polystyrène	1028	2,71	732

Le dépouillement des essais a montré que l'on retrouve les mêmes régimes de fluidisation qu'avec la grille à neuf pyramides mais ici les jets sont plus stables. De plus, la hauteur critique H_c est plus importante (figure II.25) : le régime lit à jet est favorisé par la réduction du nombre de pyramides par unité de surface.

L'analyse des profils de pressions montre que nous retrouvons les profils types observés avec la grille neuf pyramides. Sur la figure II.26, pour des petites hauteurs H_1 (325 et 425 mm) et des vitesses de gaz U_g (0,48 m/s) supérieures à U_{mf} , le profil axial est linéaire mais présente un changement de pente pour une cote z_0 se trouvant dans la pyramide ; la perte de charge totale est inférieure au poids du lit par unité de surface. En augmentant la hauteur du lit H_1 (525 mm) et en opérant à la même vitesse U_g (0,48 m/s) on note l'apparition du point anguleux (figure II.26) ; et en augmentant la vitesse U_g (0,567 m/s) le point anguleux disparaît et on retrouve le poids du lit par unité de surface (figure II.27).

Au voisinage du minimum de fluidisation, on remarque toujours l'existence du point anguleux au niveau de la base supérieure de la pyramide et la perte de charge dans ce cas peut dépasser le poids du lit par unité de section droite (figure II.28). Le comportement hydrodynamique est donc conservé.

II.3.3. Corrélations de la hauteur critique pour les deux grilles

L'examen de la figure II.25 nous a montré que la variation de H_c avec \bar{d} suit une loi puissance pour les deux grilles.

Nous avons donc établi la loi de variation de H_c avec les produits utilisés pour chaque grille par régression linéaire des résultats expérimentaux.

On obtient alors les corrélations suivantes :

- pour la grille à neuf pyramides $H_c = 294 (\bar{d})^{0.428}$
- pour la grille à quatre pyramides $H_c = 387 (\bar{d})^{0.680}$

où H_c et \bar{d} sont exprimés en millimètres.

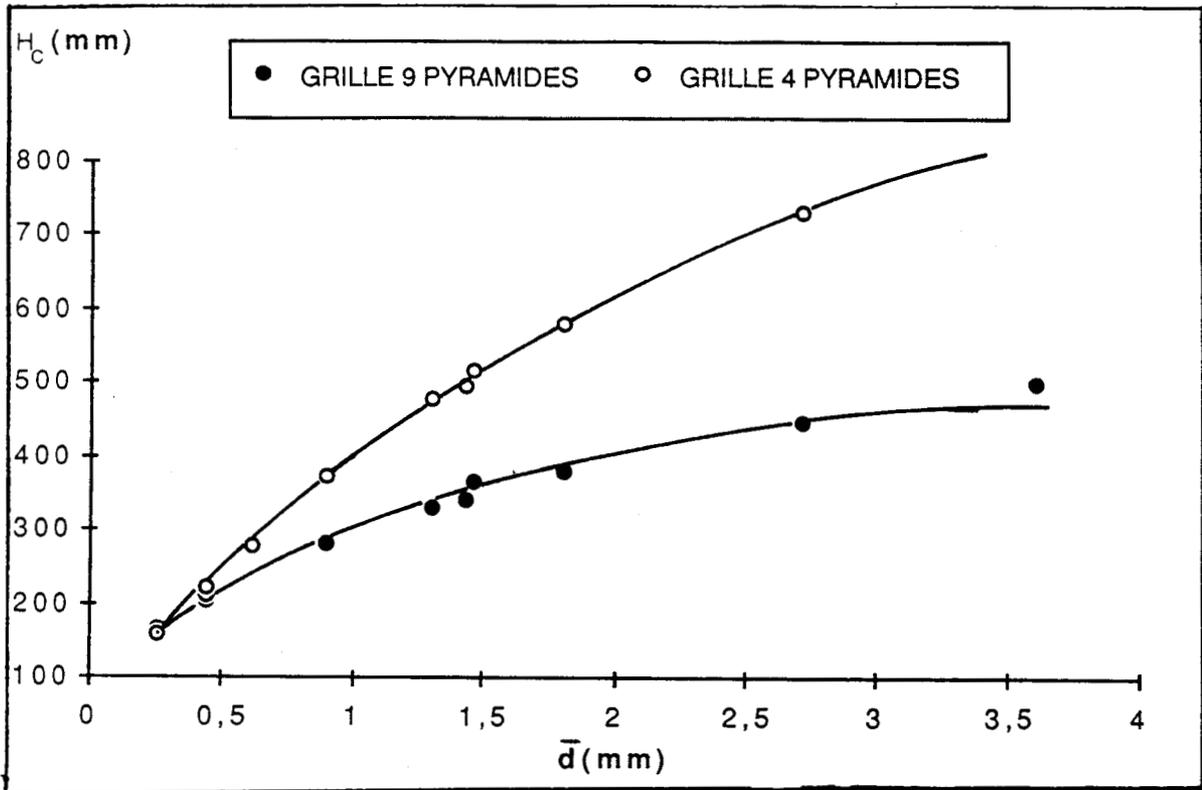


FIGURE II.25a : COURBES DE VARIATION DE H_c EN FONCTION DU DIAMETRE MOYEN DES PARTICULES

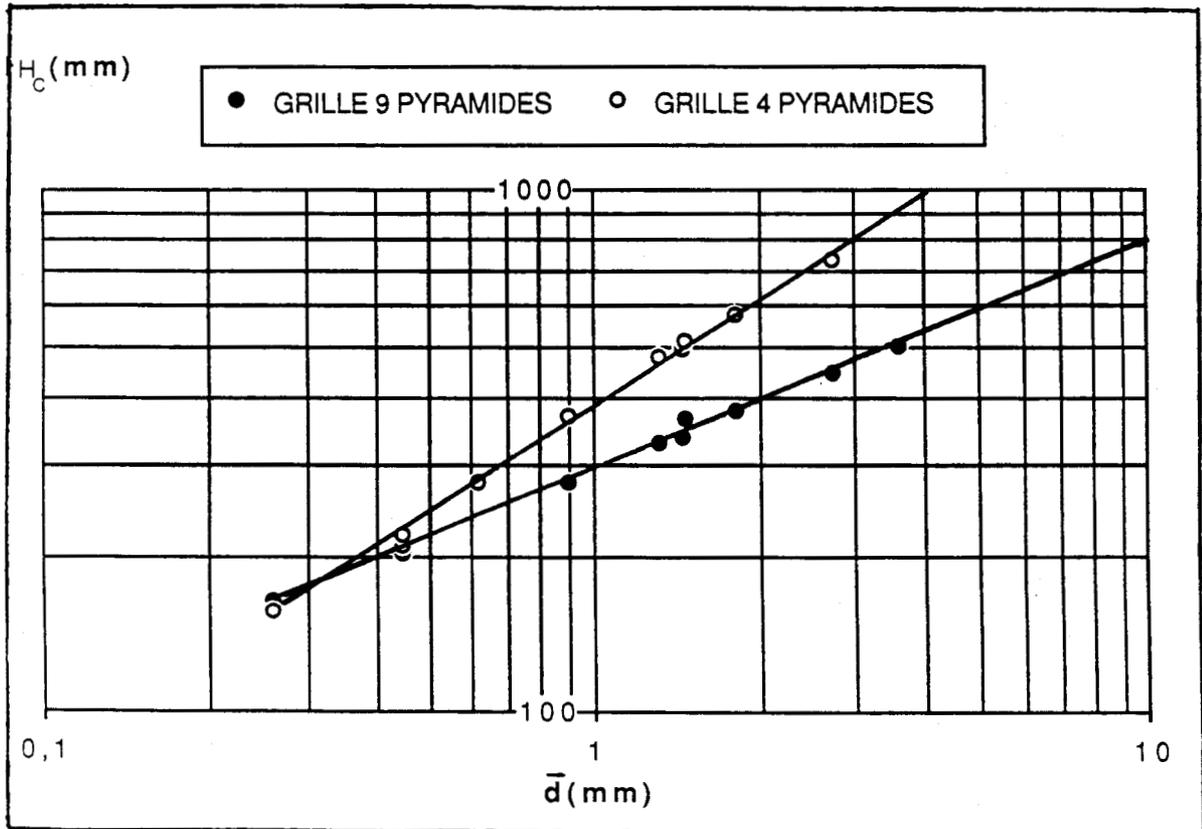


FIGURE II.25b : COURBES DE VARIATION DE H_c EN FONCTION DU DIAMETRE MOYEN DES PARTICULES

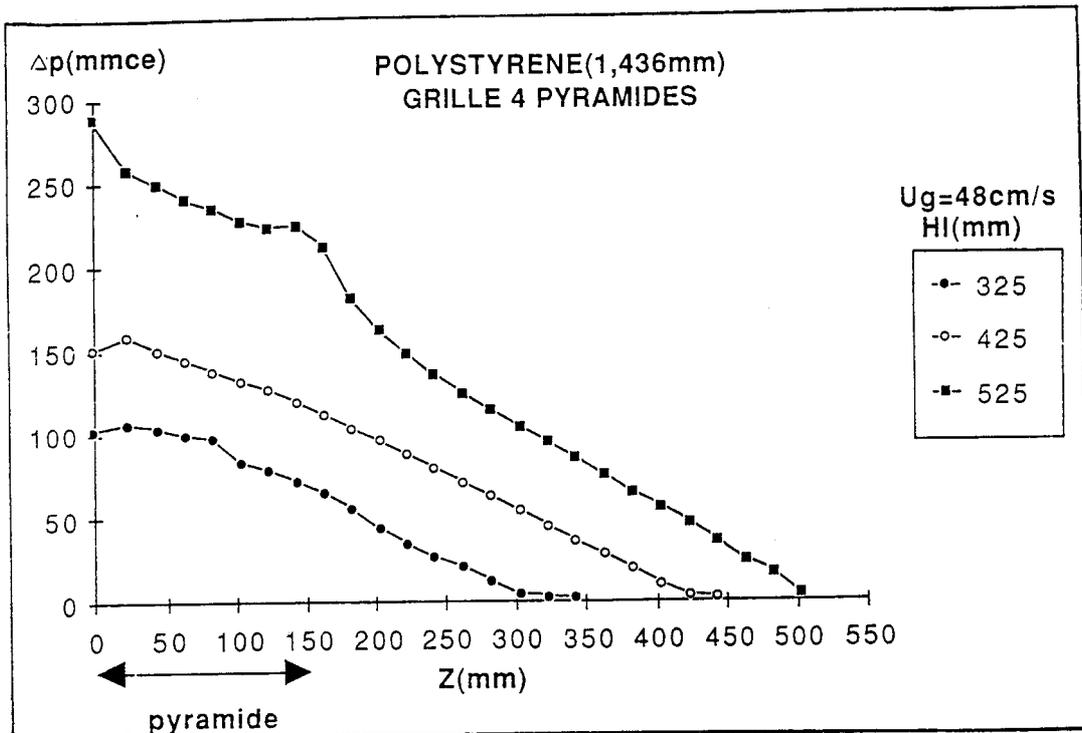


FIGURE II.26 : PROFIL AXIAL DE PRESSION

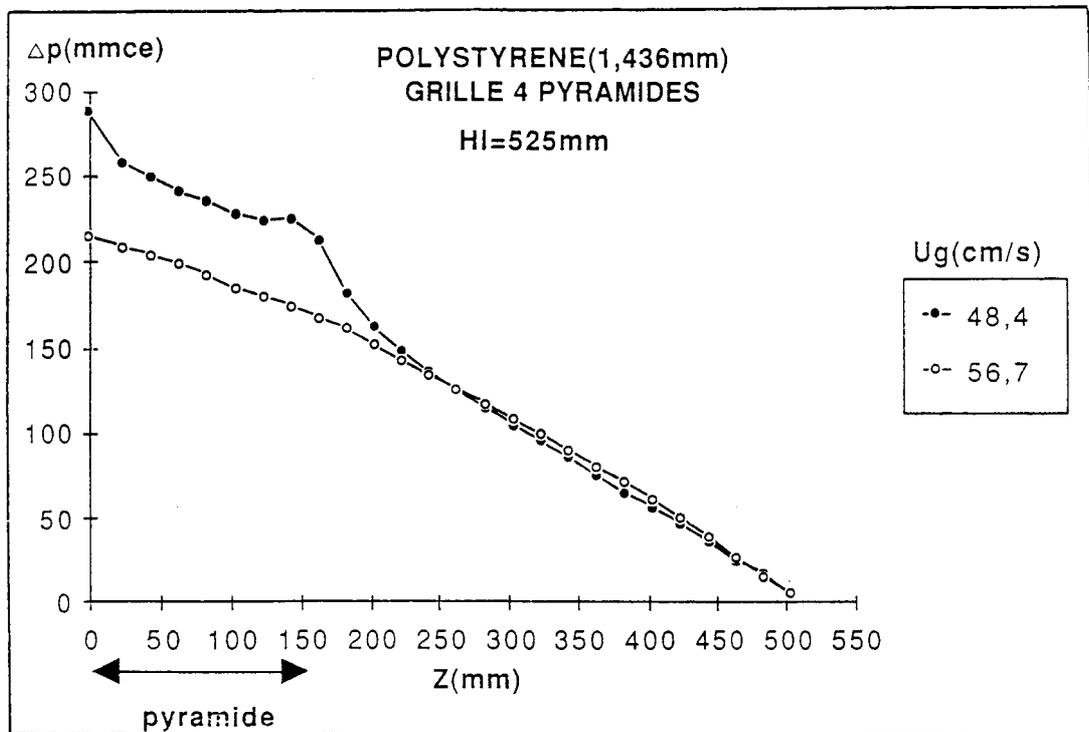
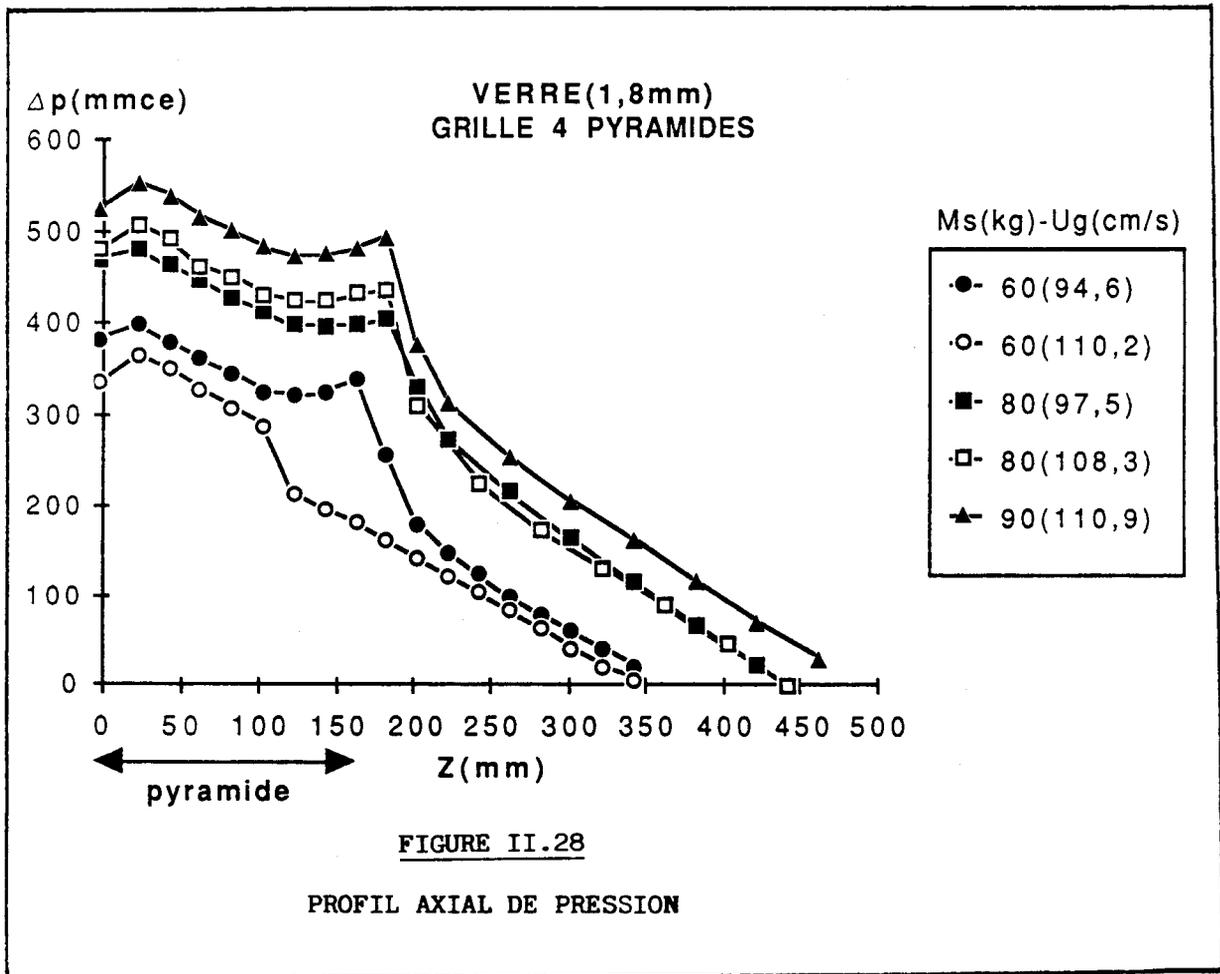


FIGURE II.27 : PROFIL AXIAL DE PRESSION



Sur la figure II.29 on a reporté les hauteurs critiques calculées en fonction des hauteurs critiques expérimentales : les points sont bien alignés et la droite de regression est égale à $H_c \text{ cal} = 1.02 H_c \text{ mes} - 7$ (en mm).

Par ailleurs, les écarts relatifs entre valeurs mesurées et calculées sont souvent de l'ordre du pour cent et toujours inférieurs à 5,5 % et l'écart quadratique moyen est de 2,6.

Afin de tenter de généraliser la loi de variation de H_c non seulement en fonction du diamètre des particules mais également en fonction du nombre de pyramides par unité de surface nous avons utilisé une grille monopyramide existante sur le site et de même surface que les deux autres grilles.

II.3.4. Grille monopyramide

Il est à souligner la difficulté de réaliser les essais sur cette grille. Les hauteurs H_c si elles existent sont situées très haut dans la colonne. Nous avons eu énormément de problèmes pour effectuer des mesures de pression par tube Pitot du fait de l'entraînement des particules d'une part et des grandes vitesses du jet qui érodent la sonde d'autre part.

On peut cependant affirmer à partir des résultats obtenus (figures II.30 et II.31) que les profils types obtenus avec les précédentes grilles CERCHAR existent toujours : points anguleux pour les vitesses au voisinage de U_{mf} et profil linéaire au-delà de la pyramide avec changement de pente dans celle-ci pour $U \approx U_{mf}$. Nous pensons que les conditions géométriques de la colonne munie de cette grille ne peuvent donner lieu qu'à un régime lit à jet.

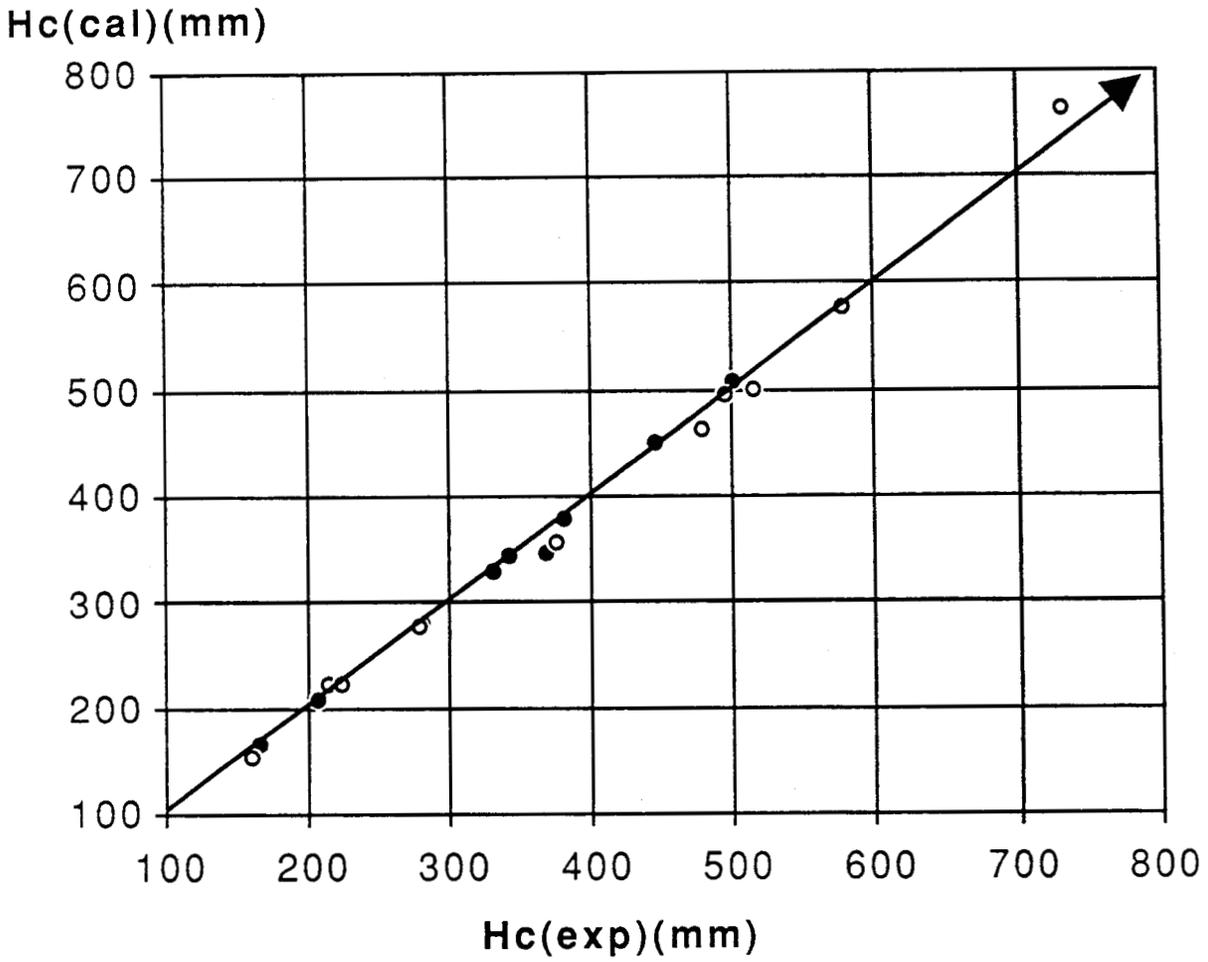
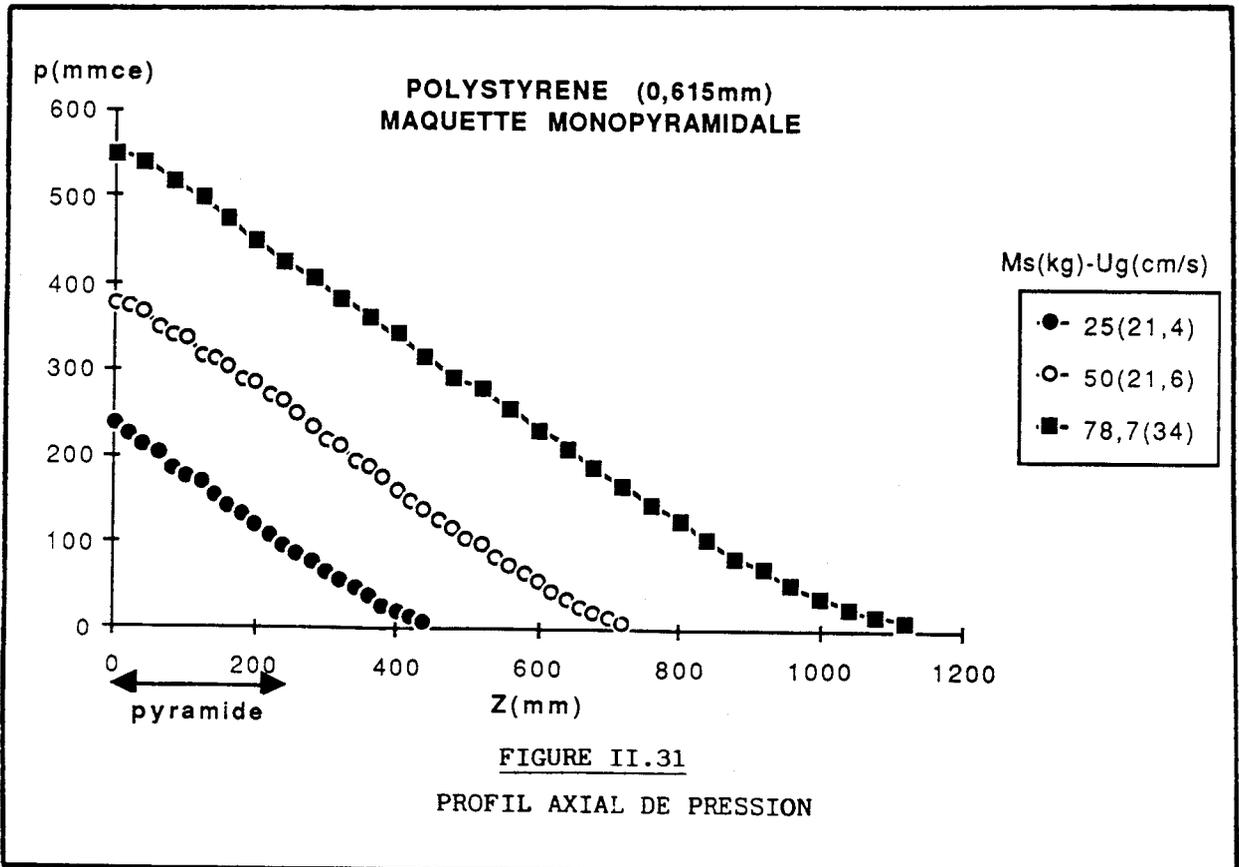
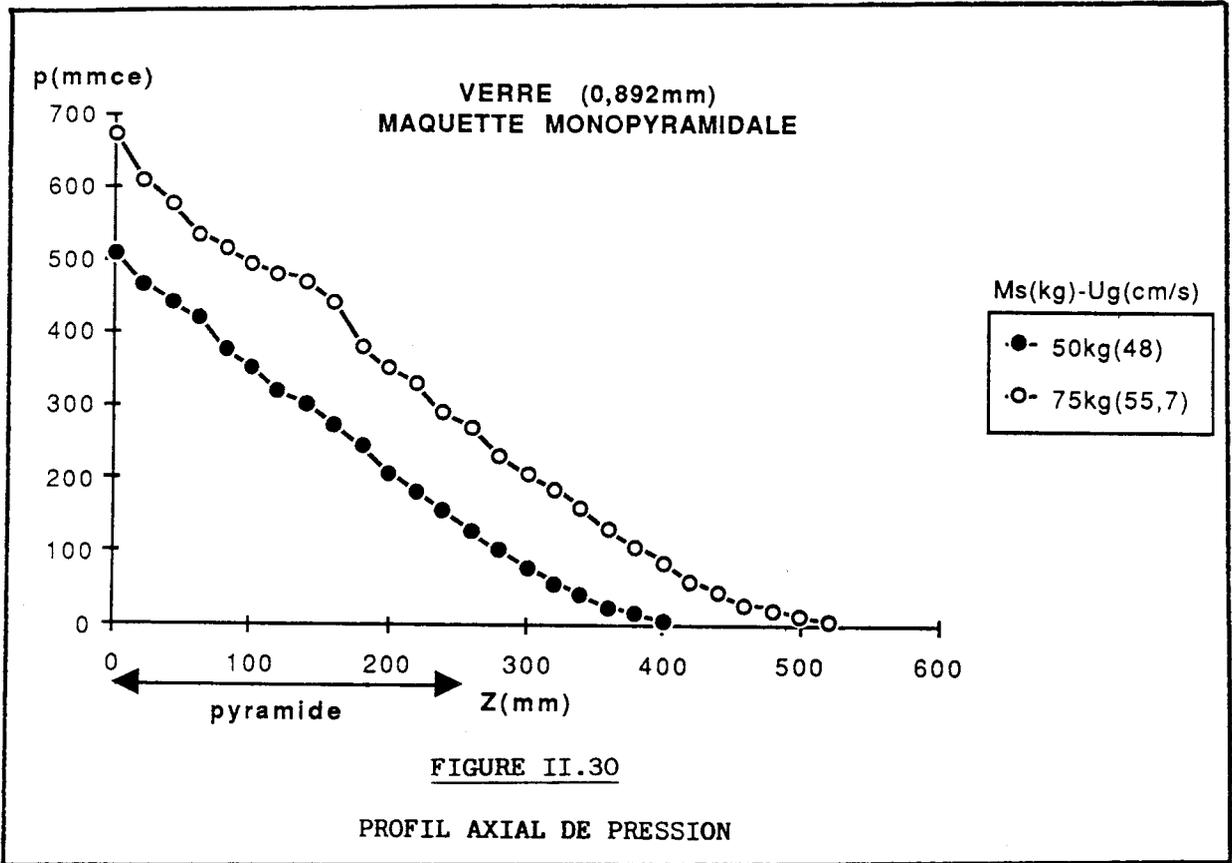


FIGURE II.29



Cela étant dit, les produits testés sont portés dans le tableau ci-dessous. Pour toutes les conditions opératoires le régime obtenu a été celui d'un régime lit à jet, sauf peut être pour le sable ($\bar{d} = 0,446$ mm) et le polystyrène ($\bar{d} = 0,615$ mm) où H_c a été estimé à 1 m.

NATURE	ρ (kg/m ³)	d(mm)	ψ	Umf(cm/s)
Sable(Rhin)	2600	0,466	0,78	17,4
Polystyrène	1028	0,615	1	12
Verre	2555	0,892	1	47
Chamotte	2600	1,451	0,69	82

II.4. CONCLUSION

Dans ce chapitre, nous venons de caractériser le comportement hydrodynamique de couches fluidisées par trois grilles en forme de pyramides renversées.

Les grandeurs que nous avons considérées, vitesse minimale de fluidisation, perte de charge totale du lit, gradient de pression, sont sensibles à la hauteur du lit.

Nous avons déterminé les profils axiaux de perte de charge qui caractérisent l'écoulement à travers une couche de particules fluidisées par ces grilles pour U_g inférieur à U_{mf} , U_g supérieur à U_{mf} et U_g au voisinage de U_{mf} .

Nous avons mis en évidence l'existence d'une hauteur critique du lit à partir de laquelle le lit muni de grille pyramidale se comporte comme un lit fluidisé classique. En-deça de cette hauteur il s'apparente à une couche à jet.

Enfin nous sommes en mesure de savoir quel comportement hydrodynamique viser, et comment l'obtenir en fonction des données du problème, des applications et des objectifs à atteindre.

L'hydrodynamique de la grille CERCHAR étant connu pour des particules homogènes ou dispersées, nous sommes maintenant en mesure d'étudier le comportement de la grille CERCHAR lorsque les particules sont de tailles et/ou de natures très différentes.

C'est cette étude que nous présentons dans le chapitre suivant.

CHAPITRE III

ANALYSE DES MELANGES BINAIRES

1. Données de la littérature sur les phénomènes mélange en lit fluidisé et lit à jet

2. Résultats expérimentaux

Ce chapitre sera consacré à une étude hydrodynamique de couches de mélanges binaires fluidisées par la grille 9 pyramides. La grille poral tient lieu de comparaison. Nous commencerons ce chapitre par recenser les résultats de la littérature sur ce sujet, puis nous présenterons et analyserons nos résultats expérimentaux concernant le profil de chute de pression à travers la couche et la vitesse minimale de fluidisation de mélanges binaires de particules différentes par la taille et/ou la masse volumique.

III.1. FLUIDISATION DES MELANGES BINAIRES : DONNEES DE LA LITTERATURE

Le nombre de travaux concernant l'étude des phénomènes de fluidisation de charge non homogène est relativement réduit. Ce type de fluidisation qui est le plus fréquemment mis en oeuvre en pratique est pourtant mal compris et se distingue sensiblement du phénomène de fluidisation de couche homogène.

Parent, Yogal et Steiner /57/ indiquent que la structure d'une couche fluidisée est beaucoup plus uniforme lorsque le solide a une distribution granulométrique étendue.

Matheson, Herbst et Holt /58/ observent que la viscosité d'une couche fluidisée de particules identiques diminue considérablement lorsqu'on ajoute des fines. Certains réacteurs à lit fluidisé utilisent des particules de petites tailles pour que soit développé la plus grande surface d'échange entre le gaz et le solide. Dans ce cas la difficulté de la mise en suspension de ces poudres qui tendent généralement à s'agglomérer (poudre du groupe C de la classification de Geldart /38/, peut être notablement amoindrie en effectuant un mélange avec un certain pourcentage de particules appartenant à un autre groupe.

III.1.1. Fluidisation classique : Mesure et définition de la vitesse minimale de fluidisation

III.1.1.1. Terminologie

En raison de la tendance à la ségrégation des mélanges de particules, mesure et définition de la vitesse minimale de fluidisation nécessitent certaines modifications. Dans la suite on utilisera la définition proposée par Rowe, Nienow et Agbim /59/ et qui a été adoptée par plusieurs auteurs.

Lorsque tailles et masses volumiques des constituants d'un mélange ne sont pas identiques, d_S et ρ_L indiquent respectivement la taille et la masse volumiques les plus faibles ; d_B et ρ_H la taille et la masse volumique les plus élevées.

Lorsque les éléments du mélange binaire pris séparément ont des vitesses minimales de fluidisation différentes, U_F désigne la plus faible et U_P la plus élevée. Les éléments sont notés F et P. Suivant cette nomenclature, une couche binaire peut être qualifiée par l'un des six termes suivants : HBP/LSF ; HSP/LBF ; HSF/LBP ; BP/SF ; HP/LF ; HS/LB.

On remarquera que c'est la terminologie anglaise qui est adoptée ; ainsi, à titre d'exemple, HBP/LSF signifie un mélange binaire de particules lourdes (H = Heavy), grosses (B = big) et de plus grande vitesse minimale de fluidisation (P = packed) avec des particules légères (L = light), fines (S = small) et de vitesse minimale de fluidisation la plus faible (F = fluid).

Notons enfin que le composant d'un mélange ayant tendance à s'établir au fond de la couche est qualifié de "Immergeable" et le composant ayant tendance à occuper la partie supérieure de la couche de "flottable". Ils seront respectivement représentés par $()_I$ et $()_F$.

III.1.1.2. Perte de charge et U_{mf} par l'expérience

Considérons un mélange de deux lots de particules fluidisées à une vitesse U_g supérieure à U_p et effectuons une défluidisation du système en diminuant la vitesse du gaz jusqu'à l'annuler. L'état final de la couche dépend du protocole de défluidisation ainsi que des propriétés physiques des deux composants. Trois états typiques peuvent être obtenus /17/-/60/ (figure III.1).

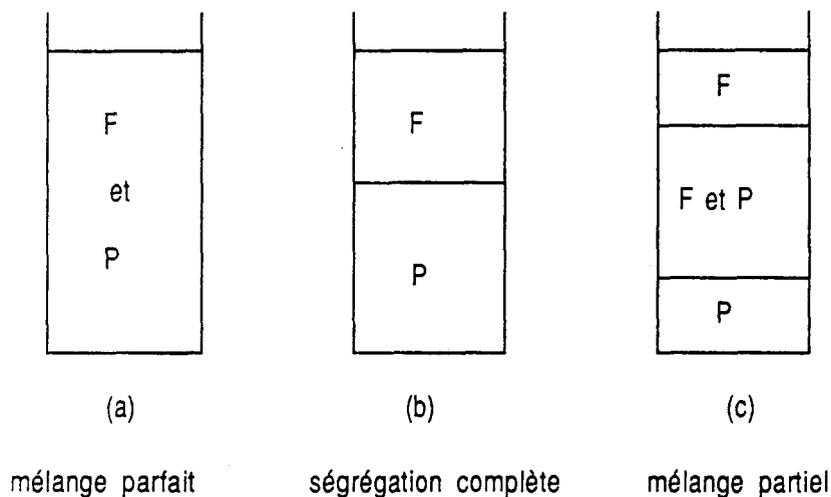


Figure III.1

- Si les deux lots de particules composant le mélange ont une faible différence de taille et sont de même masse volumique, on peut obtenir un bon mélange quelle que soit la procédure de défluidisation (figure III.1a) si le rapport de taille est tel que $d_B/d_S < \sqrt{2} / 17$.

Dans ce cas la courbe de variation de la chute de pression ΔP_t subie par le gaz à travers la couche en fonction de la vitesse superficielle U_g du gaz (figure III.2a) fournit une valeur unique de la vitesse minimale de fluidisation de mélange : U_M .

- Si les composants sont de tailles et de masses volumiques considérablement différentes, une ségrégation s'établit indépendamment de la procédure de défluidisation, toutes les particules flottables occupent la partie supérieure de la couche et les particules immergeables la partie inférieure (figure III.1b).

Dans ce cas, la courbe ΔP_t en fonction de U_g est encore unique, elle constitue la somme des contributions de chaque élément du mélange pris séparément (figure III.2b). Cependant, une définition spéciale de la vitesse minimale de fluidisation est nécessaire puisqu'à une vitesse U_g telle que $U_F < U_g < U_P$, la partie supérieure de la couche est fluidisée, tandis que la partie inférieure est à l'état fixe.

La définition adoptée par Thonglimp /60/ équivaut à celle utilisée dans le cas d'un mélange pur. Il considère comme vitesse minimale de fluidisation du mélange, l'abscisse U_S de l'intersection des deux portions linéaires de la courbe $\Delta P_t = f(U_g)$, correspondant aux domaines où la couche est entièrement fluidisée ($U_g > U_P$) et où la couche est entièrement fixe ($U_g < U_F$).

- Dans la majorité des cas, l'état d'équilibre obtenu est un cas intermédiaire (figure III.1c). La zone supérieure est essentiellement constituée de particules flottables, la zone inférieure de particules immergeables et la zone intermédiaire d'un mélange des deux lots. Entre U_P et U_F une proportion constamment décroissante de la couche est en état de fluidisation et un réarrangement des particules s'effectue. Notons que si la défluidisation se fait lentement avec des composants différents en masse volumique, la courbe (figure III.2c) tend à adopter l'allure de la courbe (figure III.2b). Toutefois quelles que soient les conditions, la définition de la vitesse minimale de fluidisation du mélange adoptée est analogue aux précédentes ; elle conduit à U_{MS} (figure III.2c) grandeur qui dépend de la procédure expérimentale.

III.1.1.3. Corrélations de la vitesse minimale de fluidisation du mélange

Le tableau III.1 résume les corrélations rencontrées dans la littérature.

La relation III.1 établie par Otero et Corella /61/ est la plus ancienne et la plus simple. L'expression de la vitesse minimale de mise en suspension d'un mélange binaire proposée, consiste en une moyenne pondérée des vitesses minimales de fluidisation de chaque composant.

La relation de Goossens et Coll /62/ (III.2) est établie à partir de celle de Wen et Yu /12/, dans laquelle la masse volumique et la taille des particules sont définies d'une manière particulière.

La relation de Kumar et coll /63/ (III.3) dérive de l'équation d'Ergun /5/ en régime laminaire.

La relation de Chiba /64/ (III.4) dérive de l'équation de Rowe et Nienow /65/ (III.5). Elle est seulement applicable aux cas de mélange de solides de même masse volumique.

La relation de Rowe est établie à partir d'une expression de Hatch /66/ relative à la chute de pression à travers les milieux poreux.

Cheung et coll /67/ suggèrent une équation plus simple (III.6) mais uniquement valable pour des particules de même masse volumique.

Chiba et coll /68/ proposent deux expressions de la vitesse minimale de fluidisation (III.7 et III.8) établies à partir de l'équation d'Ergun /5/ en régime laminaire :

$$\Delta P = 150 \frac{(1 - \epsilon)^2}{\epsilon^3} \frac{\mu g U_g}{(\psi \bar{d})^2} H_1$$

Prédictions de la littérature pour le calcul de la vitesse minimale de fluidisation

Auteurs	Corrélations	Définitions	Remarques
OTERO et CORELLA (61)	$U_M = U_F X_F + U_P (1 - X_F)$ III.1		
GOOSSENS et coll (62)	$U_M = \frac{\mu_g}{\rho_g d_M} \left[(33,7^2 + 0,0408 Ga)^{0,5} - 33,7 \right]$ III.2	$Ga = \frac{d_M^3 \rho_g (\rho - \rho_g) g}{\mu_g^2}$ $d_M = \frac{\rho_p - X_p (\rho_p - \rho_F)}{\rho_p d_p - X_p (\rho_p d_p - \rho_p d_F)} d_p d_F$ $\rho_M = \frac{\rho_p \rho_F}{\rho_p - X_p (\rho_p - \rho_F)}$	
KUMAR et SEN GUPTA (63)	$U_M = \frac{0,0054 d_M^{1,34} (\rho_m - \rho_g)^{0,78} g^{0,78}}{\mu_g^{0,56} \rho_g^{0,22}}$ III.3	$d_M = \frac{1}{\sum Xi/di}$ $\rho_m = \sum Xi \rho_i$	
CHIBA (64)	$U_M = U_F \left[f_{VF} + (1 - f_{VF}) \frac{\rho_p}{\rho_F} \right]^{0,95} \left[X_F + \left(\frac{\rho_p U_F}{\rho_F U_P} \right)^{0,54} (1 - X_F) \right]^{1,85}$ III.4	$f_{VF} = \left[1 + \left(\frac{1}{X_F} - 1 \right) \frac{\rho_F}{\rho_p} \right]^{-1}$	
ROWE et NIENOW (65)	$U_M = U_1 \left[\left(\frac{\epsilon}{\epsilon_1} \right)^3 \left(\frac{1 - \epsilon_1}{1 - \epsilon} \right)^{20-n} \right]^{1/n} \left[X_1 + \left(\frac{d_1}{d_2} \right) X_2 + \dots \right]^{1-3/n}$ III.5	ne s'appliquent pas aux densités différentes	couches composées de particules différant uniquement par la taille
CHEUNG et coll (67)	$U_M = U_F \left(\frac{U_P}{U_F} \right)^{X_P^2}$ II.6		

TABLEAU III.1

Prédictions de la littérature pour le calcul de la vitesse minimale de fluidisation

Auteurs	Corrélations	Définitions	Remarques
CHIBA et coll (68)	<p>III.7</p> $U_M = U_F \frac{\rho_M}{\rho_F} \left(\frac{d_M}{d_F} \right)^2 \frac{U_F}{U_F + U_P}$ <p>III.8</p> $U_s = \frac{U_F}{(1 - U_F/U_P) X_F + U_P}$	$\rho_M = f_{VF} \rho_F + (1 - f_{VF}) \rho_p$ $d_M = \left[f_{NF} d_F^3 + (1 - f_{NF}) d_p^3 \right]^{1/3}$ $= d_{3,0}^{-1}$ $f_{NF} = \left[1 + \left(\frac{1}{f_{VF}} - 1 \right) \left(\frac{d_F}{d_p} \right)^3 \right]^{-1}$	
THOMGLIMP (17)	<p>III.9</p> $Re_{mf} = 3,4 \cdot 10^{-3} Ga^{0,9} M_v^{0,1}$ <p>$Re_{ep} < 20$</p> <p>III.10</p> $Re_{mf} = 2,88 \cdot 10^{-2} Ga^{0,83} M_v^{-0,04}$ <p>$Re > 20$</p> <p>III.11</p> $Re_{mf} = [(19,9)^2 + 0,032 Ga]^{0,5} - 19,9$	Même définition que (62)	

La première expression permet le calcul de la vitesse minimale de fluidisation de mélange binaire de type "a" (figure III.1a). La deuxième s'applique aux mélanges de type "b" (figure III.1b).

Par analogie avec des systèmes homogènes, Thonglimp /17/, /60/ proposent deux corrélations, l'une résulte d'une analyse dimensionnelle et l'autre de modifications apportées à la relation d'Ergun /5/.

$$Re_{mf} = 3,4 \cdot 10^{-3} Ga^{0,9} M_v^{0,1} \quad R_{ep} < 20 \quad \text{(III.9)}$$

$$Re_{mf} = 2,88 \cdot 10^{-2} Ga^{0,83} M_v^{-0,04} \quad R_{ep} > 20 \quad \text{(III.10)}$$

$$Re_{mf} = [(19,9)^2 + 0,032 Ga]^{0,5} - 19,9 \quad \text{(III.11)}$$

Dans ces expressions Re_{mf} , Ga et M_v représentent respectivement les nombres de Reynolds, de Galilée et de masse :

$$R_{emf} = \frac{d_M U_M \rho_g}{\mu_g} \quad Ga = \frac{d_M^3 \rho_g (\rho_M - \rho_g) g}{2 \mu_g}$$

$$M_v = \frac{\rho_M - \rho_g}{\rho_g}$$

où :

$$d_M = \frac{X_F \rho_P + X_P \rho_F}{X_F \rho_P d_P + X_P \rho_F d_F} d_P d_F$$

$$\rho_M = \frac{\rho_F \rho_P}{X_F \rho_P + X_P \rho_F}$$

On remarquera que d_M et ρ_M représentent les diamètres et masses volumiques moyens du mélange définis par /69/, /70/, /71/ et /72/ et que X_F et X_P désignent les fractions massiques des particules ayant respectivement la plus faible et la plus grande vitesse minimale de fluidisation.

III.1.2. Mélange binaire dans un lit à jet

A notre connaissance, seuls Uemaki et coll /73/ ont étudié les caractéristiques hydrodynamiques de couches à jet composées de mélanges binaires de particules ne différant que par la taille. Ils ont déterminé la vitesse minimale de lit à jet (U_{ms}) et par la même occasion le comportement ségréгатif de mélange binaire de ces particules. Ils proposent une équation empirique relative à U_{ms} du mélange en fonction de la hauteur du lit.

$$U_{ms} = 0,977 \left(\frac{\bar{d}}{D_c} \right)^{0,615} \left(\frac{d_i}{D_c} \right)^{0,274} \left(\frac{2gH(\rho - \rho_g)}{\rho_g} \right)^{0,324} \quad \text{(III.12)}$$

Dans cette expression le diamètre moyen \bar{d} des particules a été déterminé de telle manière que leur corrélation reste applicable quel que soit le mélange. De plus, le paramètre masse volumique n'a pas été étudié.

III.1.3. Conclusion

Notre analyse bibliographique qui a pour principal objectif de faire le point sur les connaissances portant sur l'hydrodynamique d'une couche de mélanges binaires met en évidence que, malgré le grand intérêt pour l'application pratique d'études dans ce domaine, peu de travaux sont reportés, et qu'un seul est relatif aux lits à jets.

En ce qui concerne la vitesse minimale de fluidisation, beaucoup de corrélations ne sont applicables que pour des couches de particules sensiblement identiques. Toutefois, signalons celles de Thonglimp qui a effectué une étude assez complète sur une variété importante de mélanges binaires. Notons que la plupart des corrélations sont issues d'une expression modifiée de l'équation d'ERGUN. Nous nous sommes proposés de les comparer à nos propres résultats expérimentaux que nous présentons dans le paragraphe suivant.

Par ailleurs, nous soulignons l'importance de la procédure expérimentale et la difficulté de la définition de la vitesse minimale de fluidisation rencontrées par les différents auteurs qui abordent l'étude de la fluidisation de mélanges binaires, sur les grilles classiques. Nous redoublerons donc de vigilance en particulier lorsque nous utiliserons la grille CERCHAR.

III.2. RESULTATS EXPERIMENTAUX

Les essais que nous présentons ici ont été effectués sur la grille 9 pyramides et la grille poreuse. Ils ont consisté à mesurer les profils axiaux de la pression et à déterminer la vitesse minimale de fluidisation de trois mélanges binaires. La méthode est toujours celle de la défluidisation progressive dont le protocole a déjà été décrit au chapitre I.

Les trois mélanges étudiés sont composés de deux lots de particules qui diffèrent :

- Soit par la taille : verre ($\bar{d} = 3,6 \text{ mm}$, $\rho = 2550 \text{ kg/m}^3$) + verre ($\bar{d} = 0,892 \text{ mm}$, $\rho = 2550 \text{ kg/m}^3$).
- Soit par la masse volumique : acier ($\bar{d} = 0,580 \text{ mm}$, $\rho = 7393 \text{ kg/m}^3$) + verre ($\bar{d} = 0,627 \text{ mm}$, $\rho = 2550 \text{ kg/m}^3$).
- Soit par la taille et le densité de façon à ce qu'ils prennent séparément la même vitesse minimale de fluidisation : acier ($\bar{d} = 0,446 \text{ mm}$, $\rho = 7393 \text{ kg/m}^3$) + polystyrène ($\bar{d} = 1,436 \text{ mm}$, $\rho = 1028 \text{ kg/m}^3$).

Les deux premiers mélanges ont été choisis de façon à étudier séparément l'influence des deux paramètres importants (la taille et la densité). Le troisième nous a paru fortement intéressant car il met en évidence l'importance de ces paramètres, l'un par rapport à l'autre, dans la mesure où les deux lots pris séparément ont quasiment la même vitesse minimale de fluidisation.

Pour chaque mélange la concentration massique en particules immergeables a été prise égale à 0, 20, 40, 60, 80 et 100 %.



Nous avons vu au chapitre précédent l'importance de la hauteur du lit dans le cas de la grille CERCHAR qui peut engendrer deux types de régimes. Donc, pour mener de manière cohérente l'étude sur les mélanges - tant au plan hydrodynamique qu'au plan ségrégation (chapitre suivant) - il est nécessaire qu'elle se fasse toujours au même régime. Nous avons choisi ici le régime qui s'apparente à la fluidisation classique car en combustion on évite le régime lit à jet.

Par ailleurs, pour un mélange donné, l'étude doit être menée toujours à même hauteur de lit. En effet, le chapitre suivant nous imposant d'étudier des compositions axiales en particules immergeables, il est préférable de conserver le même nombre de volume d'échantillons pour éviter toute confusion lors de l'interprétation des résultats.

Cela étant dit, des interpolations de la corrélation de la hauteur critique sur la grille à neuf pyramides pour les trois mélanges et pour toutes les concentrations massiques en particules immergeables nous ont indiqué que nous pouvions, sans crainte, prendre une hauteur de lit au repos H_1 de 330 mm pour le mélange verre-verre et de 400 mm pour les deux autres mélanges. Soulignons que l'ensemble des résultats bruts se rapportant à ce chapitre sont consignés en Annexe IV.

III.2.1. Profil de pression

Les résultats et l'analyse des profils de pression sont présentés mélange par mélange. Pour chaque mélange et chaque concentration de ce binaire, on comparera le comportement des deux grilles en lit fixe puis en lit fluidisé.

- mélange 1 : (verre + verre) : $d_I/d_F = 4$ $\rho_I/\rho_F = 1$

Les valeurs des pressions pariétales sont reportées en fonction de la cote pour les deux grilles de l'étude, la grille neuf pyramides et la grille poral (figures III.3 et III.4).

Ces deux figures mettent en évidence les différences des écoulements induits par les deux grilles pour des vitesses respectivement inférieures (figure III.3) et supérieures (figure III.4) au minimum de fluidisation du mélange.

Mélange verre + verre

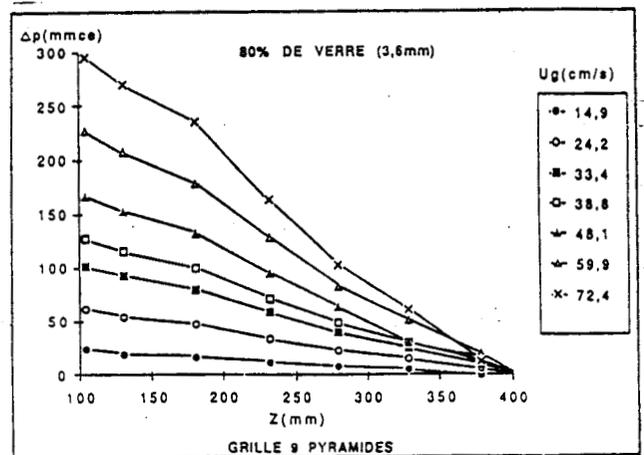
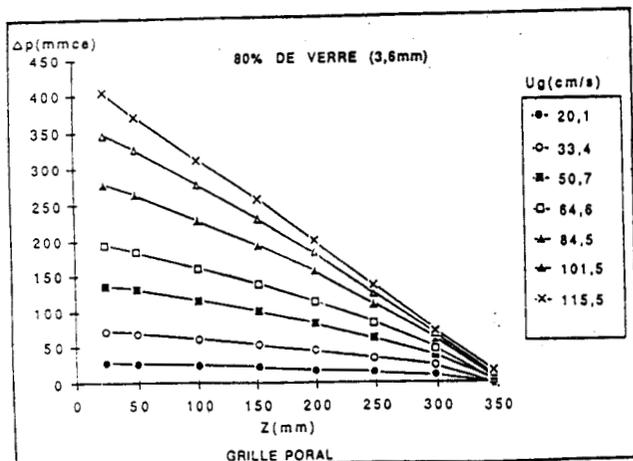
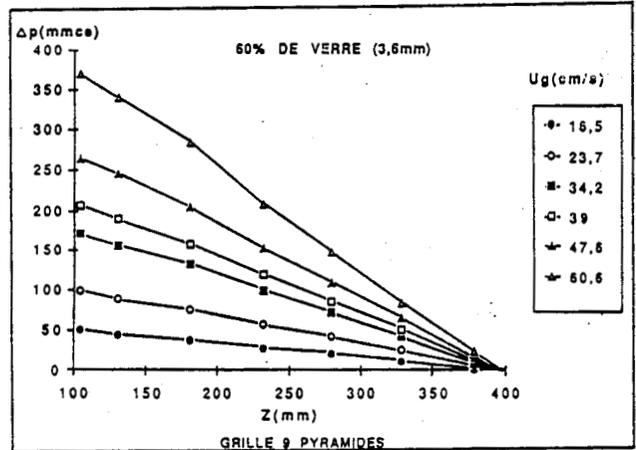
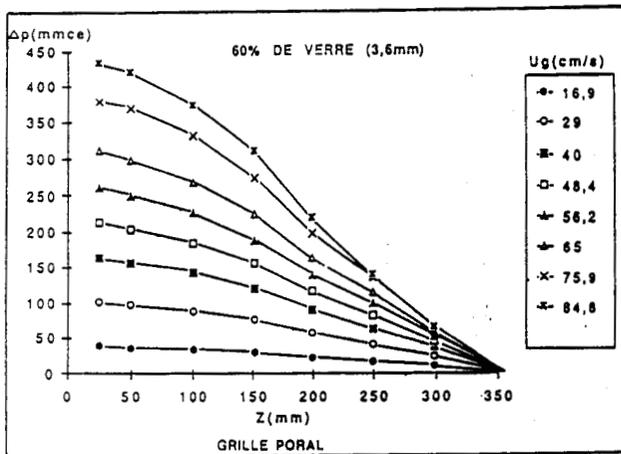
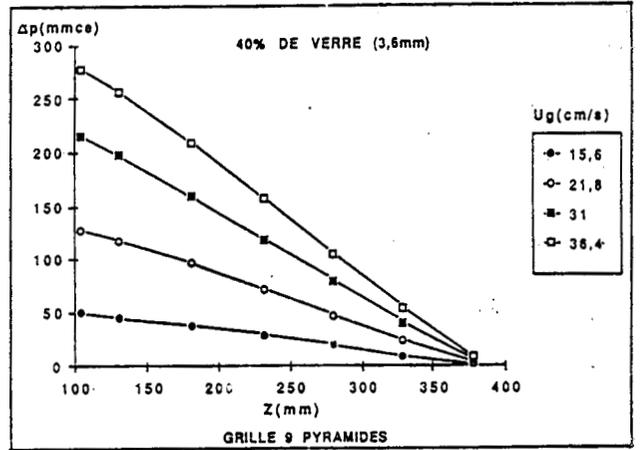
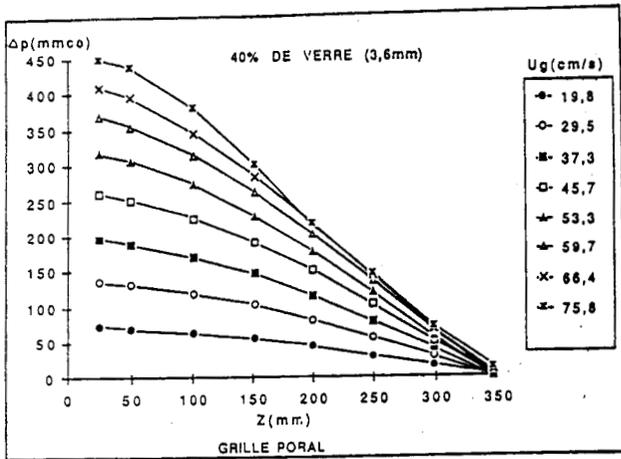
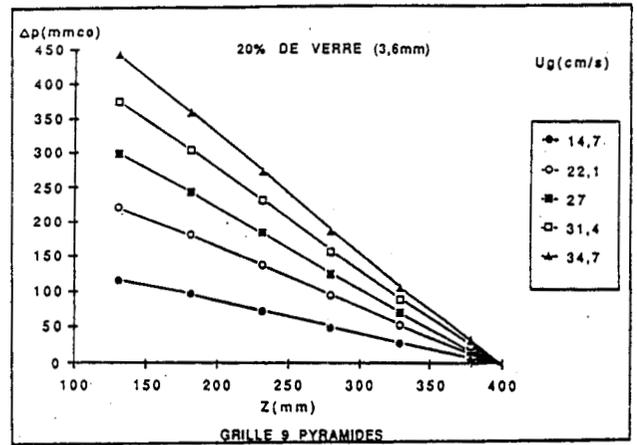
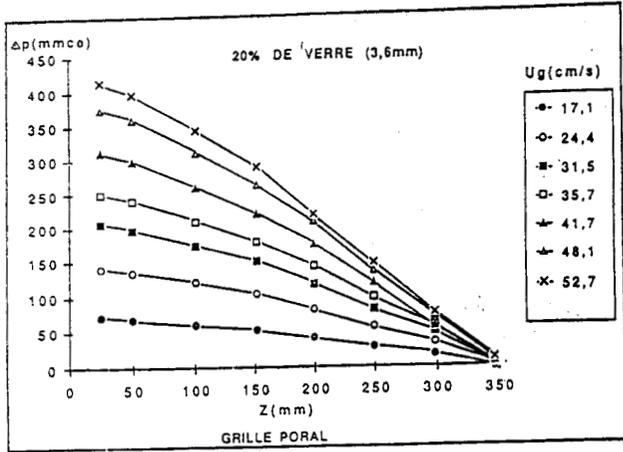


FIGURE III.3 : PROFIL AXIAL DE PRESSION EN LIT FIXE

Mélange verre + verre

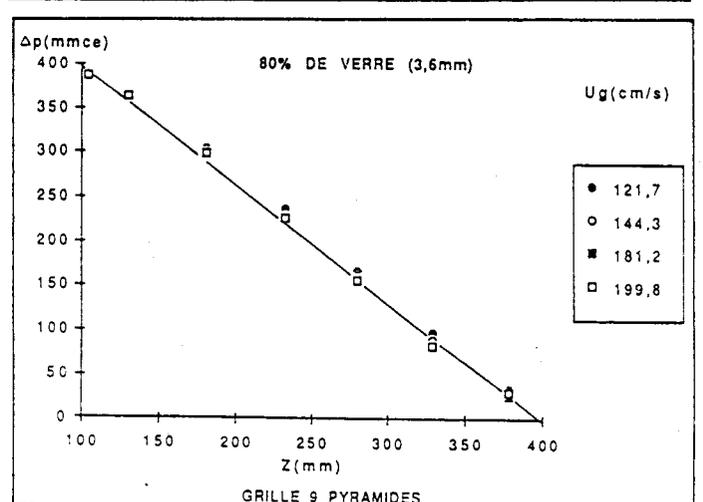
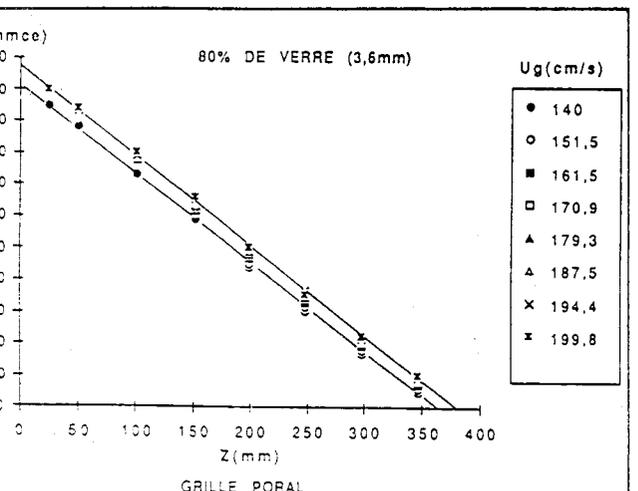
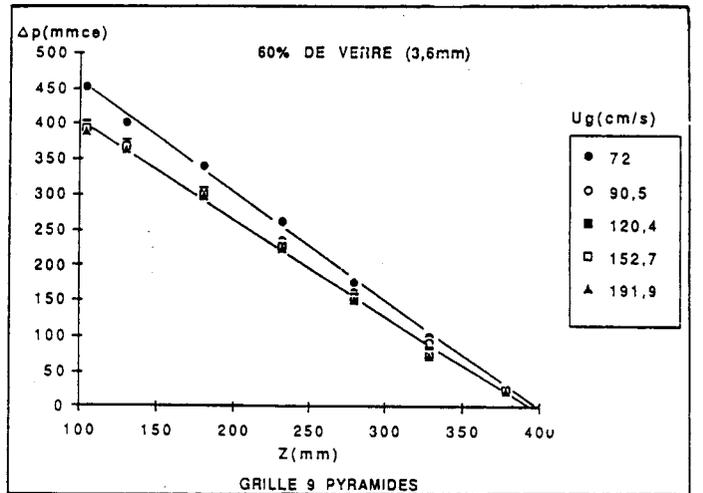
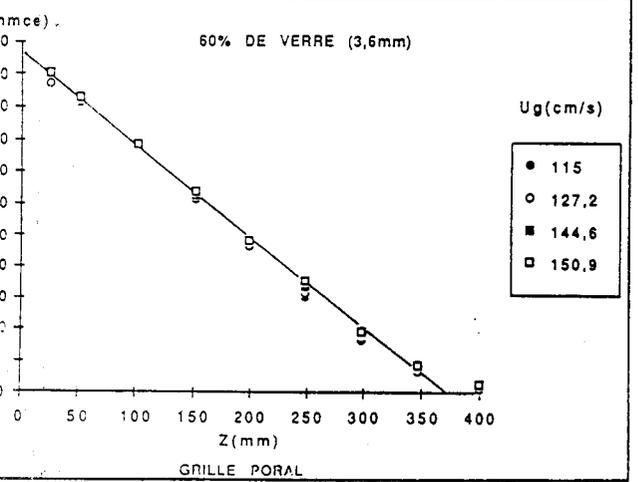
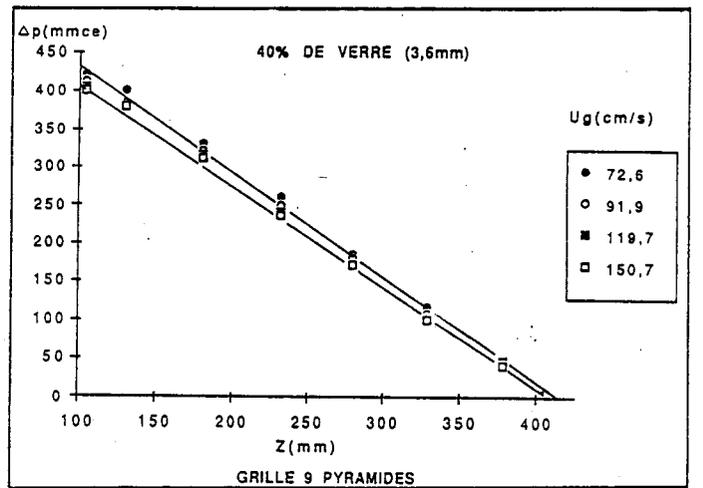
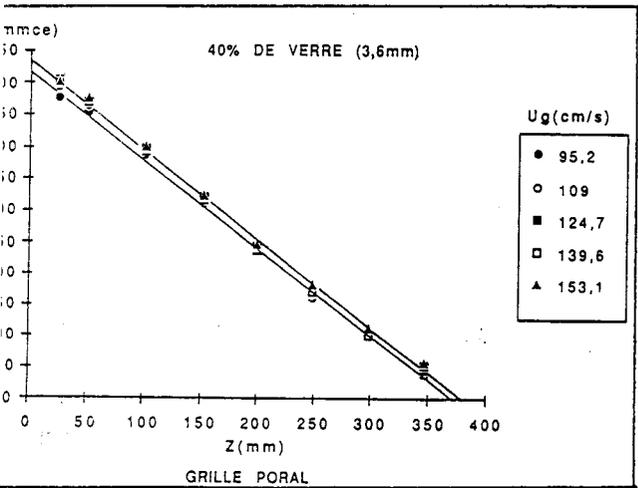
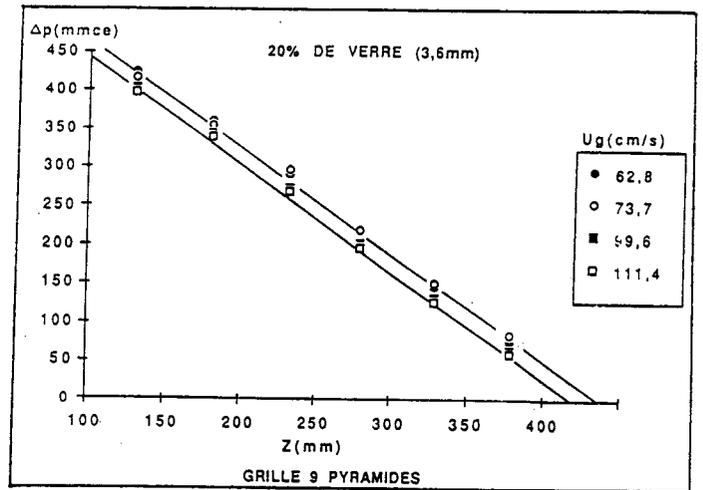
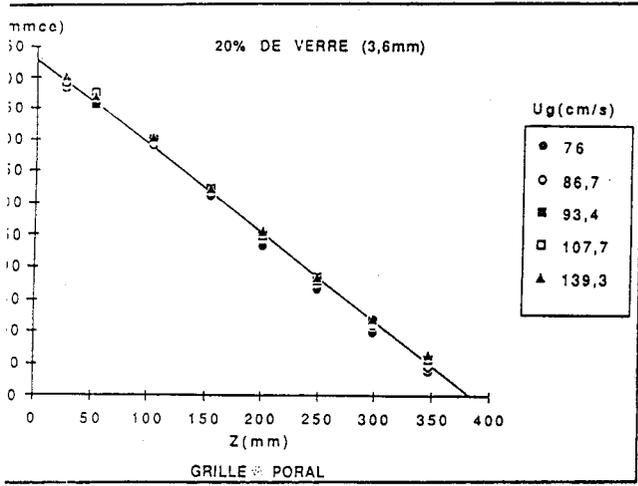


FIGURE III.4 : PROFIL AXIAL DE PRESSION EN LIT FLUIDISE

Dans le cas du lit fixe et de la grille poreuse, l'écoulement n'est pas établi : on distingue un changement de pente dans le profil axial de pression qui s'explique par le phénomène de ségrégation : la première pente correspond au gradient de pression obtenu par la chute de pression du gaz à travers les grosses particules qui se concentrent en bas de la colonne (immergeables), et la deuxième pente à la couche supérieure des particules qui ont tendance à s'établir vers le haut de la couche (flottables).

En ce qui concerne la grille CERCHAR, le régime est établi pour des fractions massiques des immergeables de 20 et 40 % : nous en déduisons que pour ces compositions en grosses particules la couche est bien mélangée.

Le mélange devient plus ségréatif à 60 % et 80 %. On note cependant trois cassures du gradient de pression : nous pensons donc être en présence d'un mélange du type c, c'est à dire que l'équilibre obtenu est un cas intermédiaire ; une première zone serait constituée de fines, une seconde zone de grosses particules et une zone intermédiaire d'un mélange des deux lots.

Par ailleurs, lorsque les vitesses sont très importantes par rapport au minimum de fluidisation (figure III.4), la chute de pression à travers la couche du mélange, quelle que soit la proportion massique des immergeables et la grille étudiée, est une fonction linéaire de la cote z : l'écoulement est dans ce cas établi, et le gradient de pression est donc unique, le mélange est bon.

- **mélange 2** : (verre + acier) : $d_I/d_F \approx 1$; $\rho_I/\rho_F = 2,89$

Dans le cas du mélange où la taille des particules est sensiblement la même alors que leur densité diffère (figures III.5 et III.6), nous constatons que l'écoulement est établi, dans le cas de la grille plate, aussi bien en lit fixe qu'en régime lit fluidisé pour des compositions massiques des particules immergeables (acier) de 20 et 40 %.

Mélange acier + verre

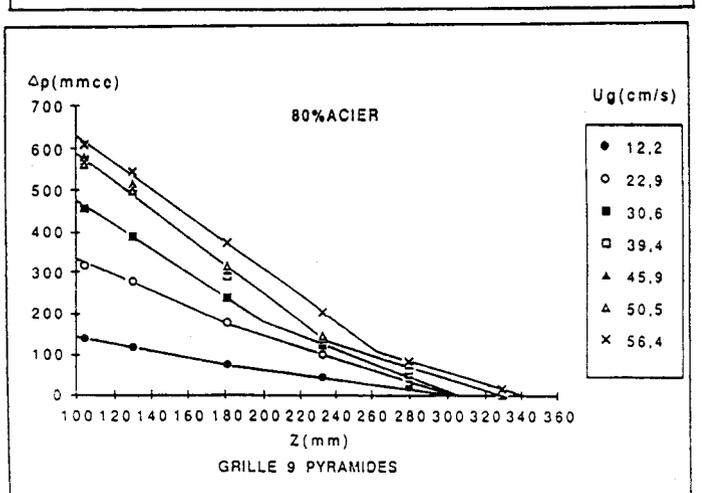
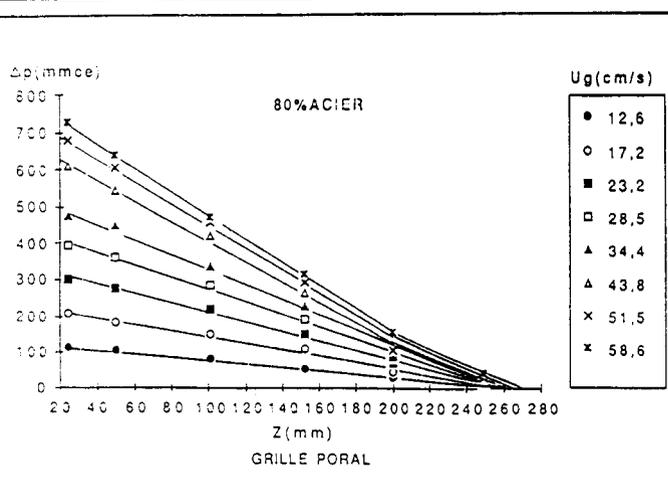
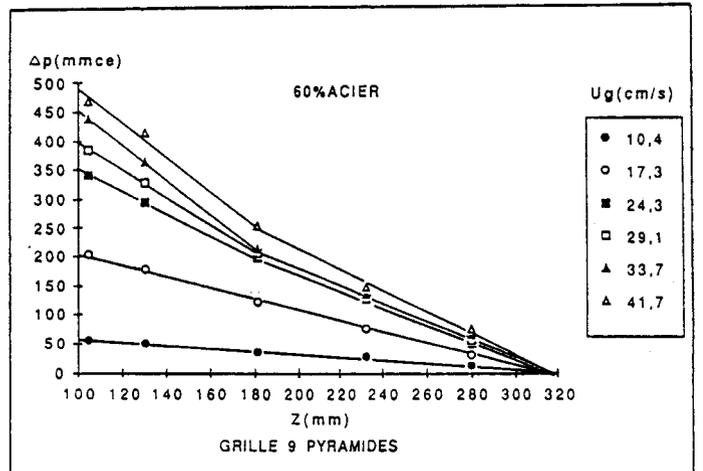
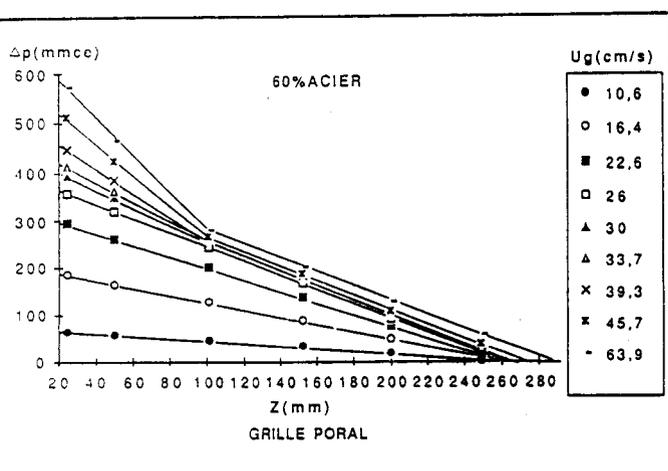
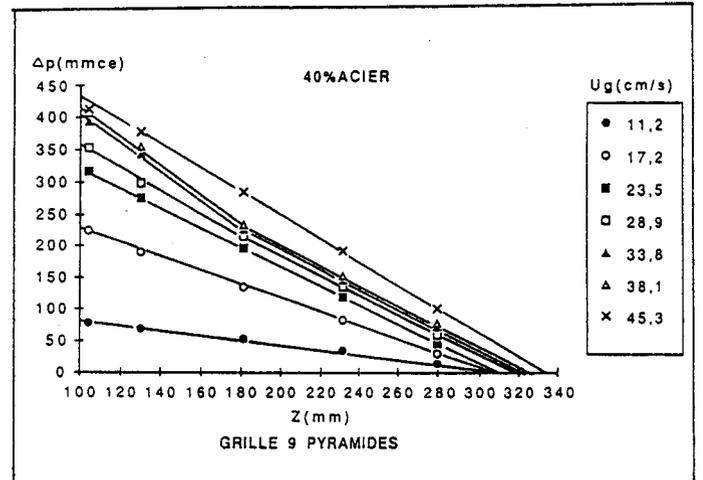
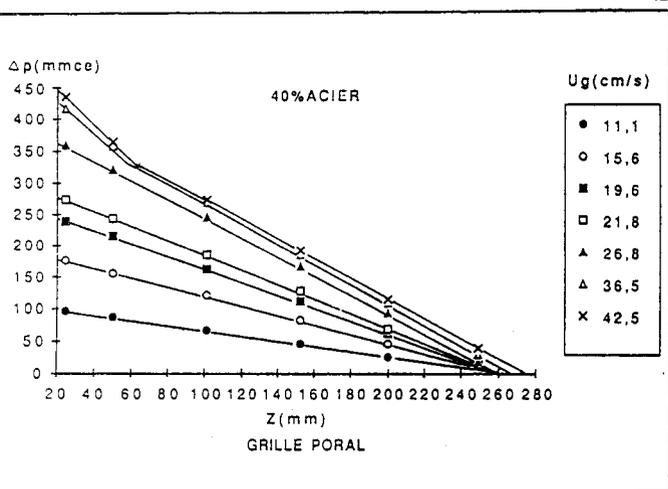
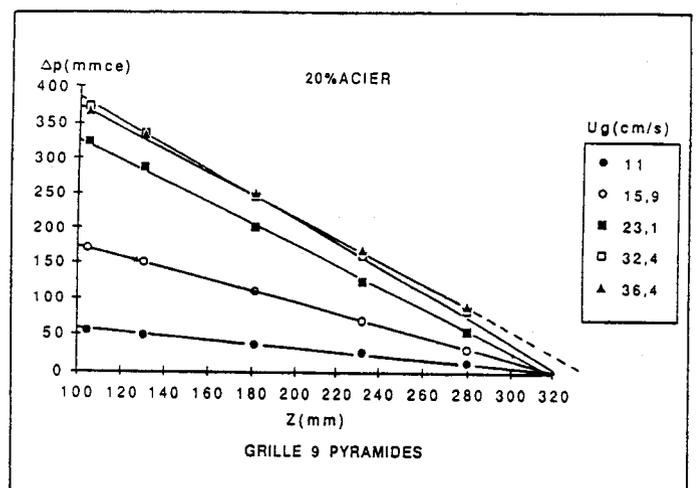
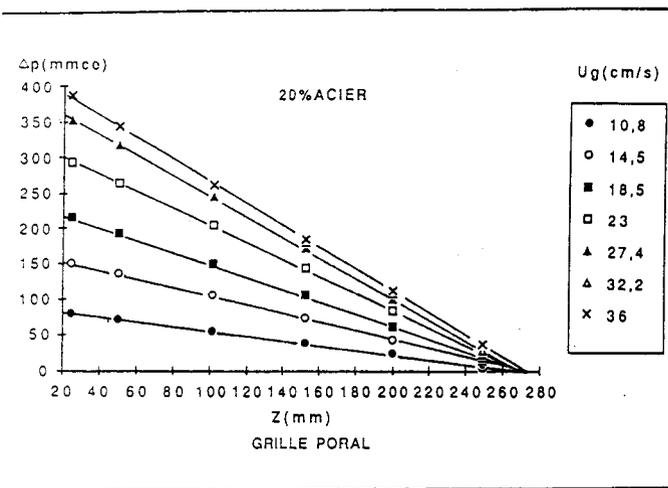


FIGURE III.5 : PROFIL AXIAL DE PRESSION EN LIT FIXE

Mélange acier + verre

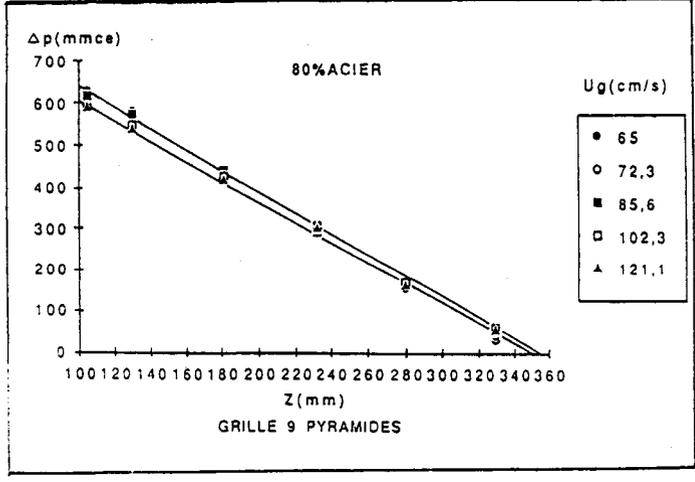
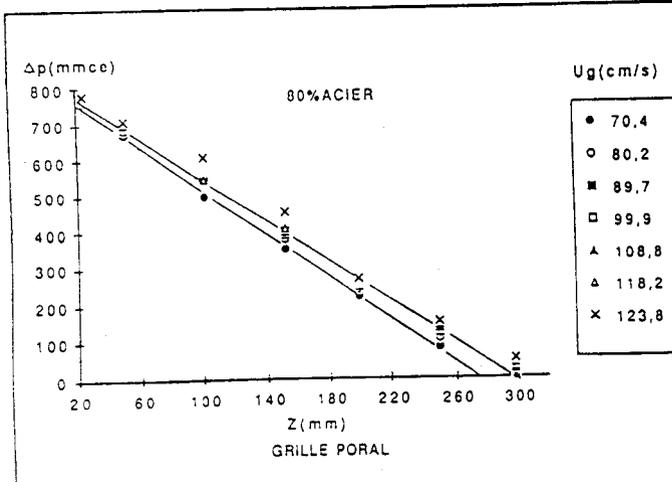
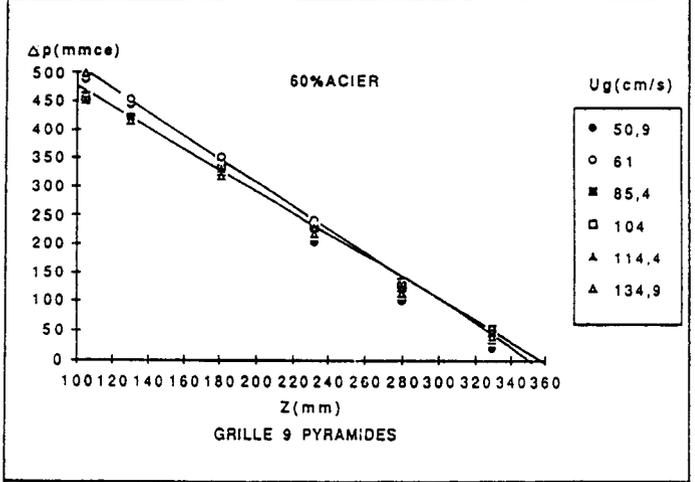
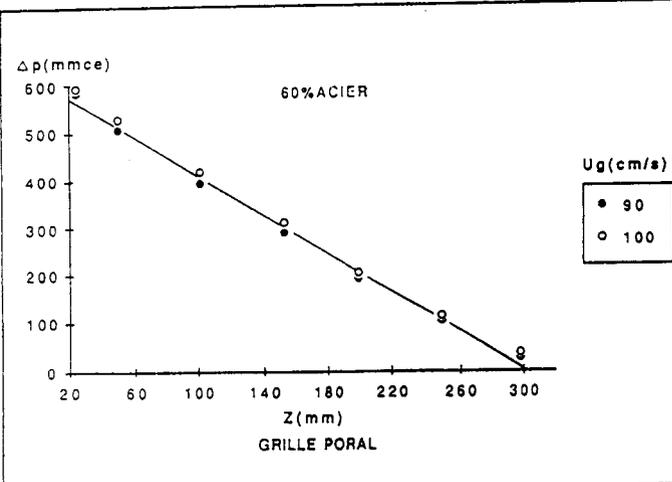
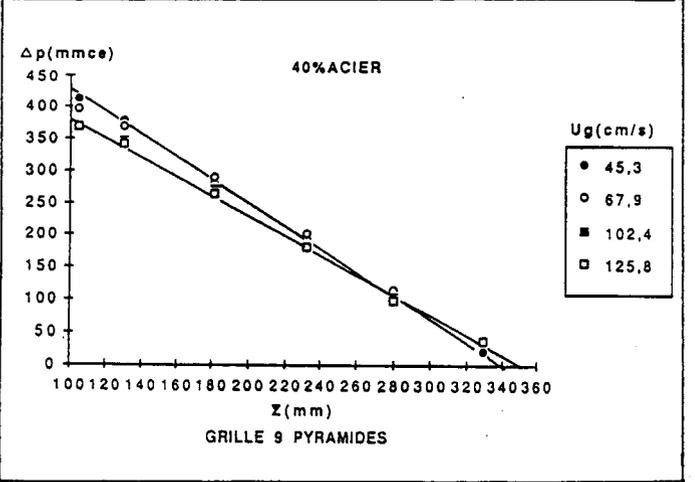
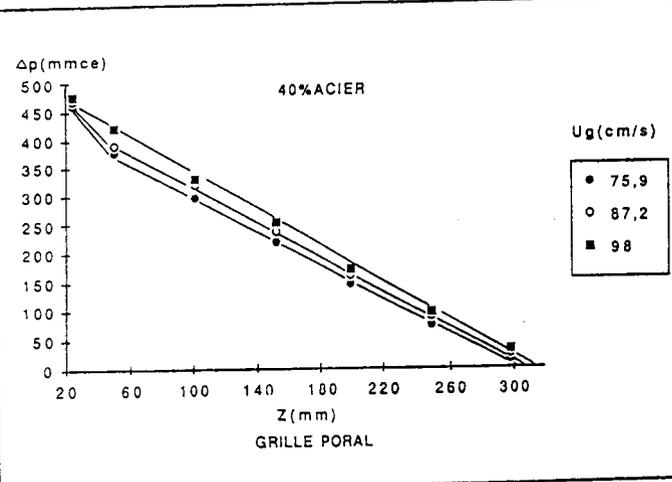
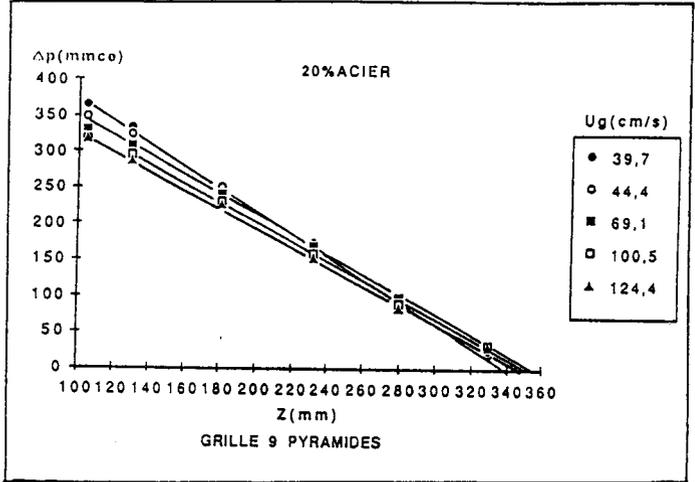
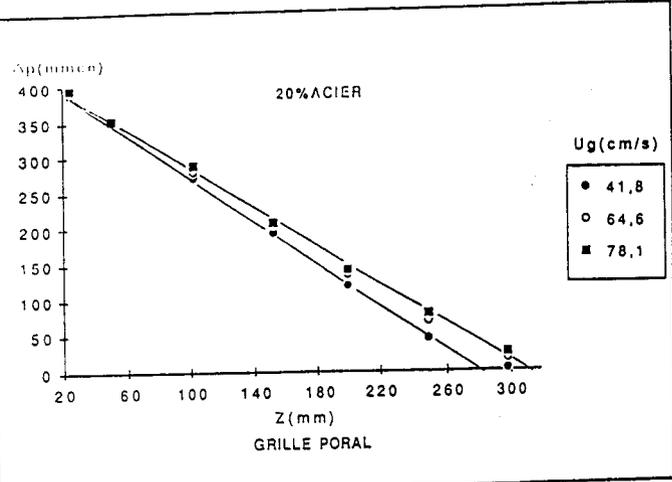


FIGURE III.6 : PROFIL AXIAL DE PRESSION EN LIT FLUIDISE

Dans le cas des compositions massiques de 60 et 80 %, pour des vitesses au voisinage de U_{mf} , on observe une cassure sur la courbe $\Delta P = f(z)$. Pour toutes les autres vitesses, la variation de la chute de pression est linéaire et par conséquent l'écoulement à travers le mélange est établi. On note le même phénomène pour la grille CERCHAR pour 40, 60 et 80 %

Remarquons que les phénomènes de ségrégation sont mal illustrés par les profils précédents : en effet, l'équation d'ERGUN montrant que le gradient de pression est essentiellement influencé par le diamètre et pas du tout par la densité, l'analyse des profils de pression ne nous permet pas encore de distinguer lequel de ces deux paramètres, est le plus important sur la ségrégation.

Mais, on notera toutefois un comportement différent des deux grilles dans le cas du mélange 1, alors que les deux grilles se "comportent de la même manière" dans le cas du mélange 2.

- **mélange 3** : (acier + polystyrène) : $d_I/d_F = 0,3$; $\rho_I/\rho_F = 7,2$.

Sur les figures III.7 et III.8, on voit clairement que les deux grilles induisent des phénomènes de ségrégation : il existe une nette cassure dans les gradients de pression dans un grand champ de vitesses, pour les deux grilles à partir d'une composition pondérale de 40 % de billes d'acier.

Par contre, pour 20 % de particules immergeables, le gradient axial est constant pour toutes les vitesses et les deux grilles. Cela pourrait laisser supposer qu'il n'y a pas de ségrégation à 20 %. En fait, 20 % en poids de billes d'acier représentent à peine 4 % de la concentration volumique qui, rapportée en hauteur de lit, donnent 10 mm. Or, notre première prise de pression pariétale est située à la cote 24,5 mm : la ségrégation, dans ce cas, nous est donc masquée.

Mélange acier + polystyrène

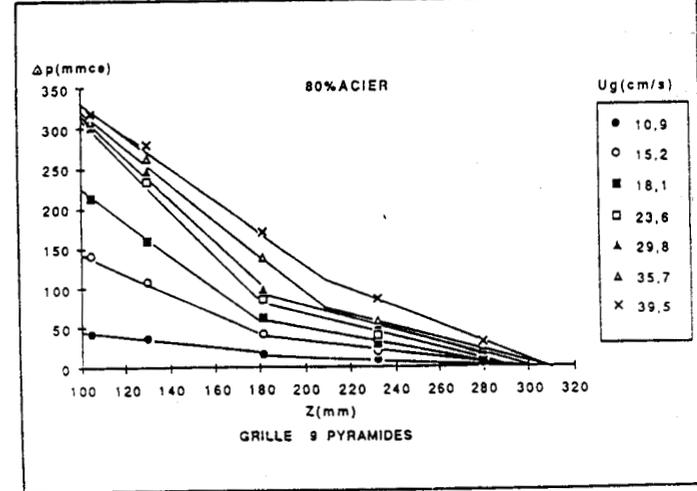
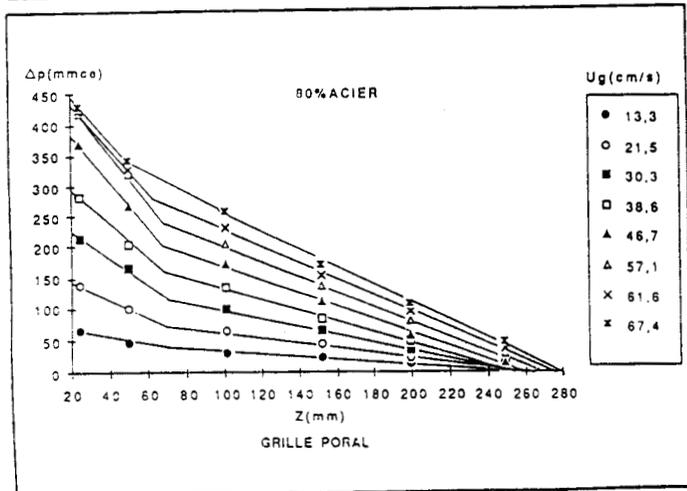
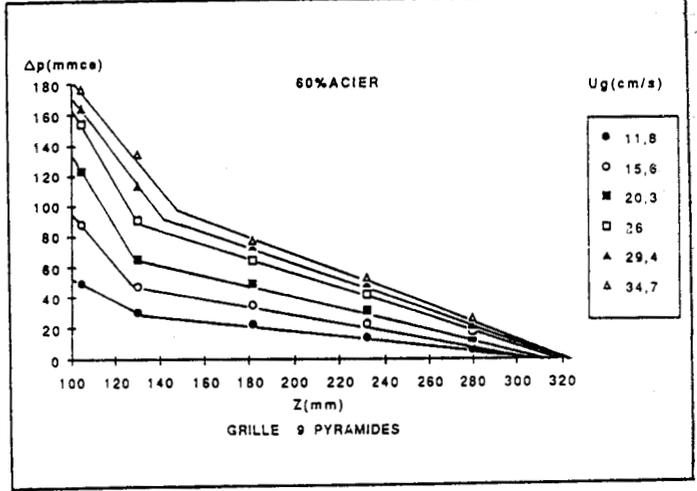
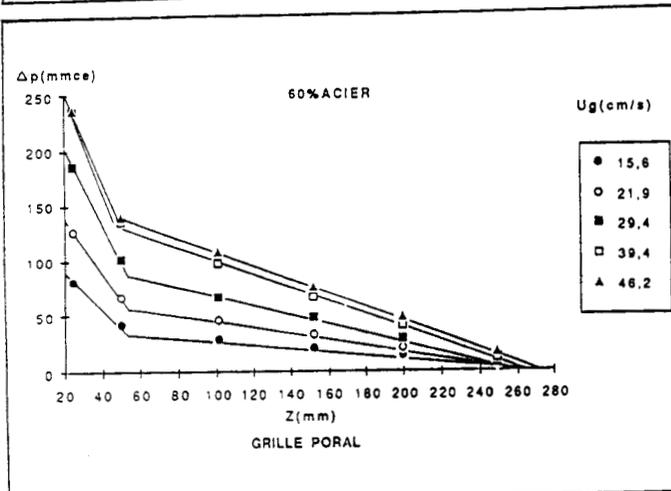
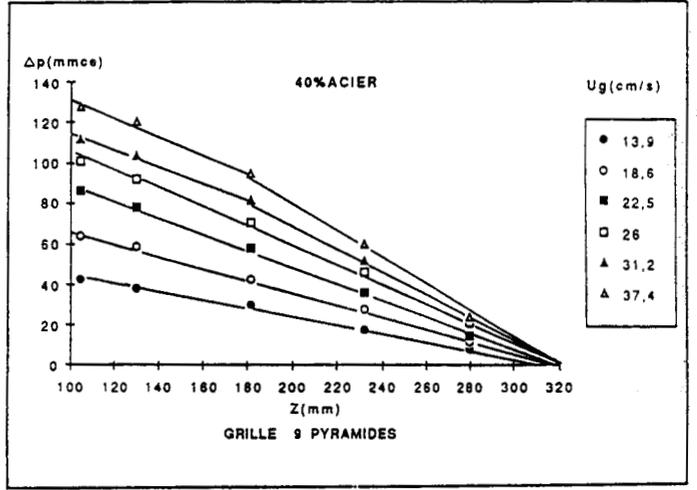
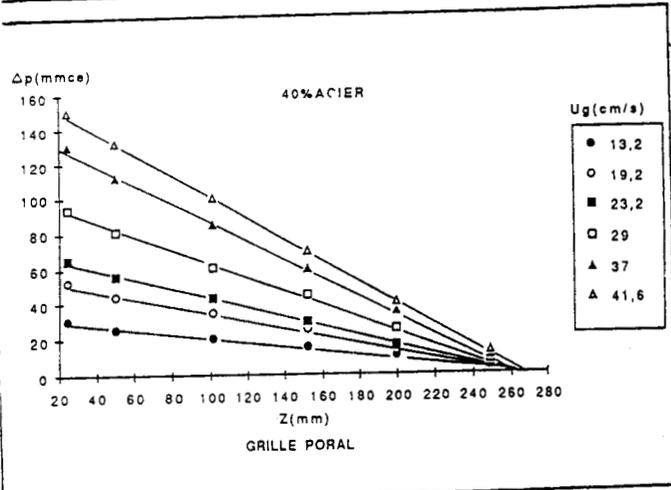
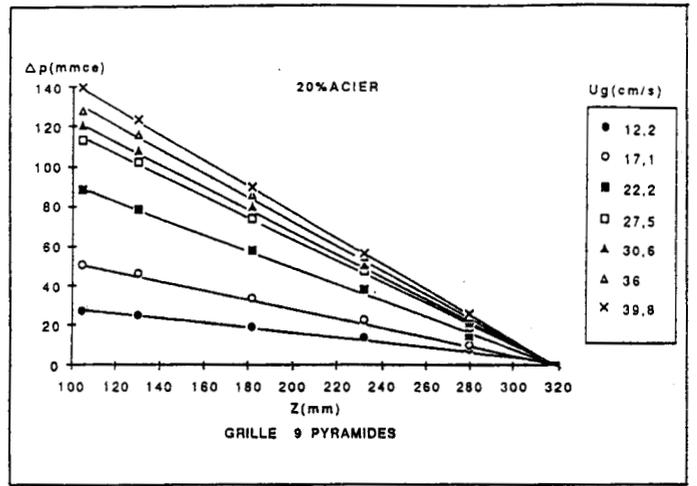
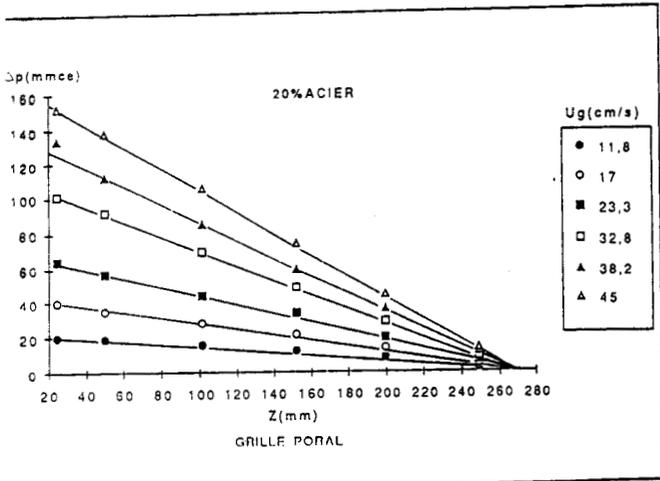


FIGURE III.7 : PROFIL AXIAL DE PRESSION EN LIT FIXE

Mélange acier + polystyrène

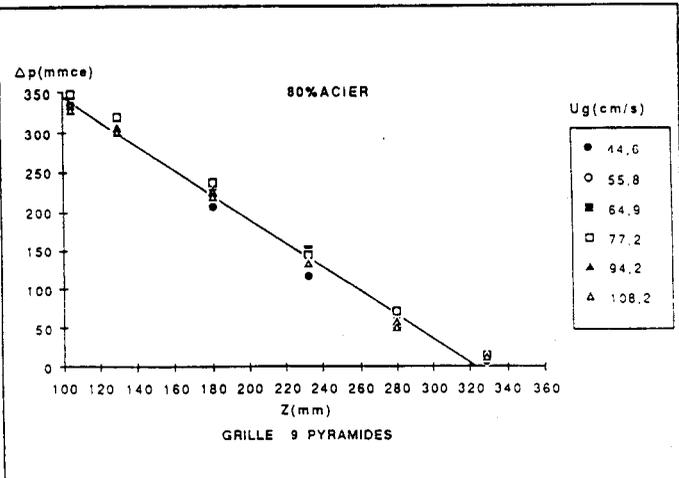
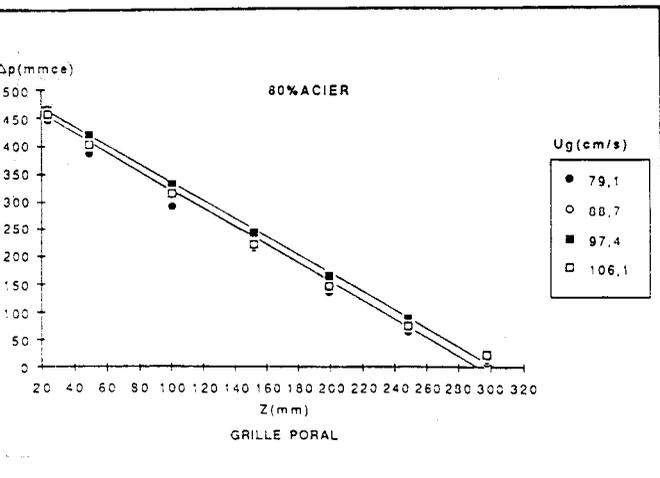
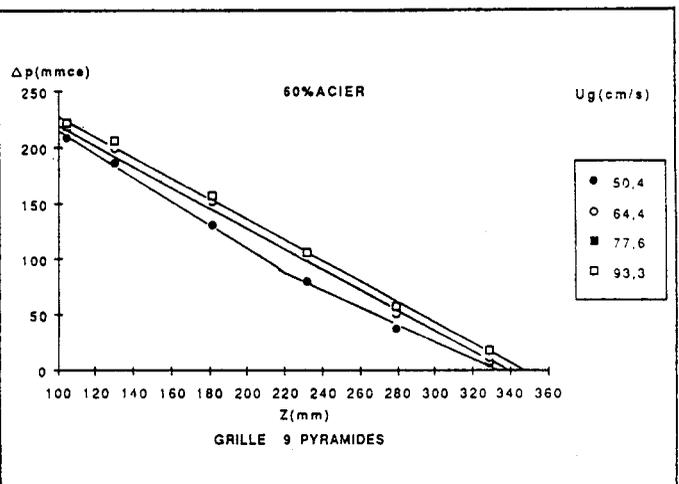
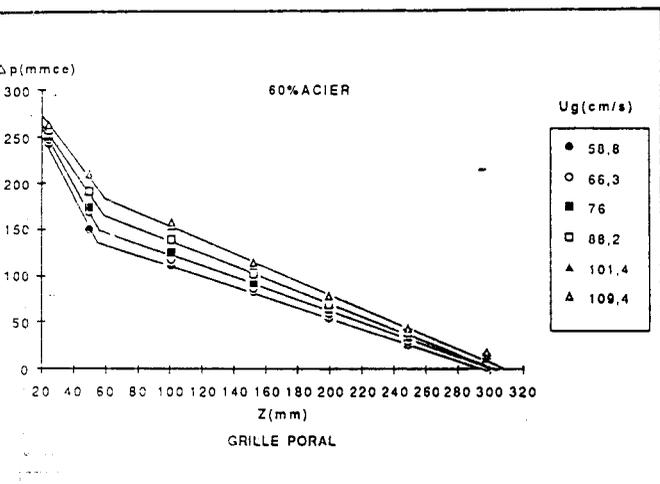
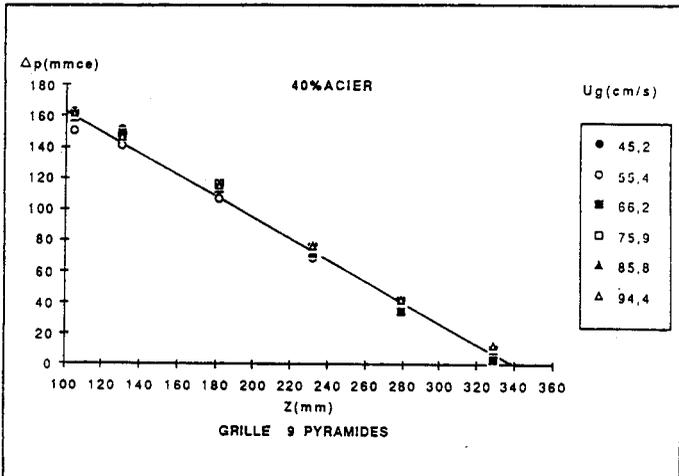
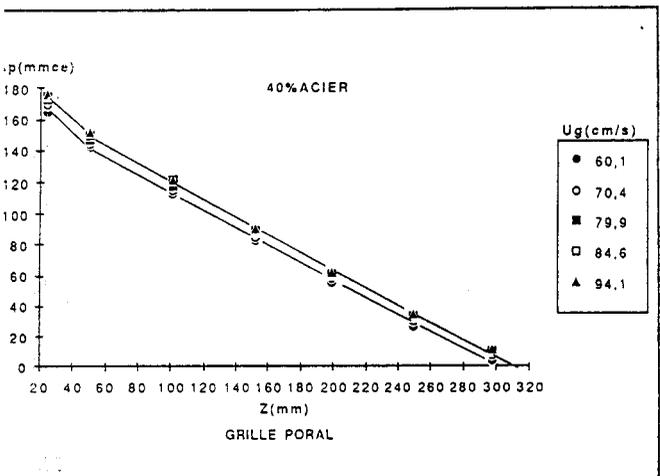
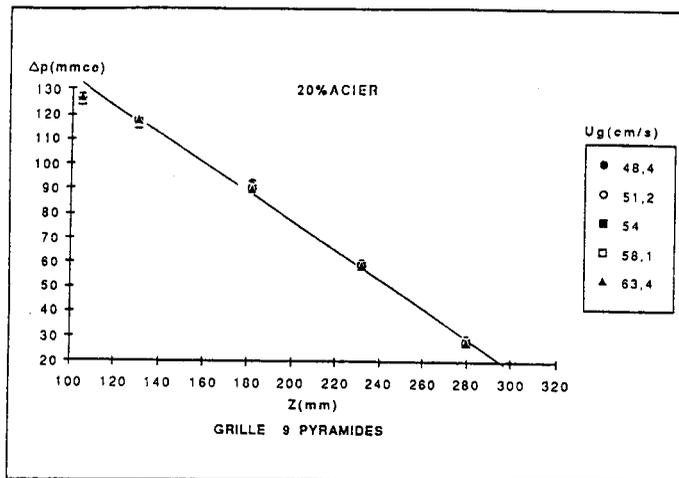
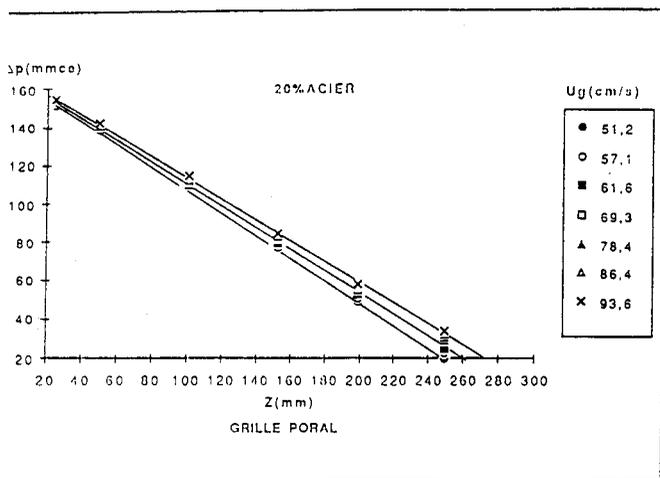


FIGURE III.8 : PROFIL AXIAL DE PRESSION EN LIT FLUIDISE

Notons également, pour la grille poreuse, sur la figure III.8 (20 %), un changement de pente au voisinage de U_{mf} : nous pensons que cela est dû à l'expansion de la couche des fines et lourdes qui devient alors détectable par la première prise de pression.

Au terme de l'analyse du mélange 3, nous pouvons dire que le paramètre densité est prédominant sur la ségrégation car on retrouve les gradients les plus importants en bas de colonne ; cela se traduit puisque $\Delta P/L$ est fonction de $1/d^2$ par la présence des fines en bas du lit : or les fines sont ici les plus denses.

Les profils de pression peuvent donc donner d'une façon indirecte les conditions de bon mélange ou de ségrégation totale. Ils permettent aussi de connaître les hauteurs des couches ségrégatives qui correspondent aux différents changements de pente de la courbe $\Delta P = f(z)$ obtenus. Nous nous rendons compte, par l'examen de ces profils, de la difficulté de la détermination des vitesses minimales de fluidisation du mélange, qui est l'objet du paragraphe suivant et qui est fournie par la courbe de chute de pression à travers la couche en fonction du débit gazeux.

III.2.2. Vitesse minimale de fluidisation des mélanges binaires

Ce paragraphe est consacré à l'ensemble de nos résultats expérimentaux sur la détermination de la vitesse minimale de fluidisation de mélanges binaires.

Dans la première partie nous donnons les vitesses minimales de fluidisation des trois mélanges étudiés précédemment et ce pour les deux grilles que nous comparons ensuite.

Puis, nous confrontons les corrélations de la littérature avec nos propres résultats.

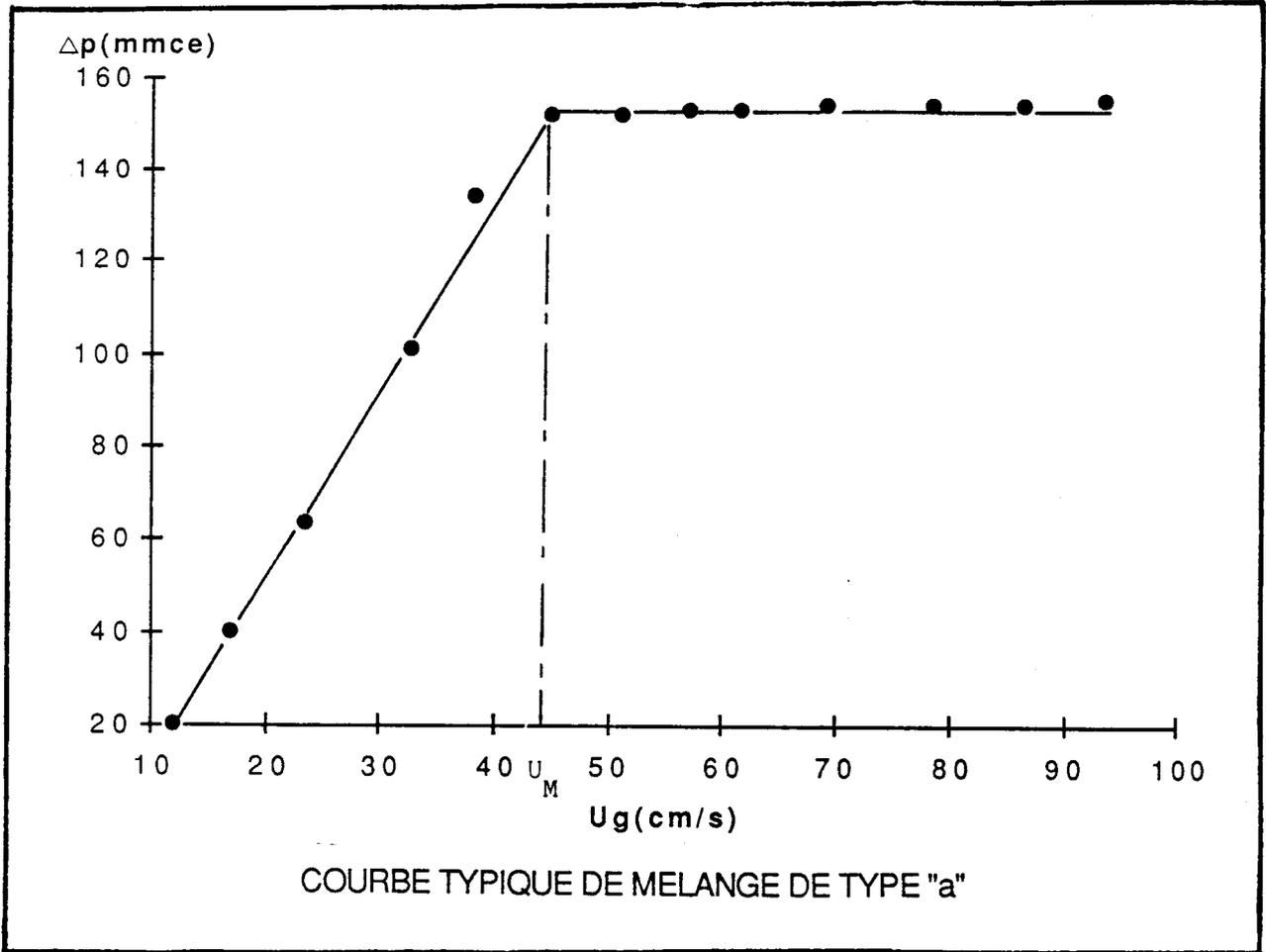


FIGURE III.9

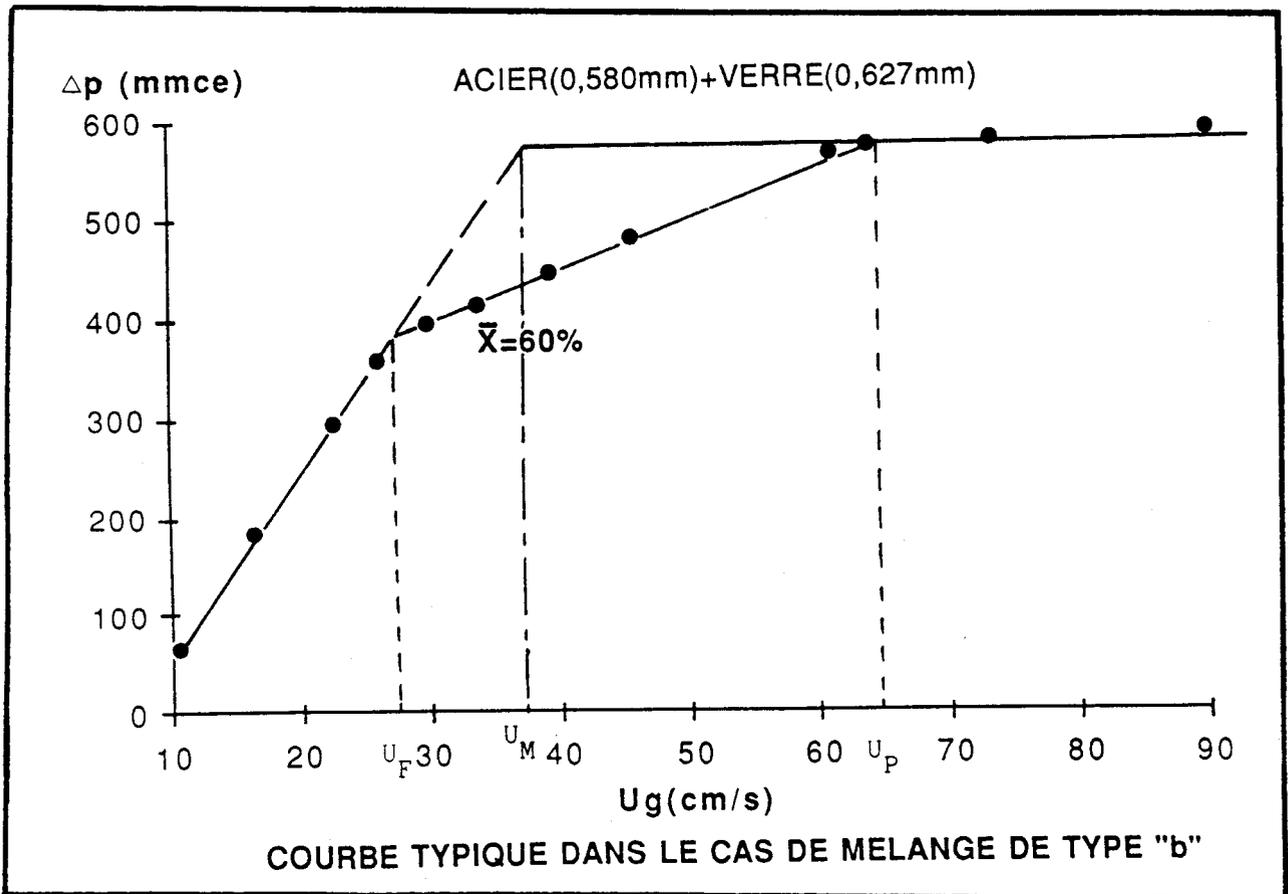


FIGURE III.10

Enfin, pour terminer, nous établissons deux nouvelles corrélations : une pour la grille poreuse et une pour la grille CERCHAR. Pour l'établissement de ces deux corrélations, nous avons déterminé expérimentalement de nouvelles vitesses minimales de fluidisation pour un autre mélange.

Nos corrélations sont enfin comparées avec les résultats expérimentaux d'autres auteurs.

III.2.2.1. Résultats expérimentaux

Nous donnons dans le tableau III.2 les vitesses minimales de mise en suspension des mélanges 1, 2 et 3 pour les deux grilles et pour des concentrations massiques en particules immergeables de 0, 20, 40, 60, 80 et 100 %.

Cette vitesse, pour des raisons de commodité sera notée U_M .

Pour les deux grilles, U_M a été déterminé à partir des chutes de pression relevées par les pressions pariétales.

Pour la grille poreuse et pour les mélanges de type a et b, U_M déterminée par la méthode indiquée au paragraphe II.1.1, est indépendante de la procédure de fluidisation.

Deux exemples caractéristiques d'expériences de ces deux mélanges sont représentés sur les figures III.9 et III.10.

Dans le cas de mélange de type c, U_M dépend de la vitesse de défluidisation. Nous convenons par conséquent de définir U_M lorsque la courbe $\Delta P = f(U_g)$ devient indépendante de la méthode de défluidisation (figure III.11).

En ce qui concerne la grille à neuf pyramides (figures III.12, III.13, III.14) les courbes de chute de pression en fonction de la vitesse du gaz s'apparentent soit au type a pour le mélange 1 (figures III.12) et on a alors un bon mélange, soit au type c pour les deux autres mélanges (figures III.13 et III.14) et on a dans ce cas une qualité de mélange intermédiaire.

VERRE+VERRE

X (%)	GRILLE PORAL	GRILLE 9 PYRAMIDES
0	47	32
20	58	41
40	74	47
60	90	65
80	121	88
100	155	121

ACIER+VERRE

X (%)	GRILLE PORAL	GRILLE 9 PYRAMIDES
0	29,1	20
20	30	23
40	33,4	26
60	38,5	30
80	52,2	38,4
100	67,2	42,3

ACIER+POLYSTYRENE

X (%)	GRILLE PORAL	GRILLE 9 PYRAMIDES
0	45	36
20	46	31
40	48	34
60	49	33
80	48	30
100	42	27

**VITESSE MINIMALE DE FLUIDISATION DES 3 SYSTEMES BINAIRES EN (cm/s)
EN FONCTION DES COMPOSITIONS MASSIQUES DES PARTICULES IMMERGEABLES**

TABLEAU III.2

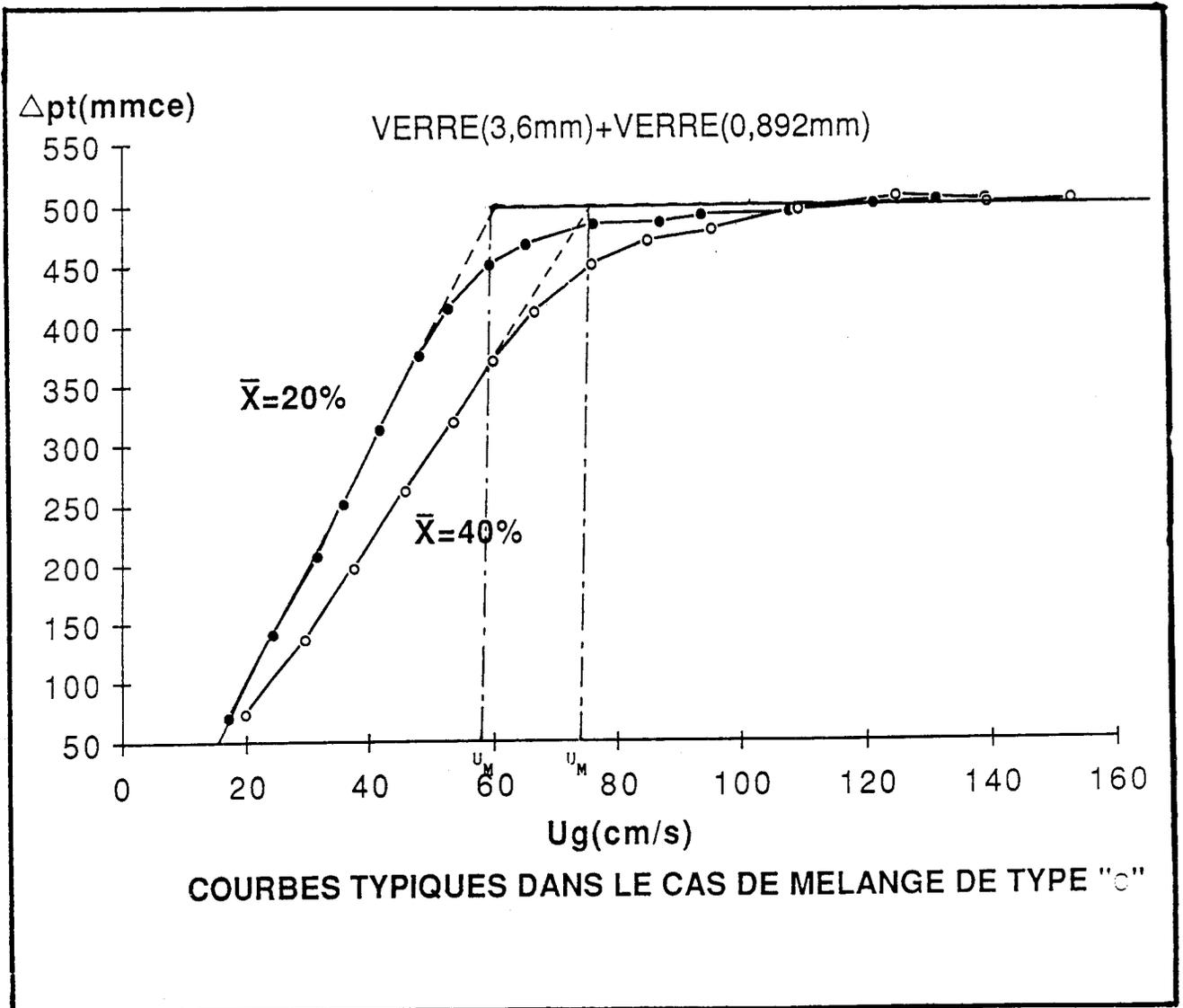


FIGURE III.11

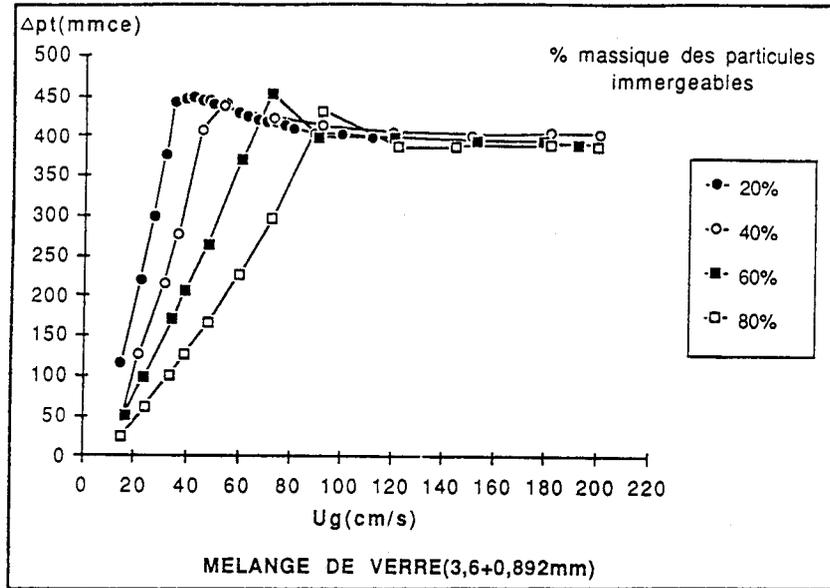


FIGURE III.12

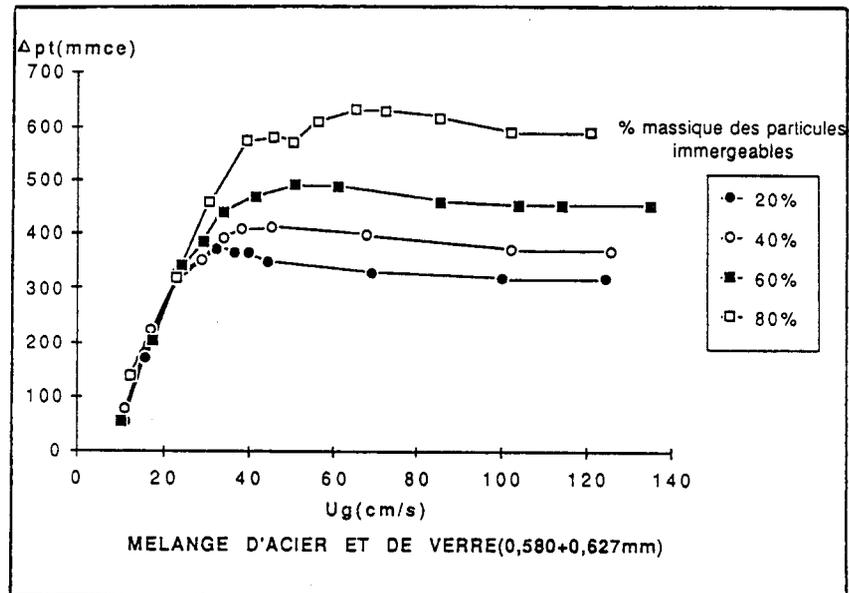


FIGURE III.13

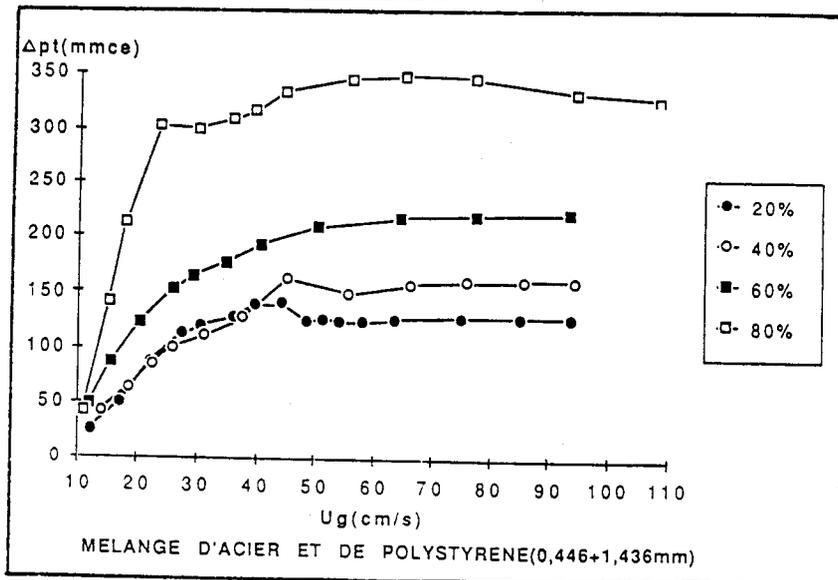
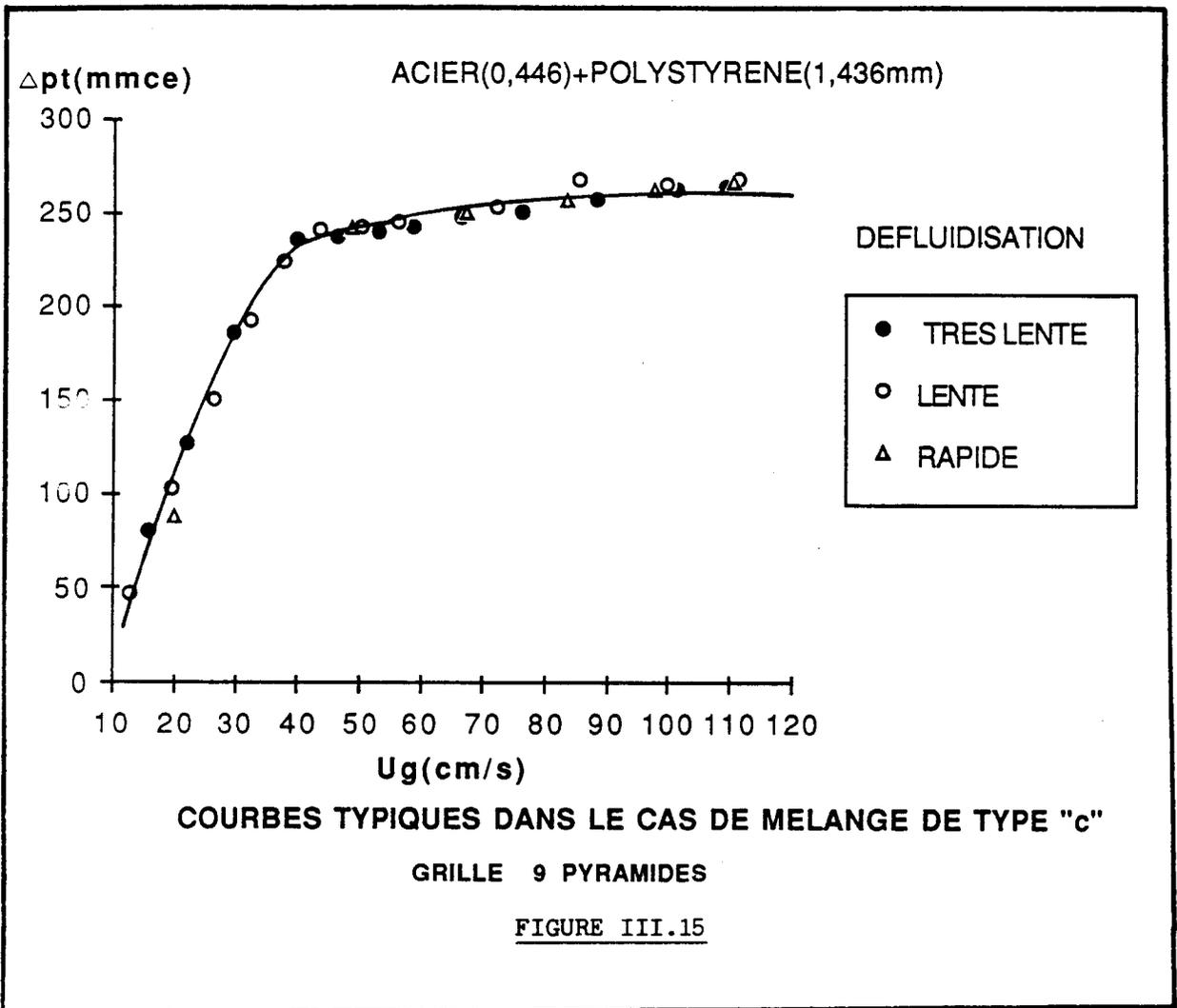


FIGURE III.14

VARIATION DE LA CHUTE DE PRESSION EN FONCTION
DU DEBIT GAZEUX - GRILLE 9 PYRAMIDES



Lorsque les mélanges sont "difficiles", par exemple pour 60 et 80 % pour le mélange 3 (figure III.14) les essais ont été reproduits à plusieurs reprises et pour plusieurs vitesses de défluidisation : nous avons noté que les courbes étaient reproductibles et que la procédure de défluidisation (très lente, lente ou rapide) avait en fait peu d'influence. Tous ces essais sur la détermination de U_M sont malgré tout entâchés d'erreurs que nous estimons à 15 %.

III.2.2.2. Comparaison entre la grille 9 pyramides et la grille poral

Sur les figures III.16, III.17 et III.18 nous avons reporté la variation de U_M en fonction de \bar{X} % pour les deux grilles.

Nous constatons que les deux grilles suivent sensiblement la même loi de variation mais que la vitesse minimale de fluidisation du mélange est toujours plus petite avec la grille CERCHAR.

Ce dernier résultat qui a déjà été observé dans le cas de solides homogènes est une caractéristique de la grille à neuf pyramides.

III.2.2.3. Comparaison des résultats expérimentaux avec les corrélations existantes

Pour tous nos essais mis en oeuvre, pour les trois systèmes binaires étudiés, nous comparons sur les figures III.19, III.20 et III.21 la valeur du minimum de fluidisation du mélange obtenu par les deux grilles en fonction de la composition massique en particules immergeables, avec les prédictions d'équations tirées de la bibliographie.

Nous remarquons que pour les trois mélanges les courbes représentant la vitesse du minimum de fluidisation par un lit muni de la grille CERCHAR sont situées au-dessous de celles prédites dans les mêmes conditions par la littérature. Il n'est pas étonnant que la grille CERCHAR s'écarte des prédictions puisque par définition les corrélations établies ont été faites pour des grilles poreuses. La courbe $U_M = f(U_g)$ de la grille CERCHAR n'a été mise ici qu'à titre indicatif.

TABLEAU(III.3)

AUTEURS EQUATIONS	E1%	E2
OTERO EQU.III.1	12,7	9,4
GOOSSENS EQU.III.2	3,7	2,9
KUMAR EQU.III.3	44	49,4
CHIBA1 EQU.III.4	14,8	13,5
CHEUNG EQU.III.6	8,8	9,5
CHIBA2 EQU.III.7	16,3	11,3
CHIBA2(Us) EQU.III.8	16,1	5,8
THONGLIMP EQU.III.11	6,5	5,3

COMPARAISON DES PREDICTIONS DES CORRELATIONS DE LA BIBLIOGRAPHIE AVEC LES RESULTATS EXPERIMENTAUX

$$E_1 = \frac{1}{N} \sum \frac{|x_E - x_C|}{x_E} \cdot 100$$

$$E_2 = \sqrt{\frac{\sum (x_E - x_C)^2}{N}}$$

x_E représente une valeur expérimentale

x_C , la valeur calculée dans les mêmes conditions par une corrélation

N , le nombre d'expériences.

Dans le cas du mélange 1 (système binaire constitué de particules de masses volumiques identiques et de rapport de tailles très important (égale à 4)) nos résultats pour la grille poral sont en bon accord avec les prévisions des équations III.2, III.7 et III.11.

Dans le cas du mélange 2 (binaire constitué de particules de masses volumiques différentes (rapport égal à 2,89) et de même taille granulométrique), ce sont les équations III.2, III.4 et III.7 qui s'accordent sensiblement avec nos résultats.

Dans le cas du mélange 3 (binaire constitué de particules de masses volumiques et tailles très différentes (rapport de taille égal à 3,22 et rapport de densité égal à 7,2)), c'est l'équation III.2 qui donne les meilleurs accords avec nos résultats.

Nous remarquons donc que c'est la relation de Goossens (équation III.2) qui fournit les meilleures prévisions relatives à l'ensemble de nos résultats expérimentaux concernant la grille poral. Aucune autre relation ne présente nos résultats avec un caractère de généralité convenable. Enfin nous présentons dans le tableau III.3 l'écart relatif E_1 , et l'écart type lié E_2 entre la vitesse minimale de fluidisation observée et celle calculée par les relations extraites de la bibliographie.

III.2.2.4. Etablissement de nouvelles corrélations

Nous établissons dans cette dernière partie deux corrélations traduisant l'ensemble de nos résultats expérimentaux, la première est destinée à la grille poreuse et la seconde à la grille à neuf pyramides.

Elles ont été fondées à partir de l'équation d'ERGUN. Ce choix résulte des conclusions de l'analyse des expressions de la bibliographie que nous avons développées, et de l'allure des courbes représentant le minimum de fluidisation du mélange pour la grille à neuf pyramides.

Pour établir ces corrélations nous avons intégré non seulement les résultats sur les trois mélanges précédents mais également ceux relatifs à un nouveau binaire (verre 1,8 mm + 3,6 mm) et ceux concernant les mélanges homogènes qui sont, en fait, des cas particuliers où les concentrations massiques en particules immergeables sont nulles.

Pour la grille CERCHAR nous précisons que la corrélation ne sera valable que si le régime s'apparente à celui d'une fluidisation classique, c'est à dire lorsque U_M est indépendant de la hauteur du lit H_1 .

Dans le cas des systèmes homogènes, la relation d'Ergun peut s'écrire de la façon suivante :

$$k_1 Re_{mf}^2 + k_2 Re_{mf} - Ga = 0 \quad (\text{II.8})$$

$$\text{avec } k_1 = \frac{1,75}{\Psi^2 \varepsilon_{mf}^2} \quad k_2 = \frac{150 (1 - \varepsilon_{mf})}{\Psi^2 \varepsilon_{mf}^3}$$

Nous proposons de ramener le cas d'un système binaire au cas d'un système homogène. Pour cela on suppose qu'un système binaire se comporte de la même manière qu'un système constitué de particules identiques si la taille et la masse volumique sont données par les équations suivantes /15/ :

$$d_M = \frac{\rho_p - x_p (\rho_p - \rho_F)}{\rho_p d_p - x_p (\rho_p d_p - \rho_p d_F)} d_p d_F$$

$$\rho_M = \frac{\rho_p \rho_F}{\rho_p - x_p (\rho_p - \rho_F)}$$

Reprenons l'équation II.8 écrite sous la forme :

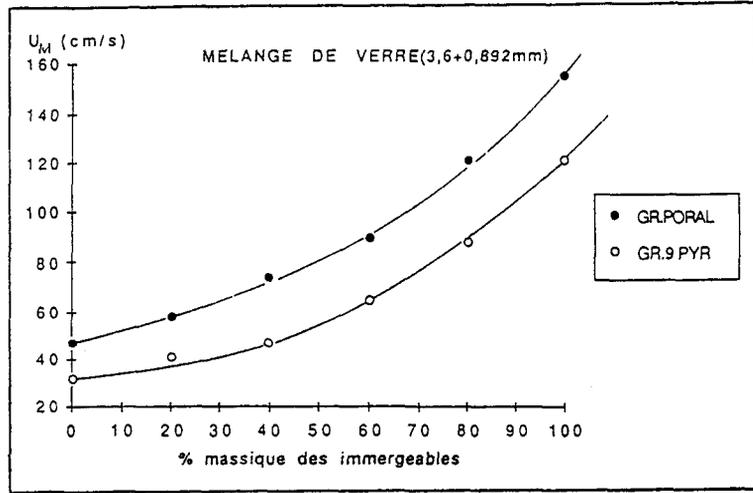


FIGURE III.16

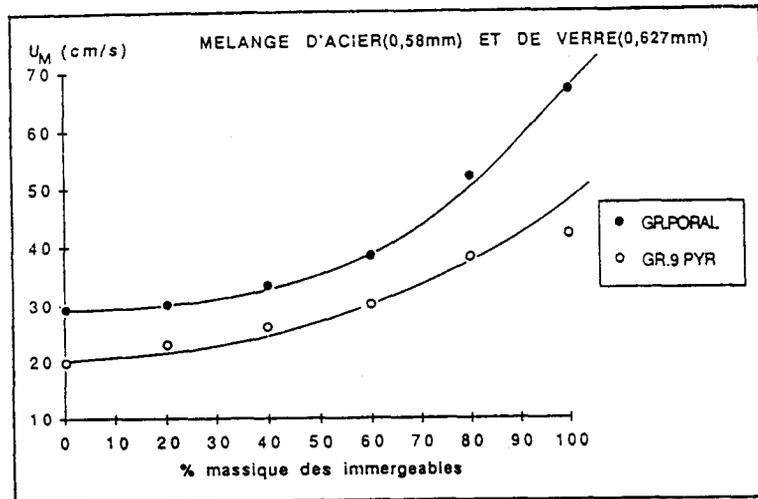


FIGURE III.17

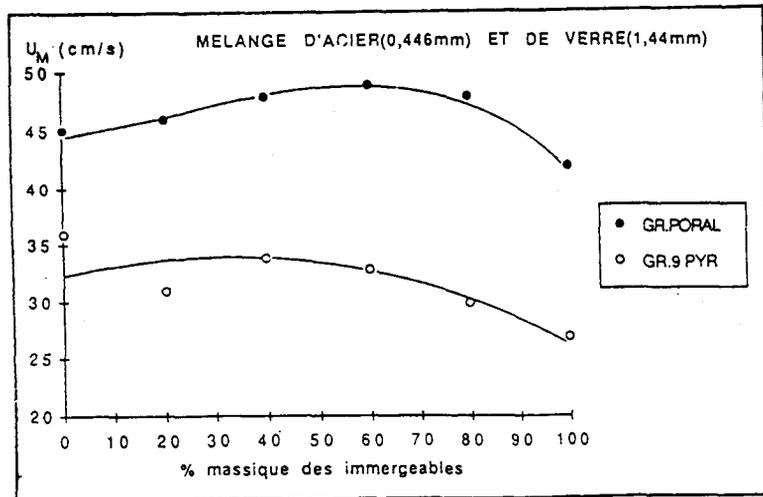


FIGURE III.18

VITESSE MINIMALE DE FLUIDISATION DU MELANGE

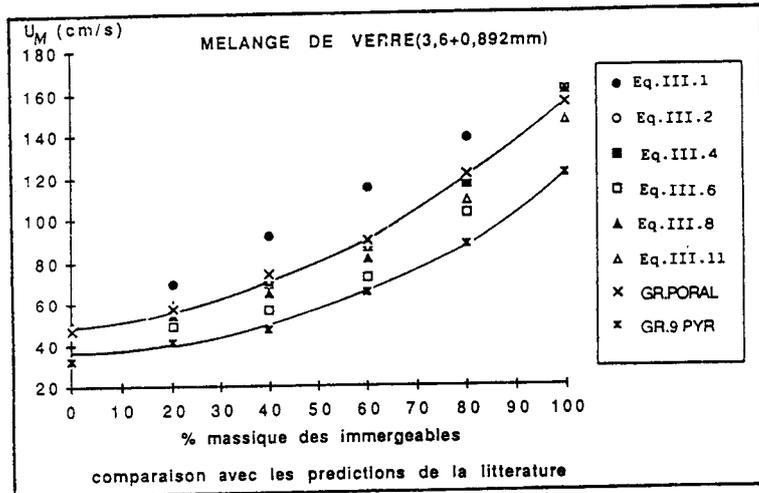


FIGURE III.19

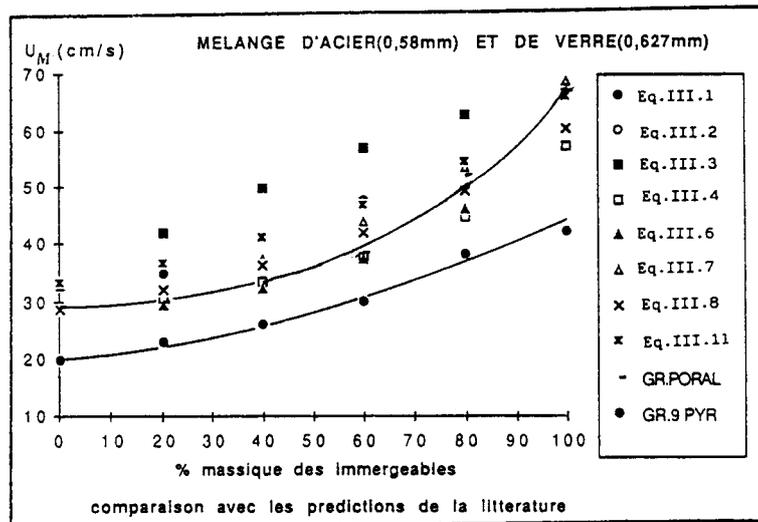


FIGURE III.20

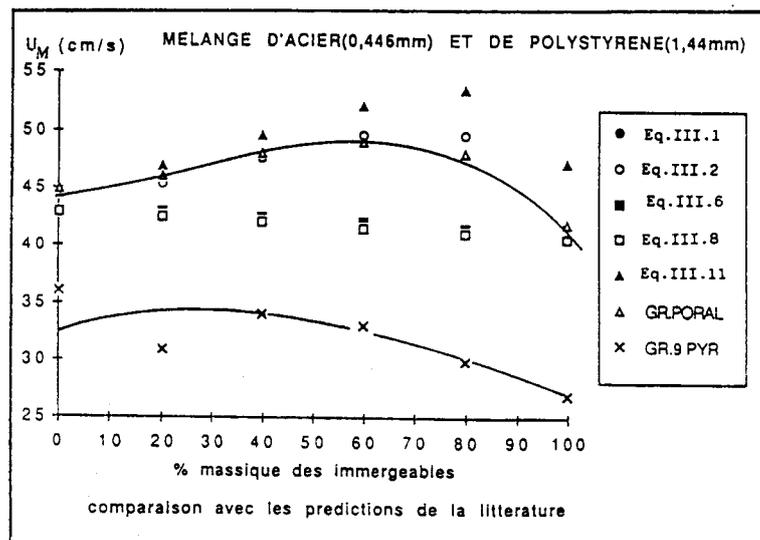


FIGURE III.21

$$\frac{Ga}{Re_{mf}} = k_1 Re_{mf} + k_2 = f(Re_{mf})$$

les valeurs de k_1 et k_2 sont déduites soit par régression linéaire des points représentant Ga/Re_{mf} en fonction de Re_{mf} , soit par régression multilinéaire de l'équation (II.8).

On obtient les valeurs suivantes de k_1 et k_2 :

$$\begin{aligned} \text{Grille poral : } k_1 &= 22,73 \\ k_2 &= 1717,7 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Grille CERCHAR : } k_1 &= 37,99 \\ \text{(9 pyramides) } k_2 &= 2575 \end{aligned}$$

On peut ainsi formuler : Re_{mf} par les expressions suivantes :

Grille poral

$$Re_{mf} = [(37,8)^2 + 0,044 Ga]^{0,5} - 37,8 \quad (\text{III.13})$$

Grille CERCHAR

(9 pyramides)

$$Re_{mf} = [(33,9)^2 + 0,026 Ga]^{0,5} - 33,9 \quad (\text{III.14})$$

Les figures III.22 et III.23 représentent les valeurs de Re_{mf} calculé par nos relations en fonction des valeurs expérimentales de Re_{mf} : nous voyons la bonne précision de nos corrélations.

Par ailleurs, on a comparé (tableau III.4) les résultats expérimentaux de la littérature avec notre corrélation sur la grille poreuse. Nous constatons que l'écart type lié E_2 sont du même ordre que celui obtenu dans la comparaison de nos résultats expérimentaux avec les prédictions de la littérature (tableau III.3).

III.2.3. Conclusion

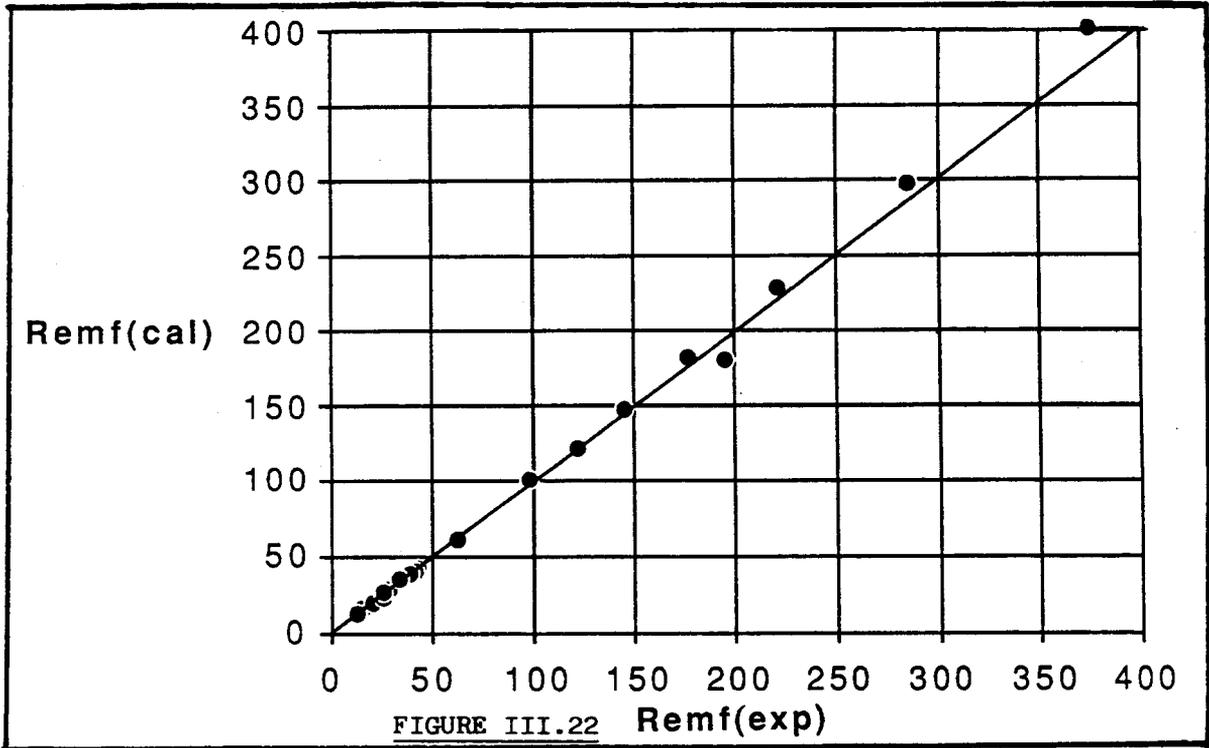
Cette étude sur les mélanges binaires a permis de prévoir, qualitativement le comportement éventuel des couches fluidisées, par les deux grilles, en matière de ségrégation.

En effet, les profils axiaux de pression permettent de déterminer les cas de bon mélange, de ségrégation totale ainsi que la hauteur des couches ségrégatives. Par ailleurs, ils montrent la prédominance du paramètre densité par rapport à la taille.

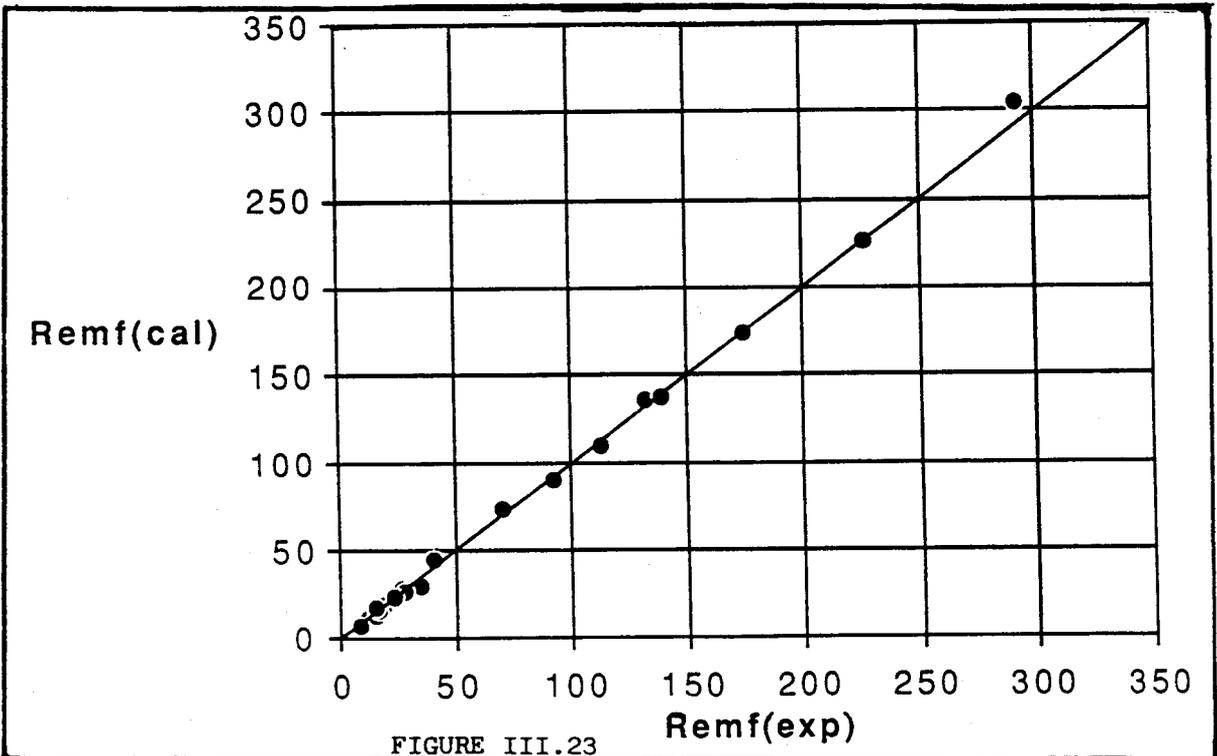
Nous savons par conséquent que la grille à neuf pyramides induit généralement un bon mélange et rarement une forte ségrégation. Elle change cependant de comportement suivant que le binaire considéré est constitué de particules qui diffèrent par la taille ou par la densité.

Les vitesses minimales de fluidisation obtenues sur la grille poral s'accordent avec la relation de Goossens qui dérive de celle de Wen et Yu généralement utilisée pour les solides homogènes. Cependant, dans le cas de la grille à neuf pyramides, les vitesses minimales de fluidisation étant plus faibles, on a donc été amené à établir une corrélation pour le calcul prévisionnel de cette vitesse pour des solides homogènes ou hétérogènes valable lorsque le régime généré est celui de la fluidisation classique.

Connaissant la vitesses minimale des mélanges, nous étudions la structure de deux types de mélanges précédents par la détermination des profils de concentration axiales et radiales, des particules immergeables, dans diverses conditions. Ceci fera l'objet du chapitre suivant.



GRILLE PORAL



GRILLE PYRAMIDES

TABLEAU III.4 : COMPARAISON ENTRE LES RESULTATS EXPERIMENTAUX DE LA LITTERATURE

ET NOTRE CORRELATION

- 1 -

Nature du solide	diamètre des particules (mm)	ρ (kg/m ³)	\bar{X} (-)	U_M exp (cm/s)	U_M cor (cm/s)	Auteurs	écart type lié E_2																																																																																							
Sable	0,677 (P)	2 660	0,3	29,76	21,87	KUMAR, SENGUPTA (63)	8,2																																																																																							
Magnétite	0,455 (F)	4 570						Sable	0,677 (P)	2 660	0,7	18,05	14,01	KUMAR, SENGUPTA (63)	8,2	Magnétite	0,459 (F)	4 570	Sable	0,359 (F)	2 660	0,3	41,67	31,47	KUMAR, SENGUPTA (63)	8,2	Sable	0,677 (P)	2 660	Sable	0,359 (F)	2 660	0,7	38,89	29,59	KUMAR, SENGUPTA (63)	8,2	Sable	0,677 (P)	2 660	Verre	0,569 (P)	2 448	0,5	9,14	10,8	LEWIS et Coll. (2)	1,2		0,284 (F)	2 448		0,284 (P)	2 448	0,5	1,37	1,75	LEWIS et Coll. (2)	1,2		0,102 (F)	2 448	Verre	0,450 (P)	2 635	0,7	2,1	1,7	THONGLIMP (17)	3,9	Verre	0,112 (F)	2 635	0,5	4,5	2,67				0,3	8,8	4,6				0,1	14,5	9,7						
Sable	0,677 (P)	2 660	0,7	18,05	14,01			KUMAR, SENGUPTA (63)	8,2																																																																																					
Magnétite	0,459 (F)	4 570								Sable	0,359 (F)	2 660	0,3			41,67	31,47	KUMAR, SENGUPTA (63)	8,2	Sable	0,677 (P)	2 660	Sable	0,359 (F)			2 660	0,7	38,89	29,59	KUMAR, SENGUPTA (63)	8,2	Sable	0,677 (P)	2 660			Verre	0,569 (P)	2 448	0,5	9,14	10,8	LEWIS et Coll. (2)	1,2				0,284 (F)	2 448		0,284 (P)	2 448	0,5	1,37	1,75	LEWIS et Coll. (2)			1,2		0,102 (F)	2 448	Verre	0,450 (P)	2 635	0,7	2,1			1,7	THONGLIMP (17)	3,9	Verre	0,112 (F)	2 635	0,5	4,5	2,67				0,3	8,8	4,6				0,1	14,5	9,7			
Sable	0,359 (F)	2 660	0,3	41,67	31,47					KUMAR, SENGUPTA (63)	8,2																																																																																			
Sable	0,677 (P)	2 660										Sable	0,359 (F)			2 660	0,7			38,89	29,59	KUMAR, SENGUPTA (63)	8,2	Sable			0,677 (P)	2 660	Verre	0,569 (P)			2 448	0,5	9,14			10,8	LEWIS et Coll. (2)	1,2		0,284 (F)	2 448						0,284 (P)	2 448	0,5	1,37	1,75	LEWIS et Coll. (2)	1,2						0,102 (F)	2 448	Verre	0,450 (P)	2 635	0,7	2,1	1,7			THONGLIMP (17)			3,9	Verre	0,112 (F)	2 635	0,5	4,5	2,67				0,3	8,8	4,6				0,1	14,5	9,7		
Sable	0,359 (F)	2 660	0,7	38,89	29,59	KUMAR, SENGUPTA (63)	8,2																																																																																							
Sable	0,677 (P)	2 660										Verre	0,569 (P)	2 448	0,5	9,14	10,8			LEWIS et Coll. (2)	1,2				0,284 (F)	2 448		0,284 (P)	2 448	0,5			1,37	1,75	LEWIS et Coll. (2)	1,2		0,102 (F)			2 448	Verre	0,450 (P)			2 635	0,7	2,1	1,7	THONGLIMP (17)	3,9	Verre	0,112 (F)			2 635		0,5	4,5		2,67				0,3	8,8	4,6								0,1	14,5	9,7																	
Verre	0,569 (P)	2 448	0,5	9,14	10,8			LEWIS et Coll. (2)	1,2																																																																																					
	0,284 (F)	2 448											0,284 (P)	2 448	0,5	1,37	1,75	LEWIS et Coll. (2)	1,2						0,102 (F)	2 448	Verre	0,450 (P)	2 635	0,7	2,1	1,7	THONGLIMP (17)	3,9			Verre	0,112 (F)			2 635	0,5	4,5	2,67				0,3	8,8			4,6						0,1	14,5	9,7																																		
	0,284 (P)	2 448	0,5	1,37	1,75					LEWIS et Coll. (2)	1,2																																																																																			
	0,102 (F)	2 448										Verre	0,450 (P)	2 635	0,7	2,1	1,7					THONGLIMP (17)	3,9	Verre	0,112 (F)	2 635	0,5	4,5	2,67								0,3	8,8	4,6				0,1	14,5	9,7																																																	
Verre	0,450 (P)	2 635	0,7	2,1	1,7	THONGLIMP (17)	3,9																																																																																							
Verre	0,112 (F)	2 635	0,5	4,5	2,67																																																																																									
			0,3	8,8	4,6																																																																																									
			0,1	14,5	9,7																																																																																									

TABLEAU III.4 : COMPARAISON ENTRE LES RESULTATS EXPERIMENTAUX DE LA LITTERATURE

ET NOTRE CORRELATION

- 2 -

Nature du solide	diamètre des particules (mm)	(kg/m ³)	X (-)	U _M exp (cm/s)	U _M cor (cm/s)	Auteurs	écart type lié E ₂
Verre Verre	0,450 (P)	2 635	0,9	8,1	7,04	THONGLIMP (17)	
			0,7	10,1	8,24		
	0,282 (P)		0,5	10,7	9,76		
			0,3	12,2	11,7		
			0,1	15	14,3		
Verre Verre	2,125 (P)	2 635	0,9	57	56,3		
			0,7	68	65,3		
	0,950 (F)		0,5	79	76,3		
			0,3	88	89,9		
			0,1	108	107		
Verre Verre	0,670 (P)	2 635	0,9	4,1	3,14		
			0,7	5,5	4,4		
	0,180 (F)		0,5	7	6,6		
			0,3	13	11		
			0,1	30	21,1		
Verre Alumine	2,125 (P)	2 635	0,9	35	32,9		
			0,7	41	40,4		
	0,850 (F)		0,5	47	51,1		
			0,3	66	67,6		
			0,1	87	95,3		

TABLEAU III.4 : COMPARAISON ENTRE LES RESULTATS EXPERIMENTAUX DE LA LITTERATURE

ET NOTRE CORRELATION

- 3 -

Nature du solide	diamètre des particules (mm)	ρ (kg/m ³)	\bar{X} (-)	U_M exp (cm/s)	U_M cor (cm/s)	Auteurs	écart type lié E_2
Verre Acier	0,950 (P)	2 635	0,9	23	21,5	THONGLIMP (17)	
	0,282 (F)		0,7	25	28,7		
			0,5	27	35,8		
			0,3	34,5	42,6		
			0,1	46,0	49,2		
Verre Acier	0,670 (P)	2 635	0,9	13	13,8		
	0,225 (F)		0,7	14,2	18		
			0,5	20	22		
			0,3	24	26		
			0,1	33,5	29,8		
Acier Verre	0,358 (P)	7 425	0,9	5,1	4,6		
	0,225 (F)		0,7	5,6	5,7		
			0,5	8,9	7,5		
			0,3	11,7	10,9		
			0,1	24	18,7		
Verre Alumine	0,900 (P)	2 635	0,9	13	11,1		
	0,450 (F)		0,7	19,5	13,7		
			0,5	24,5	17,9		
			0,3	33	25		
			0,1	43	37,9		

TABLEAU III.4 : COMPARAISON ENTRE LES RESULTATS EXPERIMENTAUX DE LA LITTERATURE

ET NOTRE CORRELATION

- 4 -

Nature du solide	diamètre des particules (mm)	ρ (kg/m ³)	\bar{X} (-)	U_M exp (cm/s)	U_M cor (cm/s)	Auteurs	écart type lié E_2
Verre Alumine	0,900 (P)	2 635	0,9	21	24,1	THONGLIMP (17)	
			0,7	28	27,3		
	0,715 (F)	1 607	0,5	31	33,9		
			0,3	34	36,7		
			0,	40	44		
Verre Alumine	0,900 (P)	2 635	0,9	30	31		
			0,7	31,5	33,9		
	0,850 (F)	1 607	0,5	35,0	37		
			0,3	41	41		
			0,1	48	45,9		
Acier Verre	0,670 (P)	7 425	0,9	42	33,5		
			0,7	47	38,0		
	0,670 (F)	2 635	0,5	51	43,9		
			0,3	61	52,2		
			0,1	64,5	64,7		
Verre Acier	0,950 (P)	2 635	0,9	32	31,5		
			0,7	34	38		
	0,358 (F)	7 425	0,5	37	43,24		
			0,3	42	47,5		
			0,1	48	50,9		

**TABLEAU III.4 : COMPARAISON ENTRE LES RESULTATS EXPERIMENTAUX DE LA LITTERATURE
ET NOTRE CORRELATION**

- 5 -

Nature du solide	diamètre des particules (mm)	ρ (kg/m ³)	\bar{X} (-)	U_M exp (cm/s)	U_M cor (cm/s)	Auteurs	écart type lié E_2
Verre Acier	0,670 (P)	7 425	0,9	52	54	THONGLIMP (17)	
			0,7	60	57,6		
	0,950 (F)	2 635	0,5	65	61,6		
			0,3	69	66,2		
			0,1	71	71,2		

CHAPITRE IV

STRUCTURE D'UN LIT DE DEUX POPULATIONS DE PARTICULES

DIFFERENTES FLUIDISEES PAR LA GRILLE CERCHAR

Phénomène de ségrégation axiale et radiale

1. Analyse bibliographique des phénomènes de mélange et de ségrégation

2. Résultats expérimentaux

Dans ce chapitre, nous présentons les résultats expérimentaux que nous avons obtenus sur le mélange de deux des trois binaires étudiés dans le chapitre précédent. Les profils axiaux et radiaux de concentration massique des particules immergeables sont analysés en fonction de différents paramètres (nature du binaire, concentration globale, vitesse du gaz, nature de la grille) puis exploités sous la forme d'un indice de mélange qui quantifie la structure de la couche.

Mais auparavant, nous analysons les données de la littérature en commençant par présenter les mécanismes qui régissent la structure des mélanges dans les lits fluidisés.

IV.1. ANALYSE BIBLIOGRAPHIQUE DES PHENOMENES DE MELANGE ET DE SEGREGATION

IV.1.1. Description des phénomènes physiques à la base des phénomènes de mélange ou de ségrégation

Selon Gibilaro et Rowe /74/, la structure d'un mélange fluidisé résulte de quatre phénomènes : la circulation des particules du fond de la couche vers la surface libre et inversement, l'échange des particules entre la phase émulsion et le sillage des bulles, le mélange axial des particules et leur ségrégation.

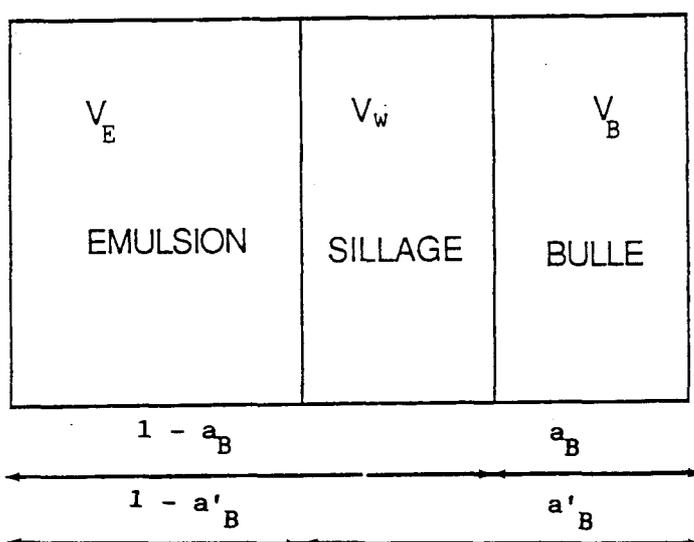
- Circulation

Le phénomène de circulation des particules du fond de la couche à la partie supérieure est attribuée à leur entraînement dans le sillage des bulles dans la couche. Le débit de circulation des solides est proportionnel au débit des bulles dans la couche. Le mouvement ascendant du solide est évidemment compensé par un mouvement descendant.

Taminoto et coll /75/ proposent de calculer le débit volumique du solide ramené à l'aire de la section droite du lit occupée par l'émulsion, W , à partir de l'équation suivante :

$$W = U_B f_{WB} a'_B (1 - a'_B) \quad (IV.1)$$

La signification des grandeurs a'_B , a_B , f_W et f_{WB} est indiquée sur la figure IV.1.



$$a'_B = a_B / (1 - f_{WB}) = (V_w + V_B) / V_T$$

$$a_B = (1 - f_{WB}) a'_B = V_B / V_T$$

$$f_{WB} = V_w / (V_w + V_B)$$

$$f_W = V_w / (V_w + V_E) = a'_B \cdot f_{WB} / (1 - a_B)$$

$$V_T = V_E + V_B + V_w$$

Figure IV.1

DEFINITION DES PARAMETRES DU MODELE
DE TAMINOTO ET COLL. /75/

- Echange de solide

L'échange de solide se crée entre la phase émulsion et le sillage des bulles.

Yoshida et Kunii /76/ définissent le coefficient d'échange, q' , à partir du flux volumique des particules échangées par unité de volume de bulle. Ils proposent l'expression :

$$q' = \frac{3 (1-\epsilon_{mf}) U_{mf}}{(1-a_B) \epsilon_{mf} d_B} \quad (\text{IV.2})$$

Kobayashi et Chiba /77/ déterminent q' à partir du modèle de Davidson /78/. Ils arrivent à :

$$q' = \frac{3 f_{WB} U_{mf}}{2 \epsilon_{mf} d_B} \quad (\text{IV.3})$$

A partir de q' il est possible de déterminer le coefficient d'échange q , par rapport au volume d'émulsion :

$$q = q' \frac{a'_B}{1 - a'_B} \quad (\text{IV.4})$$

Soit, en tenant compte de l'équation IV.3 :

$$q = 3/2 \frac{f_{WB} U_{mf}}{\epsilon_{mf} d_B} \cdot \frac{a'_B}{1 - a'_B} \quad (\text{IV.5})$$

- Mélange axial

En plus du mécanisme de circulation, les bulles peuvent être à l'origine d'un certain mélange des solides que l'on peut caractériser comme un phénomène de dispersion axiale. On peut donc définir un coefficient de dispersion, D , équivalent à un coefficient de diffusion. On retrouve ce genre de coefficient dans d'autres modèles tel que celui établi par May /79/.

- Ségrégation

Les particules immergeables ont tendance à s'établir au fond de la couche. Cette tendance dépend fortement de la différence de masse volumique existant entre les deux solides /80/.

La ségrégation est le seul des quatre mécanismes qui prend en compte l'hétérogénéité de la couche des particules. Elle ne se réalise que si la vitesse du gaz est supérieure à la vitesse minimale de bullage : une bulle traversant une zone hétérogène donne l'occasion aux particules immergeables de se rassembler vers le bas. La ségrégation en un point de la couche peut être quantifiée par un flux proportionnel à la concentration en particules immergeables.

Rowe et coll /80/ montrent que lorsqu'une bulle traverse une sous couche préalablement rangée de particules immergeables, une partie de celle-ci descend en raison du phénomène de ségrégation. Toutefois, le volume total des particules dans la sous couche reste constant : le flux volumique descendant des particules immergeables est en fait compensé par un flux ascendant de particules flottables mais également de particules immergeables. Par conséquent, le flux descendant net de particules immergeables est égal à $K_E C_E (1 - C_E)$.

Les résultats de Beekmans /81/ /82/ et /83/ ont trait à la détermination expérimentale de la vitesse de ségrégation de particules à partir d'expériences réalisées en injectant à un niveau donné d'une couche fluidisée de solide homogène, des particules de caractéristiques différentes ; il aboutit à l'équation empirique suivante :

$$\text{Log}_n(K) = - 2,267 + 1,545 \text{Log}_n(d_p) + 1,308 \text{Log}_n\left(\frac{\rho_p - \rho_F}{\rho_F}\right) \quad (\text{IV.6})$$

Pour le flux net de ségrégation de particules immergeables par rapport au volume de l'émulsion, K, Taminoto et coll /84/ proposent d'exprimer K en fonction de la distance de ségrégation relative, Y_s défini par :

$$Y_s = \frac{2\bar{y}}{d_B} \quad (\text{IV.7})$$

Où \bar{y} est la distance de ségrégation moyenne, c'est à dire la distance moyenne séparant les particules flottables des particules immergeables initialement au même niveau, après passage d'une bulle (figure IV.2).

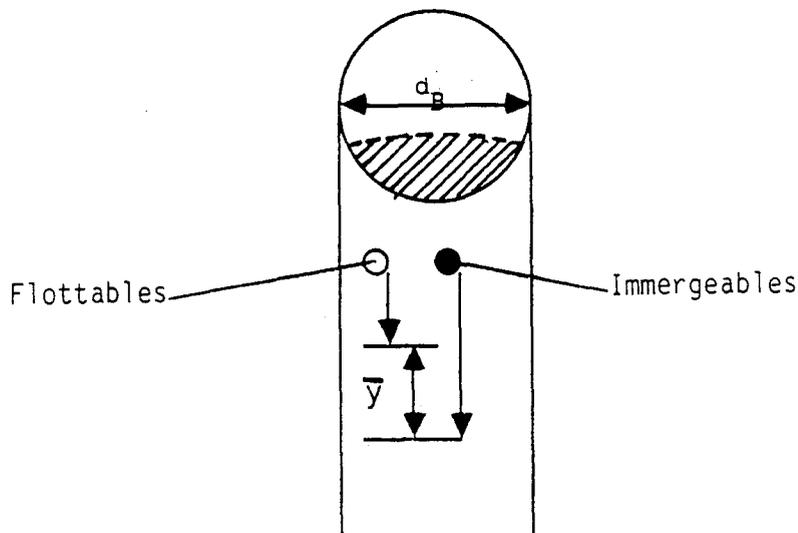


Figure IV.2

SEGREGATION DES PARTICULES FLOTTABLES ET
IMMERGEABLES APRES PASSAGE D'UNE BULLE

L'expression de K est la suivante :

$$K = \frac{3}{4} Y_s \frac{a'_B U_B}{1 - \bar{a}_B} \quad (\text{IV.8})$$

Y_s peut être déterminé empiriquement par la relation suivante :

$$Y_s = 0,6 \frac{\rho_l}{\rho_F} \left(\frac{d_l}{d_F} \right)^{1/3} \quad (\text{IV.9})$$

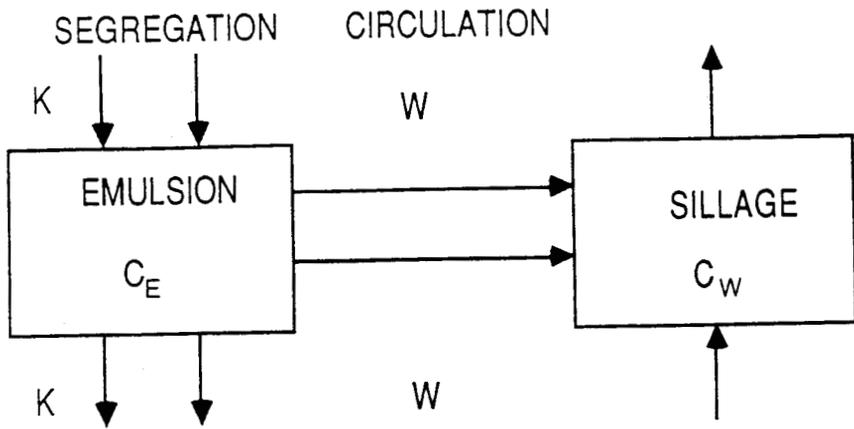
IV.1.2. Modèle de Gibilaro et Rowe

Gibilaro et Rowe /74/ développent un modèle dans lequel ils reprennent tous les mécanismes décrits dans le paragraphe précédent, à l'exception du mélange axial du solide dans l'émulsion qu'ils considèrent négligeable. Ce modèle permet de prévoir les profils moyens de concentration des particules immergeables en fonction de la hauteur réduite h/H_1 dans le cas d'un bon mélange (figure IV.3a) et d'une forte ségrégation (figure IV.3b).

Naimer et coll /85/ modifient le modèle précédent en tenant compte de l'influence de la concentration globale en particules immergeables et de celle dans chaque niveau du lit, ce que Gibilaro et Rowe /74/ n'ont pas considérée.

Burgess et coll /86/ proposent un modèle dans lequel ils distinguent deux régions à l'intérieur même du sillage d'une bulle : une région bien mélangée et une région où le solide stagne. Ce modèle complexe présente en particulier l'inconvénient de nécessiter la connaissance de la fraction du solide en état de stagnation dans le sillage des bulles...

Zarza /87/ présente une analyse des phénomènes de mélange et de ségrégation de deux populations de particules de même nature et de tailles différentes ou bien de nature et de tailles distinctes. Les facteurs de l'étude, outre la nature des binaires et leurs propriétés physiques ont été la vitesse de fluidisation et les concentrations respectives des deux populations. Les résultats sont analysés à partir des considérations sur le bullage. Il a fait appel au modèle de Gibilaro



REPRESENTATION SCHEMATIQUE DU MODELE DE GIBILARO ET ROWE

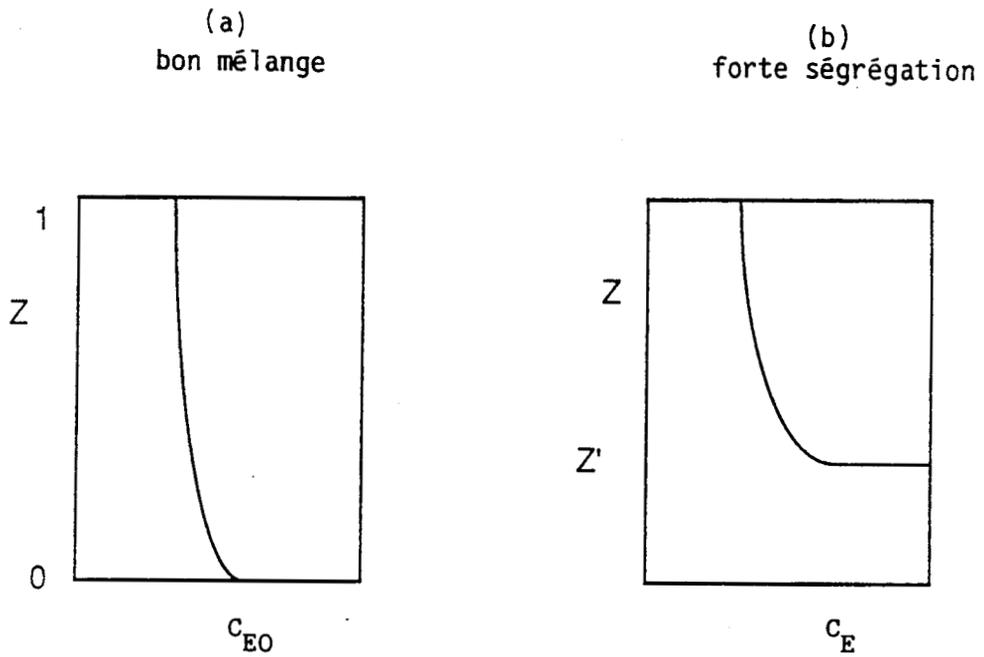


FIGURE IV.3

EXEMPLE DE PROFIL DE CONCENTRATION DE LA PHASE
EMULSION PREVUE PAR LE MODELE DE GIBILARO ET ROWE

et Rowe pour rendre compte de ses résultats expérimentaux lorsque l'équilibre des concentrations entre les différentes espèces est établi à tous les niveaux. Ce modèle s'est avéré tout à fait convenable pour décrire les tendances observées lorsqu'il fait varier les différents paramètres. Toutefois, il est incapable de prédire correctement les profils de concentrations lorsque la fraction massique moyenne en particules les moins fluidisables dépasse 50 %.

IV.1.3. Indice de mélange

Afin de quantifier la structure d'une couche composite par rapport au mélange parfait et à la ségrégation totale, on définit en général un indice de mélange ou indice d'uniformité.

Plusieurs définitions figurent dans le tableau IV.1. La première d'entre elles, la plus largement utilisée, est celle de Rowe et coll /80/. L'indice de mélange est identifié au rapport entre la fraction, X_{AV} , des particules immergeables dans la région supérieure de la couche où la concentration est uniforme et la fraction moyenne globale, \bar{X} , de particules immergeables dans la couche soit :

$$I_R = \frac{X_{AV}}{\bar{X}} \quad (\text{IV.10})$$

Cette définition n'est applicable, que s'il existe effectivement une zone de composition constante. Ce n'est pas le cas en particulier lorsque la couche contient une forte concentration en particules immergeables ou lorsque les particules flottables ne sont pas les plus fluidisables.

Naimer et coll /85/ suggèrent d'étendre l'utilisation de la définition de Rowe et coll aux cas où il n'existe pas de zone dans la couche de composition uniforme en considérant X_{AV} tel que :

$$X_{AV} = \int_z^1 \frac{dz}{1-z'} \quad (\text{IV.11})$$

où Z' est le niveau relatif de la couche (h'/H_1) pour lequel $X = \bar{X}$.

TABLEAU IV.1
INDICE DE MELANGE
QUELQUES EXPRESSIONS USUELLES

Auteurs	Expressions	Equations	Ségrégation totale
Rowe et coll (80)	$I_R = \frac{X_{Av}}{\bar{X}}$	IV.10	$I_o = 0$
Michaels et Puzinauskas (88)	$I_{MP} = 1 - \left[\frac{\sum_{i=1}^n (C_i - \bar{C})^2}{n \bar{C} (1 - \bar{C})} \right]^{0.5}$	IV.15	$I_o = 0$
Chudzikiewicz (90)	$I = \left[\frac{\sum_{i=1}^n (C_i - \bar{C})}{(n-1) \cdot \bar{C}} \right]^{1/2}$		$I_o = (1 - \bar{C})^{1/2} \left[\frac{n}{n-1} \right]^{1/2}$
Lastovtsev et coll (91)	$I = 1 - \left[\frac{\sum_{i=1}^n (C_i - \bar{C})}{(n-1) \bar{C}} \right]^{1/2}$		$I_o = 1 - \left(\frac{1}{c-1} \right)^{1/2} \left(\frac{n}{n-1} \right)^{1/2}$
Wolny et Kabata (92)	$I = 1 - \frac{\sum_{i=1}^n (C_i - \bar{C})^2}{2 n \bar{C}}$		$I_o = 2 - 1/\bar{C}$
Jzykowski (93)	$I = 1 - \frac{\sum_{i=1}^n (C_i - \bar{C})}{n \bar{C}}$		$I_o = 2\bar{C} - 1$

Michaels et Puzinauskas /88/ proposent l'équation suivante :

$$I_{MP} = 1 - \frac{\sigma}{\sigma_0} \quad (\text{IV.12})$$

où σ est l'écart type défini par :

$$\sigma = \left[\frac{\sum_{i=1}^n \frac{(C_i - \bar{C})^2}{2}}{n \bar{C}} \right]^{0.5} \quad (\text{IV.13})$$

et σ_0 = la valeur de σ correspondant à la ségrégation totale, définie par l'équation suivante :

$$\sigma_0 = \left[\frac{1 - \bar{C}}{\bar{C}} \right]^{0.5} \quad (\text{IV.14})$$

L'expression de I_{MP} devient alors :

$$I_{MP} = 1 - \left[\frac{\sum_{i=1}^n (C_i - \bar{C})^2}{n \bar{C} (1 - \bar{C})} \right]^{0.5} \quad (\text{IV.15})$$

Notons que cette définition présente, l'intérêt d'être indépendante du composant choisi puisque :

$$I_{MP}(C) = I_{MP}(1 - C)$$

D'autre part, elle est applicable à n'importe quel profil de concentration. Toutefois, elle nécessite la connaissance du profil complet de concentration contrairement à la définition de Rowe et coll pour laquelle seule la composition de la couche supérieure du lit doit être déterminée.

L'indice I_{MP} a été notamment utilisé par Formichev et Gvozdev /89/ dans le cas d'une colonne à fluidisation avec circulation continue de solide, ainsi que par Zarza /87/.

Tout comme la définition de Michaels et Puzinauskas, les autres définitions présentées dans le tableau IV.1, mettent en relief des termes correspondants à l'écart de la concentration à un niveau donné par rapport à la concentration globale.

Ces termes ont pour valeur 1 dans le cas d'un mélange parfait et $I_0 \neq 0$ dans le cas d'une ségrégation complète.

Seules les définitions de Rowe et coll et celles de Michaels et Puzinauskas conduisent à la valeur 0 pour I_0 . On note, dans le cas des autres définitions, que I_0 dépend de la concentration globale ainsi que de la valeur de n .

Nienow et coll /94/ montrent que la différence de masse volumique entre les composants est un facteur décisif concernant le mélange et la ségrégation en couche fluidisée. Ils proposent une équation permettant de prévoir l'indice de mélange, I_R , défini selon Rowe et coll /80/, en fonction de la nature des particules et des conditions opératoires.

$$I_R = [1 + \exp(-\tau)]^{-1} \quad (\text{IV.16})$$

avec

$$\tau = \frac{U_g - U_{to}}{U_g - U_F} \exp\left(\frac{U_g}{U_{to}}\right)$$

où U_{to} désigne la vitesse pour laquelle $I_R = 0,5$ et peut être calculée à l'aide de l'équation empirique suivante :

$$\frac{U_{to}}{U_F} = \left(\frac{U_P}{U_F}\right)^{1,2} + 0,9 \left[\left(\frac{\rho_H}{\rho_L}\right) - 1 \right]^{1,1} \left(\frac{\Psi_H d_H}{\Psi_L d_L}\right)^{0,7} - 2,2 (\bar{X}_1)^{0,5} \left[1 - \exp\left(-\frac{H_l}{D_c}\right) \right] \quad (\text{IV.17})$$

les indices H et L désignent respectivement les particules lourdes et légères.

Beekmans /95/ propose des équations différentes, établies à partir des données expérimentales de Nienow et coll /94/ en introduisant des paramètres relatifs à l'interface des zones respectivement riches en particules immergeables et flottables. Ses équations sont les suivantes :

- dans le cas où les particules immergeables ont une vitesse minimale de fluidisation plus grande que la vitesse minimale de fluidisation des particules flottables ($(U_{mf})_I = U_P$) :

$$\text{Log}_n(C_{AV}) = -19,754 - 1,9156 \cdot 10^{-3} (\rho'_I - \rho'_E) + 0,2963 \text{Log}_n(W_I) \quad (\text{III.18})$$

$$- 3,0534 \text{Log}_n(\Psi_I d_I) + 0,5539 \text{Log}_n(W_F) - 10,34 \Psi_F d_F$$

- dans le cas où les particules immergeables sont également fluides :

$$\text{Log}_n(C_{AV}) = -10,638 - 4,3149 \left(\frac{\rho'_I - \rho'_E}{\rho'_E} \right) + 1,737 \cdot 10^{-3} (\rho'_I - \rho'_E) + 0,308 \text{Log}_n(W_I) - 1,5155 \text{Log}_n(\Psi d_I^{-7}) \quad (\text{IV.19})$$

$$- 5,741 \left(\frac{\rho'_I - \rho'_E}{d_F} \right) + 3940 \Psi d_F - 6,147 (U_{mf})_F + 0,2102 \text{Log}_n[U_g - (U_{mf})_I]$$

$$+ 0,7526 \text{Log}_n \left[1 - \exp \left(- \frac{H_I}{D_c} \right) \right] - 1,812 \cdot 10^{-4} \rho_F$$

ρ'_I ρ'_E représentent respectivement les masses volumiques apparentes des particules immergeables et de l'émulsion.

ρ_E est la masse volumique de l'émulsion dans la partie supérieure de la couche.

W_I est la vitesse de circulation dans la partie riche en immergeables, près de l'interface.

W_F est la vitesse de circulation dans la partie riche en particules, flottables près de l'interface.

C_{AV} est la concentration volumique en immergeables dans la partie supérieure de la couche où elle est constante.

On notera la difficulté voire l'impossibilité de déterminer les paramètres dont dépendent la concentration volumique en haut de la couche C_{AV} .

IV.1.4. Ségrégation radiale

A notre connaissance, aucune étude sur les phénomènes de l'hétérogénéité des concentrations radiales dans un plan horizontal n'a été faite. Naimer et coll /85/ et Burgess et coll /86/ ont affirmé qu'il ne peut exister que de faibles différences de concentration autour des valeurs moyennes mesurées dans chaque section.

Cette hypothèse peut être retenue pour des lits de faibles diamètres et de petites hauteurs où les bulles sont uniformément réparties dans la couche. Cependant, pour des lits de diamètres importants, Werther /96/ a mis en évidence que les bulles se forment préférentiellement au voisinage des parois et qu'à chaque niveau, elles se déplacent vers l'axe à mesure que l'on s'éloigne du distributeur définissant ainsi un cône qui délimite deux régions comme on peut le voir sur les figures IV.4 et IV.5. Dans ce cas et à cause de l'hétérogénéité du bullage, on peut supposer que la distribution radiale de concentration puisse ne pas être uniforme.

IV.1.5. Phénomène de mélange et de ségrégation dans un lit à jet

Mathur et Epstein /29/ ont résumé les études qui ont été faites dans ce domaine. On note que le problème a été abordé du point de vue de la détermination des courbes de distribution du temps de séjour des particules. Ces courbes, en général, sont conformes au mélange parfait. Mais les particules utilisées comme traceurs étant identiques à celles du lit, ces informations n'apportent rien sur le phénomène de ségrégation causée par des différences de tailles et de densités.

Piccinini et coll /97/ ont étudié qualitativement le phénomène de ségrégation en lit à jet à partir d'expériences réalisées sur des mélanges binaires de particules de même densité. Ils ont constaté que les plus grosses sont allées à la partie supérieure de la zone annulaire et que la tendance à la ségrégation devient moins prononcée avec l'augmentation du débit gazeux.

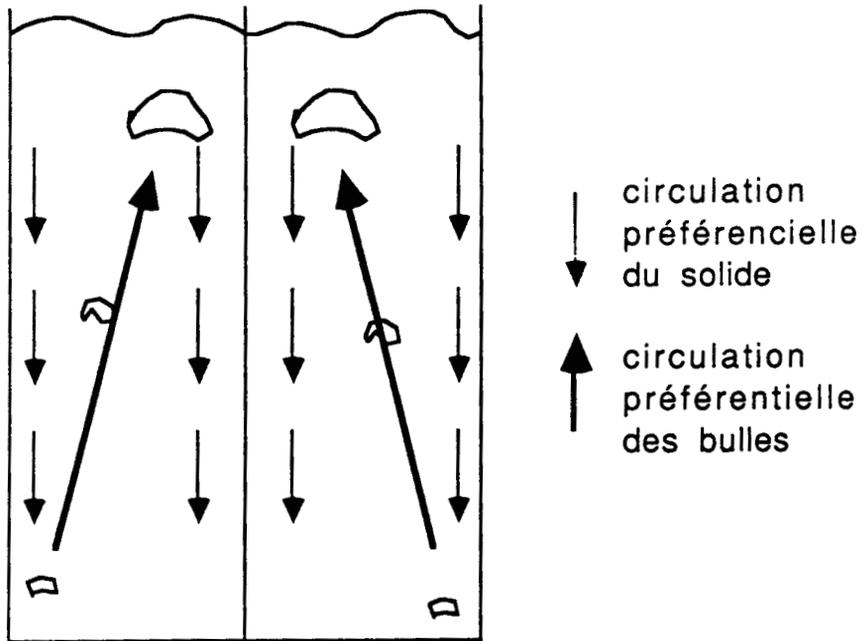


FIGURE IV.4. CIRCULATION DU SOLIDE DANS DES COLONNES DE GRAND DIAMETRE - WERTHER (96) -

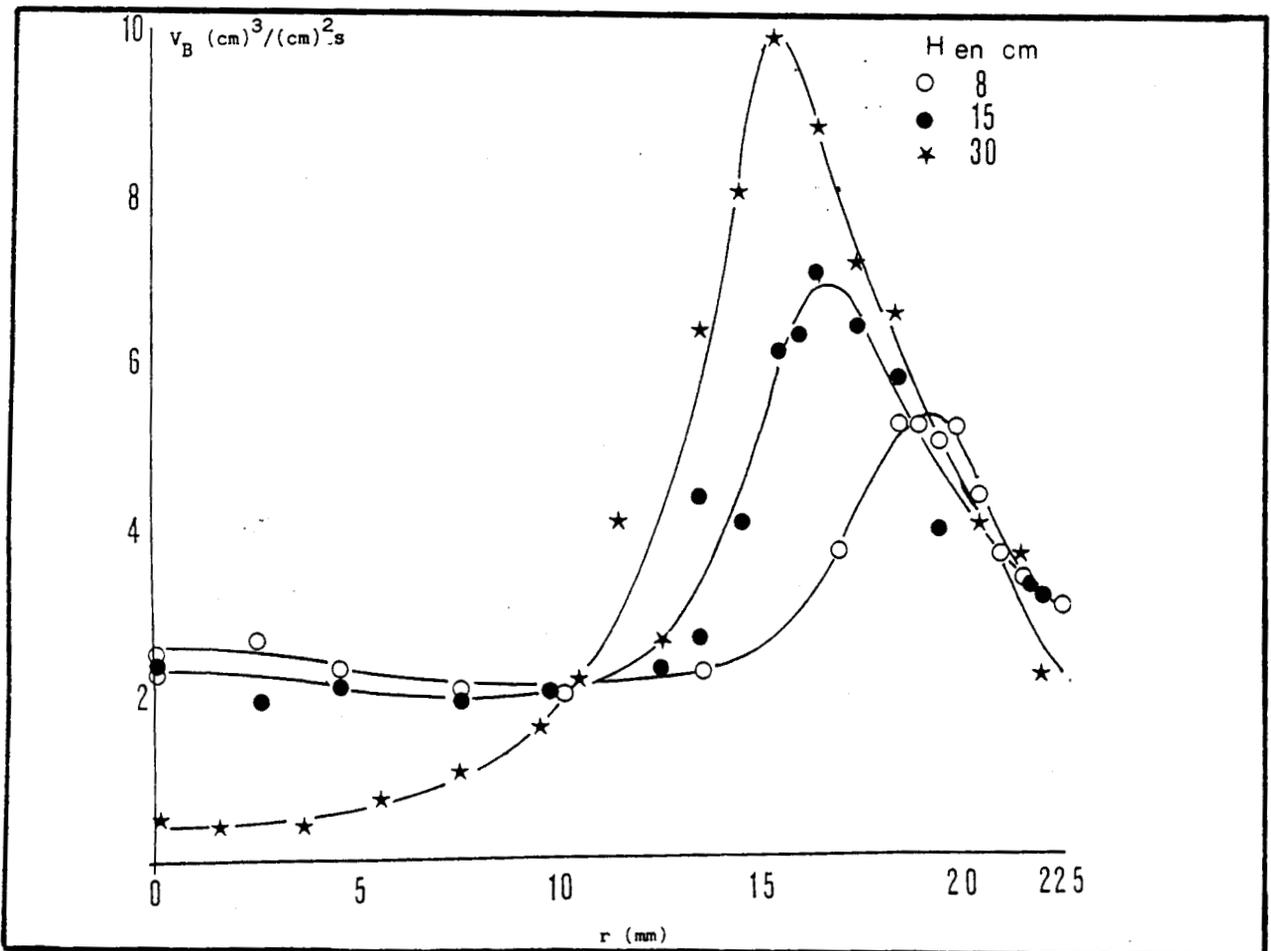


FIGURE IV.5 : VARIATION DU DEBIT UNITAIRE DE GAZ TRANSPORTE PAR LES BULLES EN FONCTION DE LA POSITION RADIALE DANS UNE COUCHE SELON WERTHER

Ces résultats ont été confirmés par deux autres auteurs : Cook /98/ et Uemaki /73/ mettent en évidence que les particules immergeables ont tendance à rester concentrées vers la partie haute du jet.

Kutluoglu et Grace /99/ montrent que la ségrégation dans les lits à jet résulte du fait que les trajectoires des particules lourdes et légères dans la région de la fontaine sont différentes, les plus légères tendent à se disperser dans le sens radial plus facilement que les plus lourdes. Ils attribuent l'existence de la ségrégation radiale aux collisions des particules dans la région de la fontaine.

Un certain mélange se produit à cause du roulement des particules le long de la surface inclinée dans la zone annulaire et du processus de recirculation de solide dans la partie "jet". La ségrégation est moins prononcée dans le cas des fontaines surdéveloppées où les particules rebondissent sur la paroi de la colonne et lorsqu'il s'agit de lits de faibles profondeurs où la fontaine est diluée.

IV.1.6. Conclusion

Les indices définis pour quantifier la structure d'une couche composite par rapport au mélange parfait et à la ségrégation totale sont divers. Toutefois, la plupart d'entre eux ne sont utilisables que dans des domaines étroits de conditions expérimentales.

En ce sens, l'expression de Michaels et Puzinauskas, adoptée par Zarza, applicable à tout système retient notre attention.

Les études de modélisation ont le plus souvent pour base de concept le modèle de Gibilaro et Rowe. Elles ont généralement trait au calcul des paramètres essentiels de ce modèle qui caractérisent quatre phénomènes : une circulation des particules du fond de la couche vers la surface libre, un échange de particules entre la phase émulsion et le sillage des bulles, un mélange axial de particules et de ségrégation . On

recense peu d'études théoriques sur la prédiction des profils de concentrations à l'état stationnaire d'un mélange binaire, en terme d'équations basées sur les théorèmes mécanistiques caractérisant le phénomène de ségrégation. En ce qui concerne la ségrégation radiale, aucune étude, à notre connaissance n'a été réalisée.

Les études fondamentales sur la ségrégation dans les lits à jets sont très réduites, les résultats des recherches dans ce domaine restent qualitatifs. Cela dit, les auteurs s'accordent sur le fait que la ségrégation radiale est très prononcée et que les particules les plus grosses ont tendance à s'accumuler en haut de la colonne près du jet. Mais les mécanismes de cette ségrégation ont été peu étudiés. Il semble, de plus, que le modèle de Gibilaro n'est pas applicable au lit à jet : en effet, les profils types décrits par ce modèle ne correspondent pas à ceux obtenus dans les lits à jets.

Il apparait clairement que les études et travaux portant sur les phénomènes de mélange et ségrégation que l'on trouve dans la littérature ne sont pas généralisables et présentent peu d'intérêt pratique. Ils permettent par contre une meilleure compréhension de différents mécanismes susceptibles de jouer un rôle dans le cas de la fluidisation des binaires différents par leur taille et/ou leur nature.

IV.2. RESULTATS EXPERIMENTAUX

IV.2.1. Présentation des résultats

Les essais ont porté sur les mélanges des deux systèmes binaires (verre-verre et acier-polystyrène) dont les caractéristiques physiques ont été données par ailleurs. Les résultats bruts sont consignés en annexe IV.

Le tableau IV.2 typique des résultats comporte les informations suivantes :

- la fraction massique globale des particules les moins fluidisables \bar{X} ,
- les compositions massiques de ces mêmes particules dans les différents éléments de volumes (i, j) correspondant aux sous couches i, et aux pyramides (ou colonnes) j.
- les compositions massiques globales par pyramide (Xg/py) et par tranche (Xg/TR).
- la vitesse superficielle de l'air dans la colonne U_g et la nature de la grille étudiée.

Soulignons que nous avons fait varier la fraction massique globale en particules les moins fluidisables dans une gamme importante (20, 40, 60 et 80 %) afin d'obtenir des résultats généraux.

En général trois vitesses de fluidisation ont été étudiées pour chaque composition (U_M , $1,5 U_M$ et $2 U_M$). Nous rappelons que l'alimentation en particules immergeables se fait au-dessus du lit et près d'une paroi pour simuler l'alimentation en charbon d'une part et pour suivre la dispersion latérale d'autre part. Nous maintenons ensuite la fluidisation pendant dix minutes pour s'assurer que l'état d'équilibre est atteint. En effet Zarza /87/ affirme que le profil d'équilibre de concentration de systèmes constitués de deux populations de particules est atteint pour les cas favorables après un temps de mise en fluidisation de moins de 20s et pour les cas les plus défavorables au bout de 120s. Ces résultats corroborent le travail de Motycznski /101/ qui indique que lorsque la vitesse de fluidisation est convenable l'état transitoire dure de 20 à 25 secondes.

TABLEAU(IV.2)

$\bar{X}=80\%$ -Ug= 51,5 cm/s

H(mm)	PYR1	PYR2	PYR3	PYR4	PYR5	PYR6	PYR7	PYR8	PYR9	Xg/TR
50	99,9	99,7	99,96	99,91	99,84	99,94	99,97	99,95	87,12	98,74
100	98,29	97,84	99,39	98,26	94,98	98,62	99,74	99	99,53	98,38
150	2,37	2,35	7,23	1,22	0,92	1,22	20,18	1,66	4,62	1,8
200	1,88	1,79	1,2	0,93	1,03	1,06	1	1,24	1,75	1,32
250	1,19	1,61	1,23	0,97	0,65	0,72	1,01	0,97	1,07	1,05
300	0,87	0,56	0,69	0,31	0,55	0,32	3,43	0,35	0,63	0,82
Xg/PYR	81,91	78,67	80,43	79,04	78,89	80,47	80,94	80,05	74,1	

GRILLE PORAL

IV.2.2. Interprétation et discussion

IV.2.2.1. Profils axial et radial des concentrations

On donne à titre d'exemple pour une concentration massique globale de 40 % les profils axial (figure IV.6) et radial (figure IV.7) de la concentration en particules immergeables pour les deux grilles et les deux mélanges binaires étudiés. Cette exemple est représentatif de tous nos résultats qui sont portés en annexe V.

* Profil axial

Les figures IV.6 (a, b, c, d) montrent l'évolution, en fonction de la cote z, du profil des concentrations massiques pour les neuf pyramides (ou positions radiales). On y a également représenté la composition globale par tranche. Précisons que pour la grille poral, nous assimilons les différentes colonnes aux pyramides correspondantes, pour raison de commodité et par analogie avec la grille CERCHAR. L'examen de ces profils nous amène à faire les remarques suivantes :

- Grille PORAL

Il existe une forte ségrégation des particules immergeables. Elles sont disposées du niveau du distributeur de gaz jusqu'à une hauteur de 100 mm. Partout ailleurs dans la colonne, les particules immergeables sont uniformément réparties : il existe donc une zone de composition constante et plus faible que la concentration globale du lit. Cette zone est illustrée dans les figures IV.6a et IV.6c. On note par ailleurs que la ségrégation axiale est plus prononcée dans le cas du binaire constitué de densité et de tailles différentes et que radialement à l'exception de la couche située en bas du lit, la répartition est globalement uniforme : la ségrégation latérale est par conséquent quasiment inexistante.

- Grille CERCHAR

En ce qui concerne le mélange de binaires de même nature (figure IV.6b) la grille CERCHAR se comporte différemment : en haut du lit, la composition en particules immergeables (grosses particules) est légèrement supérieure à la concentration globale alors que peu de grosses

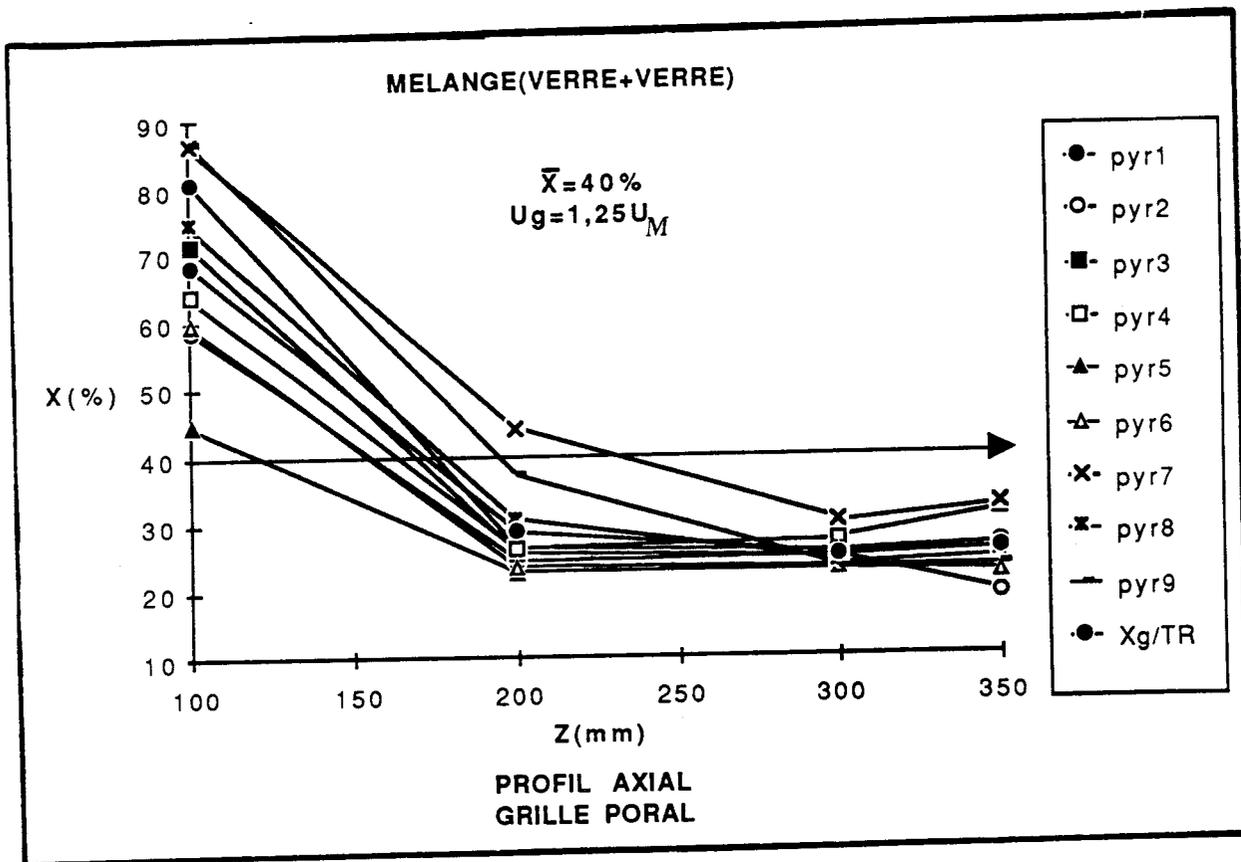


FIGURE IV.6a

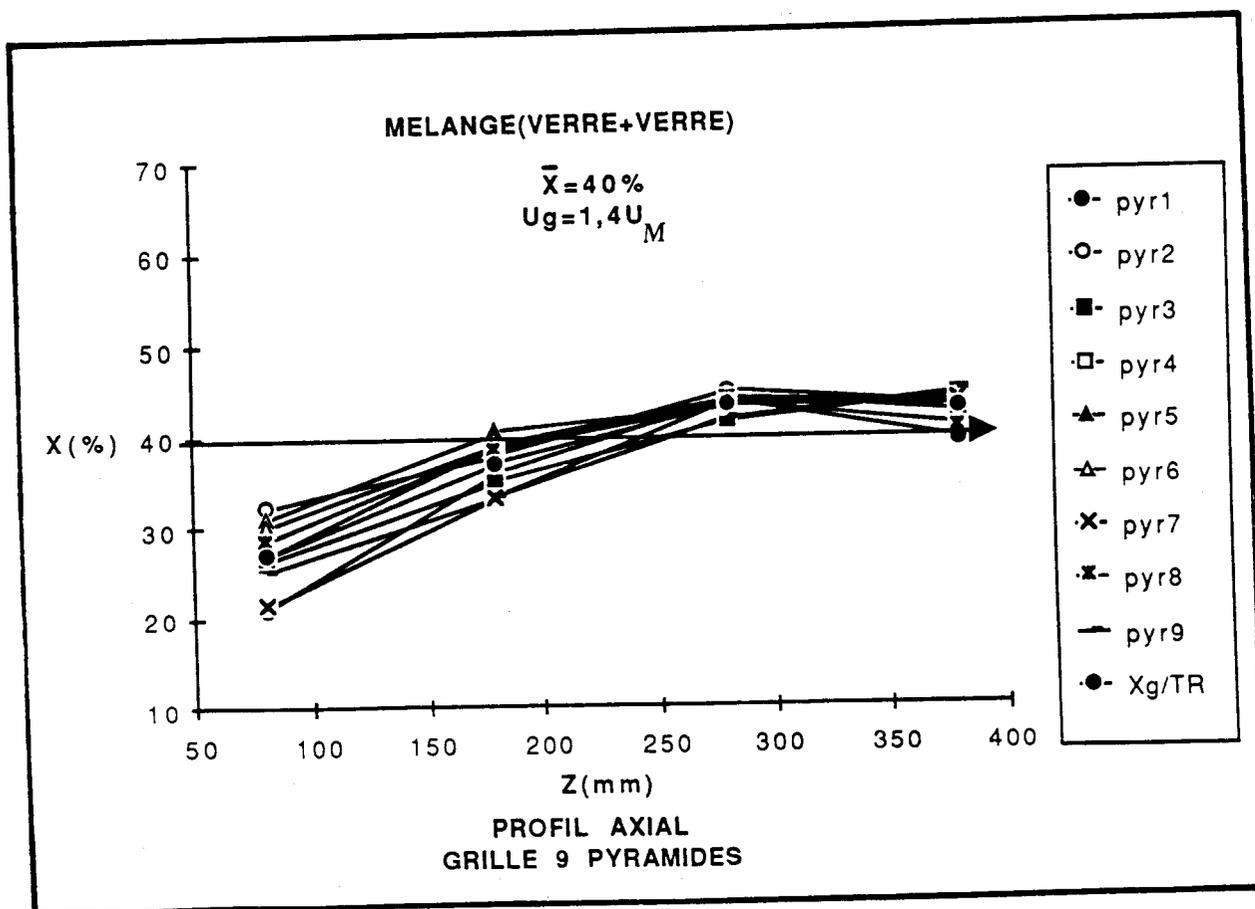


FIGURE IV.6b

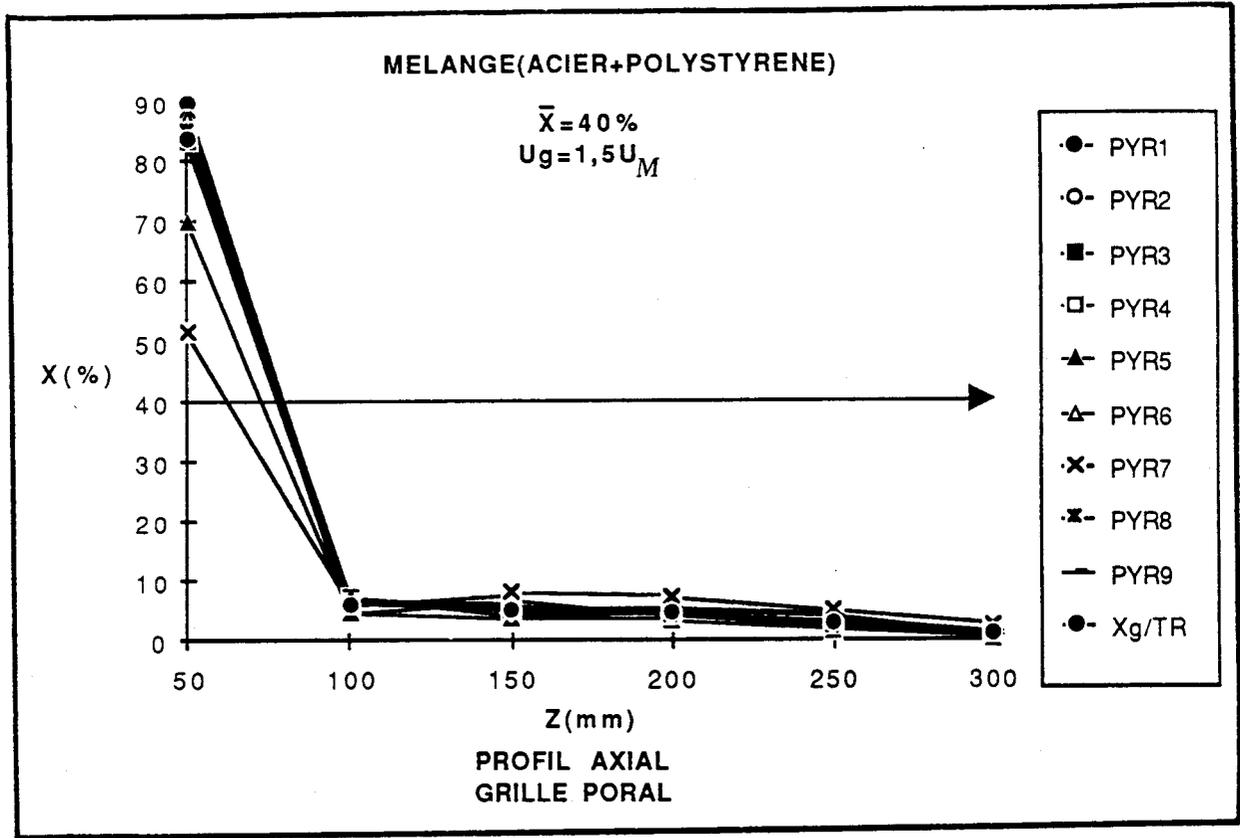


FIGURE IV.6c

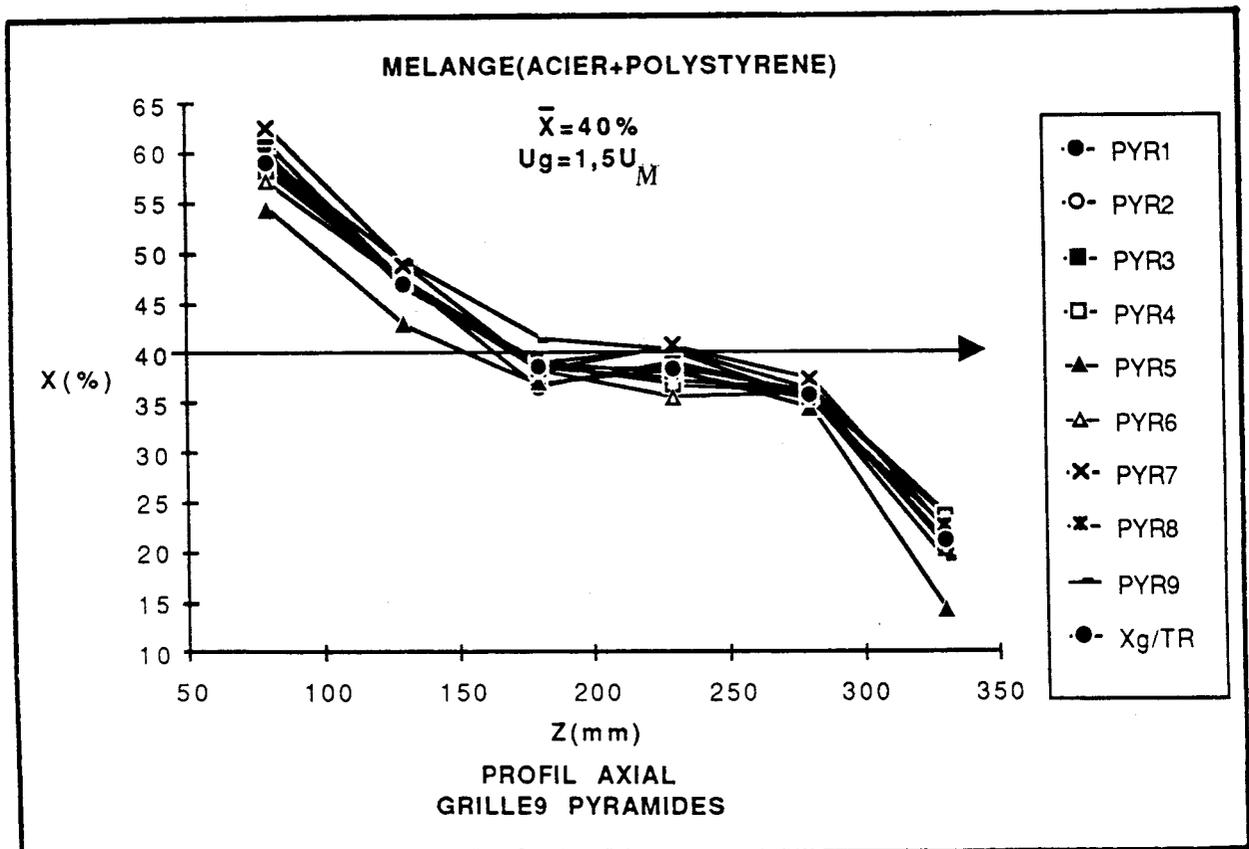


FIGURE IV.6d

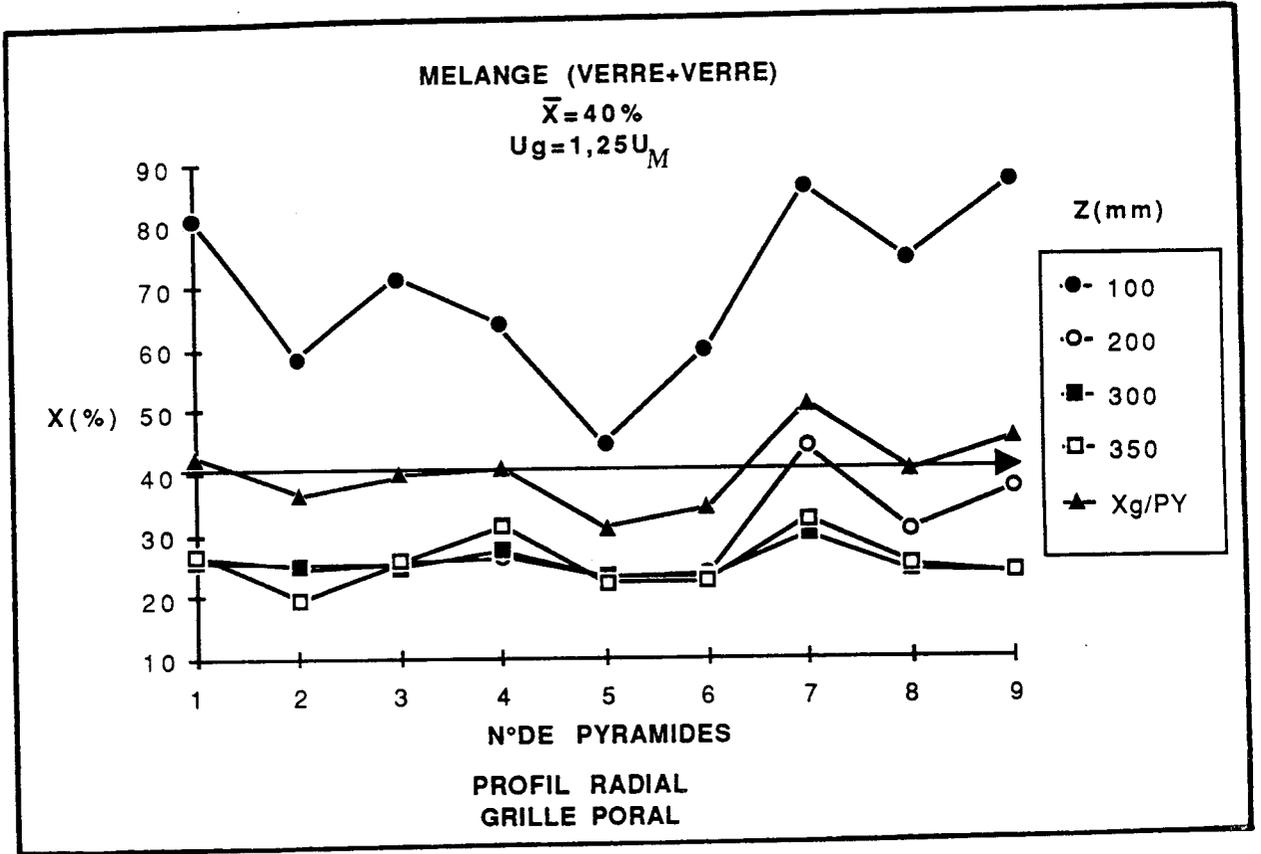


FIGURE IV.7a

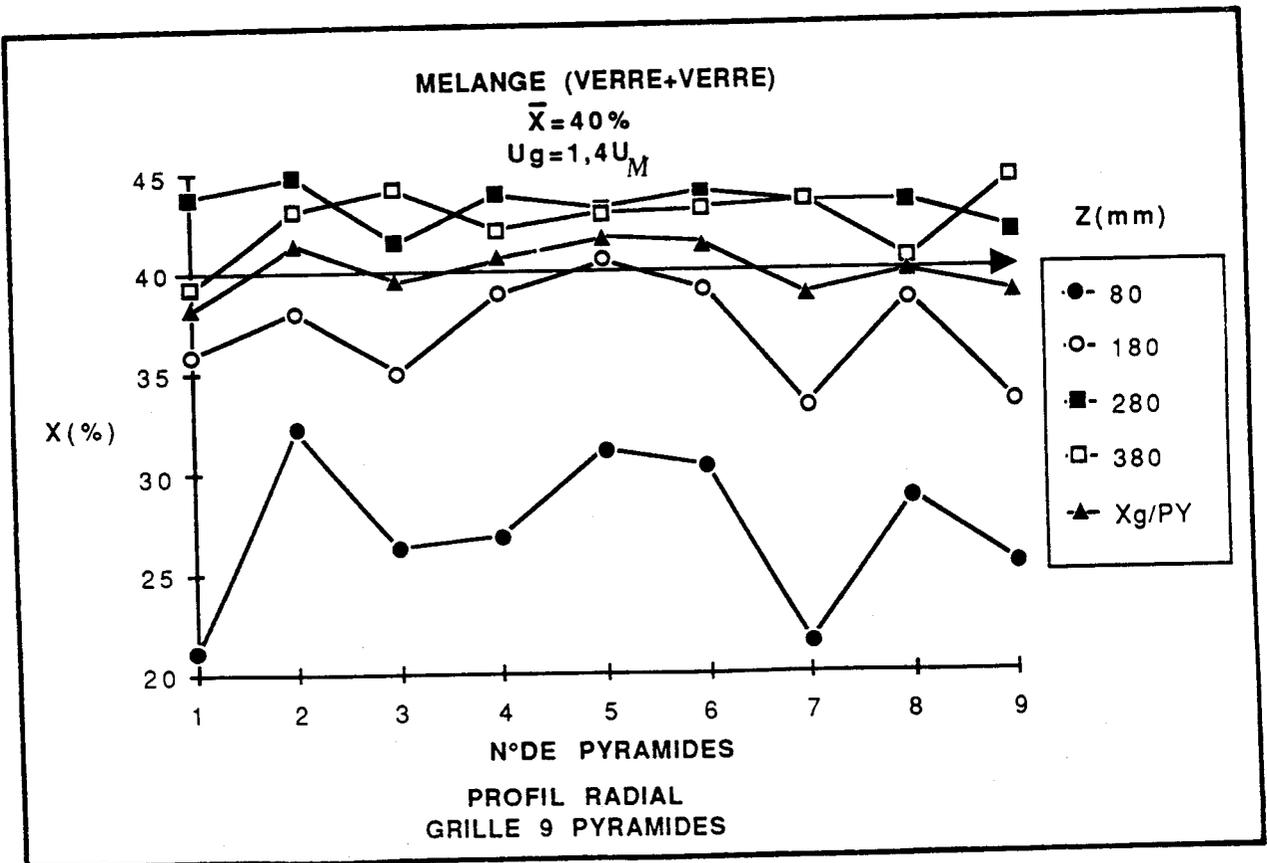


FIGURE IV.7b

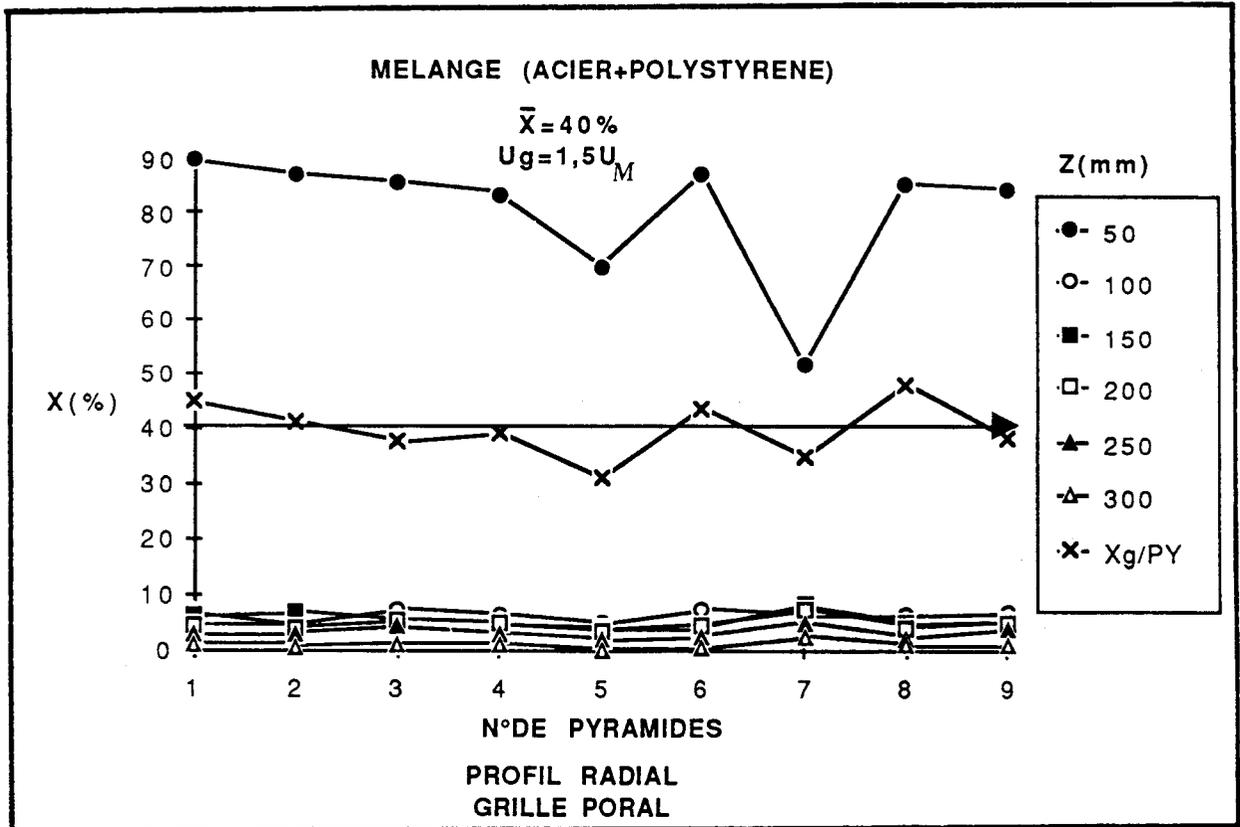


FIGURE IV.7c

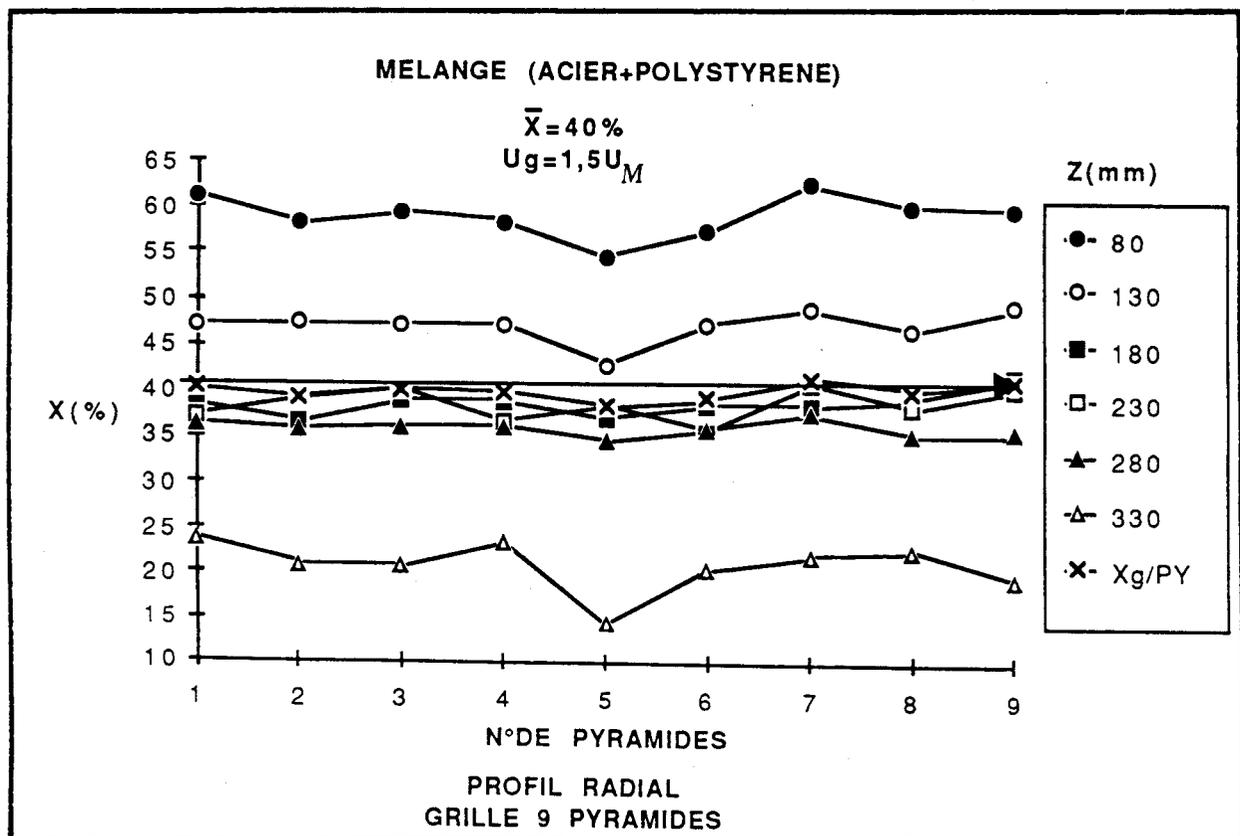


FIGURE IV.7d

particules se trouvent dans les pyramides. Par ailleurs, la composition des sous couches intermédiaires est voisine de celle globale du lit.

Dans le cas du mélange binaire dont les densités et les tailles sont différentes (figure IV.6d), on constate que la composition des particules les plus denses est plus importante dans les pyramides qu'à la surface du lit. Pour les sous couches intermédiaires, elle sont pratiquement égales à la composition globale de la couche. Il s'agit là d'un comportement inverse à celui observé avec le mélange précédent. Cependant, dans tous les cas, les profils de concentration obtenus par la grille pyramidale ne présentent pas la même allure que ceux de la grille classique : il n'existe pas de zone à concentration uniforme en haut de la couche et la concentration en immergeables diminue - ou augmente suivant la nature du binaire - progressivement à mesure que l'on se rapproche du distributeur.

- Discussion et interprétation

Les profils obtenus dans le cas de la grille PORAL avec le binaire dont les composants diffèrent uniquement par la taille, résulte d'une part de la tendance naturelle des grosses particules à s'établir au fond de la couche et d'autre part de l'entraînement des particules dans le sillage des bulles, à savoir la circulation du solide du fond de la couche à la partie supérieure qui est évidemment compensée par un mouvement descendant des particules dans l'émulsion. Le débit de circulation du solide est proportionnel au débit des bulles et par conséquent à leur diamètre. Il faudrait dans ce cas des grosses bulles pour pouvoir entraîner les grosses particules.

La grille CERCHAR induit une meilleure circulation des grosses particules au niveau des pyramides, car les flux locaux de quantité de mouvement sont plus importants grâce aux grandes vitesses au niveau des embouts des pyramides. Le débit massique d'entraînement des grosses particules est plus grand que celui des fines. Ce résultat est confirmé par les travaux de Filla et Massimila /44/ dans leur étude du jet immergé dans un lit fluidisé. Il en résulte donc un accroissement de la concentration en particules immergeables dans la partie supérieure de la couche qui tend progressivement à s'uniformiser.

En ce qui concerne les profils de concentrations correspondant au binaire dont les composants pris séparément ont la même vitesse minimale de fluidisation mais différent par la taille et la densité, les particules les plus denses (immergeables) ont tendance à aller et rester au fond de la couche. Le flux volumique descendant des particules immergeables est compensé par un flux ascendant de particules flottables et immergeables. La quantité de ces particules immergeables est plus importante dans le cas de la grille pyramidales qui admet des flux locaux de quantité de mouvements importants au niveau des embouts des pyramides par rapport à la grille classique. Il en résulte pour la grille CERCHAR des concentrations en particules immergeables légèrement plus importantes dans les pyramides par rapport à celle globale du lit ; elles diminuent progressivement au fur et à mesure que l'on s'éloigne du distributeur du gaz.

Par contre, avec la grille poreuse, on note l'existence d'une zone importante, en haut du lit, où la concentration est uniforme. Cette concentration est cependant très faible par rapport à la concentration globale du lit : on retrouve pratiquement la totalité des particules immergeables au niveau du distributeur.

On note pour la grille CERCHAR que nous sommes en présence d'un mélange binaire dont les différences de taille et de densité sont en faveur de la localisation des immergeables dans les pyramides. En effet, en se fondant sur l'analyse du comportement du binaire constitué de particules de diamètres différents et fluidisés par la grille à pyramides, à savoir que la concentration des grosses particules est plus importante en haut du lit que dans les pyramides, les particules flottables qui sont aussi les plus grosses vont renforcer la ségrégation des plus denses en s'établissant progressivement à la surface de la couche.

Cependant, les profils de concentration obtenus, indiquent un bon mélange, ce qui prouve la meilleure qualité de brassage de cette grille.

A partir de cette analyse et des interprétations des profils axiaux de concentration en particules immergeables, nous pouvons déduire que l'homogénéité de la couche fluidisée par la grille à pyramides est plus uniforme et que la densité est le paramètre prépondérant dans le phénomène de ségrégation pour les deux types de distributeur.

Par ailleurs, les mécanismes de mélange et de ségrégation par le phénomène de bullage décrit dans la littérature sont applicables qualitativement à la grille CERCHAR si on suppose que les jets sont des bulles particulières dont les flux locaux de quantité de mouvement sont beaucoup plus importants que ceux des bulles débouchant d'une grille poreuse (les vitesses sont en effet très grandes à la sortie des embouts des pyramides).

La couche fluidisée par la grille à neuf pyramides peut être assimilée à une juxtaposition de lits à jets minces surmontés d'une couche fluidisée ; dans ce cas, l'homogénéité de la couche associe les avantages des lits fluidisés classiques avec ceux des couches à jet (où il y a une forte circulation des solides) (annexe VI).

* Profil radial

La figure IV.7 (a, b, c, d) représente l'évolution des compositions latérales en particules immergeables pour plusieurs niveaux de la couche, dans le cas de deux grilles et des deux mélanges précédents. Nous y avons rapporté la fraction massique globale pour chaque pyramide (ou colonne).

L'analyse des courbes de la figure IV.7 montre que, globalement, quel que soit le binaire et la grille, la répartition latérale des particules immergeables est uniforme : la ségrégation radiale est très réduite.

En ce qui concerne la grille poreuse et pour certaines concentrations globales en immergeables dans le cas du binaire de même nature, on note un léger accroissement de la concentration de ces mêmes particules au niveau des parois ; nous pensons, pour expliquer ce phénomène, au prolongement de l'effet de Werther décrit au paragraphe IV.1. En effet, les bulles suivent le chemin préférentiel du cône de Werther et les particules sont entraînées dans les zones de faible intensité de bullage : c'est au voisinage des parois des lits de diamètres importants que le solide est le moins brassé. Cela dit, la différence des concentrations entre la paroi et le centre du réacteur est très faible.

Dans le cas de la grille à pyramides, on aurait pu s'attendre à une hétérogénéité de la répartition radiale, par analogie avec les lits à jets où la ségrégation radiale est très prononcée. Il n'en est rien : la répartition latérale est quasiment uniforme, quels que soient les binaires et la composition globale en particules immergeables considérés. L'explication réside dans le fait que les pyramides sont jointives. Il n'existe donc pas de zones moins agitées que d'autres comme dans le cas de la zone annulaire et la zone du jet dans les couches à jet.

Ce résultat est intéressant car il confère à cette grille la particularité de posséder les avantages des lits à jet (recirculation continue de solide) mais pas ses inconvénients (ségrégation radiale prononcée).

A partir de cette analyse globale, nous allons examiner l'influence de chaque paramètre pris séparément : vitesse de gaz, concentration globale des particules les moins fluidisables et caractéristiques des constituants du mélange.

IV.2.2.2. Influence de la vitesse du gaz

* Sur le profil axial

Sur les figures IV.8 (a et b) et IV.9 (a et b) nous présentons, à titre d'exemple caractéristique, le profil axial réduit de concentration massique obtenue à l'équilibre avec les deux grilles et pour les deux mélanges retenus et pour plusieurs vitesses. Nous entendons par "profil axial réduit de concentrations" le rapport entre la concentration massique globale de chaque sous couche et la concentration massique globale du lit.

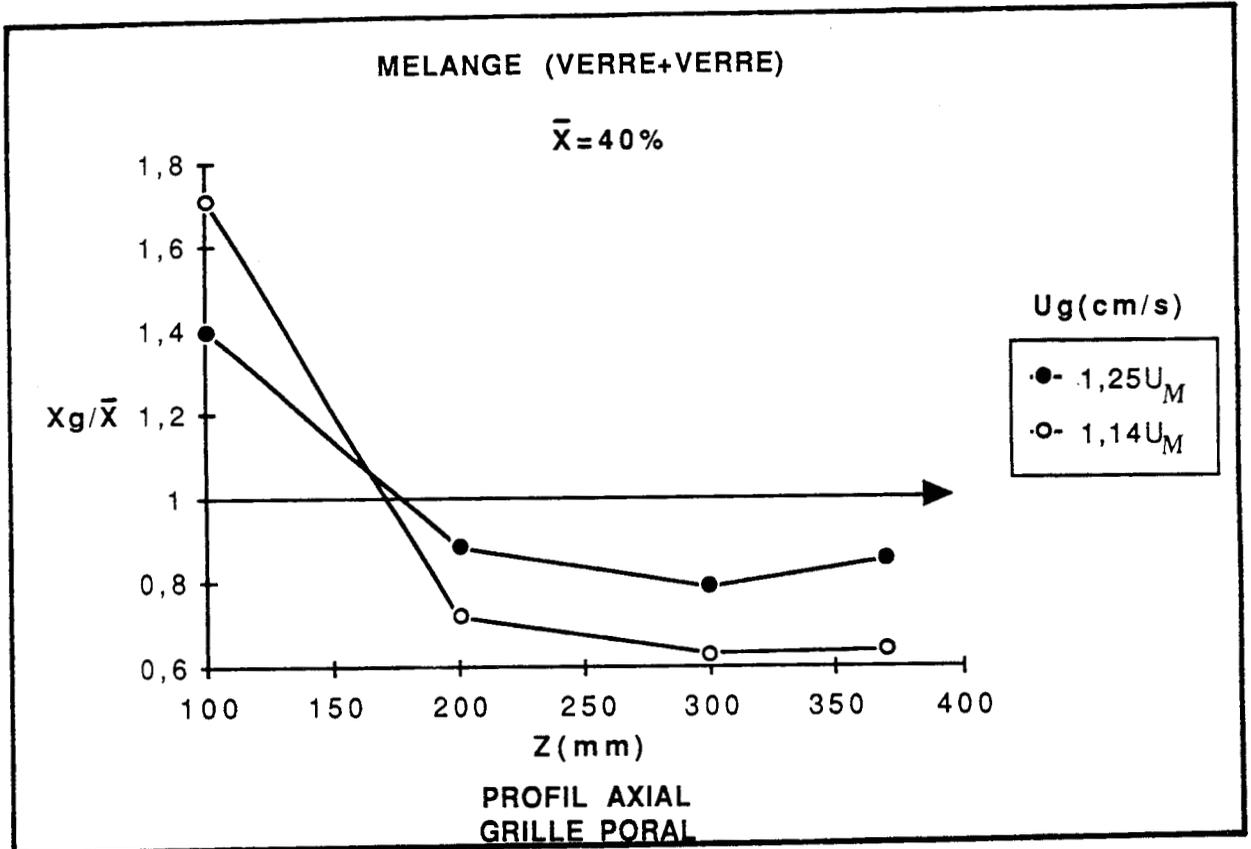


FIGURE IV.8a

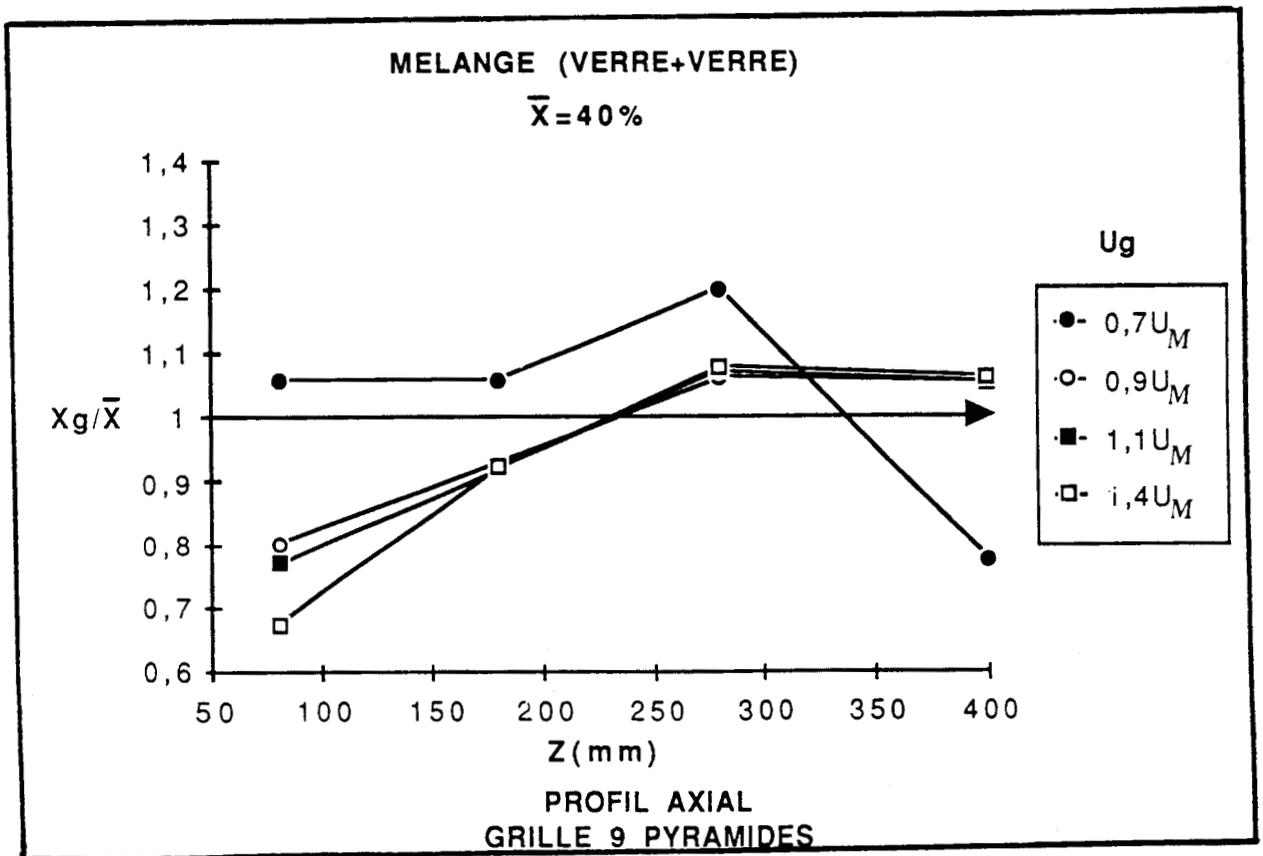


FIGURE IV.8b

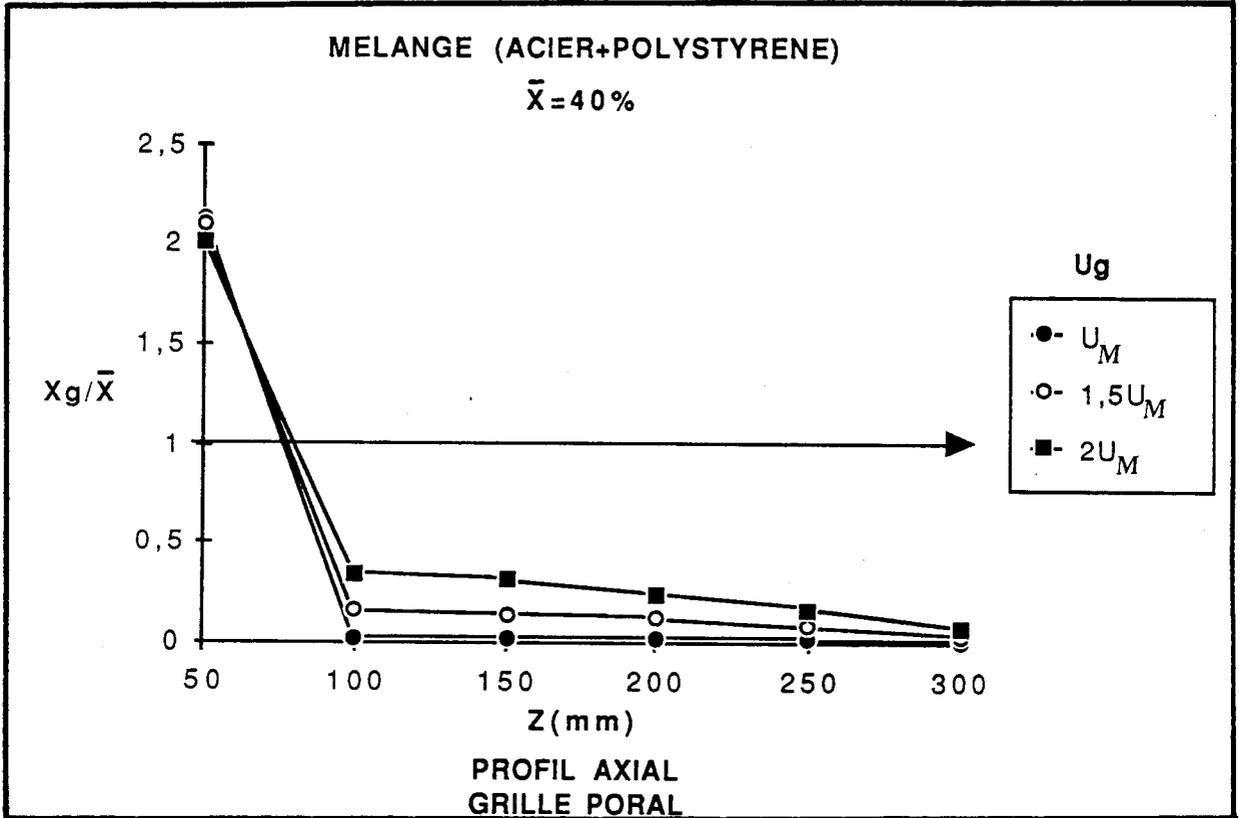


FIGURE IV.9a

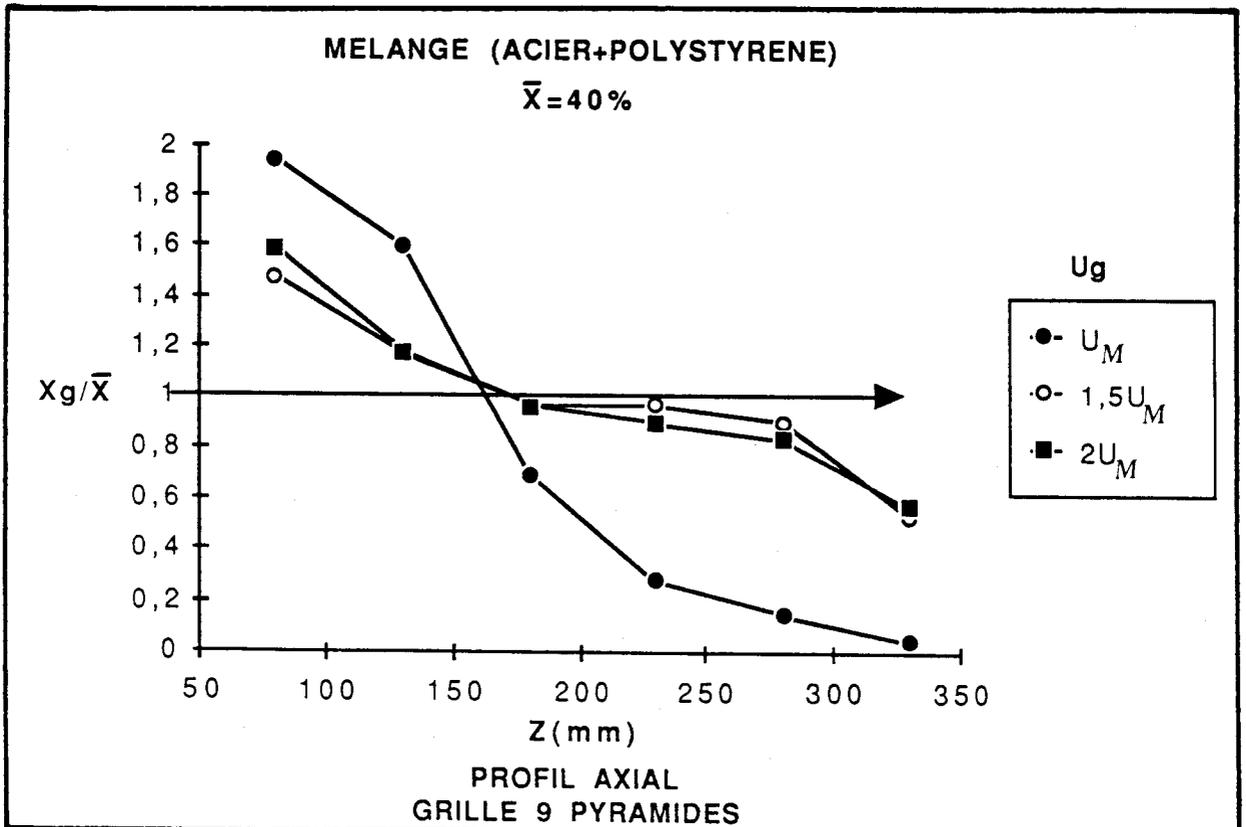


FIGURE IV.9b

On observe sur l'ensemble de ces figures que l'homogénéité d'une couche composite est d'autant meilleure que la vitesse du gaz est importante. A partir d'une certaine vitesse, plus petite dans le cas de la grille CERCHAR, l'état devient uniforme et une augmentation du débit gazeux n'a plus d'influence sur la qualité du brassage.

Ces résultats s'expliquent aisément. En effet, considérons la grille poreuse ; pour les petites vitesses (en général inférieures à la vitesse minimale de fluidisation des particules les moins fluidisables, $\langle U_p \rangle$), les bulles se forment d'abord à l'interface séparant les deux populations de particules. Leur taille initiale et leur fréquence de formation augmentant avec la vitesse du gaz, elles entraînent alors davantage de particules immergeables dans leur sillage et la vitesse d'homogénéisation de la composition de la couche s'accroît. L'interface se déplace donc vers le bas du lit et les bulles se forment au niveau du distributeur : la vitesse de référence devient alors U_M et non plus U_p . A composition globale donnée, l'excès du gaz par rapport au débit minimum pour la mise en fluidisation de l'ensemble de la couche augmente avec la vitesse U_g . Le volume de gaz passant sous forme de bulle croît également et les flux convectifs ascendants et descendants de solides sont plus importants. Il en résulte donc un brassage meilleur qui ne peut être altéré que par la tendance naturelle à la ségrégation des particules immergeables.

Notons que le flux de ségrégation lié au bullage peut augmenter avec l'intensité du brassage. Lorsque les vitesses sont très importantes, les deux phénomènes réagissent mutuellement et créent un état de mélange qui ne dépend plus du débit gazeux.

Nous adoptons la même analyse pour la grille CERCHAR en supposant que les jets à la sortie des pyramides sont des bulles particulières. Le mélange dans ce cas est atteint plus rapidement car les vitesses minimales de fluidisation des mélanges sont plus faibles que pour la grille PORAL (chapitre III.2).

De plus les vitesses locales au niveau des embouts des pyramides sont très importantes par rapport à la vitesse superficielle du gaz ($U_{jet} = 25 U_g$). La taille des bulles qui succèdent aux jets et leur fréquence de formation augmentent rapidement avec la vitesse. Les flux convectifs ascendants et descendants des solides deviennent très importants ; il en résulte une bonne qualité de brassage acquise très rapidement.

Notons que l'état du mélange est atteint avec la grille CERCHAR dès la vitesse minimale de fluidisation du mélange U_M , dans le cas du binaire de même nature et de tailles différentes, et pour une vitesse comprise entre U_M et $1,5 U_M$ dans le cas de mélange de taille et de nature très différentes. Soulignons que U_M désigne la vitesse minimale du mélange déterminée sur la grille PORAL car elle présente l'intérêt d'être unique et ne dépend que des caractéristiques des particules à l'inverse de celles obtenues pour la grille CERCHAR qui dépend de la hauteur du lit. Dans le cas de la grille PORAL le mélange n'est atteint qu'au-delà de $2 U_M$. Ce résultat est confirmé par les données de la littérature.

* Sur le profil radial

Sur les figures IV.10 et IV.11, nous présentons un exemple de profil radial réduit de concentration massique en particules immergeables pour les deux grilles et les deux mélanges. Le profil radial réduit désigne le rapport entre la concentration massique globale par pyramide et la concentration globale du lit.

Nous remarquons pour l'ensemble de ces figures que la répartition radiale est quasiment uniforme. L'homogénéité latérale est légèrement améliorée par l'augmentation de la vitesse. Dans tous les cas étudiés la ségrégation radiale est négligeable devant le phénomène de mélange et de ségrégation axiale.

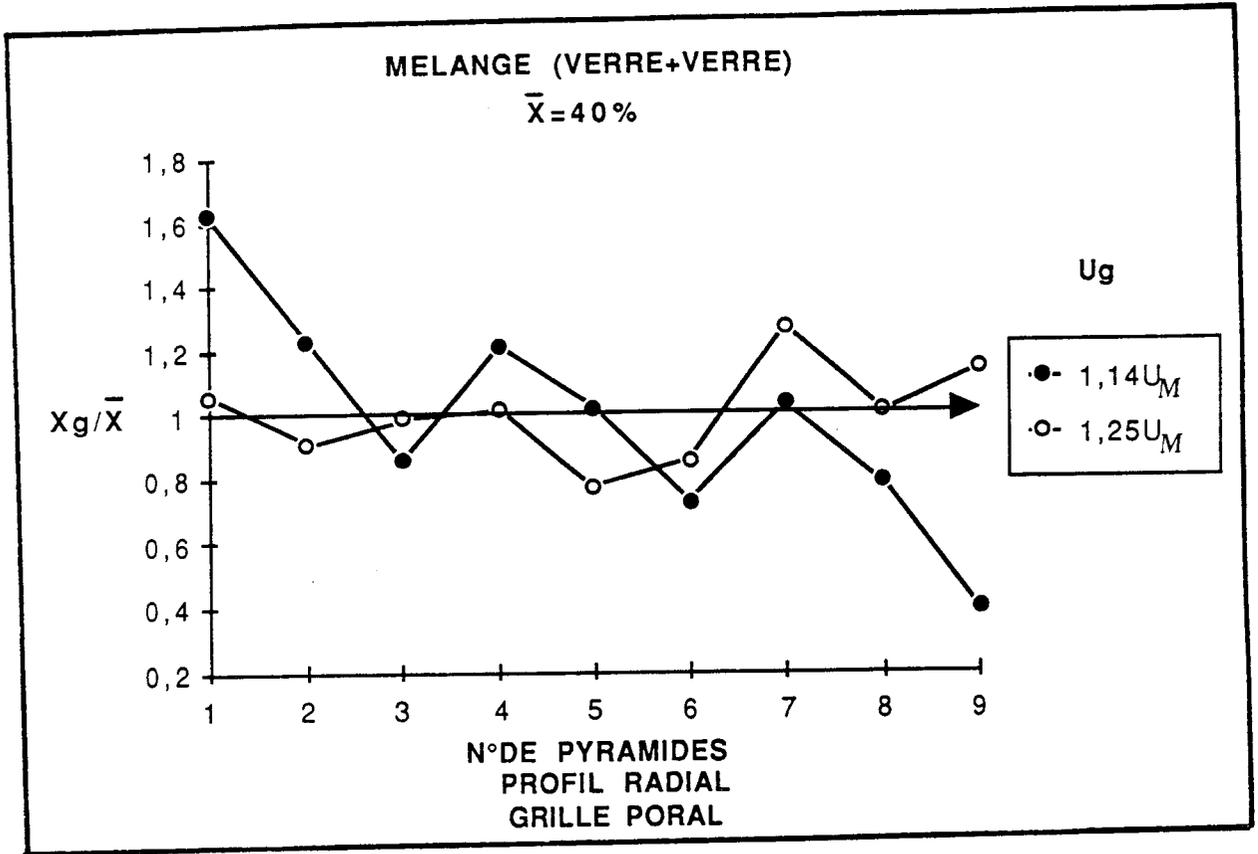


FIGURE IV.10a

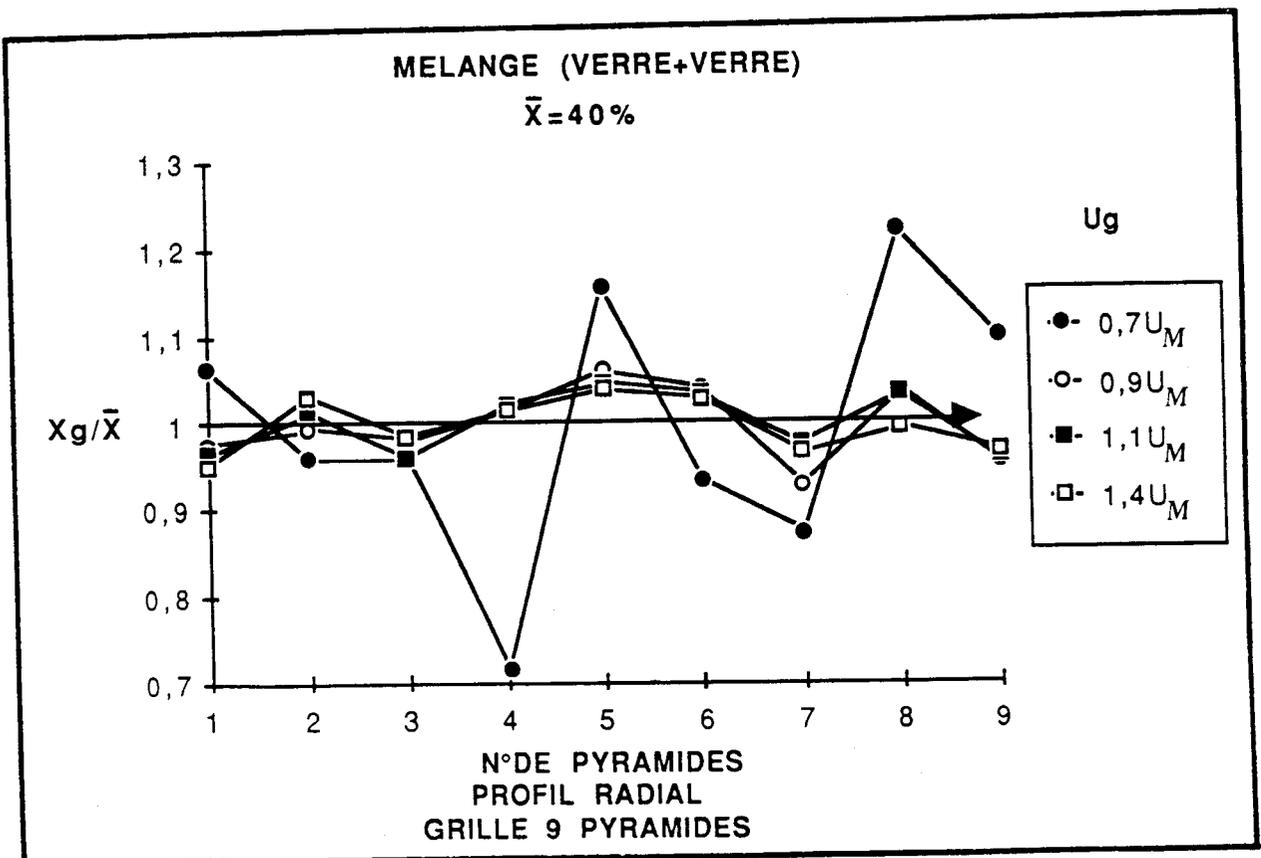


FIGURE IV.10b

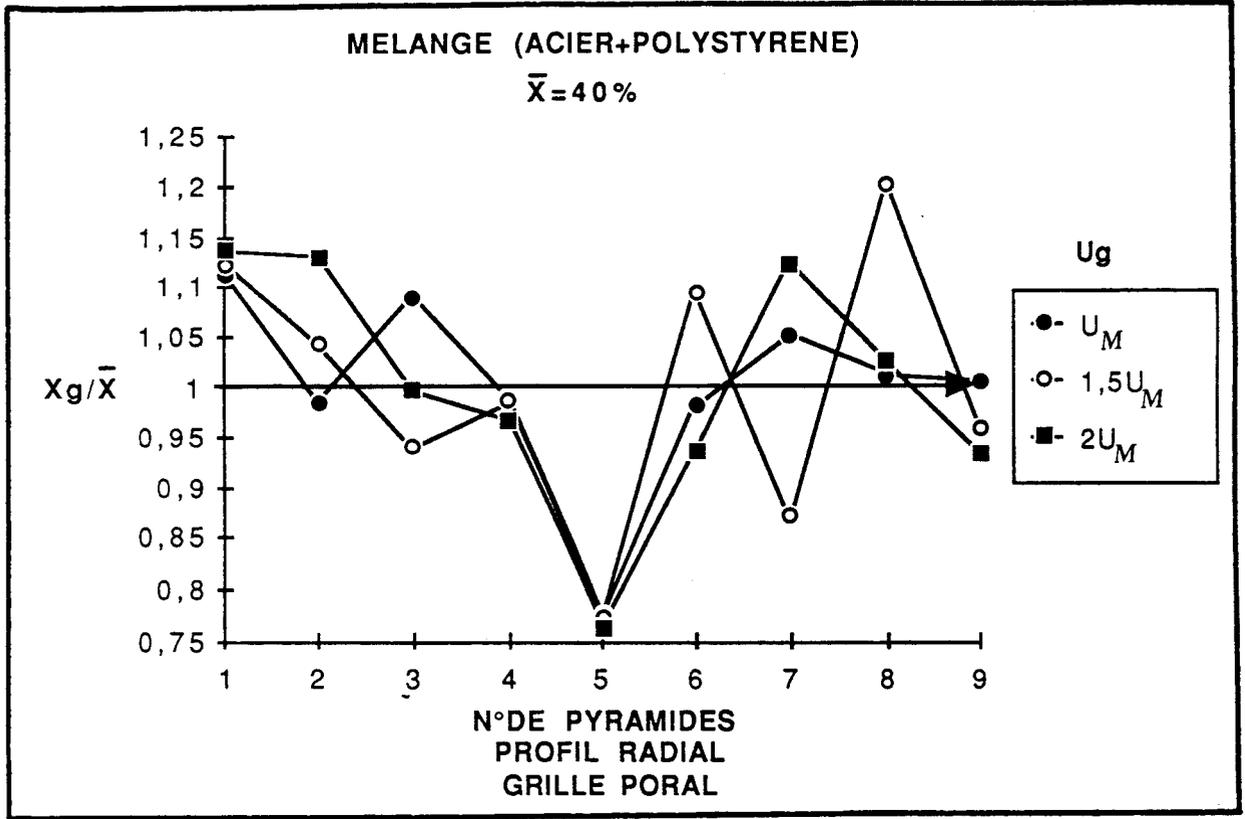


FIGURE IV.11a

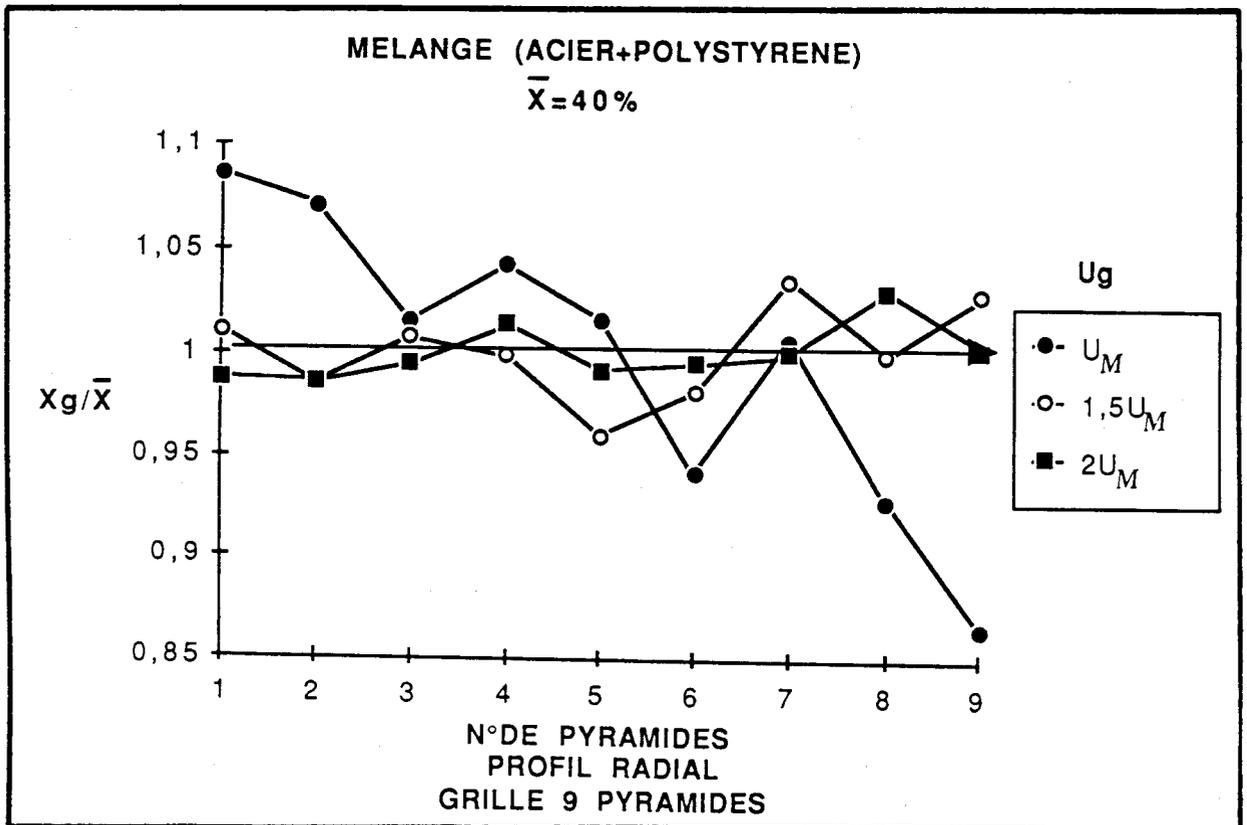


FIGURE IV.11b

IV.2.2.3. Influence de la concentration en particules immergeables

On ne note pas d'influence très nette de la composition massique globale en particules immergeables sur le profil axial de concentration rapporté à la concentration globale du lit (figures IV.12 et IV.13). L'analyse des effets de ce paramètre sur la ségrégation et le mélange axial se fera sur chaque grille séparément.

- Grille PORAL

On constate sur les figures IV.14 et IV.15 que si la concentration des particules immergeables est inférieure ou égale à 60 %, les profils de concentrations réduites relevés à travers la couche ont l'allure typique de ceux rapportés par Rowe. On observe à partir de la surface de la couche une zone de composition constante dont la profondeur dépend de la concentration globale et de la vitesse du gaz, et une zone dans laquelle la concentration est variable et devient de plus en plus importante à mesure que l'on s'approche du distributeur.

Lorsqu'on augmente la vitesse de fluidisation, la concentration de la zone uniforme et celle du fond de la couche tendent vers la concentration globale, l'écart reste toutefois plus élevé dans le bas du lit.

Pour des concentrations globales importantes (80 %) il n'existe plus de zone uniforme en haut de la couche : la concentration en particules immergeables augmente progressivement à mesure que l'on se rapproche du distributeur. On suppose, dans ce cas, que les bulles se forment dans la partie riche en particules immergeables. Elles peuvent grossir par coalescence à la traversée de cette zone et entraîner dans leur sillage d'importantes quantités de ces particules pour les amener jusqu'à la surface de la couche. Le flux net de ségrégation dans ce cas devrait être moins important que l'entraînement des immergeables dans le sillage des bulles. La surface de la couche est continuellement alimentée en immergeables par les bulles. Les flux descendants sont donc composés d'une part d'une quantité de ces particules, et d'autre part de particules flottables ce qui explique l'inexistence d'une zone de concentration uniforme.

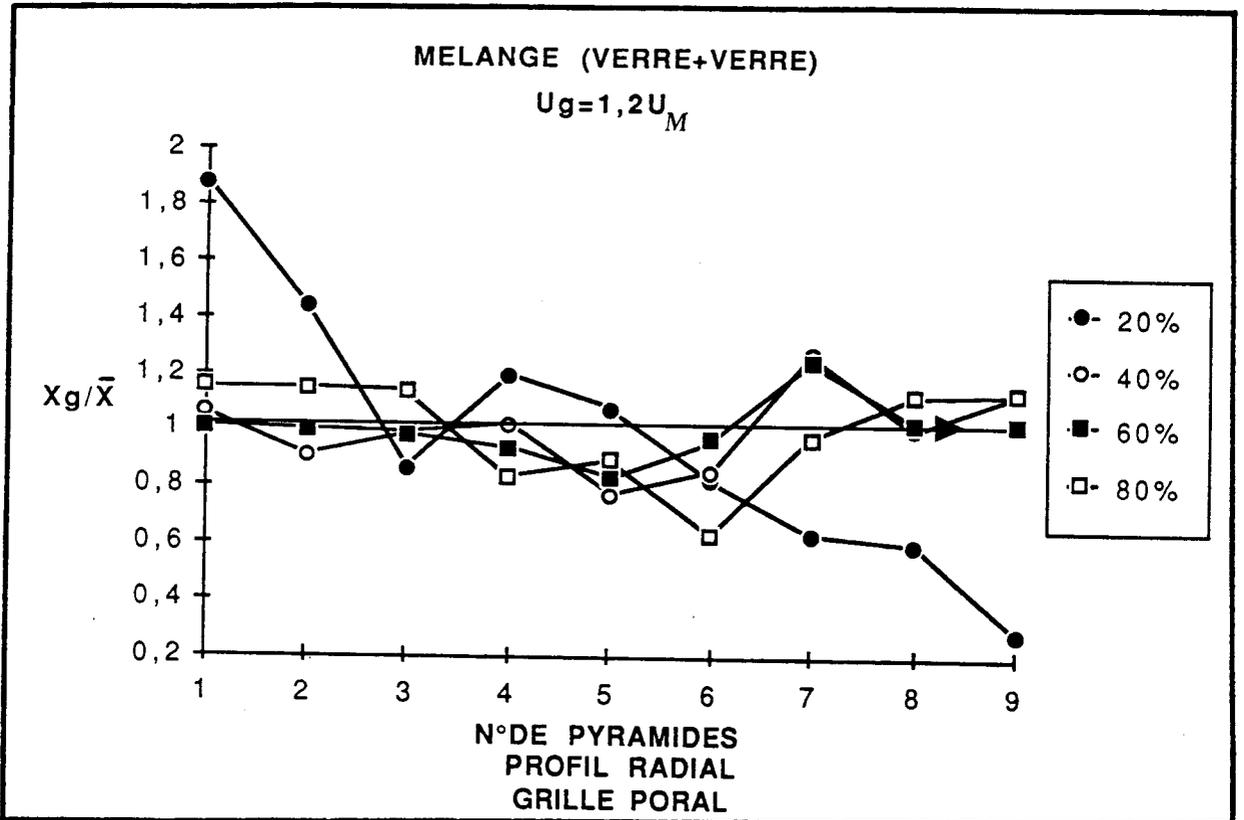


FIGURE IV.12a

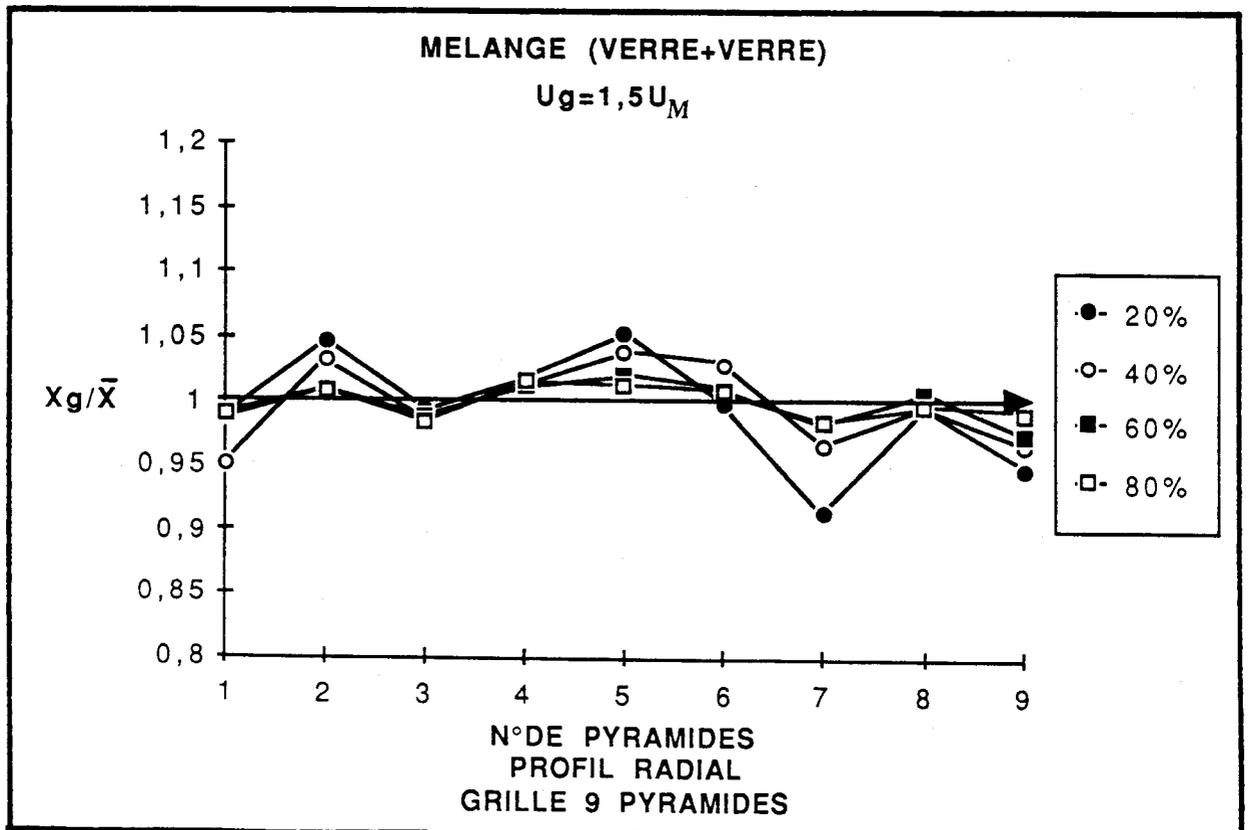


FIGURE IV.12b

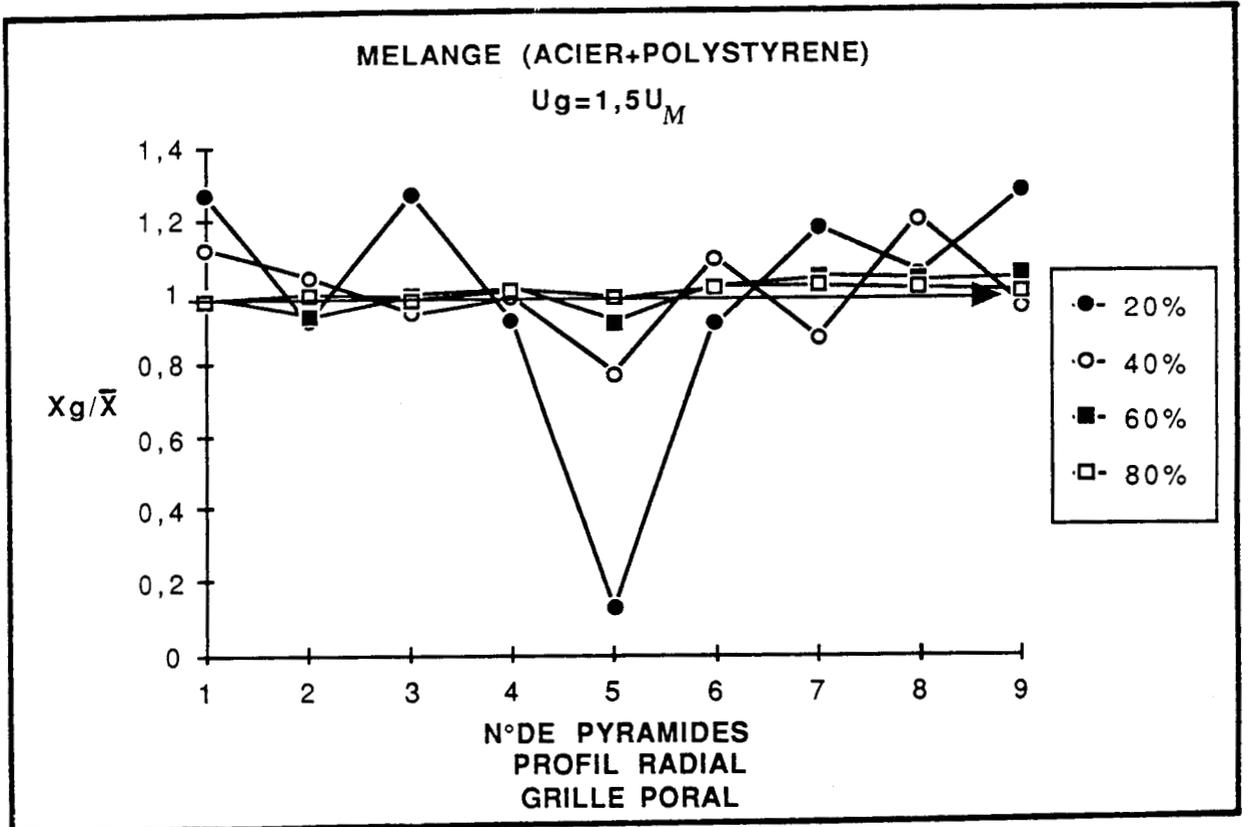


FIGURE IV.13a

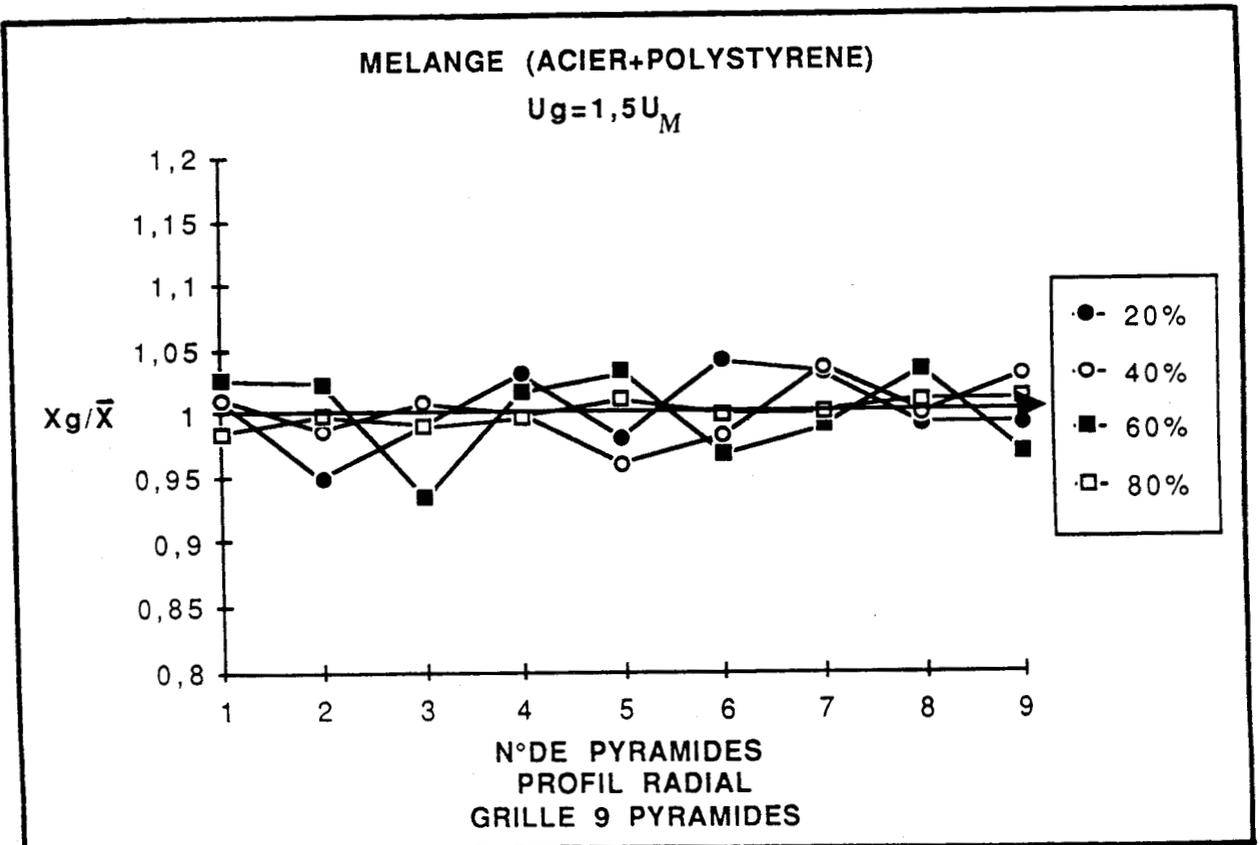


FIGURE IV.13b

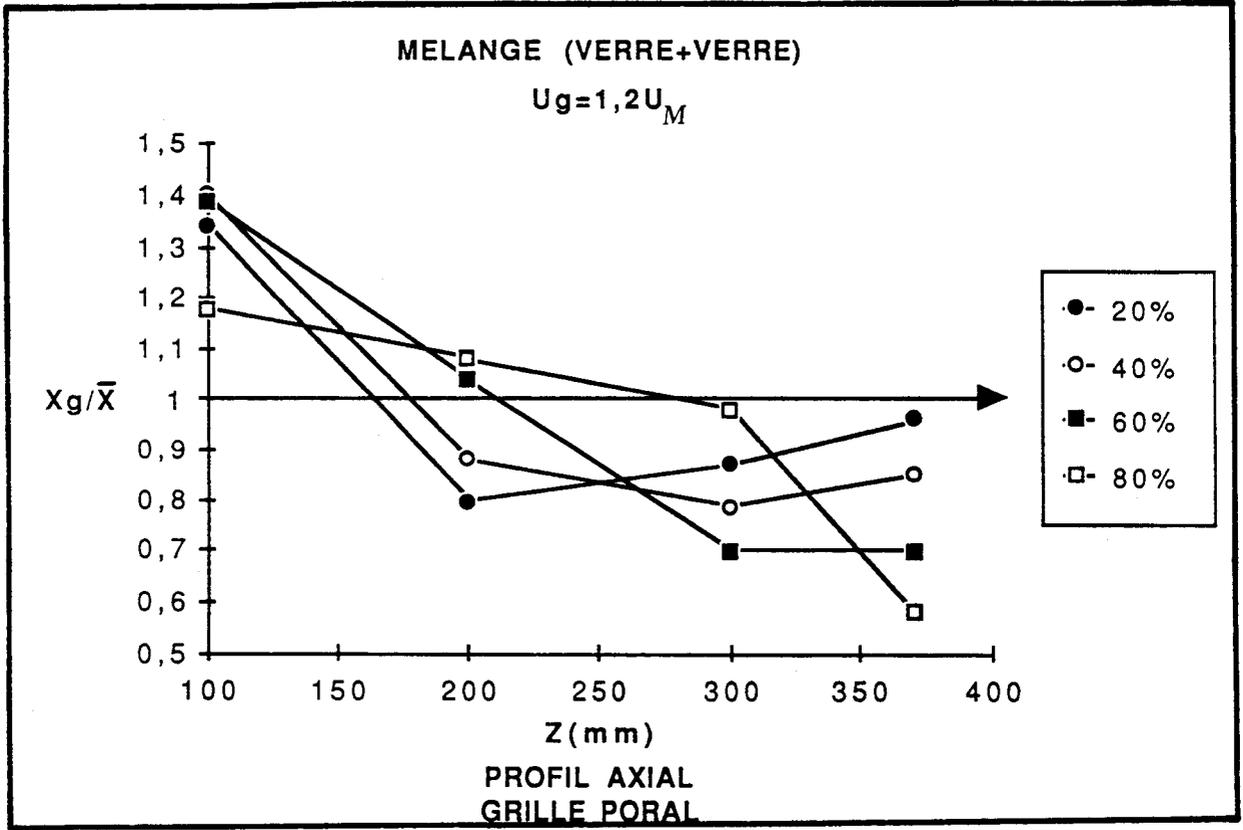


FIGURE IV.14

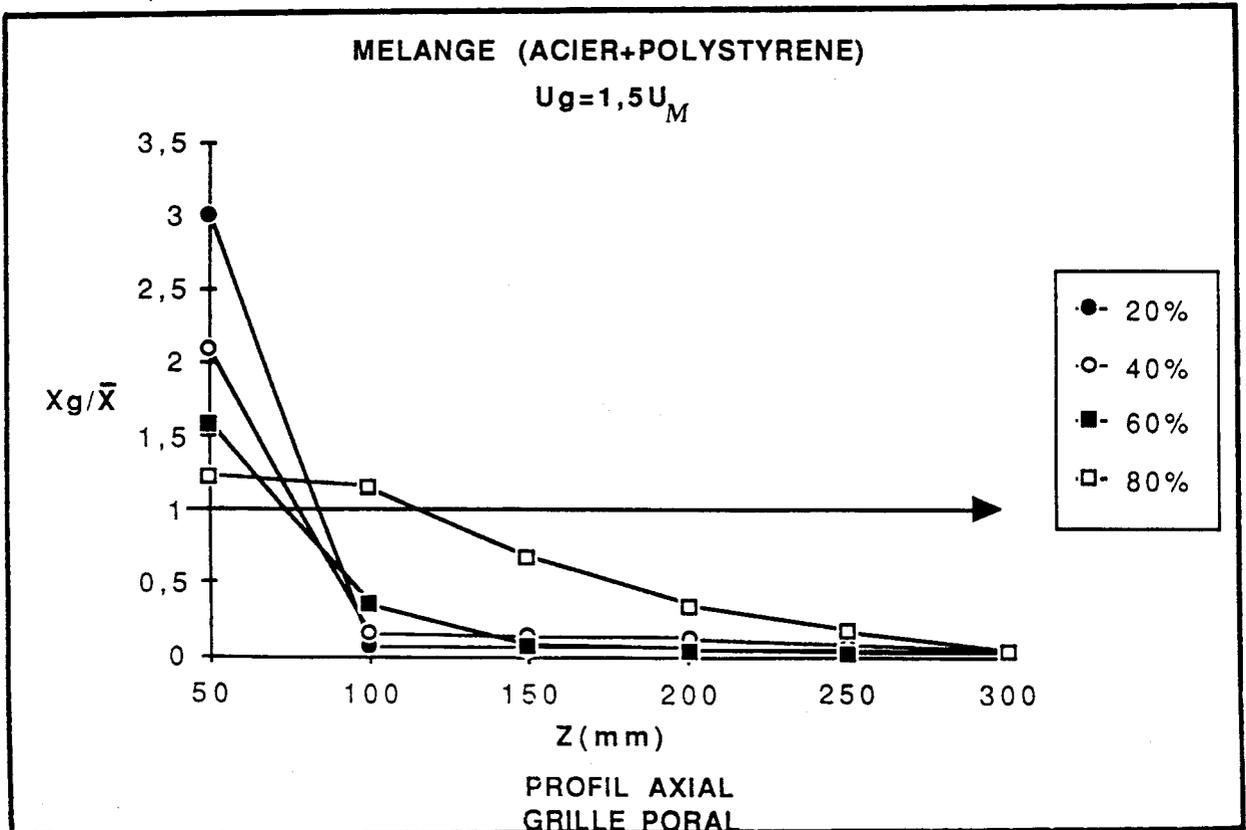


FIGURE IV.15

- Grille CERCHAR

En ce qui concerne la grille à neuf pyramides, les figures IV.16 et IV.17 sur lesquelles on a reporté les concentrations réduites des particules immergeables pour les quatre concentrations globales du lit et les deux mélanges retenus, n'ont pas l'allure typique de ceux reportés par Rowe.

On note l'inexistence de la zone de concentration uniforme en haut de la couche. La concentration en particules immergeables augmente progressivement à mesure que l'on se rapproche du distributeur dans le cas du binaire de nature et tailles différentes, alors qu'elle diminue dans le cas du binaire de même nature et de tailles distinctes. Il est à souligner que les écarts de concentration entre les zones inférieures et supérieures et la concentration globale du lit sont du même ordre en valeur absolue et ne sont pas très élevés. Pour les sous couches intermédiaires les concentrations tendent vers celle globale du lit. Dans ce cas nous pensons que le mécanisme de circulation du solide est prédominant par rapport à la tendance naturelle des particules à la ségrégation. Ce flux net de ségrégation n'est pas très important, alors que l'entraînement des particules dans les jets et les bulles qui les succèdent permettent d'alimenter le lit en continu et par conséquent d'obtenir un brassage axial des deux lots de particules malgré l'importante différence de leurs caractéristiques physiques. On note par ailleurs que la différence de densité est prédominant par rapport à la différence de taille en matière de ségrégation.

IV.2.3. Résultats en indices de mélange

IV.2.3.1. Principe et présentation des résultats

Pour mieux illustrer l'influence des différents facteurs de l'étude sur la qualité du mélange, nous nous sommes préoccupés de caractériser le degré d'uniformité dans la couche par un indice de mélange qui quantifie la structure de la couche par rapport au mélange parfait et à la ségrégation totale.

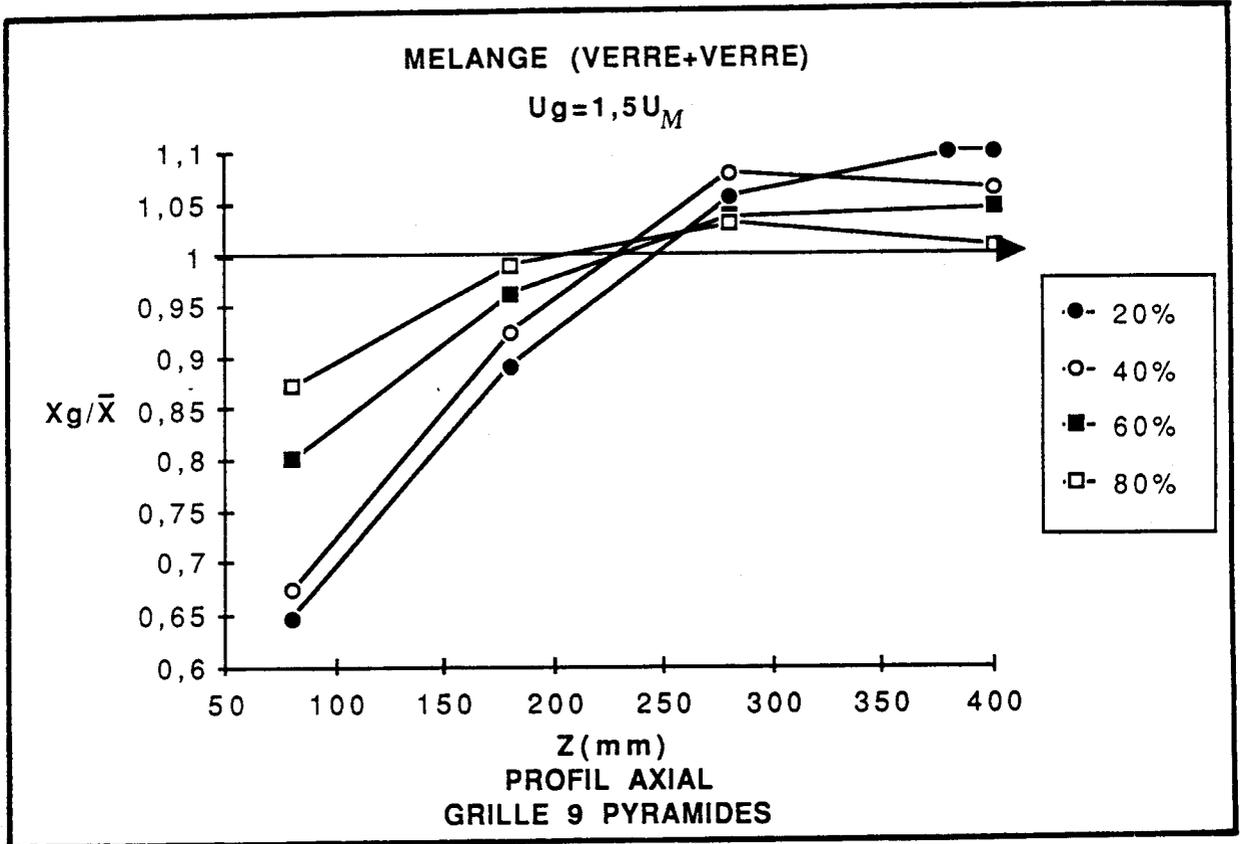


FIGURE IV.16

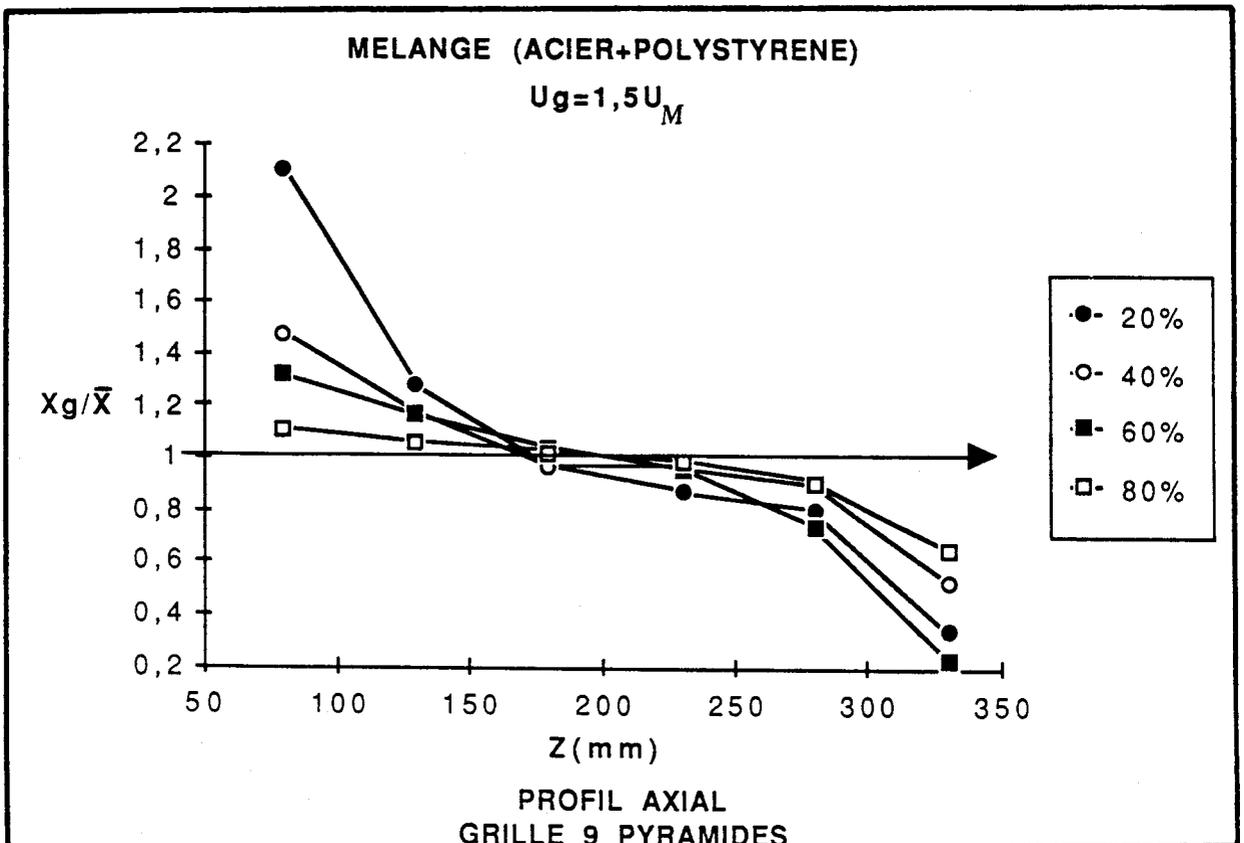


FIGURE IV.17

Comme nous l'avons décrit dans le paragraphe IV.1.3., deux définitions différentes ont été prises en considération : rappelons brièvement ces définitions :

- indice de Rowe et coll /80/, I_R :

$$I_R = \frac{X_{AV}}{\bar{X}}$$

- indice de mélange de Michaels et Puzinauskas /88/, I_{MP} :

$$I_{MP} = 1 - \left[\frac{\sum_{i=1}^n (c_i - \bar{C})^2}{n \bar{C} (1 - \bar{C})} \right]^{0.5}$$

Dans la définition de l'indice de mélange I_R , X_{AV} représente la concentration en particules immergeables dans la zone supérieure de la couche.

Cette concentration est difficile à définir lorsqu'il n'existe pas de zone de concentration uniforme en particules immergeables en haut de la colonne. C'est le cas de tous nos résultats expérimentaux sur la grille pyramidale et lorsque la concentration en particules immergeables dépasse 60 % pour la grille PORAL.

Le seul intérêt de cet indice est qu'il est indépendant du nombre de sous couches, à condition, bien entendu, que X_{AV} soit connu. Dans le cas contraire X_{AV} peut être déterminé par l'équation IV.11 qui dépend du nombre de sous couches. De plus, I_R présente le désavantage de dépendre également des concentrations globales du lit.

L'indice I_{MP} de par sa définition, dépend du nombre de sous couches. Toutefois pour un nombre important de sous couches, il devient indépendante de ce nombre. Ceci n'est pas le cas pour nos expériences où n n'est pas important ($n = 4$ ou 6). L'indice I_{MP} ne dépend pas des concentrations globales mais de celles de chaque sous couche nous a paru plus représentatif de l'uniformité du mélange. On note par ailleurs, que l'indice I_{MP} tel qu'il a été défini tient compte des concentrations volumiques en particules immergeables prélevés dans des volumes identiques. Il faut donc s'assurer que les volumes des sous couches sont égaux. Nos résultats nous permettant l'accès aux fractions massiques de chaque élément de volume (i, j), nous avons modifié l'indice I_{MP} pour qu'il tienne compte de l'inégalité des volumes des sous couches extrêmes

(surface et pyramides). De plus, nous avons défini plusieurs indices du type I_{MP} modifié pour quantifier l'uniformité globale du lit (I_{MG}), le mélange axial (I_{MA}) et le mélange radial (I_{MR}):

$$(1-I_{MG})^2 = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^p \frac{V_{ij} (C_{ij} - \bar{C})^2}{V_t \bar{C} (1 - \bar{C})} ; \quad (1-I_{MR})^2 = \sum_{j=1}^p \frac{V_j (C_j - \bar{C})^2}{V_t \bar{C} (1 - \bar{C})} ; \quad (1-I_{MA})^2 = \sum_{i=1}^n \frac{V_i (C_i - \bar{C})^2}{V_t \bar{C} (1 - \bar{C})}$$

avec C_{ij} : Concentration volumique des immergeables dans l'élément de volume (i, j) (marche i et pyramide j)

C_i : concentration volumique globale de la tranche i

C_j : concentration volumique globale de la colonne j

\bar{C} : concentration volumique globale du lit

V_{ij} : volume du solide dans l'élément du volume (i, j)

V_i : volume du solide dans la tranche i

V_j : volume du solide dans la colonne j

V_t : volume totale du solide dans le lit

Par ailleurs, on définit respectivement pour chaque colonne j et chaque tranche i un indice de mélange axial par pyramide, $I_{MA/PY}$, et radial par tranche $I_{MR/TR}$, tels que :

$$(1-I_{MA/PY})^2 = \sum_{i=1}^n \frac{V_{i \bullet} (C_{i \bullet} - C_j)^2}{V_j C_j (1 - C_j)} \quad (1-I_{MR/TR})^2 = \sum_{j=1}^p \frac{V_{\bullet j} (C_{\bullet j} - C_i)^2}{V_i C_i (1 - C_i)}$$

les concentrations volumiques des particules immergeables sont définies à partir des fractions massiques par la relation suivante :

$$C = \frac{X}{\frac{\rho_P}{\rho_F} - X \left(\frac{\rho_P}{\rho_F} - 1 \right)}$$

L'ensemble des résultats (en indices de mélange) pour un mélange et une grille sont consignés dans le tableau IV.3 à titre d'exemple. Revoyons l'influence de chacun de ces paramètres étudiés précédemment sur les indices de mélange.

(Xg/TR)/X (AXIAL)

H(mm)	20%(Umf)	20%(1,5Um)	20%(2Umf)	40%(Umf)	40%(1,5Um)	40%(2Umf)	60%(Umf)	60%(1,5Um)	60%(2Umf)	80%(Umf)	80%(1,5Um)	80%(2Umf)
50	2,985	3,017	2,848	2,134	2,101	2,019	1,613	1,596	1,523	1,236	1,24	1,196
100	0,023	0,069	0,0277	0,022	0,156	0,343	0,15	0,356	0,695	1,169	1,159	0,977
150	0,031	0,06	0,219	0,025	0,136	0,311	0,096	0,073	0,53	0,06	0,683	0,905
200	0,044	0,053	0,196	0,023	0,119	0,239	0,076	0,044	0,441	0,017	0,345	0,854
250	0,022	0,039	0,149	0,014	0,079	0,167	0,042	0,025	0,325	0,013	0,174	0,701
300	0,007	0,019	0,066	0,007	0,033	0,071	0,021	0,017	0,149	0,01	0,044	0,354

(Xg/PYR)/X (RADIAL)

N°PYRAMIDE	20%(Umf)	20%(1,5Um)	20%(2Umf)	40%(Umf)	40%(1,5Um)	40%(2Umf)	60%(Umf)	60%(1,5Um)	60%(2Umf)	80%(Umf)	80%(1,5Um)	80%(2Umf)
PYR1	1,092	1,27	1,228	1,112	1,123	1,137	1,033	0,989	0,985	1,025	0,98	1,017
PYR2	1,039	0,918	0,841	0,985	1,043	1,13	1,008	0,933	0,959	0,984	0,995	1,005
PYR3	1,016	1,271	1,328	1,09	0,941	0,997	1,011	0,993	1,003	1,006	0,981	0,994
PYR4	1,001	0,922	1	0,989	0,986	0,967	1,034	1,014	1,005	0,989	1,009	1,025
PYR5	0,969	0,128	0,368	0,775	0,774	0,764	0,944	0,916	0,923	0,987	0,983	0,969
PYR6	0,99	0,913	0,951	0,982	1,094	0,937	0,988	1,017	1,04	1,007	1,016	0,987
PYR7	0,91	1,178	1,171	1,051	0,872	1,123	1,024	1,042	1,017	1,013	1,019	0,991
PYR8	1,003	1,052	1,051	1,011	1,201	1,025	0,974	1,035	1,016	1,007	1,011	1,021
PYR9	0,977	1,279	0,974	1,004	0,96	0,934	0,995	1,047	1,046	0,927	1	0,993

Indice de mélange radial par tranche

H(mm)	20%(Umf)	20%(1,5Um)	20%(2Umf)	40%(Umf)	40%(1,5Um)	40%(2Umf)	60%(Umf)	60%(1,5Um)	60%(2Umf)	80%(Umf)	80%(1,5Um)	80%(2Umf)
50	0,942	0,787	0,82	0,801	0,826	0,819	0,703	0,607	0,855	0,345	0,937	0,808
100	0,965	0,988	0,988	0,974	0,985	0,972	0,949	0,911	0,936	0,749	0,799	0,926
150	0,961	0,99	0,989	0,975	0,977	0,973	0,981	0,921	0,96	0,883	0,849	0,956
200	0,956	0,991	0,983	0,975	0,981	0,983	0,978	0,961	0,973	0,988	0,902	0,958
250	0,977	0,992	0,983	0,983	0,979	0,988	0,987	0,969	0,944	0,99	0,944	0,912
300	0,991	0,993	0,993	0,992	0,976	0,979	0,986	0,991	0,945	0,962	0,964	0,872

Indice de mélange axial par pyramide

N°PYRAMIDE	20%(Umf)	20%(1,5Um)	20%(2Umf)	40%(Umf)	40%(1,5Um)	40%(2Umf)	60%(Umf)	60%(1,5Um)	60%(2Umf)	80%(Umf)	80%(1,5Um)	80%(2Umf)
PYR1	0,604	0,55	0,58	0,281	0,319	0,415	0,101	0,228	0,375	0,042	0,154	0,401
PYR2	0,644	0,628	0,707	0,363	0,362	0,441	0,13	0,31	0,423	0,059	0,2	0,463
PYR3	0,578	0,516	0,594	0,306	0,392	0,492	0,083	0,175	0,392	0,022	0,235	0,554
PYR4	0,629	0,645	0,661	0,366	0,426	0,517	0,102	0,211	0,367	0,045	0,22	0,539
PYR5	0,68	0,924	0,894	0,555	0,574	0,658	0,309	0,358	0,501	0,096	0,21	0,639
PYR6	0,631	0,631	0,694	0,368	0,367	0,512	0,119	0,1	0,386	0,035	0,153	0,523
PYR7	0,611	0,57	0,596	0,32	0,458	0,403	0,085	0,033	0,401	0,023	0,27	0,477
PYR8	0,624	0,634	0,67	0,418	0,407	0,462	0,106	0,053	0,367	0,026	0,212	0,558
PYR9	0,595	0,539	0,673	0,332	0,417	0,48	0,083	0,04	0,352	0,211	0,213	0,588

	U(cm/s)	Ug/Um	IMA	IMR	IMG
20%	45,5	1	0,626	0,99	0,622
	69,3	1,5	0,627	0,929	0,579
	98,45	2	0,676	0,945	0,64
	49,15	1	0,376	0,959	0,357
40%	78	1,5	0,416	0,943	0,401
	93,5	2	0,494	0,947	0,475
	42,8	1	0,133	0,974	0,122
	67,27	1,5	0,181	0,959	0,156
60%	95,7	2	0,4	0,966	0,393
	51,5	1	0,079	0,942	0,06
	74,7	1,5	0,212	0,965	0,206
	96,8	2	0,532	0,959	0,522

TABLEAU IV.3

Exemple de résultats en indices de mélange
Mélange acier + polystyrène (grille poral)

IV.2.3.2. Analyse des résultats

- Influence de la vitesse

A titre d'illustration, l'influence de la vitesse du gaz sur le mélange axial de chaque colonne dans le cas de la grille poral et la grille CERCHAR pour le mélange (acier + polystyrène) est traduite sur la figure IV.18. Cette représentation confirme que l'indice du mélange I_{MA}/PY augmente avec la vitesse du gaz et que l'uniformité du mélange est réalisée pour une vitesse comprise entre U_M et $1,5 U_M$ pour la grille à pyramide alors que pour la grille poreuse l'indice de mélange est plus faible et l'uniformité du mélange n'es pas encore atteinte lorsque U_g est égal à $2 U_M$.

L'influence de la vitesse sur le mélange radial de chaque tranche I_{MR}/TR (figure IV.19) est très réduite. Dans le cas de la grille poral, le mélange est quasiment parfait dès que U_M est atteinte. La qualité du mélange radial en bas du lit est légèrement moins bonne qu'en haut du lit. Pour la grille CERCHAR la vitesse a une légère influence entre U_M et $1,5 U_M$. Au-delà, l'indice de mélange est pratiquement égal à 1.

On constate également que l'indice radial par tranche est du même ordre de grandeur pour toutes les sous couches du lit.

L'influence de la vitesse sur l'uniformité axiale, radiale et globale du lit (qui tient compte des deux dispersions) est illustrée sur la figure IV.20. Nous faisons les mêmes remarques que précédemment : le mélange est quasiment parfait pour la grille CERCHAR au delà de $1,5 U_M$ alors que pour la grille poreuse les indices axial et global sont médiocres pour toutes les vitesses étudiés.

- Influence de la concentration

L'influence de la concentration a été abordée précédemment sur les profils de concentrations réduits. Cette représentation nous avait permis de distinguer les différents comportements des deux grilles en fonction de la concentration en particules immergeables par les différentes

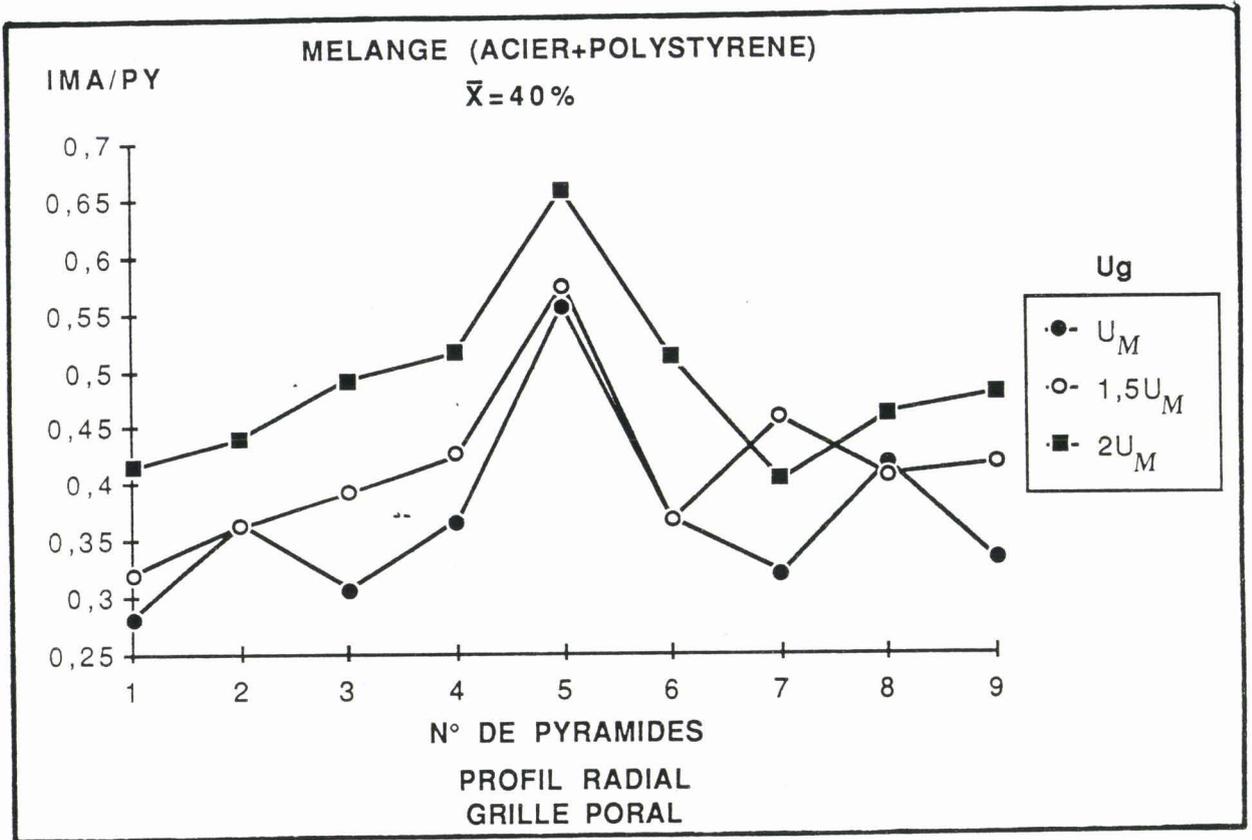


FIGURE IV.18a

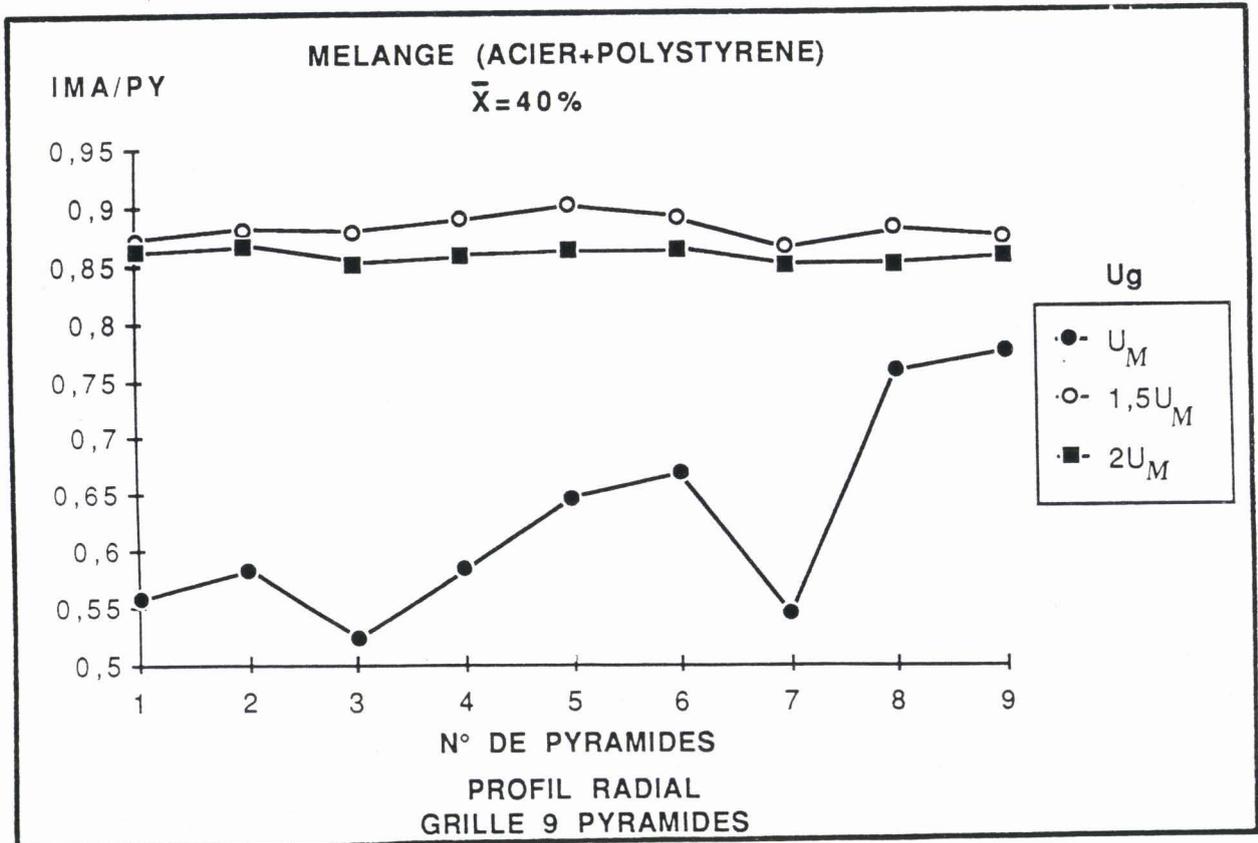


FIGURE IV.18b

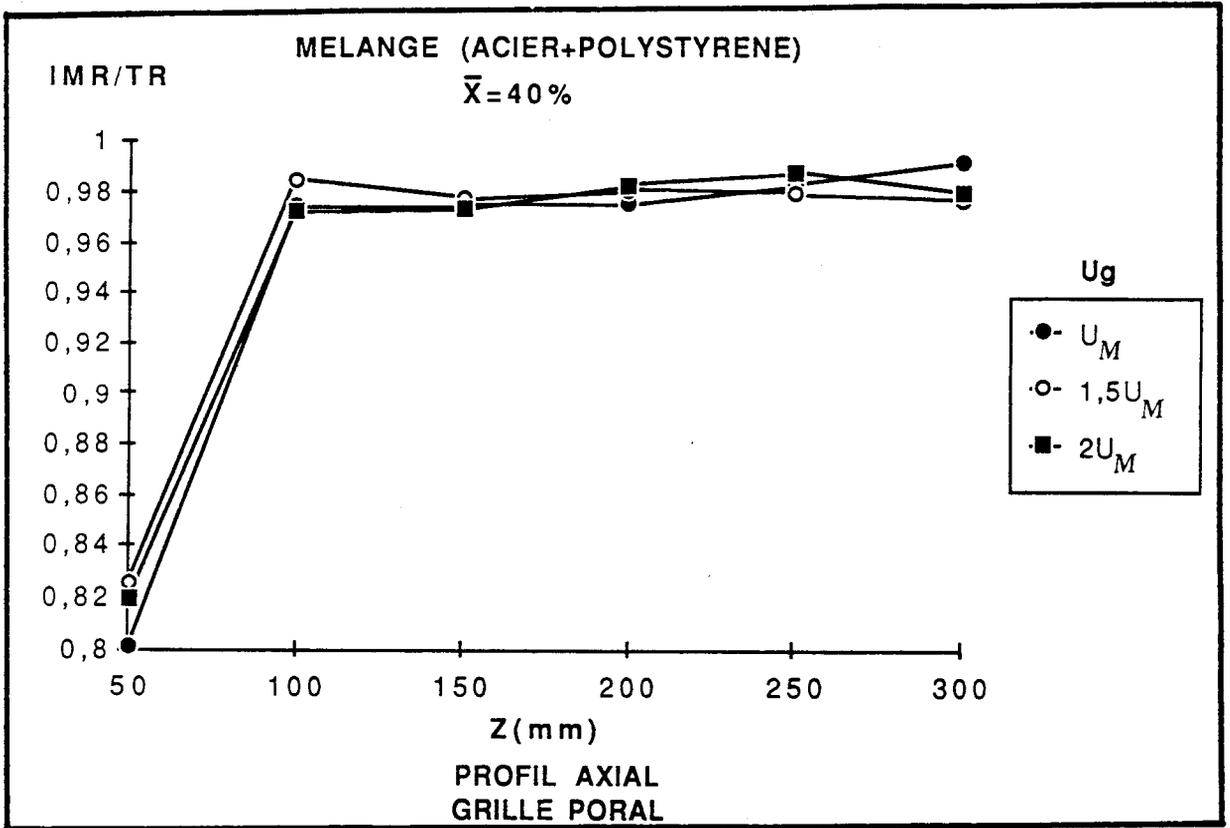


FIGURE IV.19a

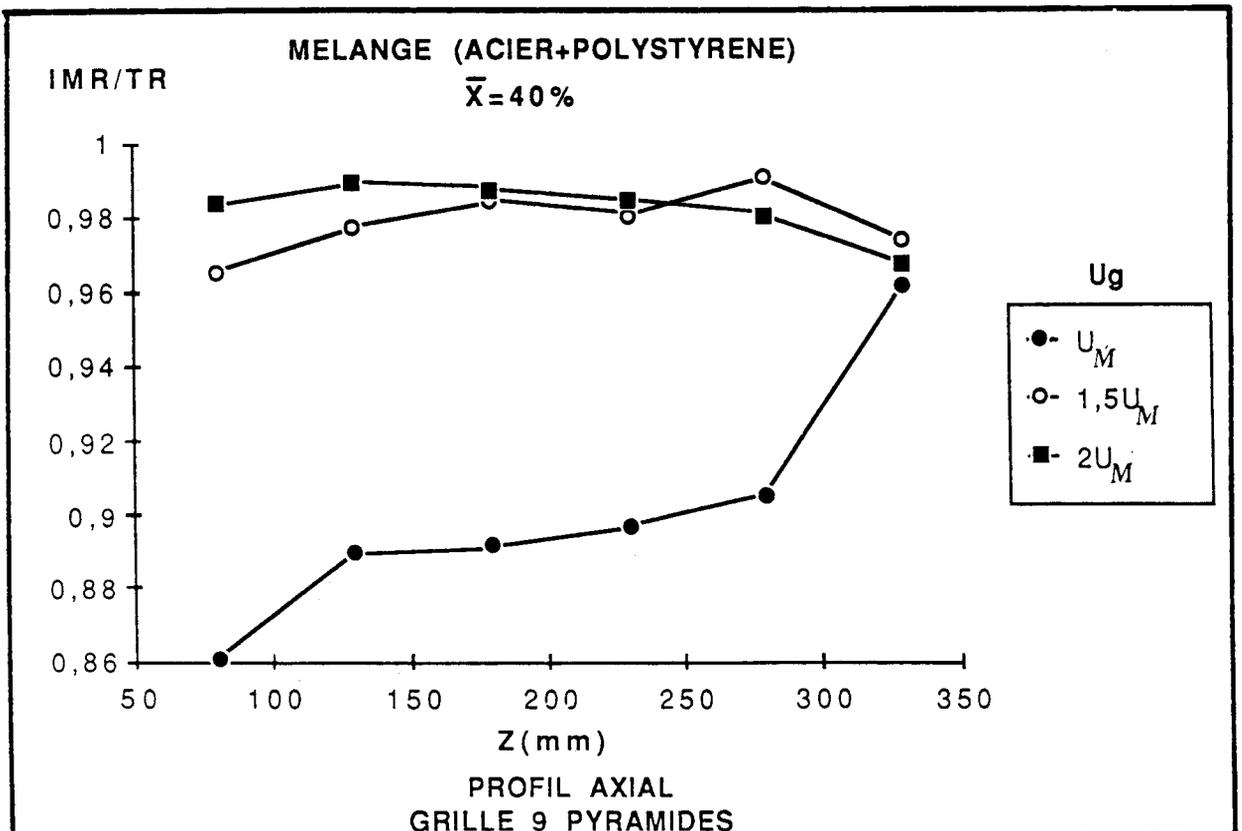


FIGURE IV.19b

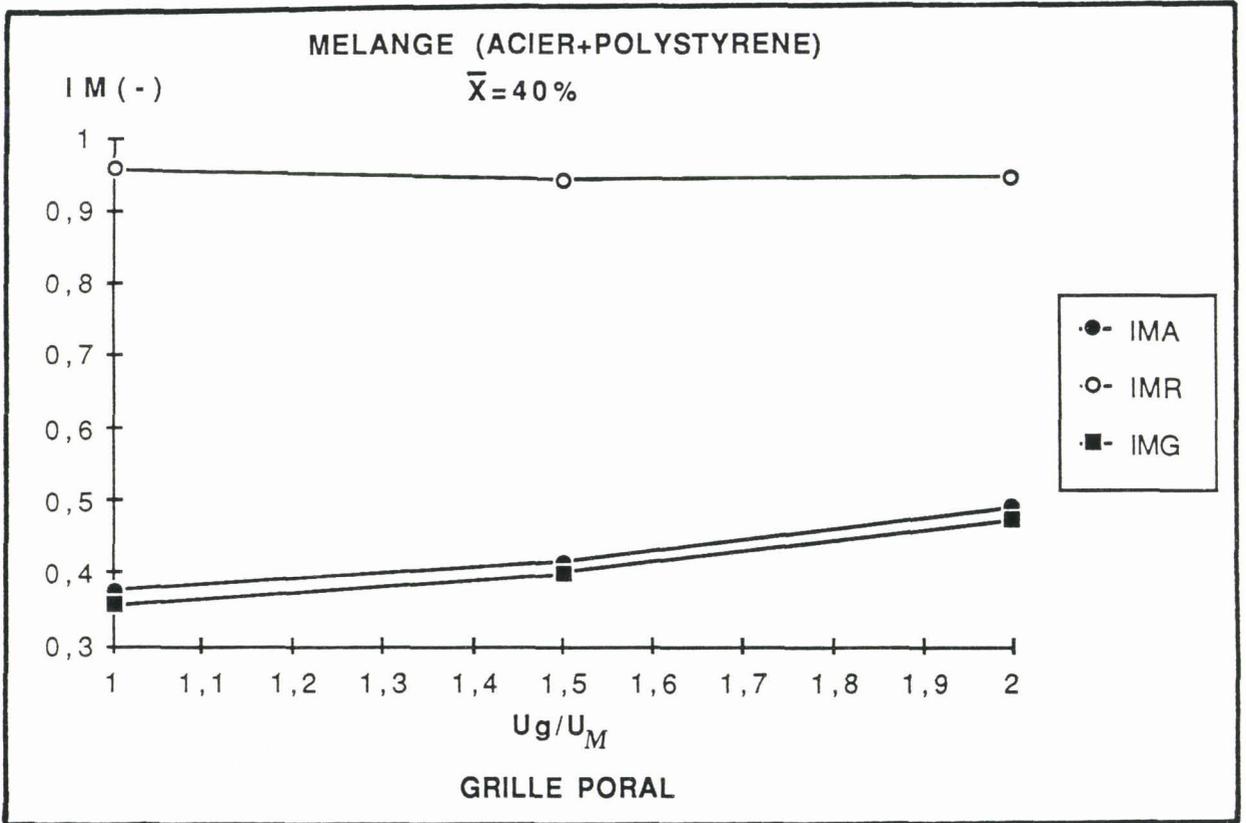


FIGURE IV.20a

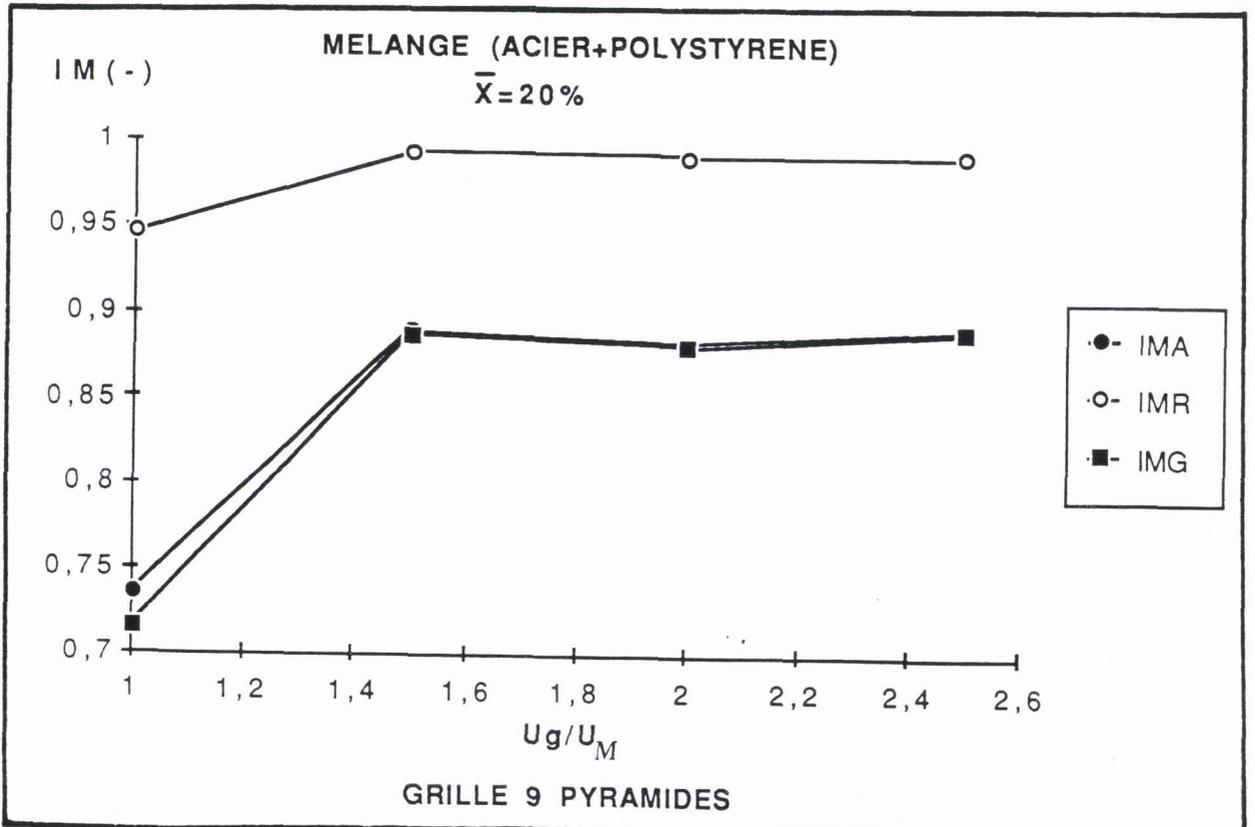


FIGURE IV.20b

allures de courbes obtenues, mais ne nous permettait pas de dégager la tendance de l'influence de la concentration globale sur l'uniformité du mélange. C'est ce qui fait l'objet de ce paragraphe.

Sur la figure IV.21 nous avons reporté l'indice I_{MA} en fonction des quatre concentrations étudiées pour les deux grilles à même vitesse relative de gaz. Nous remarquons que pour la grille plate l'indice de mélange diminue à mesure que la concentration globale des particules immergeables augmente, mais pour 80 %, l'indice devient légèrement plus élevé qu'à 60 %. Nous pensons que cette tendance est en parfait accord avec l'allure des profils de concentrations obtenus pour 80 %.

L'influence de la concentration sur l'indice I_{MA}/PY est moins prononcée sur la grille CERCHAR, les valeurs de cet indice sont équivalentes pour les fractions massiques des immergeables de 20 à 40 % et sont supérieures à celles de 60 et 80 %. Dans tous les cas l'indice de mélange axial pour chaque pyramide est supérieur à celui obtenu pour la grille poral.

De même, on constate sur la figure IV.22 que l'indice radial pour chaque tranche est légèrement meilleur en haut du lit pour 20 et 40 % et diminue légèrement avec l'augmentation des concentrations en immergeables en bas du lit. Dans le cas de la grille CERCHAR, l'indice radial est légèrement plus faible en haut de la couche pour 60 et 80 % : la concentration globale est quasiment sans influence.

L'influence de la concentration en particules immergeables sur le degré de mélange global du lit est illustrée sur la figure IV.23 où nous avons représenté les variations de l'indice global du lit en fonction de la vitesse relative U_g/U_M (U_M étant la vitesse du mélange déterminée par la grille poral). Cette figure confirme l'analyse faite précédemment sur l'influence de la vitesse du gaz et de la concentration globale des particules immergeables sur l'uniformité du mélange.

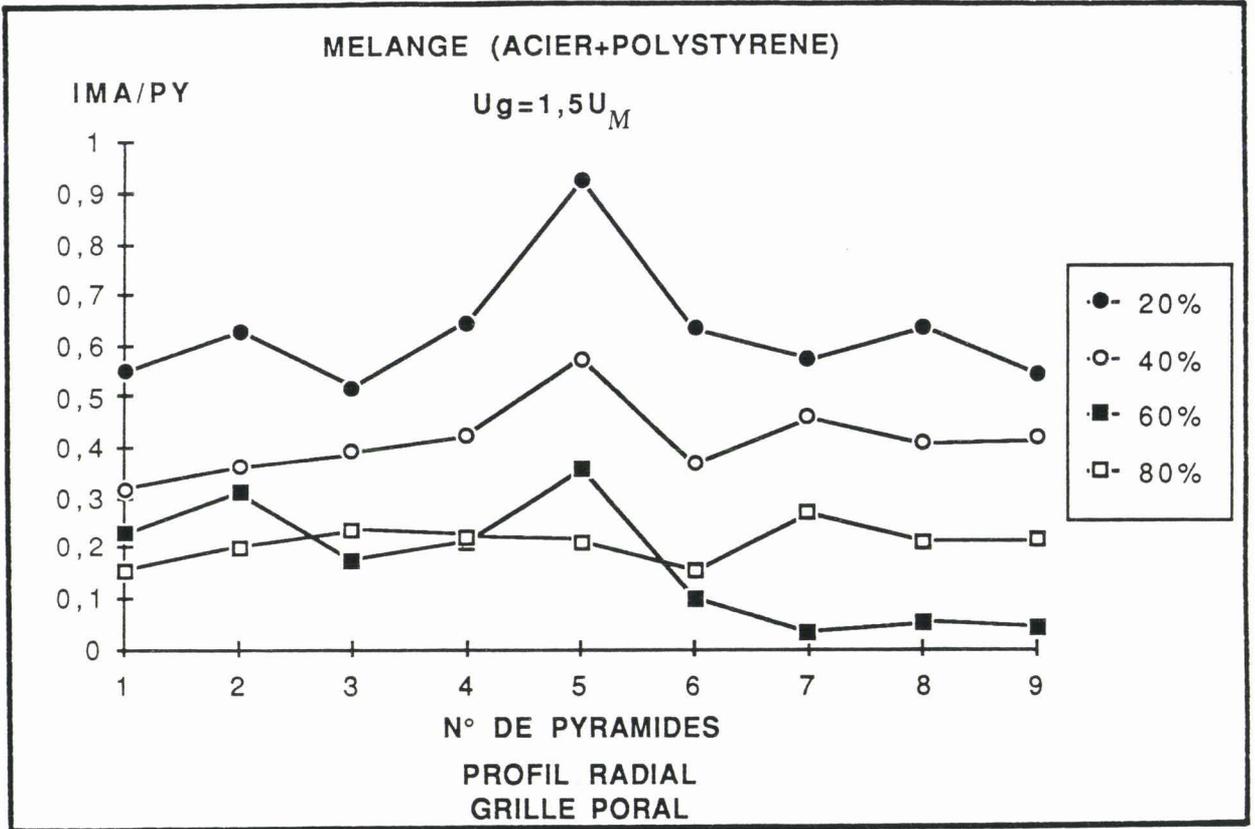


FIGURE IV.21a

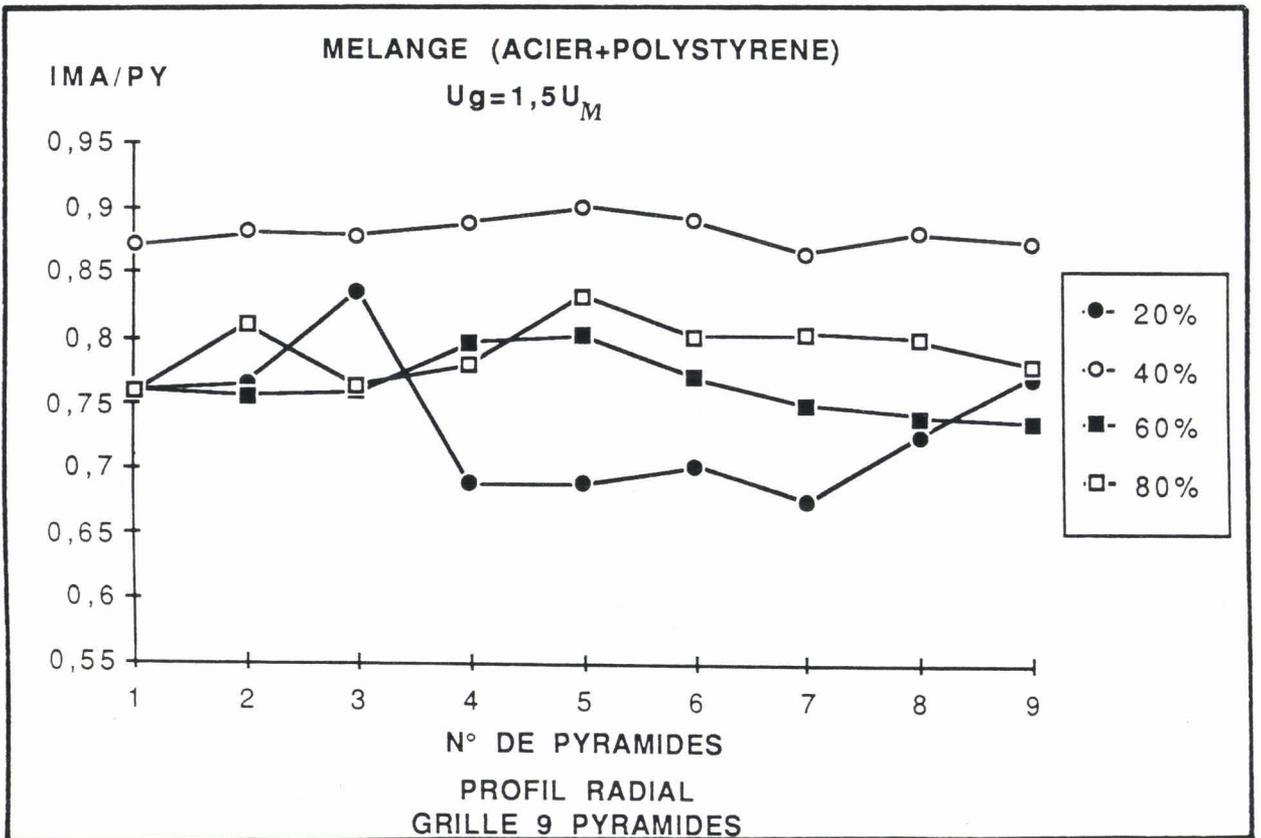


FIGURE IV.21b

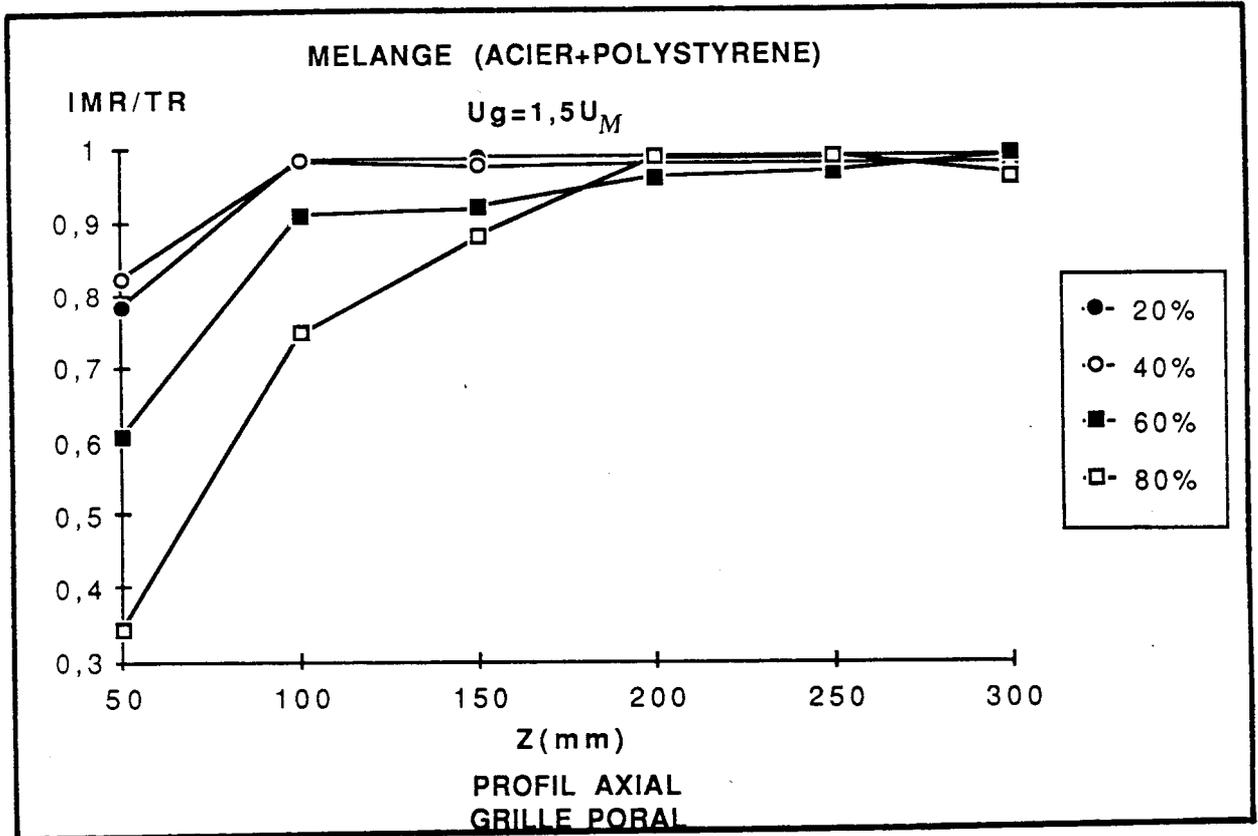


FIGURE IV.22a

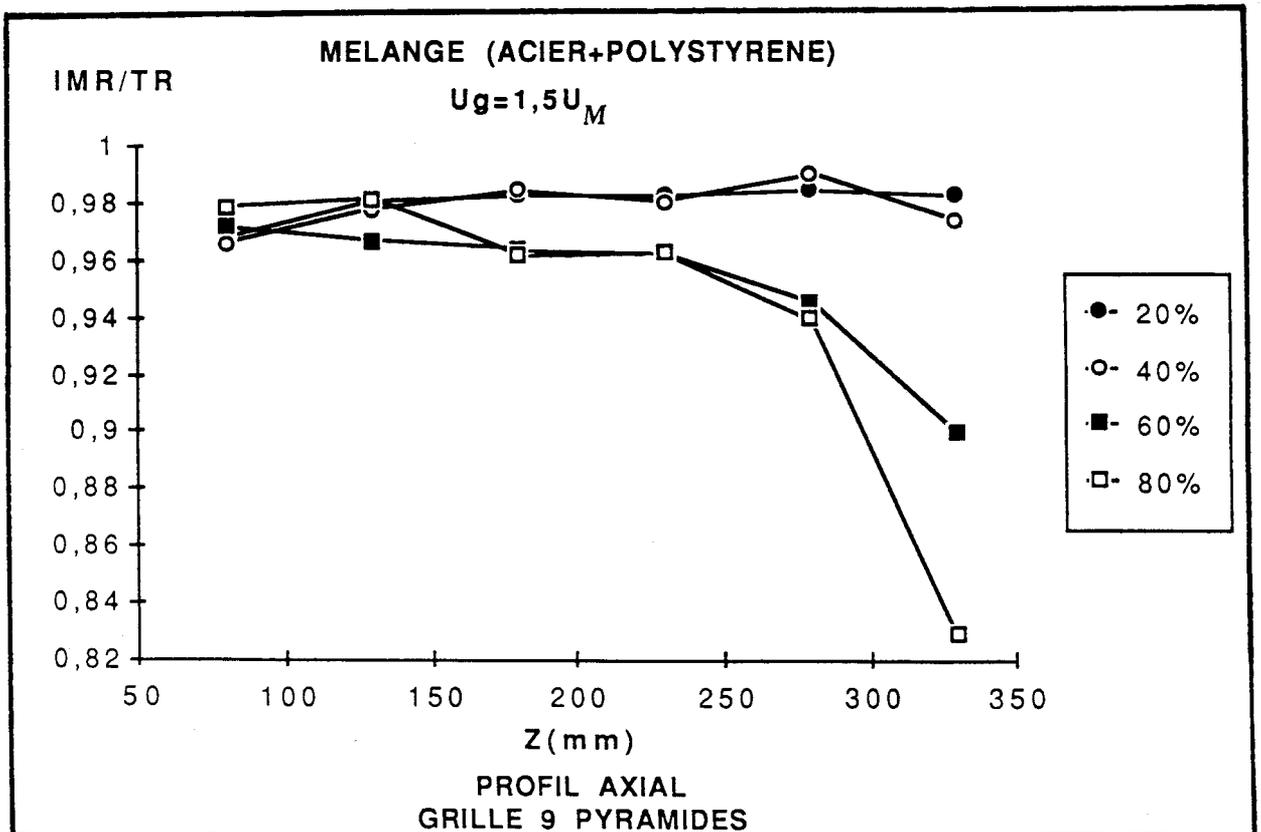


FIGURE IV.22b

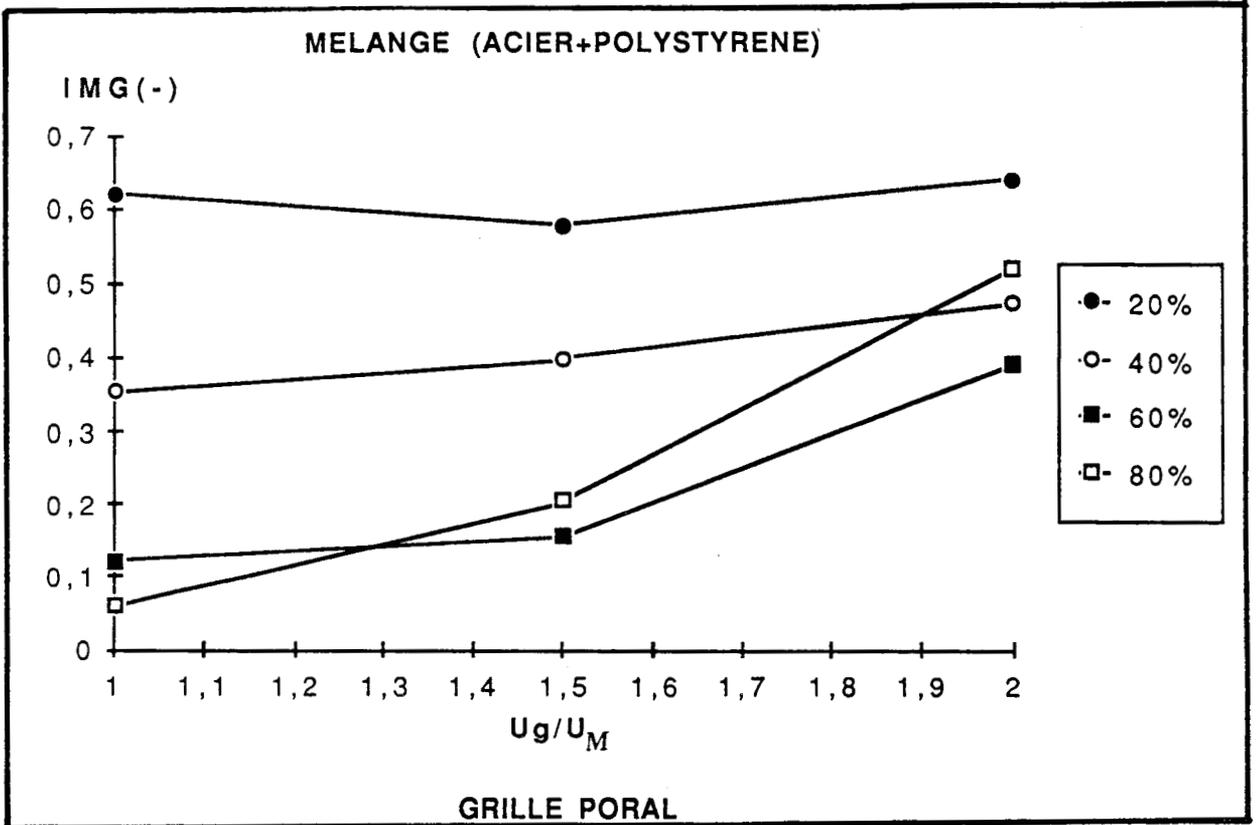


FIGURE IV.23a

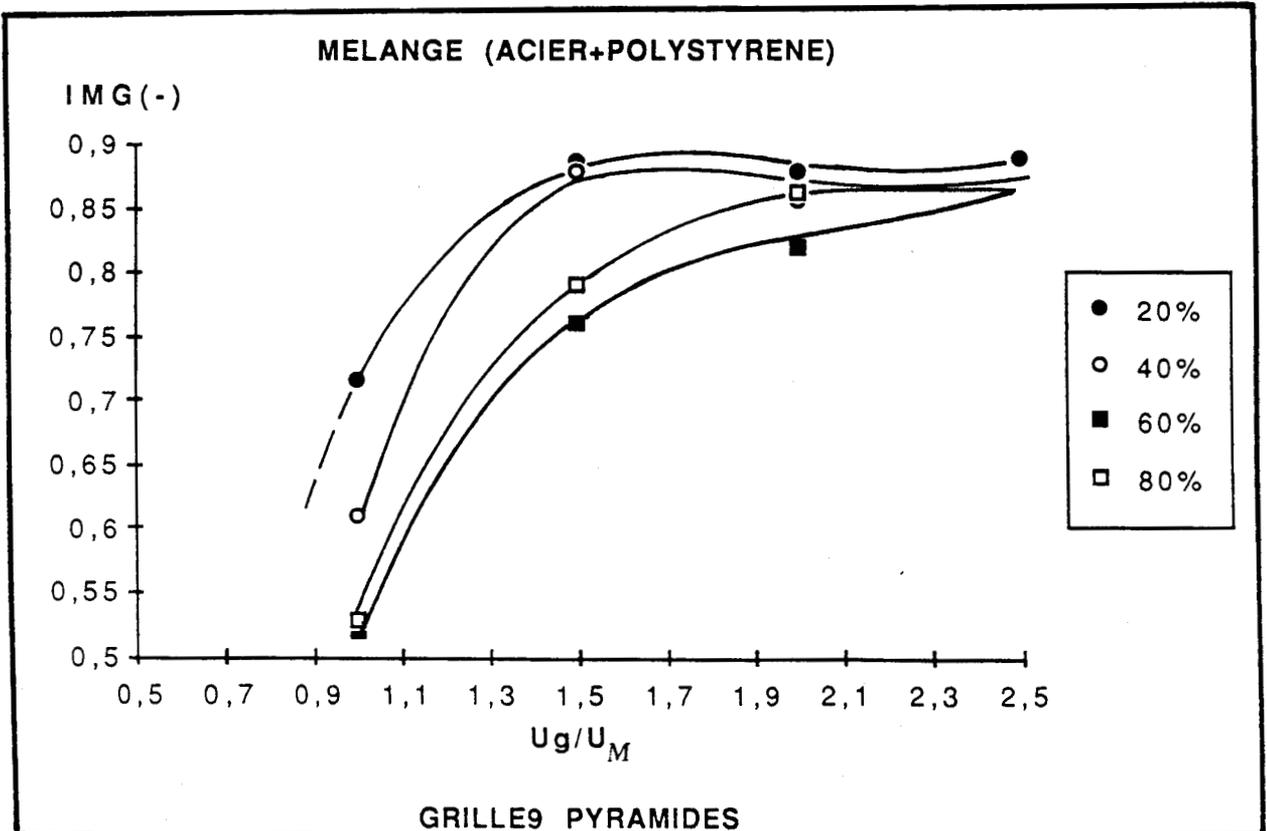


FIGURE IV.23b

- Comparaison des deux grilles

Sur la figure IV.24 on a représenté l'indice global de mélange relatif à l'ensemble de nos résultats expérimentaux pour les deux binaires étudiés et les deux grilles. Cette figure met bien en évidence la qualité du brassage de la grille à pyramides par rapport à la grille poreuse.

On constate par ailleurs, que les valeurs de l'indice de mélange global sont plus grandes avec le binaire de même nature qu'avec celui de nature différente, aussi bien pour la grille à pyramides que pour la grille PORAL. Ceci confirme notre analyse précédente sur les profils de concentration : les deux paramètres considérés n'ont pas la même influence relative et c'est la différence des masses volumiques qui joue un rôle prépondérant sur le mélange et la ségrégation en lit fluidisé muni par des distributeurs de gaz classique ou de type grille CERCHAR.

IV.2.3.3. Comparaison des valeurs expérimentales de l'indice de mélange I_R de la grille poreuse avec les prédictions empiriques de Nienow et coll /95/

Rappelons les corrélations proposées par Nienow et coll /95/ pour prédire l'indice de mélange I_R à l'équilibre :

$$I_R = [1 + \exp(-\tau)]^{-1}$$

avec

$$\tau = \frac{U_g - U_{to}}{U_g - U_F} \cdot \exp\left(\frac{U_g}{U_{to}}\right)$$

où U_{to} est la vitesse du gaz pour laquelle $I_R = 0,5$.

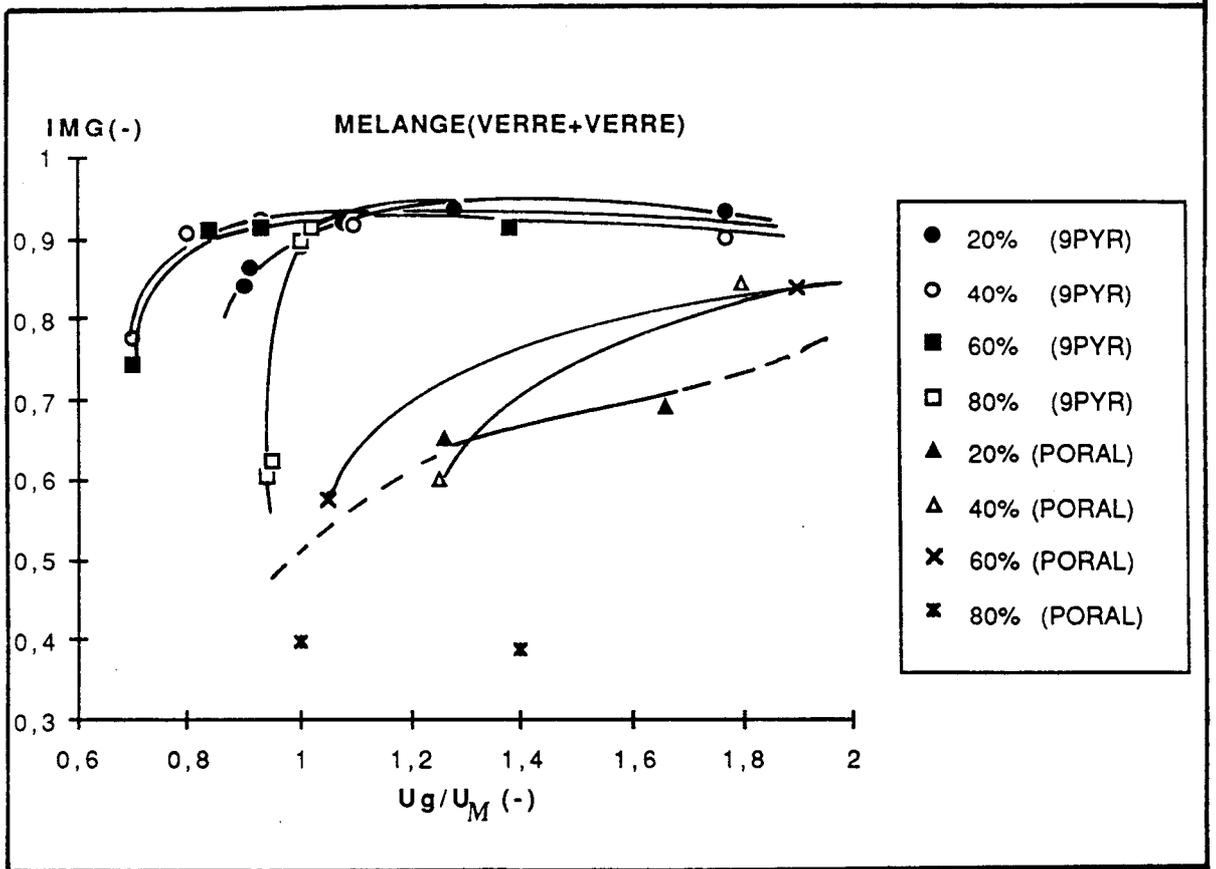


FIGURE IV.24a

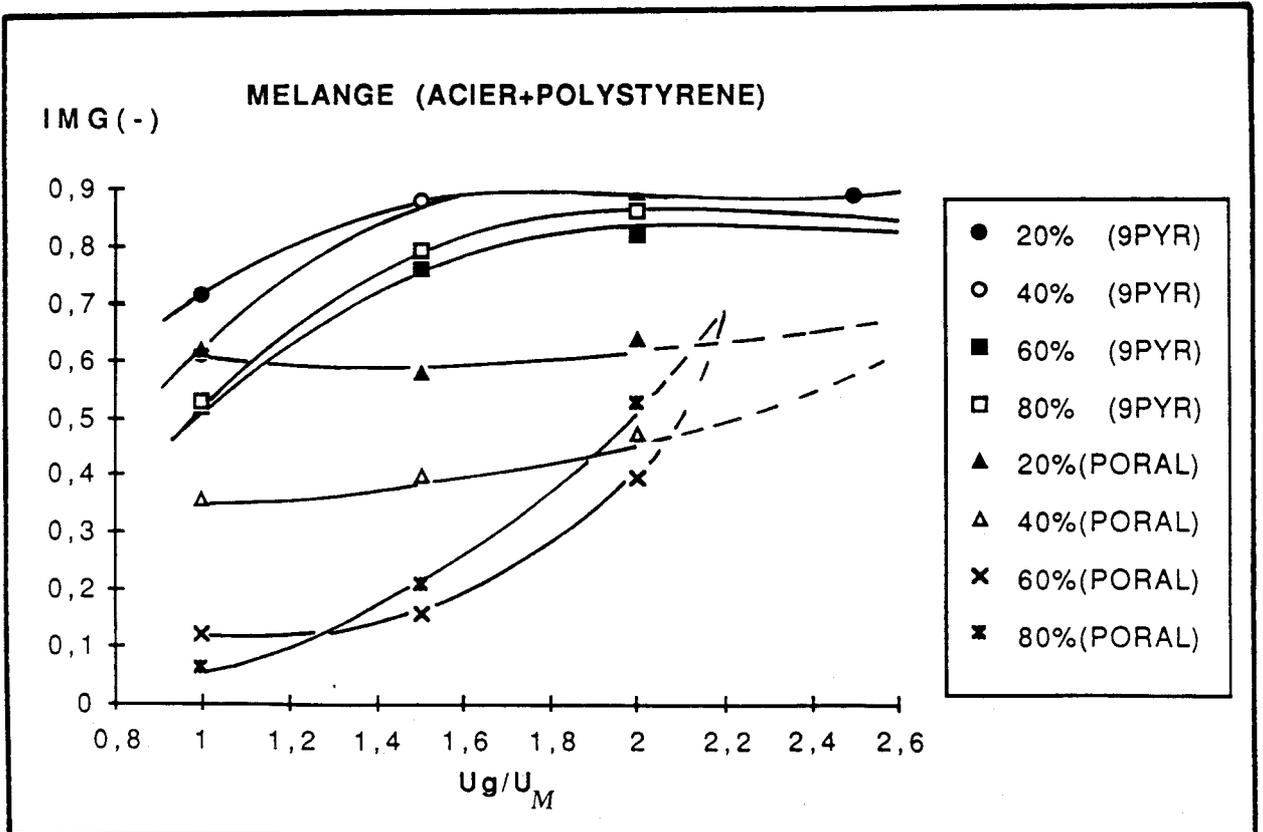


FIGURE IV.24b

Cette vitesse peut être déterminée par l'équation IV.17 suivante :

$$\frac{U_{to}}{U_F} = \left(\frac{U_P}{U_F} \right)^{1,2} + 0,9 \left[\left(\frac{\rho_H}{\rho_L} \right) - 1 \right]^{1,1} \left(\frac{\Psi_H d_H}{\Psi_L d_L} \right)^{0,7} - 2,2 \left(\bar{X}_1 \right)^{0,5} \left[1 - \exp \left(- \frac{H_1}{D_c} \right) \right] \quad \text{IV.17)}$$

A partir de ces équations, nous avons évalué l'indice I_R , et nous l'avons comparé aux valeurs déterminées expérimentalement sur la grille poreuse (tableau IV.4).

On observe des différences très sensibles entre $(I_R)_C$ et $(I_R)_{ex}$ pour nos deux cas de mélange. Ces différences résultent de l'estimation de U_{to} . En effet, lorsque les masses volumiques sont identiques (cas du mélange verre + verre), le terme relatif à l'influence du rapport de tailles disparaît ce qui est paradoxal. De même on note selon cette équation que U_{to} diminue si la concentration en particules immergeables augmente et par conséquent l'indice I_R augmente, ceci paraît tout à fait contraire aux tendances de nos résultats expérimentaux. L'indice de Rowe et l'équation IV.17 donnant U_{to} doivent être utilisés avec précaution.

MELANGE(ACIER+POLYSTYRENE)

\bar{X}	Ug (cm/s)	$(I_R)_{exp}$	$(I_R)_C$	Uto (cm/s)
20 %	45,5	0,0229	0	138,8
	69,3	0,0494	0,0172	
	98,5	0,18	0,1935	
40 %	49,2	0,0027	0	127,3
	78,1	0,1046	0,0767	
	93,5	0,226	0,202	
60 %	42,8	0,005	0	120,2
	67,25	0,077	0,0285	
	95,7	0,4285	0,2703	
80 %	51,8	0,0156	0	113,3
	74,7	0,4151	0,0973	
	96,8	0,757	0,3305	

MELANGE (VERRE+VERRE)

\bar{X}	Ug (cm/s)	$(I_R)_{exp}$	$(I_R)_C$	Uto (cm/s)
20 %	74,3	0,8	0,27	184,7
	81,1	0,88	0,38	
40 %	84,4	0,66	0,188	172,6
	92,4	0,84	0,11	
60 %	85,8	0,811	0,061	163,3
	92,6	0,895	0,033	
80 %	120	0,86	0,253	155,5
	125	0,88	0,423	

TABLEAU IV.4

IV.3. CONCLUSION

Dans ce chapitre nous avons déterminé la qualité du mélange induit par la grille à neuf pyramides et la grille poreuse sur deux populations différentes de particules solides réputées pour leur tendance ségrégative.

La grille poreuse suit assez bien les prédictions de la littérature, par contre les profils caractéristiques que nous avons relevés sur la grille à neuf pyramides sont différents. En particulier, les particules immergeables sont soit en bas, soit en haut du lit suivant qu'elles représentent les plus denses ou les plus grosses et on ne retrouve pas les profils typiques de Rowe. Mais le mécanisme de mélange et de ségrégation dus au phénomène de bullage, sont les mêmes que ceux décrits par Gibilaro et Rowe en tenant compte de la circulation des particules dans le jet.

Dans tous les cas, avec la grille CERCHAR, les écarts entre les concentrations massiques de chaque sous couche et la concentration massique globale sont très faibles : les particules immergeables sont bien réparties dans l'ensemble du lit et cet état d'équilibre est atteint très rapidement pour des vitesses de gaz inférieures à celles de la grille poreuse. De plus, la qualité du mélange est indépendante de la concentration globale, et la ségrégation radiale est inexistante contrairement à ce que l'on observe habituellement avec un jet unique.

La grille CERCHAR dans son régime de fluidisation classique n'a ni les inconvénients des grilles classiques (ségrégation axiale) ni ceux du lit à jet (ségrégation radiale).

CONCLUSION GENERALE

Ce travail avait pour objectif d'analyser les phénomènes de mélange et de ségrégation de couches hétérogènes fluidisées par la grille CERCHAR qui s'apparente aux grilles multijets. Une étude paramétrique véritablement systématique était raisonnablement impraticable à cause de la multiplicité des paramètres qui gouvernent les systèmes binaires fluidisés, d'autant que la fluidisation par la grille à pyramides restait encore méconnue.

Nous avons donc été amené - pour mener à bien notre étude - dans un premier temps à examiner le comportement hydrodynamique induit par l'utilisation d'une telle grille comme diffuseur de gaz par un rapport à distributeur classique.

Pour ce faire, nous avons effectué des mesures de profils de pression en balayant un large domaine de conditions expérimentales. L'étude des profils de pression lors de la fluidisation de solides de même nature a permis de mettre en évidence l'existence d'une zone d'écoulement établi au-delà de la base supérieure des pyramides.

Des profils typiques de pressions caractérisant l'écoulement à travers une couche fluidisée par les grilles à pyramides sont déterminées pour des vitesses de gaz variées : inférieures à, supérieures à, et proche de la vitesse minimale de fluidisation.

L'allure de ces profils s'explique par la géométrie de la grille.

Il a été constaté l'existence de deux régimes d'écoulement à travers la couche : l'un s'apparente à celui de la fluidisation classique et l'autre à celui généré par un lit à jet. La transition de l'un à l'autre a lieu pour une hauteur de lit H_c .

Pour une colonne donnée, la hauteur du lit H_c délimitant les deux régimes dépend essentiellement de la taille des particules et la réduction du nombre de pyramides par unité de surface favorise l'établissement du régime lit à jet.

La loi de variation de la hauteur minimale à partir de laquelle la grille CERCHAR engendre un régime de fluidisation classique a été déterminée en fonction de la taille des particules pour deux grilles CERCHAR comportant 9 et 4 pyramides par $0,16 \text{ m}^2$.

La chute de pression subit par le gaz à travers une couche fluidisée par ce type de grille est de l'ordre de celle obtenue par une couche à jet dans le cas des faibles hauteurs de lit. L'écart entre la perte de charge totale du lit et le poids par unité de surface diminue avec la hauteur et est atteint pour $H_1 = H_c$. La vitesse minimale de fluidisation dépend, en plus des caractéristiques physiques des particules, de la hauteur du lit considérée : elle augmente avec la hauteur de la couche et devient constante au-delà de H_c , mais reste inférieure à celle obtenue sur une grille classique.

Nous proposons des relations, par modification de l'équation d'Ergun, pour le calcul prévisionnel de la vitesse minimale de fluidisation des couches homogènes et/ou de mélange de particules pour la grille classique et la grille neuf pyramides (en régime de fluidisation classique).

L'étude de la qualité de brassage - en régime de fluidisation classique - a porté sur deux mélanges binaires très caractéristiques par leur tendance naturelle à la ségrégation à cause de l'importance des rapports de taille et de masse volumique des particules qui les constituent. Elle a été abordée par la détermination expérimentale des profils (axial et radial) de concentration des particules immergeables pour des différentes conditions de fonctionnement.

Les profils axiaux de concentration obtenus par la grille neuf pyramides n'ont pas la même allure que ceux reportés dans la littérature et ceux déterminés dans les mêmes conditions sur la grille PORAL : il n'existe pas de zone en haut de la couche de concentration uniforme.

La concentration massique des particules immergeables, lorsqu'elles sont les plus denses, est légèrement plus importante dans les pyramides que celle globale du lit et elle diminue progressivement au fur et à mesure que l'on s'éloigne du distributeur.

Dans le cas où les particules immergeables sont les plus grosses, la tendance précédente est inversée : il y a moins de particules immergeables dans les pyramides.

Mais dans tous les cas, les écarts précédents par rapport à la concentration moyenne du lit sont très faibles : les particules immergeables sont bien réparties dans le lit. Ce bon état d'équilibre est atteint très rapidement pour des vitesses de gaz comprises entre 1,5 et 2 fois la vitesse minimale de fluidisation du mélange U_M .

La distribution radiale des particules est quasiment uniforme.

Le brassage induit par la grille CERCHAR est de meilleure qualité que celui engendré par les distributeurs de gaz classiques. La fluidisation par la grille CERCHAR semble profiter des avantages des lits fluidisés classiques et des lits à jet sans être altérée par leurs inconvénients.

Ces résultats montrent clairement que la grille bénéficie d'avantages qu'il conviendrait d'exploiter dans des applications autres que celles de la combustion du charbon.

Notre contribution, pour une meilleure compréhension du comportement hydrodynamique des distributeurs de gaz et des effets induits comme le mélange et la ségrégation nécessiterait un approfondissement des interprétations par une approche théorique rigoureuse fondée sur les équations générales des milieux diphasiques gaz-solide.

NOMENCLATURE

- a : exposant dans l'équation (II.7) (-)
- a' : exposant dans l'équation (II.10) (-)
- a_B : fraction volumique de couche occupée par les bulles, sillage compris (-)
- a'_B : fraction volumique de couche occupée par les bulles, sillage non compris (-)
- b : exposant dans l'équation (II.7)
- b_o : demi-largeur du jet
- b' : exposant de l'équation (II.10) (-)
- B : constante de l'équation (II.16) (-)
- c : exposant dans l'équation (II.7)
- c' : exposant dans l'équation (II.10)
- C : fraction volumique des particules immergeables (-)
- C_{ij} : fraction volumique des particules dans un élément de volume (i,j) (-)
- \bar{C} : valeur globale de la concentration en particules immergeables (-)
- C_{AV} : concentration en particules immergeables dans la partie supérieure de la couche (-)
- C_{EO} : concentration en particules immergeables dans l'émulsion (-)
- C_W : concentration en particules immergeables dans le sillage (-)
- \bar{d} : diamètre moyen des particules (L)
- d_B : diamètre des plus grosses particules solides d'un mélange binaire ou diamètre des bulles (L)
- d_F : diamètre des particules solides d'un système binaire dont la vitesse minimale de fluidisation est la plus faible (L)
- d_i : diamètre de l'embout du jet (L)
- d_I : diamètre moyen des particules immergeables (L)
- d_M : diamètre moyen des particules d'un mélange binaire (L)
- d_P : diamètre des particules solides d'un système binaire dont la vitesse minimale de fluidisation est la plus élevée (L)

- d_S : diamètre des plus petites particules solides d'un mélange binaire (L)
- D : coefficient de dispersion axiale ($L^2.T^{-1}$)
- D_C : diamètre de la colonne (L)
- e : exposant de l'équation (II.7) (-)
- f : exposant de l'équation (II.7) (-)
- f_{NF} : fraction des particules de type F dans un mélange binaire (-)
- f_{VF} : fraction volumique des particules de type F dans un mélange binaire (-)
- f_W : rapport entre le volume du sillage et le volume de la bulle (-)
- f_{WB} : volume occupé par le sillage des bulles par rapport au volume occupé par les bulles, sillage compris (-)
- g : accélération de la pesanteur ($L.T^{-2}$)
- H_1 : hauteur de la couche (L)
- H_C : hauteur critique d'une couche multijets
- h : niveau de la couche fluidisée par rapport à la surface du distributeur (L)
- h^* : niveau de l'interface entre deux couches de natures différentes (L)
- H_M : hauteur maximale de la couche au-delà de laquelle le lit à jet ne peut être observé (L)
- H_{mf} : hauteur de la couche au minimum de fluidisation
- I, I_M : indice de mélange (-)
- I_{MA} : indice de mélange axial
- I_{MR} : indice de mélange radial
- I_{MG} : indice de mélange global du lit
- I_O : indice de mélange pour un ségrégation totale (-)
- I_{MP} : indice de mélange selon Michaels et Puzinauskas (-)
- I_R : indice de mélange selon Rowe et coll (-)
- k : constante de l'équation (II.7) (-)
- K : vitesse de ségrégation ($L.T^{-1}$)
- K_t : constante de l'équation (I.2)
- k_1, k_2 : constantes de l'équation (II.8) (-)
- k'_1, k'_2 : constantes de l'équation (II.10)

- L_j : longueur de pénétration du jet (L)
 L, L_f : hauteur de la couche (L)
 M_s : masse du solide (M)
 n : nombre de sous couches (-)
 n^* : nombre entier tel que $C = n^*/n$ (-)
 P_{sa} : pression statique dans la zone annulaire ($ML^{-1}T^{-2}$)
 q : coefficient d'échange par rapport au volume de l'émulsion (S^{-1})
 q' : coefficient d'échange par rapport au volume des bulles (S^{-1})
 r_o : rayon de l'embout du jet (L)
 S_c : section droite de la colonne (L^2)
 U_a : vitesse du gaz dans la zone annulaire ($L.T^{-1}$)
 U_{aH} : vitesse du gaz dans la zone annulaire pour une hauteur de lit H
 U_o : vitesse du jet au niveau de l'embout
 U_F : vitesse minimale de fluidisation des particules flottables ($L.T^{-1}$)

 U_j : vitesse du jet ($L.T^{-1}$)
 U_g : vitesse superficielle du gaz dans la colonne ($L.T^{-1}$)
 U_{max} : vitesse axiale du jet ($L.T^{-1}$)
 U_{mf} : vitesse minimale de fluidisation ($L.T^{-1}$)
 U_{ms} : vitesse minimale de couche à jet (spouting) ($L.T^{-1}$)
 U_M, U_{MS}, U_S : vitesse définie dans la figure (III.2) ($L.T^{-1}$)
 U_P : vitesse de fluidisation des particules les moins fluidisables ($L.T^{-1}$)

 U_{to} : vitesse de gaz pour laquelle $I_R = 0,5$ ($L.T^{-1}$)
 V_B : volume de bulle (L^3)
 V_E : volume de l'émulsion (L^3)
 V_T : volume total (L^3)
 V_W : volume du sillage des bulles (L^3)
 W : vitesse de circulation du solide ($L.T^{-1}$)
 X : fraction massique en particules immergeables dans la couche (-)
 \bar{X} : fraction massique globale des particules immergeables dans la couche (-)
 X_g : fraction massique globale des particules immergeables dans une sous couche ou dans une colonne.

- X_F, X_P : fraction massique des particules, d'un mélange binaire ayant la vitesse minimale la plus faible, la plus élevée (-)
- X_{AV} : valeur moyenne de X définie par l'équation (IV.11)
- y : distance radiale à l'axe du jet (L)
- \bar{y} : distance de ségrégation moyenne (L)
- Y_S : distance de ségrégation relative (L)
- z, Z : côte ou axe vertical (L)
- Z' : hauteur relative dans la couche pour laquelle $X = \bar{X}$, (-)
- Z* : niveau relatif correspondant à l'interface (L)

LETTRES GRECQUES

- α : angle du jet immergé dans un lit fluidisé
 θ : angle du cône du lit à jet
 ϵ : degré de vide
 ϵ_{mf} : degré de vide au minimum de fluidisation
 ψ : facteur de sphéricité
 τ : paramètre de l'équation (IV.16)
 μ, μ_g : viscosité du fluide ($M.L^{-1}T^{-1}$)
 ρ : masse volumique du solide (ML^{-3})
 ρ_f, ρ_g : masses volumiques du fluide, du gaz (ML^{-3})
 ρ_M : masse volumique moyenne d'un mélange de particules (ML^{-3})
 ρ_F, ρ_P : masse volumique des particules de type F, P (ML^{-3})
 ΔP : chute de pression entre deux niveau de l'installation ($M.L^{-1}T^{-2}$)
 $(\Delta P)_r$: perte de charge totale de la couche rapportée à sa masse ($M.L^{-1}T^{-2}$)
 ΔP_t : perte de charge totale du lit ($M.L^{-1}T^{-2}$)
 ΔP_{ms} : perte de charge à travers la couche à la vitesse minimale de lit à jet ($ML^{-1}T^{-2}$)
 ΔP_{mf} : perte de charge au minimum de fluidisation ($M.L^{-1}T^{-2}$)

NOMBRES ADIMENSIONNELS

Ga : nombre de Galilée

$$Ga = \frac{d^3 \rho_g (\rho - \rho_g) g}{2 \mu_g}$$

dans le cas de couches de
particules identiques

$$Ga = \frac{d_M^3 \rho_g (\rho_M - \rho_g) g}{2 \mu_g}$$

dans le cas de mélanges
binaires

Ga : nombre de Galilée modifié

$$Ga = \frac{\bar{d}^3 (\rho_f)^2 g}{\mu_f}$$

M_v : nombre de masse volumique

$$M_v = \frac{\rho - \rho_g}{\rho_g}$$

dans le cas des couches
de particules homogènes

$$M_v = \frac{\rho_M - \rho_g}{\rho_g}$$

dans le cas des mélanges
binaires

R_{ep} : Nombre de Reynolds rapporté à la particule

$$R_{ep} = \frac{\bar{d} U_g \rho_g}{\mu_g}$$

dans le cas des couches
de particules identiques

R_{emf} : Nombre de Reynolds au minimum de fluidisation

$$Re_{mf} = \frac{\rho_g U_{mf} \bar{d}}{\mu_g}$$

dans le cas des couches des
particules identiques

$$R_{emf} = \frac{d_M U_M \rho_g}{\mu_g}$$

dans le cas des mélanges
binaires

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- /1/ Y. MOLODTSOF, "Equations générales probabilistes des écoulements polyphasiques et applications aux mélanges gaz-solides"
Thèse d'Etat, Université de Technologie de Compiègne (Juin 1985).
- /2/ W.K. LEWIS, E.R. GILLILAND and W.C. BAUER, "Characteristics of Fluidized Particules" Ind. Eng. Chem., 41, 1104 (1949).
- /3/ B. SINGH, G.R. RIGBY, T.G. CALLOTT, Trans. Inst. Chem. Engrs., 51, 93 (1973).
- /4/ A.B. WHITEHEAD, D.C. DENT, "Proceeding of the international Symposium Fluidization" (ed. A.A.H. Dainkenburg) 1967, p.p. 802-820 (Amsterdam, Netherlands, University Press).
- /5/ S. ERGUN, "Fluid flow throught paked columms" Chem. Eng. Progress 48(2), (1952), p.p. 89-94.
- /6/ J. BAYENS, D. GELDART, "Predictive calculation of flow parameters in gaz fluidized bed and fluidization behaviour of various powders" dans "la fluidisation et ses applications", Cepadues Edition, p.p. 263-273, 1974.
- /7/ P.N. ROWE, G.A. HENWOOD, "Drag forces in a hydrolic model of fluidized bed-part.I", Trans. Instn. Chem. Eng., 39, 1961, p.p. 43-54.
- /8/ C.O. MILLER, A.K. LOGWINUK, "Fluidization studies of solids particules", Ind. Eng. Chem., 43, 1220 (1961).
- /9/ M. LEVA, T. SHIRAI, C.Y. WEN, "La prévision du début de fluidisation dans les lits solides granulaires" Génie chimique, 75, 2, 33 (1956).

- /10/ J.F. FRANTZ, "Minimum fluidization velocities and pressures drop in Fluidized beds" Chem. Eng. Prog. Symp. Ser., 62 (1966) p.p. 21-31
- /11/ V.D. GOROSHKO, R.B. ROZENBAUM, O.M. TODOS, Izv Vuz Neft Gas, (1958).
- /12/ C.Y. WEN, Y.H. YU, "Mechanics of Fluidization" AIChE J., 12, 612, (1966).
- /13/ P. BOURGEOIS, D. GRENIER, "The ratio of terminal velocity for spherical particules". Can. J. Chem. Eng., 46, (1968), p.p. 325-328.
- /14/ J.F. RICHARDSON, M.A.DA.St. JENOMINO, "Velocity-voidage relations for sedimentation and fluidization, Chem. Eng. Sci., 34, 1419 (1979).
- /15/ S.P. BABU, B. SHAH, A. TALWALKAR, "Fluidization correlation for coal gasification materials-minimum fluidization velocity and fluidized bed expansion ratio". AIChE Symp. Ser. 74 (1976), 1978, p.p. 176-186.
- /16/ S.C. SAXENA, G.L. VOGEL, "The measurement of incipient fluidization velocities in a bed of coarse dolomite at temperature and pressure "Trans. Instn. Chem. Eng., 55, 1976, p.p. 184-189.
- /17/ V. THONGLIMP, "Contribution à l'étude hydrodynamique des couches fluidisées par un gaz - vitesse minimale de fluidisation et expansion "Thèse Docteur - Ingénieur. INP, Toulouse - France, 1981.



- /18/ J. BENA, Chemicky Prunyst, 10, 285 (1960).
- /19/ L. DAVIES, J.F RICHARDSON, "Gaz interchange between bubbles and continious phase in fluidized bed". Trans. Inst. Chem. Eng., 44, 1966, pp. 293-305.
- /20/ L.W. ERKOVA, N.I SMIRWOV (cité en référence par THONGLIMP /17/).
- /21/ B.C. PILLAI, M. RAJA RAO, "Pressure Drop and Minimum Fluidization Velocities in Air fluidized Beds" Indian J. Technol., 9, 77 (March 1971).
- /22/ T.E. BROADHURST, H.A BECKER, "Onset of Fluidization and Slugging in Beds of Uniform Particules". AIChE Jo., 21, 2, March 1975, p. 238.
- /23/ D. KUNII, O. LEVENSPIEL, "Fluidization engeneering", Jhon Wiley & Sons, New York, Inc, 1969.
- /24/ J.P RIBA, R. ROUTIER, J.P COUDERC, "Conditions minimales de mise en fluidisation pour un liquide", Can. J. Chem. Eng., 56, 1978, p.p. 26-30.
- /25/ R.B LIMAS, "Fluidisation de particules non sphériques" Thèse de Docteur-Ingénieur de l'Université de Toulouse, 1980.
- /26/ M. KHOSHNOODI, F.J WENBERG, "Combustion in spouted Bed" Combustion and Flame, 33, 1978, p.p. 11-21.
- /27/ H.A ARBIB, A. LEVY, "Combustion of Low Heating Value Fules and Wastes in the spouted beds", Can. J. Chem. Eng., 60 (1982), p.p. 528-531.

- /28/ H.A. ARBIB, R.F SAWYER et F.J WENBERG, "The combustion Characteristics of Spouted Beds" Eighteen Symposium (International) on Combustion (1981), p.p. 233-248.
- /29/ B.K MATHUR, N. EPSTEIN, "Spouted beds", Academic Press New York (1974).
- /30/ P. CHANDANI, N. EPSTEIN, "Spoutability and Spout destabilization of fine particules with a gaz" Fifth Engineering Foundation Conference on fluidization, 18/23 Mai 1986. Elsinore Danemark, Eng. Found. New York.
- /31/ L.A MADONNA, R.F LAMA, "Pressure drop in spouted Beds Ind. Eng. Chem., 52, 1960, p. 169.
- /32/ T. MAMURO, H. HATTORI, "Flow pattern on fluid in spouted beds. J. Chem. Eng. Jap. 1, 1 (1968).
- /33/ G.A LEFROY, J.F DAVIDSON, "The mechanics of spouted beds. Trans. Inst. Chem. Eng. 47, T120 (1969).
- /34/ Z.B GRBAVCIC, D.V VUKOVIC, J.K ZDARSKI, H.LITTMAN, Can. J. Chem. Eng., 54, 1976, p. 33.
- /35/ M.H MORGAN, "Analytical expression for the spout/Annulus Pressure Drop and pressure gradient in spouted beds of coarse particules" Fifth Engineering Foundation Conference on Fluidization. 18/23 Mai 1986. Elsinore Danemark. Eng. Found. New York (1986).
- /36/ K.V.S REDDY, R.J FLEMING, J.W SMITH, "Maximum spoutable bed depths of mixed particule size beds" Can. J. chen. Eng. 46, 1968, p. 329.

- /37/ M.A MALEK, B.C.Y LU, "Pressure Drop and spoutable bed height in Spouted bed" Ind. Eng. Chem. Progress. Des. Develop. 4, 1965, p. 123.
- /38/ D. GELDART, "Type of gas fluidization", Powder Technol. 7, 1973, p.p. 285-292.
- /39/ F.A ZENZ, "Bubble Formation and Grid Design". Inst. Chem. E. Symp. Sev. 30, 136, 1968.
- /40/ J.M.D MERRY, "Penetration of Vertical jets into fluidized beds". AIChE J., 21, 205 (1975).
- /41/ C.Y WEN, M. HORIO, R. KRISHNAN, P. RENGARIAN, "Jetting Phenomena and Dead Zone Formation on Fluidized Bed Distributors". Proceeding of the second Pacific Chemical Engineering, AIChE, New York, 1977, 1182.
- /42/ W.C YANG, D.L KEAIRNS, D.K Mc LAUN, "Gas Mixing in Jetting Fluidized bed". AIChE Sym. Serv. 234, 80 (1984), p.p. 32-41.
- /43/ P.N ROWE, H.J Mc GILLVRAY, D.J CHEESMAN, "Gas discharged from an orifice into gas fluidized bed". Trans. Inst. Chem. Eng., 57, 1979, p.p. 194-199.
- /44/ M. FILLA, L. MASSIMILLA, S. VACCARO, "Gas Jets in Fluidized bed. The influence of particules size shape and density on gaz and solid entrainment". Ins. J. Multiphase Flow, 9, (1983), p.p. 159-267.
- /44b/ L. MASSIMILA, "Gas Jets in Fluidized Bed" in "Fluidization", 2ème édition (ed. J.F DAVIDSON, R. CLIFT et D. HARRISSON), Acad. Press. New York, 1985.

- /45/ W.I MARKHEVKA, V.A BASOV, T.Kh MELIK-AKHNASOVOV, D.I OROCHKO, "The flow of gas jet into fluidized bed", *Eng. Found. Chem. Eng.*, 5, n° 1 (1971) p.p. 80-85.
- /46/ N.A SHAKHOVA, G.A MINAYEV, "Aerodynamics of jets discharged into fluidized beds". *Heat Trans. Ser. Res.*, 4, (1972), p.p. 133-142.
- /47/ T.M KNOWLTON, I. HIRSAN, L. SISHTLA, "The effect of bed Jet parameters on Vertical jets penetration length in gaz fluidized bed", 73rd Annual AIChE Meeting, Chicago, (1980).
- /48/ V.A BASOV, V.I MARKHEVKA, A.T.K MELIK, D.I OROCHKO, "Investigation of the structure of the non uniform bed" *Inst. Chem. Eng.*, 9, (1969), p.p. 263-266.
- /49/ L.A BEHIE, "Momentum heat and mass transfer from grid Jet in a large fluidized bed", Phs. D. Thesis, the University of Western Ontario, London, Ontario, (1972).
- /50/ W.C YANG, D.L KEAIRNS, "Momentum dissipation and Gaz entrainment into a gaz jet in a fluidized bed". *AIChE Symp. Ser.*, n° 205, 77, 1981, p.p. 28-36.
- /51/ S. DONADONO, A. MARESCA, L. MASSIMILLA, "Gas Injection in Shallow beds of Fluidized coarse solids" *Ing. Chem. Ital*, 16, 1980, p. 110.
- /52/ H. SCHLICHTING, "Boundary-Layer Theory" Seventh edition, translated by Dr J. Kestin, edited by Mc Graw-Hill.
- /53/ D. MUZYKA, A. KONIUTA, J.F LARGE, "Etude des effets des jets de la grille de fluidisation CERCHAR" *Entropie* n° 124 (1985), p.p. 37-42.

- /54/ A. DELEBARRE, "Fluidisation, lits à jets et grille à pyramide". Rapport d'étude bibliographique sur le principe et les applications des lits à jets et confrontation avec la fluidisation et l'expérience acquise de l'utilisation de la grille à pyramides. (septembre 1986).
- /55/ W.C YANG, D.L KEAIRNS, "Estimating the jet penetration depth of multiple vertical grid jets" Ind. Eng. Chem. Fundam, 18, 1979, p.p. 317-320.
- /56/ A. KONIUTA, "Visualisation de jet dans une maquette froide". Document interne CERCHAR.
- /57/ J.D PARENT, N. YOGAL, L.S STEINER, "Fluidizing Processes Basic Observations from laboratory Equipment". Chem. Eng. Prog., 43, n° 8, 1947, p.p. 429-436.
- /58/ J.L MATHESON, W.A HERBST, P.H HOLT, "Characteristics of Fluid-solid Systems" Ind. Eng. Chem., 41, 1947, p. 1099.
- /59/ P.N ROWE, A.W NIENOW, A.J AGBIM, "The mechanism by which particules segregate in gaz fluidized beds binary systemes of near spherical particules". Trans. Chem. Eng., 50(1), 1972, p.p. 310-323.
- /60/ V. THONGLIMP, N. HIQUILY et C. LAGUERIE, "Vitesse minimale de fluidisation et expansion des couches de mélanges de particules solides fluidisées par un gaz". Powder Technol., 39, 1984, p.p. 223-239.
- /61/ A.R OTERO, CORELLA, "Anales de la real sociedad espanõla de fisica y quimica, 67(12), 1971, p. 1207-1214.

- /62/ W.R.A GOOSSENS, G.L DUMONT, G.L SPAEPEN, "Fluidization of binary mixtures in the laminar flow region", Chem. Eng. Prog. Symp. Ser., 67(116), 1971, p.p. 38-45.
- /63/ A. KUMAR, P. SENGUPTA, "Prediction of minimum fluidization velocity for multicomponent mixtures", Indian J. Technol. 12(5), 1974, p.p. 225-229.
- /64/ S. CHIBA, Msc THESIS, Univ. of Hokkaido, 1977.
- /65/ P.N ROWE, A.W NIENOW, "Minimum fluidization velocity of multi-component particule mixtures", Chem. Eng. Sci., 30, 1975, p.p. 1365-1369.
- /66/ L.P HATCH, J. appl. Mech., 7, 1940, pp. 103 (cité en référence par /65/).
- /67/ L. CHEUNG, A.W NIENOW, P.N ROWE, "Minimum fluidization velocity of a binary mixture of different sized particules", Chem. Eng. Sci., 29, 1974, p.p. 1301-1303.
- /68/ S. CHIBA, T. CHIBA, A.W NIENOW, H. KOBAYASHI, "The minimum fluidization velocity, bed expansion and pressure drop profile of binary particule mixture". Powder Technol, 22, 1979, p.p. 255-269.
- /69/ A.D DESHPANDE, N.R. THANGAPPAN, M.U PAI, Ind. J. Technol., 3, 1965, p. 111.
- /70/ V.N PETROV, J. Eng. Phys. Moscow, 6, 5, 1963, p. 55.
- /71/ M.Kn SOSNA, N.B KONDUKOV, Khin. Prom., 44, 410 (1966).

- /72/ G.R VENKITAKRISHNAN, G.N BATCH, Indian. Chem. Eng. Trans., 53 (July 1965).
- /73/ O. UEMAKI, R. YAMADA, M. KUGO, "Particules segregation in spouted bed of binary mixture of particules". Can. J. Chem. Eng., 61, 1983, p. 303.
- /74/ L.G GIBILARO, P.N ROWE, "A model for a segregating gaz fluidized bed". Chem. Eng. Sci., 29, 1974, p.p. 1403-1412.
- /75/ M. TAMINOTO, S. CHIBA, T. CHIBA, H. KOBAYASHI, "Mechanism of solid segregation in gaz fluidized beds" dans "Fluidization", éditeurs Grace J.R et Matsen J.M, New York, 1980, p.p. 381-388.
- /76/ K. YOSHIDA, D. KUNII, "Stimulus and response of gaz concentration in bubbling fluidized beds", Chem. Eng. Japon 1(1), 1968, p.p. 11-15.
- /77/ H. KOBAYASHI, F. ARAI et T. CHIBA, "Behaviour of bubbles in gaz solid fluidized bed" Kagaku Kugaku, 29(11), 1965, p.p. 858-863.
- /78/ DAVIDSON, J.F RICHARDSON, "Gas interchange between bubbles and the continuous phase in fluidized bed", Trans. Inst. Chem. Eng., 44, 1966, p.p. 293-305.
- /79/ W.G MAY, "Fluidized bed reactor studies", Chem. Eng. Prog. 55(12), 1959, p.p. 49-56.
- /80/ P.N ROWE, A.W NIENOW, A.J AGBIM, "A preliminary quantitative study of particule segregation in gaz fluidized beds. Binary systems of near spherical particules". Trans. Inst. Chem. Engr. 50(1), 1972, p.p. 324-333.

- /81/ J.M BEEKMANS, "Particule settling and segregation in Fluidized beds" dans "Fluidization" éditeurs ; KUNII D. et TOEI R., Eng. Found. Conference, New York, 1984, p.p. 177-184.
- /82/ J.M BEEKMANS, L. BERGSTROM, J.F LARGE, "Segregation mechanisms in gaz fluidized beds" Chem. Eng. 28(1), 1984, p.p. 1-11.
- /83/ J.M BEEKMANS, J. NILSON, J.F LARGE, "Observation on the mechanisms of segregation in flotsam-rich, fully fluidized beds". Ind. Eng. Chem., 24(1), 1985, p.p. 90-95.
- /84/ M. TAMINOTO, S. CHIBA, T. CHIBA, H. KOBAYASHI, "Jetsam descent induced by a single bubble passage in three dimentionnel gaz-fluidized beds", Chem. Eng. Japon, 14(1), 1981, p.p. 273-276.
- /85/ N.S NAIMER, T. CHIBA, A.W NIENOW, "Parameter estimation for a solids mixing/segregation for gas fluidized beds". Chem. Eng. Sci., 37(7), 1982, p.p. 1047-1057.
- /86/ J.M BURGESS, S. CHIBA, T. CHIBA, H. KOBAYASHI, "Mechanism of solid segregation in gas fluidized beds", dans "Fluidization", éditeurs : Grace J.R et Matsen J.M, New York, 1980, p.p. 381-388.
- /87/ F.B ZARZA, "Analyse des phénomènes de mélange et de ségrégation de deux populations différentes de particules solides dans un lit fluidisé par un gaz". Thèse de docteur ingénieur, INP. Toulouse, 1986 (France).

- /88/ A.S MICHAELS, V. PUZINAUSKAS, "Evaluating performance characteristics of mechanical mixing processes : the dextrose Kaolinite-water systemes", Chem. Eng. Prog., 50(12), 1954, p.p. 604-614.
- /89/ A.G FORMICHEV, V.D GVOZDEV, "Processus de mélangeage de matières granulaires dans un appareil à lit fluidisé fonctionnant en continu" IZV Vyssh. Ucheb. Zaved. Khim. Teknol., 7(1), 1964, p.p. 141-145.
- /90/ R.C CHUDZIKIEWICZ, cité par MOTYCZNSKI /100/.
- /91/ A.M LATOVTSEV, M. KHYALNOVA, J.L MAKAROV, "Etude du processus de mélange des matériaux granulés en couche pseudo-fluidisée obtenue par une méthode mécanique", Khim. Prom. SSR, 11, 1962, p.p. 815-818.
- /92/ A. WOLNY, M. KABATA, "Mixing of solid particules in vertical pneumatic transport", Chem. Eng. Sci, 40(11), 1985, p.p. 2113-2118.
- /93/ Z. JZYKOWSKI, cité par MOTYCZYNSKI /100/.
- /94/ A.W NIENOW, P.N ROWE, L.Y.L CHEUNG, "A quantitative analysis of the mixing of tow segregation powders of different density in gaz fluidized beds", Powder Technol, 20, 1978, p.p. 89-97.
- /95/ J.M BEEKMANS, "Correlation of data on segregating in gaz fluidized beds". Chem. Eng. Scie, 40(4), p.p. 675-677.
- /96/ J. WERTHER, C. MOLERUS, "The local structure of gaz fluidized bed". The spatial distribution of bubbles". Int. J. Multiphase Flow, 1, 1973, p.p. 123-138.
- /97/ N. PICCININI, A. BERNHARD, P. CAMPAGNA, F. VALLEM, "Segregation phenomenon in Spouted beds" Can. J. Chem. Eng., 55, April 1977, p.p. 122-125.

- /98/ H.H. COOK, J. BRIDGWATER, "Segregation in spouted beds", Can. J. Chem. Eng., 56, Octobre 1978, p.p. 636-638.
- /99/ E. KUTHUOGLU, J.R GRACE, K.W MURCHIE, P.H CANANAGH, "Particule segregation in spouted bed". Can. Jou. Chem. Eng., 61, June 1983, p.p. 308-316.
- /100/ MOTYCZYNSKI, "Contribution à l'étude du mélange des matériaux en fluidisation gazeuse". Thèse de doctorat de l'université de Toulouse, Novembre 1968 (France).

ANNEXE I

MESURE DE DEBIT ET DETERMINATION DU DIAMETRE
DE DIAPHRAGME

Le débit massique de l'air à travers le diaphragme est donné par la relation suivante :

$$q_m = \alpha \epsilon \frac{\pi}{4} d \sqrt{2 \rho \Delta P} \quad (1)$$

$\Delta P = P_2 - P_1$ est la différence de pression entre l'amont et l'aval du diaphragme.

α - est le coefficient de débit : $\alpha = \frac{c}{\sqrt{1 - \beta^2}}$

c est le coefficient de décharge.

$\beta = d/D$ est le rapport entre le diamètre de l'orifice du diaphragme et celui de la conduite.

ϵ est le coefficient de détente.

ρ est la masse volumique de l'air

μ est la viscosité de l'air.

Connaissant les diamètres D et d , l'instrumentation donnant ΔP , P_1 et T , il est nécessaire de connaître le coefficient de détente c . Ce dernier est donné par la relation de Stolz suivante :

$$c = 0,5959 + 0,0312 \beta + 0,184 \beta^8 + 0,0029 \left[10^6 / R_{ed} \right]^{0,75} + 0,039 (1 - \beta^4)^{-1} - 0,0337 \beta^3 (0,0254/D)$$

avec $R_{ed} = \frac{4 q_m \rho}{\pi D \mu}$

$$\mu = 1,711 \cdot 10^{-5} \left[\frac{T^\circ (K)}{273} \right]^{0,718}$$

$$\rho = 1,205 \left[\frac{293}{T^\circ (K)} \right] \left[\frac{P_1 + P_{atm}}{P_{atm}} \right]$$

Le calcul du débit ne peut être direct car les coefficients α , β , ϵ et R_{ed} sont interdépendants. Une procédure itérative détaillée ci-après a été adoptée :

- 1 - entrer D , d , P_1 , T et ΔP
- 2 - calculer ρ , β , ϵ et μ
- 3 - donner à q_m une valeur arbitraire
- 4 - calculer R_{ed}
- 5 - calculer c puis α
- 6 - calculer q_{m1} (d'après 1)
- 7 - comparer $\Delta = (q_{m1} - q_m / q_m) =$ à 10^{-3} (par exemple)

Si Δ est plus petit, arrêter sinon retourner à 4 en fixant q_m à la nouvelle valeur q_{m1} .

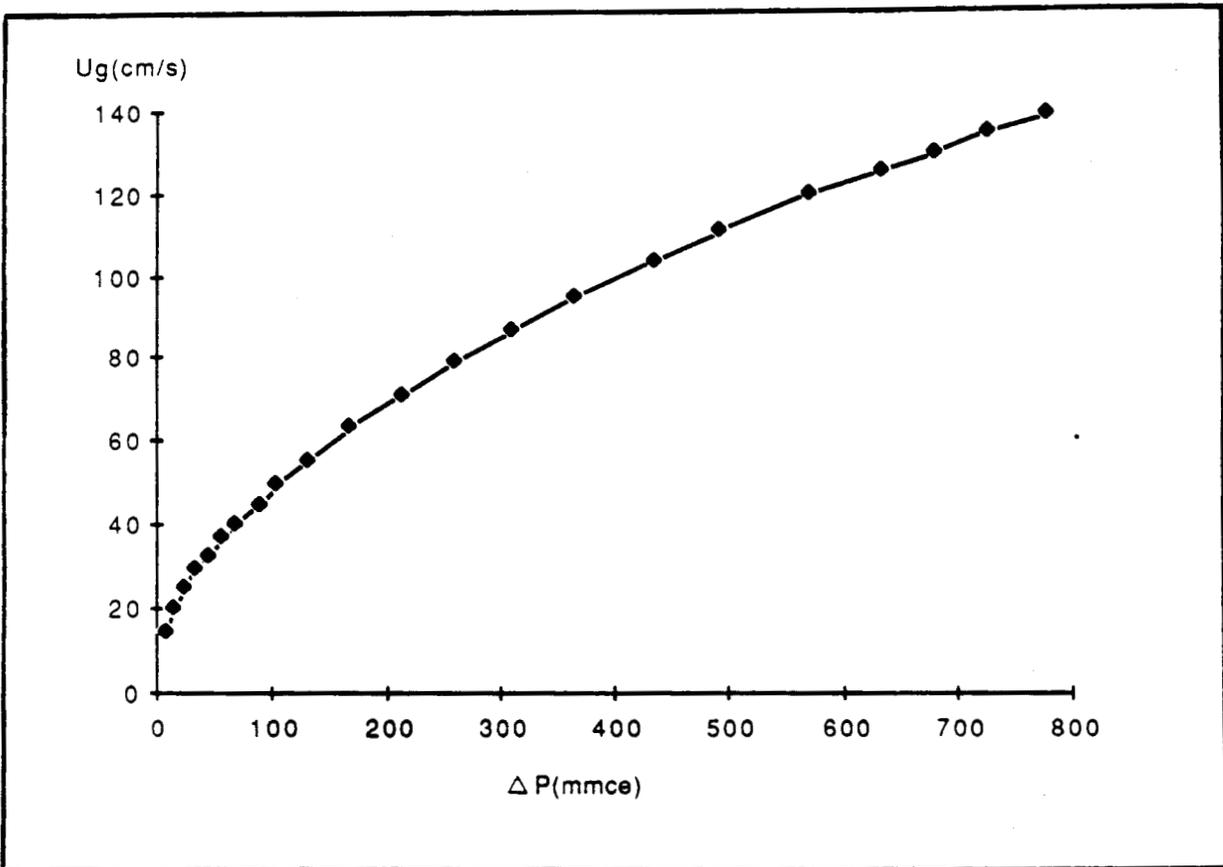
De la même façon on peut calculer le diamètre de l'orifice du diaphragme en fonction de la gamme des vitesses désirée. La même procédure itérative peut être adoptée, pour calculer β , à partir d'un débit q_m et d'une différence de pression ΔP , en modifiant la relation (1) comme suit :

$$\beta = \left[\frac{q_m}{\alpha \epsilon \frac{\pi}{4} D^2 \sqrt{2 \Delta P \rho}} \right]^{1/2}$$

L'incertitude relative du débit massique s'écrit :

$$\frac{\Delta q_m}{q_m} = \left[\left(\frac{\delta C}{C} \right)^2 + \left(\frac{2\beta^4}{(1-\beta^4)} \right)^2 \left(\frac{\delta D}{D} \right)^2 + \left(\frac{2}{1-\beta^4} \right)^2 \left(\frac{\delta d}{d} \right)^2 + \frac{1}{4} \left(\frac{\delta \Delta p}{\Delta p} \right)^2 + \frac{1}{4} \left(\frac{\delta \rho_1}{\rho_1} \right)^2 \right]$$

l'erreur sur c est égale à 0,6 % pour $\beta < 0,6$ et à β au-delà.



Exemple de courbe donnant la vitesse de gaz en fonction de la différence de pression entre l'amont et l'aval du diaphragme ($d = 20,6 \text{ mm}$)

ANNEXE II

DISTRIBUTION GRANULOMETRIQUE DES PARTICULES

sable(0,260mm)			
diamètre(mm)	masse(g)	poids(%)	poids cumulé(%)
0,95	0,1	0,031	0,031
0,85	0	0	0,031
0,7	0,5	0,1544	0,185
0,55	3,1	0,958	1,14
0,45	13,2	4,0777	5,22
0,3575	56,5	17,45	22,67
0,2825	98,8	30,52	53,18
0,225	88	27,18	80,38
0,1625	62,2	19,21	99,6
0,1125	0,7	0,216	99,81
0,09	0,2	0,062	99,88
0,0715	0,1	0,031	99,91
0,0565	0,1	0,031	99,94
0,025	0,062	0,06	100

acier(0,446mm)			
diamètre(mm)	masse(g)	poids(%)	poids cumulé(%)
0,7	44,1	11,023	11,028
0,55	118,7	29,682	40,71
0,45	112,8	28,207	68,917
0,3575	100,1	25,031	93,948
0,2825	22,9	5,726	99,674
0,225	1,3	0,325	100

sable du RHIN (0,466mm)			
diamètre(mm)	masse(g)	poids(%)	poids cumulé(%)
9	1,8	0,14	0,14
7,15	2,9	0,225	0,365
5,65	2	0,155	0,521
4,075	9,1	0,707	1,228
2,695	29,1	2,261	3,489
2,12	16,2	1,259	4,745
1,8	24,8	1,927	6,674
1,5	37	2,875	9,55
1,325	24,4	1,896	11,44
1,125	37,9	2,944	14,39
0,95	39,2	3,046	17,43
0,85	46,4	3,605	21,04
0,7	190,7	14,817	35,86
0,55	180,8	14,048	49,91
0,45	209,6	16,286	66,19
0,3575	231,1	17,956	84,149
0,2825	131,8	10,241	94,39
0,225	52,3	4,064	98,453
0,1625	17,8	1,383	99,84
0,1125	1,1	0,085	99,92
0,09	0,4	0,0311	99,95
0,0715	0,2	0,015	99,97
0,565	0,1	0,008	99,98
0,025	0,3	0,023	99,999

acier (0,580mm)			
diamètre(mm)	masse(g)	poids(%)	poids cumulé(%)
0,95	0,7	0,175	0,175
0,85	0,9	0,225	0,4
0,7	108,5	27,13	27,53
0,55	278,4	69,62	97,15
0,45	10,6	2,65	99,8
0,3575	0,6	0,15	99,95
0,2825	0,2	0,05	100
0,175	0	0	100

cendres (0,448mm)			
diamètre(mm)	masse(g)	poids(%)	poids cumulé(%)
3,575	13,2	1,12	1,12
2,825	15,3	1,3	2,42
2,37	21,4	1,82	4,24
2,12	35	2,98	7,22
1,8	70,7	6,01	13,23
1,5	97,7	8,31	21,54
1,325	99,1	8,43	29,97
1,125	101,1	8,6	38,57
0,9	102,9	8,75	47,32
0,755	31,3	2,66	49,98
0,655	80,8	6,87	56,85
0,55	57	4,85	61,7
0,45	76,1	6,47	68,17
0,358	91,5	7,78	75,95
0,258	134,8	11,46	87,41
0,163	126,3	10,74	98,15
0,113	11,1	0,94	99,09
0,05	10,3	0,88	99,99

polystyrène (0,615mm)			
diamètre(mm)	masse(g)	poids(%)	poids cumulé(%)
0,85	0,9	0,45	0,45
0,755	44,1	22,03	22,49
0,655	90,3	45,13	67,62
0,595	0,1	0,05	67,67
0,545	50,3	25,14	92,8
0,45	11,2	5,6	98,4
0,357	2,7	1,35	99,75
0,282	0,3	0,15	99,9
0,225	0,1	0,05	99,95
0,162	0	0	99,95
0,0625	0,1	0,05	99,99

verre (0,627mm)			
diamètre(mm)	masse(g)	poids(%)	poids cumulé(%)
0,95	1106,2	71,4	71,4
0,805	439,4	28,36	99,76
0,605	3,7	0,239	100
0,25	0	0	100

sable tamisé (1,3mm)			
diamètre(mm)	masse(g)	poids(%)	poids cumulé(%)
1,7	3,7	0,43	0,43
1,5	241,7	28,47	28,91
1,325	387,3	45,63	74,54
1,125	189	22,27	96,8
0,95	22,9	2,69	99,5
0,85	2,6	0,31	99,81
0,7	1	0,12	99,93
0,55	0,2	0,023	99,95
0,45	0,2	0,023	99,98
0,357	0,1	0,012	99,99
0,157	0,1	0,012	100

chamotte (1,451mm)			
diamètre(mm)	masse(g)	poids(%)	poids cumulé(%)
3,575	0,3	0,018	0,018
2,695	167,9	10,16	10,18
2,12	162,3	9,83	20
1,8	265,2	16,06	36,06
1,5	369	22,34	68,41
1,325	252,9	15,31	73,72
1,125	311	18,83	92,54
0,95	103,8	6,28	98,83
0,85	14,3	0,866	99,69
0,7	2,9	0,176	99,87
0,55	0,5	0,03	99,9
0,45	0,3	0,018	99,92
0,357	0,3	0,018	99,93
0,157	1	0,06	100

verre (1,8mm)			
diamètre(mm)	masse(g)	poids(%)	poids cumulé(%)
2,25	127,2	12,71	12,71
1,8	859,7	85,93	98,64
1,5	1,3	0,129	98,77
1,325	0	0	98,77
1,125	2	0,2	98,97
0,75	10,3	1,03	100
0,25	0	0	100

polystyrène (2,71mm)			
diamètre(mm)	masse(g)	poids(%)	poids cumulé(%)
3,575	176,7	17,71	17,71
2,825	533,8	53,49	71,2
2,37	208,1	20,85	92,05
2,12	71,3	7,14	99,2
1	8	0,8	100

ANNEXE III

ENSEMBLE DES RESULTATS BRUTS

SE RAPPORTANT AU CHAPITRE II

- Essais exploratoires
- Essais systématiques
- Exploration par tube de Pitot (grille 4 pyramides)
- Exploration par tube de Pitot (grille monopyramidale)

ESSAIS EXPLORATOIRES

POLYSTYRENE(1,436mm-1028kg/m3)

DEFLUIDISATION PROGRESSIVE

Z(mm)-Ug(cm/s)	17,8	24,1	31,4	38,4	44,5	54,2	61,3	69,1	75,9
50	62	101	144	194	239	248	251	252	250
101	54	89	128	171	212	219	221	223	220
152	47	77	111	149	183	190	192	193	191
199,5	40	65	93	126	155	161	164	165	162
249	33	54	76	103	127	133	137	137	136
298	25	41	59	80	98	104	108	108	109
346,5	19	30	43	58	71	77	82	84	82
399	10	17	24	32	41	48	53	55	55
445	3	5	7	10	18	22	28	31	32
497							6	9	11
545								2	1
597									

84,5	89,9	97,8	103	109,4	115,7	119,7	124,6
252	250	248	247	248	251	248	247
221	220	218	218	220	223	222	225
192	191	191	191	189	197	195	196
165	164	166	167	168	174	170	174
139	140	139	141	144	146	143	146
111	112	114	113	115	119	117	121
87	86	88	88	93	95	91	94
57	60	62	62	63	67	63	67
33	38	38	38	39	42	39	44
15	18	17	18	19	23	24	25
4	5	5	6	8	11	10	9
2	2	1	2	4	4	3	4

PRESSIONS PARIETALES EN FONCTION DE LA POSITION AXIALE ET DE LA VITESSE EN (mmCE)

POLYSTYRENE(1,436mm-1028kg/m3)

FLUIDISATION PROGRESSIVE

Z(mm)-Ug(cm/s)	17,5	25,9	33,5	40,6	46,1	51,3	57,8	62,4	67,6
50	63	115	161	209	244	249	251	251	252
101	55	101	138	185	215	220	222	221	222
152	48	88	122	159	185	191	193	192	193
199,5	40	74	103	135	156	162	164	164	164
249	33	61	85	110	129	134	136	137	138
298	25	47	65	85	99	104	108	108	110
346,5	18	34	46	60	71	76	81	83	83
399	10	19	27	35	41	47	51	52	54
445	3	7	9	11	9	20	26	27	30
497							3	5	8
545									
597									

72,6	78,1	85,6	91	95,6	101	105,8	110,7	114,6
251	251	252	254	251	252	249	249	249
221	221	222	222	220	221	219	218	218
193	192	193	192	192	195	192	193	192
163	164	165	166	167	167	166	168	166
137	138	139	141	142	142	142	143	140
110	111	111	114	115	117	115	119	117
83	85	89	88	89	90	89	91	92
54	56	59	59	61	64	64	63	67
30	32	35	40	38	41	39	41	38
8	11	14	16	17	18	18	19	16
1	2	4	6	7	7	6	5	5
				1	2	2	2	2

PRESSIONS PARIETALES EN FONCTION DE LA POSITION AXIALE ET DE LA VITESSE EN (mmCE)

VERRE(0,892mm-2555kg/m3)

DEFLUIDISATION PROGRESSIVE

Z(mm)-Ug(cm/s)	17,35	24,09	29,25	35,07	38,14	43,07	47,97	50,13	54,46
50	139	226	344	394	439	480	481	478	478
101	118	190	293	334	373	402	400	399	404
152	97	156	243	276	310	328	324	321	327
199,5	76	121	190	216	242	253	251	254	260
249	53	84	131	150	168	177	179	183	194
298	29	46	72	83	92	99	105	112	126
346,5	6	10	14	17	21	28	34	43	62
399					7	2	2	2	15
445									4

62,82	70,54	77,77	88,63	93,55	97,52	105,08	110,34	123,85	130,98
480	478	478	476	480	478	482	483	483	482
404	404	404	406	408	405	410	416	413	418
332	340	334	331	328	334	338	338	338	340
265	270	266	266	264	256	268	273	274	275
196	200	202	201	200	201	203	208	205	207
126	128	141	131	131	132	136	133	128	130
69	78	76	74	78	76	80	84	78	90
20	22	38	41	39	36	38	38	36	38
4	7	7	12	11	14	16	21	23	20

136,36	145
485	482
418	418
346	350
274	282
202	207
130	125
86	90
38	36
25	20

PRESSIONS PARIETALES EN FONCTION DE LA POSITION AXIALE ET DE LA VITESSE EN (mmCE)

VERRE(0,892mm-2555kg/m3)

FLUIDISATION PROGRESSIVE

Z(mm)-Ug(cm/s)	14,2	18,3	20,6	25,4	30	36,4	42	46	53
50	98	148	166	215	258	332	404	484	480
101	67	123	137	178	216	278	338	406	400
152	52	103	111	143	183	227	274	320	325
199,5	42	78	86	111	136	174	224	252	252
249	22	55	61	79	98	127	153	173	180
298	6	33	37	48	58	74	90	95	107
346,5		8	10	13	16	22	26	25	39
399									
445									
497									

58,3	67,1	78,4	85,4	94	103	110
473	479	477	471	480	480	480
393	405	404	403	405	405	405
324	332	332	323	325	330	325
253	262	262	261	265	270	270
186	187	197	195	200	200	200
123	132	127	133	135	140	135
55	67	72	78	75	80	85
6	17	32	28	40	45	40
		4	5	10	15	20
				5		10

PRESSIONS PARIETALES EN FONCTION DE LA POSITION AXIALE ET DE LA VITESSE EN (mmCE)

FLUIDISATION PROGRESSIVE

Z(mm)-Ug(cm/s)	22,73	60,64	37,47	42,74	48,11	52,94	57,33	59,59	65,71
50	89	132	178	218	260	292	341	381	415
101	76	115	154	189	225	261	295	330	360
152	66	108	132	161	191	222	252	231	307
199,5	55	76	109	133	159	185	210	234	257
249	44	64	87	106	126	147	166	185	203
298	32	47	63	77	92	107	121	136	149
346,5	20	31	41	49	59	69	78	87	96
399	8	11	16	18	22	26	29	32	34
445									
497									

69,60	70,72	73,11	74,73	76,26	78,05	79,60	81,01	83,81	87,00
450	469	483	495	494	498	493	493	489	498
390	406	418	427	427	426	431	431	430	437
332	345	355	362	361	362	362	362	363	367
278	298	295	300	296	296	302	302	302	308
218	226	231	233	236	236	239	239	240	246
160	164	168	166	167	174	173	173	178	182
103	102	103	111	109	110	117	117	119	123
27	37	37	42	43	49	50	50	54	57
								3	7

89,55	93,62	97,55	102,34	107,80
502	502	492	483	480
437	438	422	421	425
374	376	357	358	360
311	314	304	303	300
251	252	247	249	245
186	188	190	193	184
126	129	137	135	132
61	64	77	73	75
8	10	17	28	25
			6	5

PRESSIONS PARIETALES EN FONCTION DE LA POSITION AXIALE ET DE LA VITESSE EN (mmCE)

DEFLUIDISATION PROGRESSIVE

Z(mm)-Ug(cm/s)	13,8	18	23,6	28,5	32,5	36	39,3	42,1	44,8
50	38	67	93	122	149	175	198	218	227
101	34	57	81	106	129	150	171	188	196
152	29	49	68	90	109	128	145	160	168
199,5	25	41	56	75	91	105	122	135	140
249	20	33	45	62	74	85	98	109	113
298	16	24	34	46	55	65	74	83	84
346,5	10	17	24	32	39	45	52	58	60
399	5	7	11	15	19	20	26	28	30
445								3	4
497									

47,6	50,1	52,5	54,6	56,9	59	60,9	63,1	66,9	70,2
226	226	223	222	224	223	224	223	223	222
199	200	200	199	200	199	200	199	198	197
172	174	174	174	176	174	175	173	173	172
145	147	148	148	149	148	150	150	149	148
118	120	121	122	122	123	124	124	124	123
89	91	92	94	95	94	97	98	99	100
62	64	66	67	68	69	71	73	73	74
34	34	37	38	40	41	41	52	46	47
8	9	13	13	16	17	19	19	22	22
						2	2	5	5

74	77,1	80,4	86,1	91,6	96,9	103,1	108,4	113,9
219	218	217	217	216	215	213	213	212
195	195	194	192	191	193	190	190	189
172	170	169	168	167	168	165	167	164
148	147	144	144	146	145	143	143	139
123	122	121	120	121	122	120	120	116
100	99	97	96	96	97	96	95	94
75	75	72	74	70	72	70	70	69
49	49	47	47	45	48	44	45	42
26	27	24	24	22	26	25	23	22
6	7	6	6	5	7	5	5	4

PRESSIONS PARIETALES EN FONCTION DE LA POSITION AXIALE ET DE LA VITESSE EN (mmCE)

POLYSTYRENE (1,436mm-1028kg/m3)

FLUIDISATION PROGRESSIVE

Z(mm)-Ug(cm/s)	14,34	20,56	25,91	30,99	33,80	37,05	40,39	43,19	44,61
50	48	80	109	133	156	181	207	231	228
101	42	69	94	115	134	156	178	201	197
152	36	58	80	98	115	123	153	171	171
199,5	30	49	67	81	95	101	127	143	143
249	24	39	54	65	76	89	102	115	115
298	18	29	40	49	57	67	77	86	88
346,5	13	20	28	34	40	46	53	59	61
399	6	10	13	16	19	22	25	27	29
445	1	1	1	1	2	2	2	1	3
497					1				

45,96	47,55	49,07	51,23	52,40	54,51	56,35	58,78	60,80	66,73
226	224	223	221	221	221	223	223	223	222
195	201	200	198	199	198	199	199	200	198
169	174	174	173	174	174	175	174	174	173
141	147	147	147	147	147	148	148	148	148
115	120	119	120	120	120	121	121	123	124
87	91	91	92	92	93	93	94	96	96
60	63	64	64	65	65	67	68	70	73
31	33	34	35	36	37	38	39	41	43
4	7	8	9	11	12	14	15	17	21
									2

74,27	82,18	90,70	99,64	111,59
221	218	217	213	214
197	195	194	191	191
173	171	170	166	167
148	146	146	144	144
123	124	123	121	121
100	100	98	96	97
74	74	75	74	73
47	48	49	46	45
23	26	27	24	25
3	7	9	6	9

PRESSIONS PARIETALES EN FONCTION DE LA POSITION AXIALE ET DE LA VITESSE EN (mmCE)

1119

VERRE (0,892mm-2550kg/m3)

DEFLUIDISATION PROGRESSIVE

Z (mm) - Ug (cm/s)	11,5	17,9	23,8	32,5	38,9	44	50,1	57,3	63
50	68	152	232	361	451	457	439	432	426
101	55	126	190	294	382	373	372	370	367
152	43	99	149	230	304	300	302	302	305
199,5	31	71	108	167	223	229	229	233	237
249	22	45	67	106	145	152	159	167	171
298	8	17	27	46	68	77	86	97	105
346,5					2	8	20	32	43
399							1	1	4
445									
497									

69	73,8	78,3	82,4	87,1	91	95,6	99,5	104	107
421	418	410	408	407	404	405	405	404	405
365	360	355	352	351	348	348	347	346	347
302	298	293	293	291	287	288	288	284	286
236	235	239	230	228	223	223	222	221	224
171	171	168	166	166	163	162	162	154	159
107	107	106	106	104	102	101	97	97	98
46	47	46	46	45	47	45	44	40	44
3	6	7	10	10	8	12	19	13	12
				2	1	2		2	5

110	126
405	401
349	348
287	295
222	227
160	157
94	91
42	41
17	15
4	9

PRESSIONS PARIETALES EN FONCTION DE LA POSITION AXIALE ET DE LA VITESSE EN (mmCE)

- III.10 -

58,8	54,7	50,1	47,4	44,8	41,9	35,6	27,5	18,6	50
430	434	438	452	456	456	322	232	137	101
370	371	370	372	377	381	267	192	114	152
300	301	299	295	300	300	214	154	91	199,5
235	230	228	222	226	225	162	117	69	249
165	161	158	148	153	149	109	80	47	298
97	89	85	74	78	72	55	41	24	346,5
32	24	15	7	8					399
									445
									497

108	104	99,4	94	88,7	82,9	78,3	73,5	68,3	62,8
405	407	408	409	412	412	412	430	423	426
348	349	351	351	355	356	357	360	363	366
285	287	290	290	293	296	297	299	301	301
218	222	225	226	229	232	232	233	236	236
156	158	161	161	164	164	167	170	170	171
92	95	95	101	103	104	105	106	106	102
41	40	41	40	45	44	45	44	33	38
12	10	10	8	8	6	5	3	2	
3	4	2							

T.I.I.I

PRESSIONS PARIETALES EN FONCTION DE LA POSITION AXIALE ET DE LA VITESSE EN (mmCE)

117	406	349	285	219	158	94	38	14	4
406	406	349	285	219	156	94	38	14	4

SABLE (1,4mm-2600kg/m3)

DEFLUIDISATION PROGRESSIVE

Z (mm) - U _g (cm/s)	18	32,5	39,6	50,4	57,2	63,3	66,7	70,5	73,8
50	52	109	172	236	280	329	358	343	328
101	44	93	147	203	240	283	310	303	294
152	37	79	122	169	201	236	258	260	256
199,5	30	63	100	139	165	193	212	215	214
249	23	50	79	109	130	153	167	170	173
298	16	34	56	79	94	110	120	125	127
346,5	10	20	34	49	59	70	76	83	84
399	2	7	12	19	23	26	30	37	35
445									
497									

77,2	80,1	83,2	86,1	88,8	91,6	93,9	96,4	99,3	103
328	324	342	351	357	367	370	376	337	341
296	301	308	316	332	338	335	339	304	309
258	263	268	273	281	289	290	294	264	269
225	219	223	225	237	233	235	239	221	224
174	176	179	185	192	198	197	200	180	182
130	129	131	136	132	144	140	140	135	137
87	85	87	90	87	87	85	87	87	89
38	35	32	6	27	28	30	32	29	29
					2	2	4		2

108	112	117	120
344	349	356	359
310	315	331	334
269	275	281	84
226	233	238	239
182	189	195	196
137	142	146	147
90	92	96	97
31	33	35	39

PRESSIONS PARIETALES EN FONCTION DE LA POSITION AXIALE ET DE LA VITESSE EN (mmCE)

GRILLE 9 PYRAMIDES
POLYSTYRENE(1,436)

23KG

46KG

69KG

Ug(cm/s)	(Δp)r	$\Delta p/l$	Ug(cm/s)	(Δp)r	($\Delta p/l$)	Ug(cm/s)	(Δp)r	($\Delta p/l$)
10	0,086	0,0581	13,8	0,111	0,095	9,9	0,063	0,0426
15,8	0,216	0,1435	18	0,2602	0,1691	18,1	0,243	0,1579
21,7	0,332	0,2228	23,6	0,3603	0,2309	23,8	0,368	0,2393
26,6	0,382	0,2996	28,5	0,4755	0,304	29,8	0,505	0,329
29,7	0,516	0,347	32,5	0,578	0,3702	33,7	0,596	0,3892
33,5	0,616	0,4113	36	0,6775	0,4375	37,8	0,704	0,458
37,1	0,709	0,4694	39,3	0,7674	0,4897	44,1	0,861	0,556
39,8	0,765	0,5072	42,1	0,8456	0,5381	50,1	0,883	0,55
42,9	0,781	0,5096	44,8	0,8815	0,5623	55,4	0,894	0,547
48,8	0,748	0,4739	47,6	0,8879	0,551	59,7	0,889	0,5356
54,3	0,727	0,4552	50,1	0,8913	0,554	68,7	0,88	0,5186
71,1	0,721	0,4397	52,5	0,8828	0,5402	75,6	0,872	0,5117
81,9	0,72	0,4448	54,6	0,8799	0,5355	91,9	0,866	0,5083
94,1	0,718	0,4404	56,9	0,8834	0,5338	106,1	0,868	0,5073
103,9	0,714	0,4429	59	0,8769	0,5272			
			60,9	0,8735	0,5127			
			63,1	0,8667	0,5037			
			66,9	0,8631	0,5002			
			70,2	0,8583	0,4942			
			74	0,8489	0,4849			
			77,1	0,8431	0,4803			
			80,4	0,8391	0,4827			
			86,1	0,8352	0,4797			
			91,6	0,8356	0,4834			
			96,9	0,8335	0,4761			
			103,1	0,8247	0,4749			
			108,4	0,8227	0,4773			
			113,9	0,8187	0,4759			

ESSAIS SYSTEMATIQUES

POLYSTYRENE(1,436mm)-Ms=40kg

z (mm) - Ug (cm/s)	16	25,7	30,6	37,8	41,5	50,2	55,7	62,8	77
- 10	59	251	257	278,5	283	251	243	245	248
10	45	205	225	261	268	249	241	243	246
30	37,5	151	207	235	246	241	231,5	235	239
50	33	125	181	223	236	234	221	222	227,5
70	30	110,5	153	210,5	229,5	232	212,5	214	216,5
90	27	100	137	187	212	229	203	203	206,5
110	25	93	127	170,5	190,5	203,5	193	193	195
130	24	87	118	159	176,5	188	189	185	186
150	22	82,5	111	149	165	177	177,5	174	177
170	21	77	104	138,5	153,5	165,5	167	165	167
190	19	71,5	97	129	143	155,5	157	156	159
210	18	67	90	119	133	146	147	147	147,5
230	17	62	83	109,5	123	135	137	136,5	138
250	15	56,5	76	100	112	125	127	127	128
270	14	51	69	91	102	114	115,5	117	115,5
290	12,5	46	61	81	91	104	105	105	103
310	11	40,5	54	71	81	92,5	94	95	94,5
330	9	35	47	62	71,5	81	83	85	85,9
350	8	29,5	40	53	61	71	73	73,5	74
370	7	24	33	44,5	52	59,5	63	63	63
390	5	17	26	35	41	48,5	51	51	53
410	3	11	17	25	29	37	40	39	43
430	2	5	9,5	15	19	23	27,5	29	31
450		1	1,5	5	9	13	15	19	21
470			1	1	1	3	6	8,5	14
490						1	1	3	9
510								1,5	4
530								1	3

I.II.16

PRESSIONS MESUREES PAR UN TUBE DE PITOT EN FONCTION DE LA POSITION AXIALE ET DE LA VITESSE EN (mmCE)

POLYSTYRENE(1,436mm-Ms=30kg

z(mm)-Ug(cm/s)	18,8	29,4	39,3	48,4	55,1	61,6	66,9	73,4	82,7	94,5
- 10	145	192	224,5	197,5	192	184	187	190	190	191
10	94	168	200,5	191	186	182	186,5	186	186	191
30	63,5	150	182	182,5	176	171	176	179	179,5	181
50	50	138	170	174	170	161	166	167	168	169
70	42	112	165	172	168	153	157	157,5	159	160
90	36	94	148	170	167	145	147	146,5	149	149
110	32	82,5	126	144	149	138	134	136	137,5	139
130	30	74	112	128	130	127	126	126	128	130
150	26,5	67	101,5	116,5	116	117	116	117,5	119	119
170	24	61	91,5	102,5	107	106	107	107	108	109
190	21	54	82	94	97,5	97	96	99	97	96
210	18,5	48	72	82,5	86,5	88	86	88	88	87
230	16	42	62,5	74	78	77	77	76	77,5	77
250	13	36	54	62	67	69	66,5	66	66	65
270	11	29,5	44,5	54	56	56	57,7	55,5	55	52
290	8,5	22,5	36	43	44	46	46	45,5	45	44
310	6	16	26,5	32	33	34	34,5	35	34	35
330	2,5	9,5	17	19,5	21	24	25,5	24,5	25	27
350	0,5	2,5	7	9	10,5	12	14	15	14,5	17,5
370		1	1	1	2	3,5	4	6,5	8	9
390					1	1	1,5	2,5	5	7
410							1	1	2,5	4
430							0,5	1	1,5	2
450									1	1

PRESSIONS MESUREES PAR UN TUBE DE PITOT EN FONCTION DE LA POSITION AXIALE ET DE LA VITESSE EN (mmCE)

POLYSTYRENE(1,436mm)-Ms=20kg

z(mm)-Ug(cm/s)	20,1	30,6	39,7	48,1	54,5	61,9	72,3	82,3	90	100,2
- 10	111	143	166	134	131	124	125,5	129	127,5	127
10	95	129,5	146,5	133,5	123	119	123	125	124,5	125
30	85	110	127	120	110	109	115	116	117	117
50	56,5	101	114	114	107	101	104,5	107	105	105
70	42	91	107	112	106	97	96	97	96	95
90	32,5	71	101,5	108	105,5	89,5	85,5	87	86	87
110	26,5	57,5	85	86	87	77	77	77	76	76
130	21,5	47	69	69	67	65,5	67	67,5	67	67
150	18	39	55,5	56,5	55,5	55,5	59	57	57	57
170	15	32,5	45	47	45	46,5	48	49	47	47
190	11	25	35,5	37	37	37	39	39	39	37
210	7,5	17,5	26	27	25	27	28	29	27	26,5
230	3,5	11	15,5	16,5	15	17	18	19	17,5	16
250	1	3	5	7	5	8	9	9	8,5	6,5
270	0,5	0,5	0,5	0,5	1	1	1	1,5	1,5	2,5
290						1	1	1	1	1

POLYSTYRENE(1,436mm)-Ms=10kg

z(mm)-Ug(cm/s)	13,9	21,2	29,8	39,1	48,1	62	71,4	80,1	87,9
- 10	59	77,5	81	77	67,5	68,5	70,5	69,5	68,5
10	41	69,5	72	69	63,5	66,5	67	67,5	65
30	23	61	61	58	52,5	56	57	57,5	55,5
50	13	54	53	48	44,5	46	46	45,5	44,5
70	8	31	52	41	40,5	37	37	35,5	35,5
90	5	18	34	31	29,5	27,5	27,5	28	25,5
110	3	11	20	23	20	19	18,5	18,5	18,5
130	2	6	11	13,5	12	11,5	11,5	11	10
150	0,5	1,5	3	5	4	3	3	3,5	3,5
170	0,5	1	0,5	1	1	1	1	1	1

PRESSIONS MESUREES PAR UN TUBE DE PITOT EN FONCTION DE LA POSITION AXIALE ET DE LA VITESSE EN (mmCE)

VERRE(1,8mm)-Ms=98kg

z(mm)-Ug(cm/s)	17,6	30,1	40,6	50	57,2	64,1	74,6	85	93,3	118,8	134	145,9
- 10	58	245	410	520	656,5	701	787	894	682	612	570	562
10	48	181	314	407	492	527,5	619	681	643	617,5	581,5	580,5
30	39	142	244	325,5	421	506	569,5	628,5	609	595,5	563	567
50	34	115	198	268	346	373	518,5	583	590	576	546	551
70	32	100	166,5	227,5	293	339	429	532	572	567	534,5	540
90	30	90	150	205	258	302	377,5	456	513	570	518,5	525
110	28	84	137,5	187,5	238	280,5	347	418	463	493	492	499
130	27	79,5	129,5	176	222	259	321	386	427,5	450	460	464
150	25,5	74	119,5	165	204,5	241	299	359,5	400	421	435	438
170	23,5	68	111,5	152	189,5	223	277	332	371	393	403	410
190	22	64	103	141,5	175,5	207	256	307	344	368	378	385,5
210	20	58	95,5	130,5	163	190,5	236	284	328	342	352	358
230	18	54	87	119	148	175,5	217	259	291	314	328,5	333,5
250	16	48	79,5	108	134	161	187	239,5	266	291	303	305
270	14,5	42,5	71	96	121	144	178	216	241	265	278	279
290	13	38	62,5	87	107,5	127	161	190	216	239,5	249,5	252
310	11	32,5	54	76	94	112	139	168	190,5	212	222	224,5
330	9,5	28	47	64,5	81	96	121	146,5	166,5	185	197	195
350	8	22	39	52,5	66,5	80	102	124	144	161	169	169
370	6	17	29	41	54	65	82	102,5	121	136	143	139
390	4	11,5	19	29,5	38	49	63	80,5	90	110	115	113
410	2	5,5	11	17,5	22,5	29,5	42	54	66	80	88	80
430		1	1	3	4	11	17	27,5	40	53	59	54
450				1	1	0,5	1	0,5	8	24	32	27
470									1	3	8	8
490											3	3

PRESSIONS MESUREES PAR UN TUBE DE PITOT EN FONCTION DE LA POSITION AXIALE ET DE LA VITESSE EN (mmCE)

z (mm) - Uq (cm/s)	17,5	31,6	43	50,4	57,3	64,5	69,6	77,2	86,9
- 10	66,5	260	457	512,5	632	677	495	549	508,5
10	60,5	263,5	437	483	541	449	446	484	494
30	45	173	287	409	489	438,5	431	451	463
50	35,5	120,5	206,5	271	331	436	424	435	437
70	30,5	95,5	167	213,5	271	321	389	430,5	428
90	27	80	139	182	221,5	267	302	371,5	426
110	24,5	71	125	159	196,5	239	266	316,5	385
130	22,5	64,5	107	146	177	213	241,5	286,5	339
150	21	58,5	102	131,5	163	195	218	258,5	303
170	19	52,5	92	119	147	176,5	200	235	273
190	17	48	80	106,5	133	157	179	211,5	244
210	15	42	73,5	96	117	139	159,5	187,5	219,5
230	13	36,5	63	82,5	101,5	121	139	164	192
250	11	31,5	54	70	86,5	105	119,5	141	166
270	9	25	44	58,5	72	89	99	119	140
290	7	19,5	34	45,5	55	69	78,5	96	113
310	5	13	23	31,5	39	50,5	58,5	70	89
330	3	5,5	11,5	17	11	29	36,5	45,5	59
350	2,5	2,5	3,5	3	3	7	13,5	21	31
370			2	2,5	2	2	2,5	2	4,5
390									

98,8	113,3	125,1	137,3	149,8
491	501	457,5	446	442
490	507,5	467,5	448,5	439
466,5	483	449,5	448,5	451,5
443	456	429	441	446
424,5	445	409	431	436
410	451	391	412	418,5
405	388	367	377	374
357	340	343,5	344	341,5
319	309	319	315,5	317,5
289	281	393	291,5	292
259	255	265	267	266
230	231	235,5	240,5	241
205	206	211	215	216
180	183	184	189	189
153	156	157,5	163	162
128,5	13	129	134,5	136
100	102	103	110,5	107
74,5	75,5	77	79,5	81
48,5	47	49	52,5	58
22	20,5	23	26	29
2	2	5	5	14

PRESSIONS MESUREES PAR UN TUBE DE PITOT EN FONCTION DE LA POSITION AXIALE ET DE LA VITESSE EN (mmCE)

VERRE(1,8mm)-Ms=68,78kg

z(mm)-Ug(cm/s)	19,4	34,1	44,5	53	59,5	66	71,4	78,4	87,1
- 10	110,5	374	472	603	645	486	478	467	451
10	86	270	441,5	510	512	440	448	460,5	455
30	62,5	204	314	479,5	398	414	420	432	430
50	46	137	230,5	307,5	394	403	401	405	403,5
70	39,5	114	184,5	236	299	368	395	394	386
90	34,5	98,5	154,5	200	245,5	295,5	360	390	379
110	31	87	135	178	218	258	304,5	344	355
130	28	78,5	122	160	192	234	268,5	308	311
150	25	70	108	144	173,5	208	236	273	280
170	22	62	95,5	126	152	182	209	244	252
190	19,5	52,5	82	110	134	160	184	211	218
210	16,5	44,5	70	92	112	134,5	156	181	186
230	13,5	36	57	77	96	110	128	150	159
250	10,5	28	44	60	72	86	102	120	130
270	6,5	18	28	40	50	62	72	91	100
290	2,5	8	14	22	26	36	46,5	60,5	70
310	1	1	1	1	2	9	18	31	38
330					0,5	1	1	1,5	8,5
350								0,5	0,5

95,2	106,5	123,8	137,9	145,5
455	460	434	390	389
458,5	462	445,5	410	407
431,5	435	424,5	392	386
388	407,5	397	367	368
373	395	383	353	351
366	402	390	33,5	334
354,5	331	335	308	310
300	283	280	283	284,5
263	250	247,5	256,5	258
235	222	221	231	232
205	197	197,5	204	206
180	172	172	178	180
152	146	146	152,5	154
125	118	120	124	126
99,5	93	94	95,5	96,5
72	64	64	68	66,5
46	36,5	35	42,5	44
19	11,5	10	23	24
0,5	1	1,5	10	10

VERRE(1,8mm)-Ms=48,78kg

z (mm) - Ug (cm/s)	19,9	32,6	43,3	51	58,1	63,1	73	85,9	95
- 10	159	196,5	270	314,5	332	322	335	326	343
10	108	186	257,5	284	305	301	320	323	338
30	56	182	246	258	278	272	288	300	308
50	37	110,5	204	252,5	270,5	263	269,5	275	288
70	27	77	127,5	174	217,5	253	266	239	282
90	21	59	96	125,5	154	186	236	219	272
110	17	48	77	101	125,5	142	179	196	202
130	13,5	41	65	84	104,5	120	151	171	163
150	11	33	52,5	69	85,5	98,5	122,5	146	133
170	9	25,5	42	55	67,5	78,5	98	122	104
190	6,5	18	31	38,5	49	58	72	93	78
210	3,5	9	17,5	22	29	35	46,5	67,5	57
230	1	1	1,5	5	7,5	11	20	41	27
250				1	1	1	1	17	6
270								3	1
290									

122,2	135,8	148,6	161,1
298	271	263	250
307	283	279	278
288	263	262	265
271	246	244	237
254	229	229	230
256	210	211	212
227	186	188	188,5
166	160	163	164
133	134,5	138	140
106	108	112	114,5
82,5	84	87	88
56	58	60	54
28	43	38	33
2	10	12	15,5
	2	5	6
		2	3

PRESSIONS MESUREES PAR UN TUBE DE PITOT EN FONCTION DE LA POSITION AXIALE ET DE LA VITESSE EN (mmCE)

VERRE(1,8mm)-Ms=28,78kg

z(mm)-Ug(cm/s)	22,4	34,6	44,7	52,3	59,1	65,4	70,6	76,6	84,6
- 10	127	172,5	199	214,5	228	227	219	219	201
10	122	156	196,5	198,5	210	213,5	215	203	194
30	79,5	146	165,5	174,5	179,5	182,5	183,5	178	163
50	44,5	115,5	154	163	166	162	160	165	138
70	29	67,5	104	138	157,5	157,5	152	140	142
90	14,5	43,5	66	87	11	130	140	136	135
110	12,5	28	34,5	59	73	89,5	91,5	95	89
130	7,5	16	26,5	35,5	47,5	59,5	62	58	40
150	2	5,5	10,5	16	21,5	29,5	32,5	17	24
170	0,5	0,5	0,5	1	0,5	3,5	8	3,5	3,5
190						0,5	1	0,5	

108	119,7	131,3	141,7	146,4
175	165	151,5	149	146
181	176	173	174	172
158	158	154	158	154,5
135	135	134	137	134,5
117	117	116	115	118
99	98	99	98	98
77,5	76,5	77	78	78
53,5	53	54	53	54
28	28	27	28	26
6	6	6	7	8
1	1	3	2	2

PRESSIONS MESUREES PAR UN TUBE DE PITOT EN FONCTION DE LA POSITION AXIALE ET DE LA VITESSE EN (mmCE)

SABLE(1,3mm)-Ms=97,8kg

z(mm)-Ug(cm/s)	23,6	33,4	41,2	53,2	65,4	76,2	85,1	93,5	99,3	105,5
- 10	212	338	320	608	789	593	627	644	675	602
10	212	320	311	436	623	547	571	564	584	555
30	170	260	297	410	487	522	554	523	539	552
50	147	220	288	412	462	510	542	515	521	545
70	133	195	257	384	455	490	531	501	511	528
90	117	180	235	336	442	496	528	506	526	497
110	108	168	215	314	403	461	524	450	487	447
130	101	155	204	292	377	450	480	409	426	413
150	95	148	194	273	353	404	451	382	399	387
170	90	138	180	259	331	381	421	370	381	370
190	85	131	172	245	314	356	399	351	360	350
210	79	124	159	234	293	335	371	333	342	328
230	74	113	148	215	270	313	349	312	321	305
250	69	105	137	198	255	294	324	295	298	289
270	63	96	126	185	235	270	302	273	275	265
290	57,5	88	115	169	215	248	273	257	259	245
310	52	78	105	155	195	225	251	234	237	225
330	45	71	96	138	176	203	224	209	217	202
350	40	62	84	110	157	179	201	187	193	181
370	35	54	73	94	137	159	179	169	173	160
390	30	46	63	81	117	136	155	151	151	137
410	24	37	52	67	97	116	134	130	131	112
430	19	28	40	49	80	94	108	111	107	90
450	10	19	29	30	60	70	84	88	86	70
470	2	9	12	9	37	48	57	63	61	43
490		3	4	5	16	24	32	37	39	20
510					5		11	13	20	6
530					1		1	1	2	

PRESSIONS MESUREES PAR UN TUBE DE PITOT EN FONCTION DE LA POSITION AXIALE ET DE LA VITESSE EN (mmCE)

SABLE(1,3mm)-Ms=68,7kg

z(mm)-Ug(cm/s)	24,5	32,7	40,5	50,2	62,8	74,3	83,8	92,1	98,6	102,1
- 10	149	301	451	522	291	602	447	382	450	389
10	140	218	348	381	285	367	379	374	395	401
30	115	169	250	260	269	333	349	372	381	384
50	98	137	200	250	260	319	339	358	375	369
70	82	118	163	239	247	303	325	345	354	360
90	69	106	141	191	245	298	327	351	360	360
110	60	92	126	165	211	279	294	296	311	360
130	50	78	108	146	184	247	261	262	271	300
150	46	71	96	132	167	222	231	232	243	267
170	40	62	88	117	153	198	208	212	220	244
190	34	55	77	103	136	179	190	189	196	222
210	30	46	66	92	122	159	168	172	177	199
230	19	36	55	78	105	140	147	164	157	175
250	17	30	46	66	93	121	127	137	137	153
270	13	19	36	55	76	104	106	117	117	131
290	10	10	24	44	60	85	88	98	98	111
310	2	4	10	27	46	67	71	77	78	88
330			3	11	30	47	51	57	55	63
350				4	13,3	24	30	33	34	38
370					2	4	7	13	11	16
390								1	1	1

PRESSIONS MESUREES PAR UN TUBE DE PITOT EN FONCTION DE LA POSITION AXIALE ET DE LA VITESSE EN (mmCE)

z(mm)-Ug(cm/s)	13,8	33,1	40,5	52,6	64	74,4	80,9	90,6	97,7	102,9
- 10	118	138	313	280	387	313	211	222	231	235
10	111	152	229	213	251	256	199	211	220	223
30	83	122	161	187	214	231	184	198	205	211
50	60	89	134	183	195	215	203	185	192	202
70	49	67	112	155	163	207	197	179	181	184
90	39	54	90	135	137	199	193	164	167	170
110	33	46	66	111	118	162	170	139	148	155
130	27	40	54	91	97	140	137	127	135	139
150	23	33	44	71	78	115	114	112	116	122
170	19	28	32	56	60	94	92	94	98	103
190	15	20	20	41	42	72	70	75	80	82
210	10	14	8	23	22	53	50	56	58	58
230	2	5		4	2	28	32	32	32	32
250							12	12	10	14
270							2	2	1	4

SABLE(1,3mm)-Ms=28,6kg

z(mm)-Ug(cm/s)	17,4	28,4	44,3	53,6	59,1	65,3	68,7	71,8
- 10	114	128	180	189	161	153	147	145
10	87	129	165	169	183	173	149	124
30	75	110	142	161	160	138	129	112
50	47	106	124	130	129	127	123	98
70	29	71	135	120	114	115	113,5	85
90	19	45	96	119,5	122	115	110	83
110	13	31	76,5	81	90	107	103,5	65
130	8,5	20	46	62	59	67	56	50
150	3	11	16,5	38	38	43	42	33
170			8,5	19	26	29	28,5	18,5
190					12	14	14	3,5

75	78,5	83,6	88,7
140	120	117	116
123	120	121	118
112	110	110	112
98	98	98	98
87	87	87	86
80	80	80	78
68	70	70	67
52	51	51	51
37	36,5	37	41
20	20	20,5	21,5
4	4	4	4

PRESSIONS MESUREES PAR UN TUBE DE PITOT EN FONCTION DE LA POSITION AXIALE ET DE LA VITESSE EN (mmCE)

PROFILS AXIALS DE PRESSION MESUREE PAR TUBE DE PITOT

(Grille 4 pyramides)

polystyrène(1,436mm)

z (mm)	45 (56,9)	45 (56,9)-	55 (57,2)	55 (58)-	40 (56,7) *
- 3	235	241	325,5	326	215,5
2 2	238,5	242,5	335	333	209
4 2	233	236,5	330,5	328,5	204,5
6 2	228	228,5	324	318	199,5
8 2	222	219,5	312	310,5	193
10 2	214	213	306,5	305,5	185
12 2	209	208	305	304	180
14 2	203	201,5	291	296	174,5
16 2	196	196	290,5	289	168
18 2	190	186,5	288,5	288	161,5
20 2	180,5	177	290	289	152
22 2	171	168	270	270	143
24 2	162,5	159,5	240	237	134
26 2	154	150,5	222	218,5	125,5
28 2	145	140,5	209,5	206	117
30 2	136	132,5	196	194	108
32 2	127	124	187	182	100
34 2	118,5	116	175,5	172	90
36 2	109	107	165	162	81
38 2	99,5	98	155	151	72
40 2	88,5	88,5	144	140	61,5
42 2	80	78,5	134	130	51
44 2	70	66	124	122	40
46 2	59,5	54,5	113	110,5	27
48 2	44	43,5	103,5	100	16
50 2	31,5	31	92	90	6
52 2	19	19	79	79	2,5
54 2	10	9			
56 2	3	3			

* La colonne du haut correspond à la masse en kg et la vitesse étudiée en cm/s (entre parenthèse)

\ /
- correspond à une exploration retour

40(56,7)	40(48,4)	40(48,4)-	35(48,3)	35(48,3)-	30(48,3)
208	289	302,5	266	246	151
210,5	259	291	231	238,5	159
205	250	269	223	224	150,5
200	241	259	215,5	216	144,5
190	236	247	209,5	210,5	138,5
183	228	234	202,5	202,5	132,5
178	224	228	196	196,5	127,5
173	225	224	194	196	120
166	213	213,5	200	197	112
158,5	182	184	163	166	103,5
148	162,5	159,5	136	137,5	96,5
138,5	148,5	145	120	118,5	88,5
130	136	133	108,5	106,5	80
122	125	122	98	97,5	71,5
114,5	115	113	86,5	86	63,5
106	105	103,5	76	75	54,5
96	95,5	93	67	64,5	45,5
88	86,5	84	57,5	56	37
79	76	73	48	46	29
68	65	62	39	36	20
58	56,5	52,5	31,5	27,5	11
47	47	43	21	19	4
36	37	33	12	10	3
24	25	24	3,5	3,5	
12	18	14	3	3	
4	5,5	4			
2,5					

VERRE(0,892mm)

z (mm)	84,7(52,6)	84,7(48,8)	65(46)	45(45,4)	35(45,2)
- 3	540	562	448	276	264
2 2	540	552	420	272	260
4 2	520	536	408	264	236
6 2	496	508	396	248	218
8 2	472	492	380	244	199
10 2	452	472	352	240	176
12 2	428	444	332	220	154
14 2	408	416	308	192	132
16 2	396	412	280	180	108
18 2	392	400	276	140	80
20 2	350	372	248	104	56
22 2	324	324	220	86	32
24 2	288	292	180	60	12
26 2	252	256	148	36	4
28 2	220	232	112	16	
30 2	192	192	92		
32 2	164	168	68		
34 2	140	140	36		
36 2	116	112	8		
38 2	96	88			
40 2	68	64			
42 2	44	36			
44 2	10	20			
46 2	0	0			

verre(1,8mm)

z(mm)	60(94,6)	60(110,2)	z(mm)	80(97,5)	80(108,3)	90(110,9)
- 3	382	335	- 3	472	481	526
2 2	398	365	2 2	482	508	554
4 2	379	350	4 2	464	493	540
6 2	361	328	6 2	447	463	518
8 2	345	308	8 2	427	451	501
10 2	325	288	10 2	413	431	484
12 2	321	213,5	12 2	398	424	474
14 2	325	196	14 2	397	424	475,5
16 2	339	180	16 2	398	432	483
18 2	255	160	18 2	405	435	495
20 2	179	140	20 2	331	311	376
22 2	147	120,5	22 2	274	225	314
24 2	123	103	26 2	215	172	254
26 2	99	83	30 2	163	130	205
28 2	78	63,5	34 2	114	88	161
30 2	59	40,5	38 2	66	45	115
32 2	40	21	42 2	22	1,5	69
34 2	21	7	46 2			29

CENDRES3m2

Ø (mm)	5,67(21,6)	30(18,1)	30(21,3)	50(21,6)	50(32,1)
- 3	208	210	262	446	314
2 2	191	192	254	366	367
4 2	165	214	214	380	347
6 2	124	198	192	390	309
8 2	98	172	168	340	304
10 2	65	142	156	286	270
12 2	38	126	126	281	234
14 2	23	94	94	233	220
16 2	15,5	65	64	198	204
18 2	8,5	42	44	175	191
20 2	5	24	26	150,5	163
22 2		14	14	123	136
24 2		6	7	95	108
26 2		4	4	68,5	88
28 2				41	63
30 2				24,5	38
32 2				10	18
34 2				2	7

polystyrène(0,615mm)

z (mm)	35(22,5)	35(13,9)	25(22,5)	25(13,9)	0,5(13,9)	0,5(22,6)	0,8(13,9)
- 3	253	253	191	190	106	110	88
2 2	249	242	188	185	100	106	80
4 2	242	242	178	183	90	95	70
6 2	226	233	165	171	80	82	60
8 2	216	224	156	160	69	70	48
10 2	204	218	145	146	60	59	37
12 2	193,5	206	134	144	48	44	26
14 2	184	198	122	128	39	34	16
16 2	172,5	187	111,5	118	28	25,5	11
18 2	161,5	172	102	105	17,5	17	6
20 2	150	159	94	94	9,5	11	3
22 2	139,5	147	83	82	4	7	
24 2	130,5	135	71	70			
26 2	122	123	58,5	59			
28 2	108,5	110	46,5	45,5			
30 2	98	96	36	34			
32 2	84,5	84,5	26,5	24,5			
34 2	72	72,5	18	14			
36 2	62	60	11	6			
38 2	50	49	6	2			
40 2	41,5	37,8					
42 2	31,5	25					
44 2	22	16,5					
46 2	13	6					
48 2	7						

SABLE(0,26mm)

z(mm)	40(7,6)	40(11,3)	20(7,6)	20(11,1)	14,8(11,4)
- 3	321	327	205	213	182
2 2	303	306	190	192	162
4 2	286	279	167	177	142
6 2	264	252	147	146	122
8 2	236	236	122	125	98
10 2	216	207	88	98	66
12 2	188	184	67	68	42
14 2	162	160	42	44	24
16 2	132	138	26	26	11
18 2	110	110	12	12	5
20 2	86	86	4	5	
22 2	58	64			
24 2	34	37			
26 2	18	21			
28 2	6	9			

CHAMOTTE

Z(mm)	72(92,5)	72(108)	Z(mm)(PAROI)	142(112,1)	92(110,8)
- 3	358	327	0	726	414
2 2	375	366	181,5	404	289
4 2	363	360	207	401	279
6 2	349	344	258	380	246
8 2	333	326	309	353	205
10 2	333	308	356	325	164
12 2	323	298	406	293	122
14 2	319	292	455	261	74
16 2	313	292	503,5	227	28
18 2	311	294	556	187	
20 2	307	306	602,5	149	
22 2	281	252	654	105	
24 2	231	190	702	62	
26 2	193	160	754	15	
28 2	166	136			
30 2	145	116			
32 2	123	98			
34 2	101	80			
36 2	81	66			
38 2	61	47			
40 2	44	30			
42 2	20	12			
44 2	3	3			

SABLE(RHIN)

z(mm)	72(18,2)	72(31,5)	40(13,6)	40(17,7)	25(13,7)	25(17,6)	15(17,4)
- 3	514	505	323	317	231	238	199
2 2	505	510	326	302	223	230	182
4 2	497	488	306	292	204	208	152
6 2	489	464	288	278	186	182	128
8 2	467	438	276	258	159	159	98
10 2	431	398	238	228	136	131	70
12 2	413	367	218	206	110	107	44
14 2	379	342	186	176	82	77	26
16 2	345	320	152	150	56	55	11
18 2	313	288	126	122	32	32	4
20 2	287	262	92	92	13	17	
22 2	253	236	62	64	4	7	
24 2	227	182	38	39			
26 2	195	160	14	18			
28 2	171	140	4	5,5			
30 2	138	114					
32 2	110	86					
34 2	82	60					
36 2	52	30					
38 2	28	18					
40 2	9	5					

POLYSTYRENE(2,71mm)

z(mm)	64(114)	54(91,6)	54(112,8)	45(90,8)	45(115,3)
- 3	288	298,5	225	230	172
2 2	340	325	273	261	218
4 2	342	325	275	262	220
6 2	337	317	271	259	217
8 2	330,5	307,5	265	252,5	212
10 2	325	300	258	246	206
12 2	318	293	253	242	200
14 2	310,5	289,5	246	238	195
16 2	305	290,5	240	238	188
18 2	298,5	301	235	238	183
20 2	291	295	227	234	176
22 2	284,5	239,5	220	190	168
24 2	276	221,5	211	171	158
26 2	269	209	203	159	150
28 2	259	197	195	147	142
30 2	251	185	187	137	134
32 2	242,5	175	178	127	125
34 2	234,5	165	169	118	117
36 2	226	157,5	161	108,5	108
38 2	218,5	148,5	151	100	98
40 2	208,5	139	141	90	90
42 2	200,5	129	133	80	80
44 2	190,5	121	123	70	71
46 2	181	110	113	60	61
48 2	172,5	101	104	50	51
50 2	162,5	93	97	40	42
52 2	152,5	79	85	30	30
54 2	142,5	72	75	20,5	22
56 2	133,5	60	65	10,5	13,5
58 2	123	48	54	5	6
60 2	113	39	43	2,5	4
62 2	103	30	32,5		
64 2	93	21	23		
66 2	82	10	13		
68 2	71	4	6,5		
70 2	59,5				
72 2	46				
74 2	36				
76 2	27				
78 2	16,5				
80 2	11				
82 2	7				

PROFILS AXIALS DE PRESSION MESUREE PAR TUBE DE PITOT

(Grille monopyramidale)

CHAMOTTE

Z (mm)	50Kg(42,3)	50Kg(49,2)	75kg(53,5)	Z (mm)	75(69,8)
0	194	193	248	0	338
20	183	186	245	267	113
40	166	173	225	517	0
60	151	160	210	Z (mm)	100(77,6)
80	140	154	202	0	397
100	132	144	196	267	181
120	121	127	185	617	0
140	117	119	179	Z (mm)	100(82,7)
160	100	111	161	0	426
180	93	104	155	267	180
200	85	95	145	617	0
220	78	87	135	Z (mm)	100(88)
240	69	68	128	0	431
260	61	63	115	267	181
280	50	52	98	617	0
300	38	45	88	Z (mm)	125(79,8)
320	26	33	82	0	482
340	17	21	74	267	261
360	0,5	5	69	717	0
380			62	Z (mm)	125(90,4)
400			53	0	466
420			41	267	325
440			30	717	0
460			16		
480			3		

VERRE (0,892mm)				
Z (mm)	75 kg (55,7)	50 kg (48)	Z (mm)	100 kg (74,8)
0	673	510	0	788,8
20	610	466	267	398,5
40	575	440	617	0
60	535	418	Z (mm)	100 kg (65,5)
80	515	375	0	829,6
100	496	352	267	404
120	480	318	617	0
140	470	303	Z (mm)	125 kg (71,2)
160	440	273	0	952
180	380	243	267	542
200	350	207	727	0
220	330	181	Z (mm)	150 kg (64,3)
240	290	154	0	1074,4
260	270	126	267	695
280	230	101	857	0
300	205	78	Z (mm)	150 kg (77)
320	185	57	0	1088
340	158	40	267	684
360	129	25	857	0
380	107	15	Z (mm)	150 kg (88,3)
400	86	6	0	1088
420	60		267	631
440	44		857	0
460	28		Z (mm)	200 (87,7)
480	21		0	1360
500	12		267	956,6
520	7		1057	50
			1117	0
	Z (mm)	225 kg (84)	Z (mm)	225 kg (87)
	0	1564	0	1509
	267	1088	267	1088
	1057	140	1057	157
	1267	0	1267	0

SABLE (RHIN)

Z(mm)	75(22)	50(11,6)	50(15,5)	50(18,4)	75(17,2)	Z(mm)	200(47,3)
0	598	486	442	470	578	0	1414
20	586	470	430	444	566	40	1387
40	560		401	411	546	80	1305
60	543	435	374	399	520	120	1278
80	520	395	354	376	550	160	1197
100	499	390	335	350	530	200	1115
120	493	340	318	325	510	240	1060
140	462	337	301	294	490	280	1006
160	445	320	272	274	470	320	952
180	405	250	233	229		360	870
200	374	228	205	210		936	0
220	322	184	183	176			
240	300	165	159	153			
260	268	120	125	127			
280	244	104	101	101			
300	212	95	77	77			
320	182	62	57	53			
340	157	63	30	36			
360	125	18	17	24			
380	97	10	8	11			
400	80	8	3	6			
420	54	4		1			
440	43						
460	22						
480	15						
500	10						
520	6						

POLYSTYRENE (0,615 mm)

Z (mm)	50 (21,6)	25 (21,4)	Z (mm)	78,7 (34)	78,7 (34)	Z (mm)	50 (25,3)
0	378	236	0	550	570	0	385
20	376	224	40	541	563	267	220
40	368	212	80	518	543	687	0,5
60	350	205	120	499	524	Z (mm)	75 (24)
80	341	186	160	475	487	0	524,5
100	338	177	200	450	472	267	286
120	317	170	240	428	454	1002	3
140	314	155	280	407	420	Z (mm)	75 (37,1)
160	304	143	320	385	403	0	529
180	290	132	360	362	373	267	325
200	286	120	400	343	356	1002	4
220	270	110	440	318	311	Z (mm)	78,7 (31,1)
240	264	98	480	292	292	0	552
260	249	88	520	280	287	267	352
280	233	77	560	257	238	1057	5,5
300	220	65	600	232	237	1067	0
320	212	56	640	211	226	Z (mm)	78,7 (40,1)
340	196	47	680	187	187	0	552
360	187	38	720	168	169	267	329
380	175	28	760	146	152	1057	9
400	162	21	800	128	133	1067	0
420	150	14	840	105	109		
440	140	8	880	85	92		
460	127		920	72	73		
480	118		960	54	59		
500	106		1000	40	45		
520	99		1040	26	29		
540	86		1080	17,5	11		
560	76		1120	10	9		
580	65						
600	57						
620	46						
640	35						
660	28						
680	20						
700	14						
720	9						

ANNEXE IV

ENSEMBLE DES RESULTATS BRUTS
SE RAPPORTANT AU CHAPITRE III

- IV.1 -
EXPANSION DU MELANGE BINAIRE(1)
VERRE(3,6)+VERRE(0,892)mm

GRILLE PORAL

X=20%

Z(mm)-Ug(cm/s)	17,1	24,4	31,5	35,7	41,7	48,1	52,7	59,1	64,9	76	86,7	93,4	107,7	121,2	131,4	139,3
24,5	72	141	207	251	312	375	414	450	466	483	485	491	494	500	503	502
50	68	135	198	241	300	360	397	429	443	458	458	457	477	473	475	471
101	60	121	175	211	262	313	344	369	377	390	391	401	401	397	328	402
152	53	105	152	180	222	265	292	301	302	313	322	324	325	320	323	324
199,5	41	81	118	144	177	210	219	225	224	234	247	251	250	248	255	256
249	29	56	81	98	119	137	148	149	152	167	178	186	181	184	189	185
298	18	34	49	58	56	72	76	77	80	99	111	116	118	112	119	121
346,5	1	3	4	5	6	8	12	20	24	40	46	55	59	64	66	65
399									4	4	4	12	20	20	25	23
445,5											4	2	7	6	9	10

X=40%

Z(mm)-Ug(cm/s)	19,8	29,5	37,3	45,7	53,3	59,7	66,4	75,8	84,9	95,2	109	124,7	139,6	153,1
24,5	74	136	197	262	318	370	410	449	470	478	495	505	500	502
50	70	132	189	252	307	355	395	437	451	454	465	469	471	478
101	64	119	170	226	274	315	345	380	389	390	397	394	399	400
152	56	104	147	191	229	263	285	301	306	315	312	317	321	324
199,5	45	82	116	152	179	203	219	217	225	237	236	239	246	249
249	31	57	80	104	121	137	145	146	155	167	162	169	172	182
298	17	30	41	52	58	66	68	72	87	99	100	109	102	114
346,5				2	2	5	9	14	35	40	43	47	53	57
399									4	7	12	15	17	19
445,5											4	4	6	9

X=60%

Z(mm)-Ug(cm/s)	16,9	29	40	48,4	56,2	65	75,9	84,8	93,7	105,2	115	127,2	138,5	144,6	150,9
24,5	39	102	164	215	262	312	379	433	461	474	484	486	490	502	502
50	37	98	158	205	251	299	370	420	446	461	459	459	461	464	465
101	34	90	145	186	227	269	332	374	392	397	391	394	393	396	394
152	30	77	122	157	190	225	275	310	310	305	308	317	314	314	320
199,5	23	59	92	117	141	164	199	219	219	216	236	235	229	244	243
249	17	41	65	84	101	115	137	140	140	147	154	157	163	170	178
298	11	25	38	46	54	59	68	67	67	74	84	93	94	96	97
346,5				1	3	4	6	8	17	26	35	39	40	41	43
399										2	7	8	7	16	15
445,5														3	3

X=80%

Z(mm)-Ug(cm/s)	20,1	33,4	50,7	64,6	84,5	101,5	115,5	128,3	140	151,5	161,5	170,9	179,3	187,5	194,4	199,8
24,5	29	72	137	195	279	347	405	435	474	502	503	503	499	501	500	501
50	27	69	132	185	265	327	372	405	442	469	469	467	466	470	468	469
101	25	61	116	162	229	278	313	337	365	386	389	390	390	396	397	400
152	22	53	100	139	194	231	258	274	293	305	309	315	322	324	326	326
199,5	18	45	83	114	157	183	200	213	219	224	233	240	245	252	251	251
249	15	35	62	84	110	126	137	145	151	157	164	173	181	185	182	177
298	11	24	38	48	61	68	73	80	85	91	97	106	108	111	109	111
346,5			3	3	7	13	18	19	26	31	38	47	46	51	49	51
399										4	4	6	8	11	12	11
445,5																2

PRESSIONS PARIETALES EN FONCTION DE LA POSITION AXIALE ET DE LA VITESSE EN (mmCE)

GRILLE 9 PYRAMIDES

X=20%

Z(mm)-Ug(cm/s)	14,7	22,1	27	31,4	34,7	38,5	41,9	45	47,7	49,6	54,1	58,7	62,8	66,6	70	73,7
130	116	221	300	376	443	446	449	444	444	439	439	429	425	421	417	417
181	96	181	244	305	360	371	374	373	370	369	368	363	359	357	356	354
232	72	138	185	233	275	286	291	291	293	292	290	290	291	291	291	298
279,5	50	95	125	158	188	202	211	214	214	217	218	217	219	220	220	219
329	29	53	70	89	106	119	130	134	137	139	144	145	147	150	150	151
378	7	14	18	25	33	41	51	56	62	67	70	74	76	80	83	85
426,5										5	10	11	16	20	20	23
479																

Z(mm)-Ug(cm/s)	77	80,4	88,8	99,6	111,4
130	414	410	403	403	398
181	353	350	347	342	340
232	286	284	278	273	269
279,5	217	213	208	203	197
329	148	78	142	133	127
378	81	24	23	65	61
426,5	25	2	5	25	21
479				6	7

X=40%

Z(mm)-Ug(cm/s)	15,6	21,8	31	36,4	45,2	53,4	72,6	91,9	119,7	150,7	181,3	200,3
104,5	50	128	216	278	407	437	422	413	405	401	404	403
130	45	118	198	257	373	420	401	385	380	381	374	375
181	38	97	160	210	300	338	332	322	316	313	312	308
232	29,5	72	119	158	223	260	261	250	241	236	234	241
279,5	20	47	80	105	147	180	185	181	173	173	164	168
329	9	24	41	55	77	103	117	108	102	101	95	96
378	1	3	6	9	13	6	42	45	48	41	34	36
426,5							1	7	15	18	14	16
479								1	2	7	8	8
525										4	3	3

X=60%

Z(mm)-Ug(cm/s)	16,5	23,7	34,2	39	47,6	60,6	72	90,5	120,4	152,7	178,8	191,9
104,5	51	100	171	207	265	370	453	399	399	394	393	390
130	44	89	157	190	246	340	403	373	373	368	364	365
181	37	76	133	159	205	285	342	308	306	302	297	299
232	27	57	100	120	153	209	263	235	230	227	222	225
279,5	21	42	72	86	110	148	177	162	156	150	144	151
329	11	25	42	51	65	85	102	92	83	74	75	74
378	2	6	9	12	16	23	29	27	24	25	24	23
426,5									3	5	6	6

X=80%

Z(mm)-Ug(cm/s)	14,9	24,2	33,4	38,8	48,1	59,9	72,4	91,9	121,7	144,3	181,2	199,8
104,5	24	62	102	127	167	227	296	431	386	388	389	388
130	19	55	94	116	153	208	270	389	363	364	364	363
181	17	48	81	101	133	180	236	347	304	299	298	299
232	12	34	59	72	96	129	164	239	237	229	226	227
279,5	8	23	40	49	64	84	104	152	166	162	158	156
329	5	15	25	31	30	52	62	82	98	90	83	82
378		6	10	13	17	20	13	27	34	31	27	31
426,5											5	6

PRESSIONS PARIETALES EN FONCTION DE LA POSITION AXIALE ET DE LA VITESSE EN (mmCE)

EXPANSION DU MELANGE BINAIRE(2)
(ACIER+VERRE)

GRILLE 9 PYRAMIDES

(20%ACIER)

Z(mm)-Ug(cm/s)	11	15,9	23,1	32,4	36,4	39,7	44,4	69,1	100,9	124,4
104,5	56	171	325	373	367	365	350	330	319	319
130	50	152	287	336	335	334	324	309	296	288
181	37	111	202	247	252	253	252	240	231	227
232	26	69	125	161	170	172	173	170	160	153
279,5	12	31	56	84	91	93	96	99	90	83
329				9	17	21	26	35	32	31
378								5	7	8
426,5									4	4

(40%ACIER)

Z(mm)-Ug(cm/s)	11,2	17,2	23,5	28,9	33,8	38,1	45,3	67,8	102,4	125,8
104,5	79	224	318	354	394	408	414	398	372	369
130	70	190	276	298	344	355	379	370	346	342
181	53	136	198	215	227	235	266	290	270	263
232	35	82	120	136	147	153	192	202	184	182
279,5	14	31	47	61	73	79	101	116	103	100
329					3	9	21	37	38	38
378									9	10

(60%ACIER)

Z(mm)-Ug(cm/s)	10,4	17,3	24,3	29,1	33,7	41,7	50,9	61	85,4	104	114,4	134,9
104,5	56	205	342	386	439	489	491	489	460	452	452	452
130	52	179	295	329	365	416	444	454	422	422	424	415
181	37	122	198	207	214	256	322	352	332	332	332	318
232	28	78	124	128	138	148	203	242	230	227	230	219
279,5	13	32	51	57	66	76	102	134	134	128	125	114
329					3	15	20	35	53	35	50	41
378									10	11	15	14
426,5											7	5

(80%ACIER)

Z(mm)-Ug(cm/s)	12,2	22,9	30,6	39,4	45,9	50,5	58,4	65	72,3	85,6	102,3	121,1
104,5	138	319	458	574	581	572	612	632	630	617	590	592
130	118	279	390	498	517	505	548	580	581	574	549	543
181	74	179	241	294	307	312	378	443	446	444	427	421
232	44	99	127	131	139	145	204	300	309	310	296	307
279,5	18	39	51	60	71	78	83	158	171	174	171	166
329					6	10	16	33	45	55	60	59
378									2	4	9	11
426,5												4

PRESSIONS PARIETALES EN FONCTION DE LA POSITION AXIALE ET DE LA VITESSE (mmce)

GRILLE PORAL

(20%ACIER)

Z(mm)-Ug(cm/s)	10,8	14,5	18,5	23	27,4	32,2	36	41,8	64,6	78,1
24,5	79	151	216	293	353	386	388	394	389	396
50	71	137	195	265	319	344	345	354	356	353
101	56	106	152	206	247	262	264	274	281	289
152	40	74	106	145	174	181	186	196	209	210
199,5	24	44	61	83	100	109	113	121	136	143
249	5	10	14	18	22	28	36	46	70	79
298							1	2	17	25
346,5								2		3

(40%ACIER)

Z(mm)-Ug(cm/s)	11,1	15,6	19,6	21,8	26,8	36,5	42,5	61,6	75,9	87,2	98
24,5	97	176	240	274	361	418	438	455	461	469	478
50	87	157	215	243	321	359	365	359	378	390	420
101	67	121	164	186	246	268	273	279	295	319	330
152	46	83	112	128	169	187	192	202	219	237	252
199,5	26	47	63	69	95	110	116	129	145	160	170
249	5	9	12	13	19	31	39	63	75	90	97
298								9	14	22	32
346,5										6	5

(60%ACIER)

Z(mm)-Ug(cm/s)	10,8	16,4	22,6	26	30	33,7	39,3	45,7	63,9	73,3	90	100
24,5	65	166	296	358	395	414	446	480	572	577	585	594
50	59	167	265	321	351	365	385	423	465	474	508	530
101	45	128	203	246	265	267	269	266	282	306	396	419
152	34	88	139	168	180	182	184	186	202	218	292	312
199,5	19	50	77	93	102	103	109	109	130	145	194	206
249	4	10	15	17	23	27	33	37	60	71	103	114
298									7	11	29	36
346,5											4	5

(80%ACIER)

Z(mm)-Ug(cm/s)	12,6	17,2	23,2	28,5	34,4	43,8	51,5	58,6	70,4	80,2	89,7	99,9
24,5	115	208	303	397	478	611	681	727	782	770	773	777
50	107	185	279	363	452	549	608	639	675	686	696	700
101	84	150	221	288	338	423	460	472	504	542	542	546
152	55	112	150	194	228	266	293	314	354	385	396	403
199,5	30	47	69	88	92	97	107	154	222	242	249	258
249	3	7	12	15	19	25	31	40	83	108	123	131
298									4	12	21	38
346,5										1	3	5

108,8	118,2	123,8
777	776	781
702	710	711
548	552	614
403	414	456
262	267	270
135	143	150
38	49	51
6	9	13

PRESSIONS PARIETALES EN FONCTION DE LA POSITION AXIALE ET DE LA VITESSE (mmce)

- IV.5 -
EXPANSION DU MELANGE BINAIRE(3)
ACIER+POLYSTYRENE

GRILLE PORAL

80%ACIER

Z(mm)-Ug(cm/s)	13,3	21,3	30,3	38,6	46,7	57,1	61,6	67,4	71,7	74,8	79,1	88,7	97,4	106,1
24,5	66	138	215	282	370	419	425	429	433	439	447	459	465	457
50	47	100	167	205	269	320	328	342	358	372	388	410	422	403
101	31	65	102	135	175	208	232	258	263	275	294	322	333	318
152	22	44	65	85	112	138	155	172	189	202	216	238	244	222
199,5	14	24	35	48	59	83	96	109	120	129	136	155	164	147
249	4	7	9	14	16	30	38	46	55	62	66	80	88	76
298									2	5	9	16	21	22
346,5														4

60%ACIER

Z(mm)-Ug(cm/s)	19,6	21,9	29,4	39,4	46,2	52,9	58,8	66,0	76	88,2	101,4	109,4
24,5	81	127	186	236	237	240	243	248	251	257	262	264
50	41	86	102	136	140	146	150	170	174	191	208	211
101	28	45	66	98	108	110	111	117	125	139	153	158
152	21	33	48	67	78	80	83	86	93	102	111	114
199,5	14	20	28	40	48	52	54	59	64	69	77	79
249	5	6	8	12	17	23	26	30	34	39	43	43
298			1	1	12	3	3	6	10	12	16	18
346,5									2	2	2	2

40%ACIER

Z(mm)-Ug(cm/s)	13,2	19,2	23,2	29	37	41,6	48,1	60,1	70,4	79,8	84,8	94,1
24,5	31	53	65	94	131	151	159	165	170	173	175	178
50	26	44	58	81	112	132	138	142	144	147	150	152
101	21	35	43	61	85	100	109	113	115	118	121	121
152	16	26	30	45	60	70	77	83	85	88	89	90
199,5	11	16	17	26	38	41	47	55	58	60	61	62
249	5	5	5	8	11	13	17	26	30	33	34	35
298								4	7	9	10	11

20%ACIER

Z(mm)-Ug(cm/s)	11,8	17	23,3	32,8	39,2	49	51,3	57,1	61,6	68,3	76,4	86,4	93,8
24,5	20	40	64	101	134	152	152	153	153	154	154	154	153
50	19	35	57	92	112	138	139	140	141	142	142	142	142
101	16	28	44	70	88	106	109	110	111	112	113	113	113
152	12	22	34	49	60	75	78	79	80	83	84	85	85
199,5	9	14	20	29	37	45	49	51	53	55	57	58	58
249	3	5	7	9	12	14	20	23	25	29	31	32	34
298										6	8	9	10

GRILLE 9 PYRAMIDES

80%ACIER

Z(mm)-Ug(cm/s)	10,9	15,2	19,1	23,6	29,8	35,7	39,3	44,6	49,8	64,9	77,2	94,2	109,2
104,5	43	141	213	303	301	310	318	335	347	350	348	335	329
130	36	108	160	233	247	263	279	300	319	318	320	308	302
181	17	43	63	88	100	140	172	208	232	237	237	227	221
232	10	20	29	40	54	59	86	118	148	152	146	137	134
279,5	6	9	11	16	20	25	32	50	68	73	72	59	52
329							5	8	12	16	15	12	12

60%ACIER

Z(mm)-Ug(cm/s)	11,8	18,6	29,3	26	29,4	34,7	40,7	50,4	64,4	77,6	93,3
104,5	49	88	123	154	165	177	193	209	218	220	222
130	30	47	65	91	114	134	159	187	200	205	208
181	23	38	48	64	74	78	93	132	152	157	158
232	14	23	31	42	49	53	58	60	103	105	107
279,5	7	12	13	18	22	26	28	38	51	56	58
329						2	4	7	12	17	19
378									2	4	

40%ACIER

Z(mm)-Ug(cm/s)	13,8	18,6	22,5	28	31,2	37,4	43,2	55,4	66,2	79,9	89,8	94,4
104,5	43	64	86	101	112	128	163	150	159	161	162	162
130	38	59	78	92	104	121	151	141	147	149	149	147
181	30	43	58	71	82	95	116	107	114	116	115	115
232	18	28	36	46	52	60	69	71	72	76	78	77
279,5	8	12	15	21	24	24	40	36	35	42	43	43
329						2	3	4	10	12	13	

20%ACIER

Z(mm)-Ug(cm/s)	12,2	17,1	22,2	27,3	30,6	38	38,8	44,1	48,4	51,2	54	59,1	63,4	73,1	85,3	93,8
104,5	27	51	80	113	121	128	140	141	126	127	125	125	127	129	129	129
130	25	46	79	102	108	116	124	128	118	118	116	117	118	120	120	119
181	19	34	58	74	80	86	90	93	92	91	90	90	92	92	91	
232	14	23	38	48	51	55	57	59	60	60	59	59	60	60	60	59
279,5	8	10	15	19	21	24	25	28	29	29	28	28	28	32	32	32
329						1	1	1	1	1	1	2	3	6	7	8

PRESSIONS PARIETALES EN FONCTION DE LA POSITION AXIALE ET DE LA VITESSE EN (mmCE)

EXPANSION DU MELANGE BINAIRE(4)
VERRE(3,6)+VERRE(1,8)mm

GRILLE PORAL

X=20%

Z(mm)-Ug(cm/s)	25,8	40,8	61,4	83,5	101,7	119,5	131	141,1	150,5	159,1	167,9	174,3	186
24,5	26	57	114	187	257	331	381	421	458	481	506	519	527
50	24	53	106	173	240	309	354	391	429	448	470	481	493
101,5	22	48	92	151	208	267	305	335	366	382	399	409	417
152	19	40	80	129	177	226	257	282	302	318	328	335	343
199,5	15	33	65	106	145	184	207	225	241	252	259	263	265
249	10	24	49	80	110	137	153	164	174	181	188	194	197
298	7	16	33	54	74	90	97	102	107	113	118	122	126
346,5	2	6	14	24	32	35	35	37	40	47	51	56	64
399				1	1	1	1	1	1	2	4	7	9

X=40%

Z(mm)-Ug(cm/s)	30,8	47,4	62,2	82,9	94,3	107,2	119,1	133,4	144,5	157,6	167,1	174,4
24,5	47	98	151	237	290	354	413	470	498	523	529	534
50	44	93	141	222	274	334	388	445	471	495	502	503
101,5	39	78	123	194	239	289	335	380	388	416	422	423
152	33	68	103	162	198	242	279	315	330	338	343	345
199,5	26	53	82	130	158	192	220	245	255	263	267	268
249	19	37	59	92	113	136	155	173	180	188	194	195
298	11	23	37	57	70	84	95	105	110	119	124	125
346,5	4	10	16	26	29	32	33	40	44	56	59	60
399					1	1	2	2	1	7	9	10

X=60%

Z(mm)-Ug(cm/s)	30,2	48,7	64,5	86,4	104,5	119,8	129,1	134,6	144,2	158	171,2
24,5	55	122	192	300	404	485	507	524	530	536	534
50	51	113	180	281	380	440	481	493	497	501	504
101,5	45	98	153	241	324	377	409	418	420	424	423
152	38	79	124	194	262	303	329	340	341	346	347
199,5	27	61	97	153	204	235	256	265	265	270	270
249	19	44	69	110	147	169	182	192	192	200	201
298	9	26	43	67	88	102	109	119	123	133	138
346,5	3	8	14	23	30	35	40	51	56	65	72
399							2	3	5	17	19

X=80%

Z(mm)-Ug(cm/s)	20,9	39,1	55,4	72,1	88,3	98,8	110,6	121,2	140,1	158	173,2
24,5	31	98	168	255	338	416	490	508	530	533	534
50	29	81	155	235	313	387	457	473	496	501	500
101,5	25	78	133	203	271	335	395	408	420	424	424
152	20	65	112	170	225	278	327	342	342	350	351
199,5	16	51	88	134	178	220	257	264	268	274	279
249	10	36	62	96	126	156	182	193	197	207	211
298	5	21	37	57	74	91	105	120	129	140	147
346,5	1	7	13	20	26	35	41	49	63	77	84
399							1	2	9	14	31

PRESSIIONS PARIETALES EN FONCTION DE LA POSITION AXIALE ET DE LA VITESSE EN (mmCE)

GRILLE 9 PYRAMIDES

X=20%

Z(mm)-Ug(cm/s)	28,1	44	62,1	78,4	95,6	110,8	130,7	147,9	164,3	178,5	194,5	202,3
24,5	55	115	204	297	400	436	409	412	414	418	418	416
50	52	106	190	276	371	426	397	401	404	407	406	403
101,5	42	86	154	223	300	350	343	348	350	350	351	348
152	35	70	121	175	234	273	279	283	285	286	282	282
199,5	25	52	92	131	176	205	211	216	217	218	214	218
249	16	33	59	55	115	136	145	149	149	149	154	153
298	6	15	27	39	54	67	82	83	82	85	92	100
346,5							22	24	24	32	38	52
399								2	2	5	11	14

X=40%

Z(mm)-Ug(cm/s)	28,7	40,8	61,2	79,7	97,2	112,3	132,9	150,7	165,9	180,9	193,9	203,4
24,5	50	89	173	265	368	391	399	399	395	394	394	393
50	48	86	165	255	354	391	398	405	400	400	397	395
101,5	39	68	135	207	287	333	341	346	340	339	341	336
152	31	56	106	163	225	269	260	277	274	278	275	273
199,5	23	41	79	121	167	204	203	208	207	209	213	209
249	14	26	50	77	106	135	135	143	145	149	151	150
298	4	3	9	31	48	66	66	79	89	94	95	93
346,5					1	3	7	21	38	39	42	40
399							1	3	8	7	11	10

X=60%

Z(mm)-Ug(cm/s)	28,4	41,7	61,2	79	97,6	112,7	132,9	150,8	166,3	181,4	195,6	207,1
24,5	48	88	154	233	338	412	416	421	422	422	422	419
50	45	78	141	213	307	376	396	411	412	400	398	401
101,5	36	62	113	172	250	304	336	337	344	399	339	338
152	30	51	91	136	196	239	289	287	273	273	274	273
199,5	22	37	68	101	146	176	202	199	206	207	207	208
249	13	23	42	64	91	109	137	132	139	147	147	149
298	4	9	18	28	40	47	68	74	75	84	89	92
346,5							7	8	27	8	11	9
399												

X=80%

Z(mm)-Ug(cm/s)	28,8	42,4	66,3	88,6	108,4	126,6	139,5	151,6	167,1	181,7	196,4	208,6
24,5	35	66	138	217	306	390	441	432	442	423	422	430
50	32	59	118	191	270	346	398	394	408	402	400	409
101,5	27	48	97	157	219	279	320	340	339	342	342	351
152	22	40	79	125	174	221	253	270	272	273	277	281
199,5	17	29	58	94	130	164	188	207	205	207	209	208
249	10	18	37	61	83	106	122	136	135	139	143	142
298	4	8	16	27	37	47	57	65	71	79	83	81
346,5							2	3	17	26	33	30
399										3	3	4

PRESSIONS PARIETALES EN FONCTION DE LA POSITION AXIALE ET DE LA VITESSE EN (mmCE)

ANNEXE V

ENSEMBLE DES RESULTATS BRUTS
SE RAPPORTANT AU CHAPITRE IV

MELANGE(1)(VERRE+VERRE)

$\bar{X}=20\%-U_g=52,3$ cm/s

H(mm)	pyr1	pyr2	pyr3	pyr4	pyr5	pyr6	pyr7	pyr8	pyr9	Xg/TR
80	22,34	25,14	13,7	18,52	25,39	13,32	10,38	16,46	7,07	16,98
180	23,04	24,4	13,45	20,49	28,58	15,57	11,36	16,98	6,87	18,5
280	30,03	28,02	14,27	21,93	25,29	16,97	15,76	20,56	7,5	20,11
380	28,83	28,94	15,6	20,19	24,82	17,94	17,3	19,97	11,02	20,64
400	20,4	28,66	10,47	17,71	25,37	18,06	17,34	18,72	12,62	18,73
Xg/PYR	25,99	27,05	13,9	20,31	26,32	16,72	14,83	18,9	8,86	19,42

GRILLE 9 PYRAMIDES

$\bar{X}=20\%-U_g=53$ cm/s

H(mm)	pyr1	pyr2	pyr3	pyr4	pyr5	pyr6	pyr7	pyr8	pyr9	Xg/TR
80	12,09	15,27	8,49	13,25	22,23	13,61	12,82	15,61	10,75	13,75
180	14,9	22,32	11,49	11,78	26,82	16,8	13,83	19,5	12,1	17,04
280	20,9	27,11	17,76	16,25	28,8	19,35	18,5	25,67	19,95	21,43
380	23,61	25,87	15,99	21,1	27,04	22,82	22,25	25,58	21,62	22,91
400	18,7	17,46	10,75	17,87	30,51	15,83	23,01	27,98	15,52	21,64
Xg/PYR	19,17	23,85	14,14	16,18	27,66	18,97	18,3	23,4	17,13	20,05

GRILLE 9 PYRAMIDES

$\bar{X}=20\%-U_g=58,1$ cm/s

H(mm)	pyr1	pyr2	pyr3	pyr4	pyr5	pyr6	pyr7	pyr8	pyr9	Xg/TR
80	14,31	14,55	3,85	12,27	20,8	13,61	14,39	16,1	11,72	13,53
180	16,3	20,38	8,63	15,76	23,68	19,4	16,08	19,99	13,35	17,1
280	22,05	23,64	15,11	23,54	24,54	24,51	18,77	22,47	17,47	21,6
380	23,37	25,31	20,22	24,01	24,89	24,83	20,17	22,32	19,91	22,76
400	23,83	23,35	16,69	15,74	25,41	20,37	21,88	20,95	13,34	21,55
Xg/PYR	20,45	22,48	14,05	20,1	24,43	22,09	18,39	21,11	16,16	20,08

GRILLE 9 PYRAMIDES

$\bar{X}=20\%-U_g=62,6$ cm/s

H(mm)	pyr1	pyr2	pyr3	pyr4	pyr5	pyr6	pyr7	pyr8	pyr9	Xg/TR
80	12,06	15,55	14,92	11,36	17,19	17,59	11,42	16,55	13,39	14,5
180	14,21	18,46	18,66	15,73	22,48	20,75	14,96	18,99	14,94	17,66
280	16,63	21,92	20,23	21,12	23,78	22,82	19,29	21,05	18,71	20,77
380	19,7	23,58	20,27	22,71	23,62	23,63	20,74	23,23	21,66	22,2
400	20,31	22,58	21,64	18,22	24,72	20,76	19,42	23,22	18,32	21,46
Xg/PYR	17,09	21,09	19,64	19,15	23,27	21,99	18,01	21,11	18,07	20,04

GRILLE 9 PYRAMIDES

$\bar{X}=20\%-U_g=74$ cm/s

H(mm)	pyr1	pyr2	pyr3	pyr4	pyr5	pyr6	pyr7	pyr8	pyr9	Xg/TR
80	14,3	15,49	13,21	14,12	19,86	15,5	11,98	13,89	14,75	14,89
180	16,03	18,98	15,92	19,26	21,6	18,62	15,14	18,56	16,86	18,04
280	18,84	20,01	20,27	21,72	22,81	21,72	19,9	21,32	19,99	20,72
380	20,39	21,44	22,03	21,54	23,62	22,28	22,86	21,65	21,51	21,96
400	21,29	21,82	21,52	19,3	20,76	21,96	22,28	20,64	19,29	21
Xg/PYR	18,37	20,04	19,23	20,27	22,34	20,58	19,11	20,05	19,12	19,94

GRILLE 9 PYRAMIDES

$\bar{X}=20\%-U_g=102,8$ cm/s

H(mm)	pyr1	pyr2	pyr3	pyr4	pyr5	pyr6	pyr7	pyr8	pyr9	Xg/TR
80	12,05	12,77	10,98	13,01	16,19	14,85	8,71	14,11	13,34	12,97
180	16,94	19,1	16,92	18,58	20,68	18,11	15,4	18,06	16,59	17,89
280	21,42	21,8	21,6	21,38	21,17	20,74	20,57	21,1	20,8	21,19
400	22,25	22,61	22,25	22,72	21,87	21,83	21,39	22,04	21,06	22,06
Xg/PYR	19,82	20,99	19,91	20,44	21,11	19,99	18,34	19,92	19,01	20,05

GRILLE 9 PYRAMIDES

$\bar{X}=40\%-U_g= 52,7$ cm/s

H(mm)	pyr1	pyr2	pyr3	pyr4	pyr5	pyr6	pyr7	pyr8	pyr9	Xg/TR
80	41,23	42,02	38,52	33,17	41,21	33,17	27,47	39,01	34,74	36,73
180	49,45	48,38	48,77	36,94	36,04	38,33	31,16	47,07	40,87	41,85
280	56,87	46,59	50,38	36,72	57,65	41,11	40,67	49,82	45,7	47,42
380	21,33	20,35	16,7	10,44	45,16	32,42	33,52	49,95	45,98	30,75
Xg/PYR	42,04	37,93	38,03	28,33	45,7	36,89	34,46	48,25	43,43	39,54

GRILLE 9 PYRAMIDES

$\bar{X}=40\%-U_g= 58,5$ cm/s

H(mm)	pyr1	pyr2	pyr3	pyr4	pyr5	pyr6	pyr7	pyr8	pyr9	Xg/TR
80	41,23	42,02	38,52	33,17	41,21	33,17	27,47	39,01	34,74	36,73
180	49,45	48,38	48,77	36,94	36,04	38,33	31,16	47,07	40,87	41,85
280	56,87	46,59	50,38	36,72	57,65	41,11	40,67	49,82	45,7	47,42
380	21,33	20,35	16,7	10,44	45,16	32,42	33,52	49,95	45,98	30,75
Xg/PYR	42,04	37,93	38,03	28,33	45,7	36,89	34,46	48,25	43,43	39,54

GRILLE 9 PYRAMIDES

$\bar{X}=40\%-U_g= 68,6$ cm/s

H(mm)	pyr1	pyr2	pyr3	pyr4	pyr5	pyr6	pyr7	pyr8	pyr9	Xg/TR
80	26,78	30,6	31,68	31,88	36,87	33,17	30,34	34,95	32,24	32,16
180	34,63	37,67	36,92	39,14	41,38	38,79	32,84	40,31	33,57	37,39
280	42,14	42,79	40,49	43,36	43,61	44,9	39,94	44,17	41,96	42,66
380	42,38	41,56	41,98	41,92	43,86	43,58	40,56	41,21	41,12	42,18
Xg/PYR	39,24	39,96	39,36	40,74	42,57	41,79	37,27	41,69	38,36	40,17

GRILLE 9 PYRAMIDES

$\bar{X}=40\%-U_g= 82,4$ cm/s

H(mm)	pyr1	pyr2	pyr3	pyr4	pyr5	pyr6	pyr7	pyr8	pyr9	Xg/TR
80	28,81	32,58	35,03	30,68	34,55	32,24	29,5	27,65	27,21	30,93
180	35,44	38,04	37,19	37,94	40,06	37,52	34,19	37,17	33,72	36,92
280	42,31	44,57	38,7	44,18	45,48	45,07	42,17	41,45	42,63	43,02
380	40,45	41,51	40,49	42,76	42,16	43,93	42,8	45,38	42,3	42,32
Xg/PYR	38,68	40,66	38,53	40,98	41,94	41,44	39,17	40,22	38,44	40,1

GRILLE 9 PYRAMIDES

$\bar{X}=40\%-U_g=104,6$ cm/s

H(mm)	pyr1	pyr2	pyr3	pyr4	pyr5	pyr6	pyr7	pyr8	pyr9	Xg/TR
80	21,12	32,16	26,26	26,79	31,1	30,19	21,52	28,65	25,29	27,04
180	35,81	37,93	34,89	38,84	40,55	39,03	33,18	38,5	33,3	37,03
280	43,8	44,83	41,49	43,89	43,11	43,93	43,37	43,36	41,8	43,29
380	39,2	43,06	44,15	42,07	42,88	43,12	43,5	40,52	44,61	42,61
Xg/PYR	38,14	41,37	39,51	40,67	41,64	41,26	38,73	39,88	38,7	40,09

GRILLE 9 PYRAMIDES

$\bar{X}=60\%-U_g=62,5$ cm/s

H(mm)	pyr1	pyr2	pyr3	pyr4	pyr5	pyr6	pyr7	pyr8	pyr9	Xg/TR
80	94,29	91,94	94,01	90,53	86,58	88,25	91,04	88,05	93,93	90,84
180	62,15	70,14	61,19	72,84	69,58	59,33	55,6	65,47	58,93	63,88
280	62,3	53,03	60,32	70,1	70,98	66,01	66,7	68,96	59,01	64,42
380	48,42	47,15	47,23	37,69	51,82	51,86	40,78	50,38	48,2	47,31
Xg/PYR	59,7	58,69	58,23	61,84	64,11	60,81	56,39	62,94	57,55	60,14

GRILLE 9 PYRAMIDES

$\bar{X}=60\%-U_g= 73,8$ cm/s

H(mm)	pyr1	pyr2	pyr3	pyr4	pyr5	pyr6	pyr7	pyr8	pyr9	Xg/TR
80	46,13	49,83	48,37	51,63	54,21	48,75	48,8	53,36	46,21	49,82
180	55,34	59,27	55,48	60,48	62,75	56,72	57,15	60,59	57,07	58,47
280	61,39	64,31	62,14	64,95	65,62	63,06	62,03	66,34	62,26	63,67
380	61,68	64,8	60,6	62,12	65,83	60,8	54,79	59,74	59,91	61,3
Xg/PYR	58,7	62,06	58,55	61,69	63,85	59,24	57,323	61,55	58,54	60,29

GRILLE 9 PYRAMIDES

$\bar{X}=60\%-U_g= 81,4$ cm/s

H(mm)	pyr1	pyr2	pyr3	pyr4	pyr5	pyr6	pyr7	pyr8	pyr9	Xg/TR
80	48,75	49,65	47,88	52,18	58,65	48,48	47,12	51,31	44,35	49,87
180	57,37	59,95	56,09	58,58	62,43	60,09	52,26	60,73	54,3	58,19
280	64,33	63,71	62,24	65,47	63,41	65,14	61,34	62,62	62,07	63,63
380	60,46	62,57	57,95	62,12	63,39	61,52	58,44	60,87	59,31	60,89
Xg/PYR	59,65	61,23	57,95	61,49	62,84	61,36	56,64	61,3	57,6	60,15

GRILLE 9 PYRAMIDES

$\bar{X}=60\%-U_g= 121,5$ cm/s

H(mm)	pyr1	pyr2	pyr3	pyr4	pyr5	pyr6	pyr7	pyr8	pyr9	Xg/TR
80	47,43	46,79	46,92	49,07	51,29	48,22	47,6	49,37	45,87	48,13
180	55,81	59,92	55,83	59,28	61,18	59,31	56	57,72	54,55	57,84
280	62,91	61,49	61,07	62,67	63,15	62,98	62,39	63,22	61,15	62,36
380	61,55	63,93	64,51	64,43	61,81	62,48	63,12	62,96	62,32	62,81
Xg/PYR	59,28	60,67	59,32	60,79	61,33	60,68	59,07	60,48	58,36	60,07

GRILLE 9 PYRAMIDES

$\bar{X}=80\%-U_g=100,9$ cm/s

H(mm)	pyr1	pyr2	pyr3	pyr4	pyr5	pyr6	pyr7	pyr8	pyr9	Xg/TR
80	97,21	98,08	98,25	95,71	94,53	97,39	98,45	96,77	98,57	97,16
180	84,19	91,86	96,44	89,43	89,15	90,26	81,6	87,75	82,79	88,25
280	83,07	90,22	96,24	95,72	91,24	92,43	63,24	84,22	79,91	86,34
380	46,9	76,11	82,98	81,6	71,8	78,98	51,98	47,54	44,09	64,9
Xg/PYR	71,06	86,05	91,47	88,65	84,95	87,36	66,39	72,83	69,13	80

GRILLE 9 PYRAMIDES

$\bar{X}=80\%-U_g= 119,5$ cm/s

H(mm)	pyr1	pyr2	pyr3	pyr4	pyr5	pyr6	pyr7	pyr8	pyr9	Xg/TR
80	94,57	96,46	96,15	64,01	94,91	98,05	60,48	64,79	97,31	84,17
180	88,22	91,92	91,45	72,42	89,35	90,88	66,65	73	89,91	83,45
280	86,4	97,29	96,81	68,05	81,96	94,97	71,02	72,06	84,78	83,04
380	66,1	77,95	85,22	70,07	72,87	77,32	72,09	73,17	68,49	73,74
Xg/PYR	80,26	88,72	90,91	69,79	81,82	87,476	69,14	72,23	81,24	80

GRILLE 9 PYRAMIDES

$\bar{X}=80\%-U_g=121,8$ cm/s

H(mm)	pyr1	pyr2	pyr3	pyr4	pyr5	pyr6	pyr7	pyr8	pyr9	Xg/TR
80	67,06	71,14	69,25	68,91	71,41	70,41	63	68,18	65,19	68,32
180	77,16	80,87	79,77	79,2	79,54	81,85	77,24	78,38	75,63	78,91
280	83,21	82,82	82,76	83,51	84,05	83,66	82,13	83,74	81,38	83,06
380	79,35	82,81	81,03	82,97	85,61	81,89	76,45	80,68	80,19	81,5
Xg/PYR	78,8	81,34	80,19	81,02	82,58	81,57	77,42	79,97	77,92	80,18

GRILLE 9 PYRAMIDES

$\bar{X}=80\%-U_g=151,7$ cm/s

H(mm)	pyr1	pyr2	pyr3	pyr4	pyr5	pyr6	pyr7	pyr8	pyr9	Xg/TR
80	66,87	70,46	67,61	72,5	68,97	71,82	71,39	70,23	69,82	70,06
180	77,11	80,38	77,75	80,67	80,85	82,42	78,31	79,74	78,95	79,62
280	81,15	84,58	83,1	83,64	84,18	83,22	80,01	82,87	82,65	82,81
380	81,75	80,91	79,63	82,59	82,19	79,52	80,63	79,81	79,18	81,01
Xg/PYR	79,51	81,06	79,08	81,65	81,4	80,98	79,04	79,98	79,53	80,33

GRILLE 9 PYRAMIDES

$\bar{X}=20\%-U_g=80,1$ cm/s

H(mm)	pyr1	pyr2	pyr3	pyr4	pyr5	pyr6	pyr7	pyr8	pyr9	Xg/TR
100	56,04	42,47	61,35	55,14	29,01	33,14	56,01	61,21	59,81	49,87
200	7,81	6,56	7,18	6,38	5,89	6,91	13,42	9,44	11,11	8,27
300	6,35	6,9	6,06	6,13	6,24	6,69	7,22	7,6	7,52	6,74
400	7,4	6,19	6,48	7,18	6,31	6,58	7,29	7,37	7,07	6,94
Xg/PYR	21,79	17,6	23,69	20,94	13,35	14,85	22,59	23,38	23,2	20,06

GRILLE PORAL

$\bar{X}=20\%-U_g=96,5$ cm/s

H(mm)	pyr1	pyr2	pyr3	pyr4	pyr5	pyr6	pyr7	pyr8	pyr9	Xg/TR
100	35,4	21,88	47,4	22,84	14,58	37,31	47,33	35,55	69,48	36,65
200	14,22	13,58	15,22	13,01	12,94	13,65	14,23	12,59	21,07	14,42
300	15,02	12,79	14,99	13,61	12,84	14,17	14,79	12,88	13,8	13,85
400	16,73	13,34	16,25	15,22	12,73	14,71	15,99	13,26	15,46	14,81
Xg/PYR	21,11	15,55	24,15	16,3	13,29	20,2	22,9	18,21	28,65	20,01

GRILLE PORAL

$\bar{X}=40\%-U_g=92,4$ cm/s

H(mm)	pyr1	pyr2	pyr3	pyr4	pyr5	pyr6	pyr7	pyr8	pyr9	Xg/TR
100	80,74	58,64	71,39	63,92	44,61	59,69	86,23	74,32	86,79	68,39
200	26,43	24,42	25,63	26,35	22,86	23,57	43,98	30,49	37,22	28,75
300	25,63	25,01	24,72	27,41	23,15	23,02	29,91	23,88	23,22	25,08
400	26,71	19,29	25,61	31,46	22,07	22,46	32,25	24,91	23,46	25,76
Xg/PYR	42,37	36,33	39,57	40,72	30,95	34,25	50,86	40,18	45,43	39,98

GRILLE PORAL

$\bar{X}=40\%-U_g=132,8$ cm/s

H(mm)	pyr1	pyr2	pyr3	pyr4	pyr5	pyr6	pyr7	pyr8	pyr9	Xg/TR
100	47,99	37,95	60,92	41,62	37,14	40,47	65,25	44,61	60,04	47,85
200	39,22	32,8	37,15	35,27	33,42	35,07	45,03	37,06	43,79	37,52
300	33,73	33,42	35,33	36,83	33,74	35,81	40,37	38,3	41,09	36,44
400	43,62	34,49	37,52	38,9	32,44	35,51	40,05	39,46	43,26	38,22
Xg/PYR	40,41	34,65	42,79	38,02	34,32	36,76	48,6	39,66	46,48	40,04

GRILLE PORAL

$\bar{X}=60\%-U_g=92,6$ cm/s

H(mm)	pyr1	pyr2	pyr3	pyr4	pyr5	pyr6	pyr7	pyr8	pyr9	Xg/TR
100	87,62	88,97	85,58	79,28	71,99	87,35	87,56	86,56	77,25	83,38
200	61,11	59,82	61,36	54,13	40,47	59,29	89,67	66,62	75,12	62,31
300	40,04	38,56	40,07	39,24	39,13	37,68	59,69	40,98	44,38	42,02
400	39,87	40,08	40,45	40,89	39,81	38,93	51,99	40,35	41,26	41,77
Xg/PYR	60,56	59,98	59,06	56,31	50,02	58,1	74,71	61,52	61,58	60,02

GRILLE PORAL

$\bar{X}=60\%-U_g=170,8$ cm/s

H(mm)	pyr1	pyr2	pyr3	pyr4	pyr5	pyr6	pyr7	pyr8	pyr9	Xg/TR
100	85,51	61,85	74,13	60,49	62,79	77,52	63,12	61,91	78,95	69
200	60,09	51,63	53,46	55,9	56,61	61,28	57,2	53,32	63,78	56,98
300	57,04	55,6	53,76	54,96	52,95	65,28	58,27	55,78	60,72	57,05
400	56,51	55,01	53,7	49,94	53,89	66,06	53,35	52,74	60,72	56,17
Xg/PYR	64,59	56,18	59,72	56,47	56,63	67,9	59,08	56,76	66,35	60,37

GRILLE PORAL

$\bar{X}=80\%-U_g=125,5$ cm/s

H(mm)	pyr1	pyr2	pyr3	pyr4	pyr5	pyr6	pyr7	pyr8	pyr9	Xg/TR
100	98,77	97,96	98,68	88,51	94,05	80,68	93,34	97,72	98,31	94,08
200	99,35	98,45	98,7	72,89	82,04	53,51	87,49	97,7	97,05	86,58
300	98,91	97,25	95,39	53,83	61,77	39,69	74,45	92,95	95,27	78,44
400	59,98	62,71	57,03	28,28	22,34	12,04	43,25	62,77	62,09	46,41
Xg/PYR	92,1	91,77	90,85	66,86	71,78	50,9	78,11	89,91	90,86	79,99

GRILLE PORAL

$\bar{X}=80\%-U_g=169$ cm/s

H(mm)	pyr1	pyr2	pyr3	pyr4	pyr5	pyr6	pyr7	pyr8	pyr9	Xg/TR
100	99,31	98,85	99,84	99,24	98,57	99,77	99,8	99,63	99,93	99,42
200	97,65	97,3	99,45	98,92	98,14	99,79	99,46	99,43	99,9	98,86
300	49,54	56,42	74,49	66,91	68,3	90,28	73,37	91,43	99,07	73,93
400	40,22	32,89	35,41	41,63	37,3	41,19	33,95	43,76	52,79	39,97
Xg/PYR	73,02	75,43	79,83	80,39	80,39	78,89	85,21	77,91	85,54	89,53

GRILLE PORAL

MELANGE BINAIRE(2)(ACIER+POLYSTYRENE)

$\bar{X}=20\%$ -Ug= 42,1cm/s

H(mm)	PYR1	PYR2	PYR3	PYR4	PYR5	PYR6	PYR7	PYR8	PYR9	Xg/TR
80	59,24	60,19	36,93	66	67,78	63,77	64,08	61,95	48,4	59,78
130	31,02	39,96	13,05	43,55	42,91	36,04	31,19	33,18	15,38	34,18
180	20,89	24,85	5,56	8,08	6,85	13,02	4,45	13,91	9,2	12,37
230	14,76	11,61	3,29	0,85	0,69	1,84	1,63	2,63	3,73	4,77
280	2,04	3,54	4,29	0,6	0,51	1,37	0,9	1,92	0,79	1,75
330	1,21	1	1,88	0,09	0,07	0,49	0,61	0,49	0,53	0,72
Xg/PYR	21,75	24,91	9,57	23,65	24	20,61	18,6	20,17	11,6	

GRILLE CERCHAR

$\bar{X}=20\%$ -Ug=57,7cm/s

H(mm)	PYR1	PYR2	PYR3	PYR4	PYR5	PYR6	PYR7	PYR8	PYR9	Xg/TR
80	44	39,74	43,58	37,61	39,03	46,47	43,18	40,97	44,12	42,31
130	26,27	28,62	25,48	27,84	23,23	24,4	26,35	24,39	26,22	25,75
180	21,14	18,08	18,47	21,37	19,52	20,91	19,45	18,26	16,87	19,37
230	15,99	15,04	18,53	17,81	17,31	17,53	19,81	19,51	16,05	17,5
280	16,67	13,54	14,58	17,35	16,98	17,81	16,43	15,73	15,46	16,11
330	7,13	7,19	6,07	6,18	5	6,11	6,75	8,69	8,22	6,87
Xg/PYR	20,35	19,02	19,8	20,57	19,62	20,91	20,6	19,84	19,86	

GRILLE CERCHAR

$\bar{X}=20\%$ -Ug=80,8 cm/s

H(mm)	PYR1	PYR2	PYR3	PYR4	PYR5	PYR6	PYR7	PYR8	PYR9	Xg/TR
80	45,4	46,37	43,65	42,9	41,68	46,69	40,3	43,2	42,35	43,74
130	25,7	23,67	22,59	29,55	27,67	25,46	23,13	25,7	26,42	25,76
180	19,03	17,82	19,15	18,85	18,23	19,61	18,51	18,07	16,61	18,4
230	17,25	16,21	16,01	18,44	18,16	16,77	17,26	18,43	16,18	17,21
280	14,93	14,97	13,19	13,93	14,12	14,84	14,24	14,56	13,93	14,3
330	9,18	9,78	8,04	8,34	3,81	6,21	8,02	8,79	9,6	8,13
Xg/PYR	20,62	20,01	19,38	21,1	20,73	20,35	18,43	19,88	19,02	

GRILLE CERCHAR

$\bar{X}=20\%$ -Ug= 107cm/s

H(mm)	PYR1	PYR2	PYR3	PYR4	PYR5	PYR6	PYR7	PYR8	PYR9	Xg/TR
80	43,26	42,62	42,6	43,49	41,44	44,44	41,79	40,06	41,9	42,43
130	23,29	24,44	21,26	26,44	22,77	24,7	24,69	26,43	25,89	24,45
180	16,89	19,11	18,29	20,58	19,6	17,74	17,9	20,2	15,44	18,49
230	18,55	20,28	15,51	17,79	16,77	17	18,07	17,31	18,18	17,69
280	16,74	14,27	14,66	15,96	18,58	16,37	16,46	14,46	13,16	15,68
330	8,16	8,14	8,8	8,23	6,21	7,18	10,03	10,79	10,36	8,82
Xg/PYR	19,98	20,26	18,63	21,2	20,16	20,31	19,6	20,33	19,1	

GRILLE CERCHAR

$\bar{X}=40\%$ -Ug= 42,6cm/s

H (mm)	PYR1	PYR2	PYR3	PYR4	PYR5	PYR6	PYR7	PYR8	PYR9	Xg/TR
80	81,49	80,13	82,69	80,13	77,46	73,59	81,56	68,06	66,08	74
130	71,79	69,29	69,22	67,3	62,54	60,85	64,24	52,81	48,07	36
180	31,11	28,88	6,07	25,97	24,54	36,1	7,75	40,12	32,63	73
230	6,16	6,1	3,52	6,82	5,74	8,31	4,3	26,46	27,26	27
280	1,93	3,8	2,56	2,65	3,85	3,62	3,03	10,27	18,51	5,89
330	0,86	1,61	1,18	0,56	1,29	0,86	0,81	4,63	3,29	1,7
Xg/PYR	43,4	42,77	40,57	41,62	40,57	37,61	40,2	37,06	34,55	

GRILLE CERCHAR

$\bar{X}=40\%$ -Ug= 59,7cm/s

H (mm)	PYR1	PYR2	PYR3	PYR4	PYR5	PYR6	PYR7	PYR8	PYR9	Xg/TR
80	61,19	58,12	59,38	58,32	54,43	57,18	62,52	59,97	59,52	59,08
130	47,24	47,34	47,24	47,14	42,8	47,11	48,75	46,5	49,07	46,82
180	38,5	36,53	38,95	38,74	36,96	38,36	38,29	39,1	41,43	38,55
230	37,24	39,05	40,31	36,74	38,37	35,52	40,7	37,92	40,22	38,48
280	36,44	35,72	36,1	36,11	34,44	35,8	37,38	35,08	35,37	35,87
330	23,82	20,96	20,72	23,58	14,33	20,47	22,06	22,6	19,37	21,23
Xg/PYR	40,33	39,35	40,23	39,88	38,3	39,15	41,29	39,87	41,01	

GRILLE CERCHAR

$\bar{X}=40\%$ -Ug= 81,2cm/s

H (mm)	PYR1	PYR2	PYR3	PYR4	PYR5	PYR6	PYR7	PYR8	PYR9	Xg/TR
80	63,11	62,26	63,71	63,39	61,97	63,02	64,94	64,86	63,51	63,44
130	46,6	47,69	48,37	46,56	46,12	45,89	46,31	47,54	47,86	46,92
180	38,93	38,07	36,72	39,71	37,82	39,18	36,77	39,06	39,49	38,45
230	35,23	37	32,76	34,69	34,67	37,21	35,99	36,69	36,84	35,73
280	33,71	35,5	32,59	33,28	29,45	32,9	33,58	32,35	35,28	33,2
330	26,61	24,3	25,39	21,56	14,25	23,31	24,97	17	22,86	22,89
Xg/PYR	39,44	39,35	39,74	40,49	39,59	39,74	39,93	41,1	40	

GRILLE CERCHAR

$\bar{X}=60\%$ -Ug=42,8 cm/s

H (mm)	PYR1	PYR2	PYR3	PYR4	PYR5	PYR6	PYR7	PYR8	PYR9	Xg/TR
80	87,75	87,42	88,07	88,02	86,69	86,77	87,27	87,24	87,56	87,42
130	82,02	81,9	81,01	81,46	79,87	80,19	81,49	81,51	81,75	81,16
180	67,67	59	54,7	56,95	46,42	59,66	64,22	62,6	66,98	60,28
230	17,59	9,75	12,68	8	6,86	8,67	11,49	12,44	24,97	12,65
280	3,71	4,07	4,17	2,72	1,72	3,41	3,43	6,02	6,12	3,78
330	1,44	1,26	3,39	1,18	0,65	0,66	1,61	1,79	2,84	1,73
Xg/PYR	62,12	59,18	58,51	60,19	57,58	59,25	59,1	60,32	60,82	

GRILLE CERCHAR

$\bar{X}=60\%$ -Ug=60,9cm/s

H(mm)	PYR1	PYR2	PYR3	PYR4	PYR5	PYR6	PYR7	PYR8	PYR9	Xg/TR
80	79,83	80,46	78,24	78,17	78,99	78,2	79,39	81,03	79,27	79,32
130	70,27	71,64	66,31	70,46	68,85	69,43	70,91	72,46	69,96	70,08
180	65,64	63,7	59,15	63	60,78	58,78	63,22	64,45	62,13	61,07
230	59,83	56,4	53,8	58,63	55,39	53,77	58,83	58,33	61,62	57,39
280	47,68	44,03	41,36	50,2	48,54	41,08	46,74	36,29	39,1	44,31
330	5,82	15,17	7,46	29,68	3,58	15,6	14,63	6,6	11,46	13,89
Xg/PYR	61,62	61,4	53,66	61,01	61,96	58,07	59,37	61,93	58,09	

GRILLE CERCHAR

$\bar{X}=60\%$ -Ug= 81,1cm/s

H(mm)	PYR1	PYR2	PYR3	PYR4	PYR5	PYR6	PYR7	PYR8	PYR9	Xg/TR
80	75,67	77,6	76,67	77,05	77,69	78,23	76,69	75,44	76,15	76,85
130	64	67,99	65,57	66,25	66,25	69,21	68,3	67,4	69,09	67,12
180	59,13	64,29	59,36	61,3	56,08	63,21	62,94	60,35	60,94	60,94
230	53,98	60,62	55,78	57,96	54,23	61,3	59,85	57,49	57,82	57,74
280	50,53	48,69	50,37	50,01	44,16	52,54	52,95	54,92	56,15	51,37
330	29,04	20,44	37,36	25,25	12,99	29,3	27,99	31,52	36,41	30,42
Xg/PYR	56,86	61,95	57,57	59,98	59,08	62,51	60,34	59,9	60,55	

GRILLE CERCHAR

$\bar{X}=80\%$ -Ug=43cm/s

H(mm)	PYR1	PYR2	PYR3	PYR4	PYR5	PYR6	PYR7	PYR8	PYR9	Xg/TR
80	92,43	92,91	92,64	92,86	92,38	94,09	93,38	92,6	92,91	92,91
130	90,08	90,38	90,23	90,43	90,3	90,72	90,02	90,02	90,32	90,32
180	88,4	87,53	86,74	85,75	85,46	88,45	87,72	87,25	87,29	87,29
230	73,56	78,83	73,22	72,38	71,57	76,42	72,42	79,85	75,59	75,59
280	29,77	46,59	28,48	22,33	35,78	32,31	28,55	39,98	34,68	34,68
330	4,9	6,5	5,34	4,1	4,33	4,71	5,4	7,23	5,78	5,78
Xg/PYR	78,86	81,11	79,4	79,34	81,02	80,49	79,43	80,17	79,72	

GRILLE CERCHAR

$\bar{X}=80\%$ -Ug=61 cm/s

H(mm)	PYR1	PYR2	PYR3	PYR4	PYR5	PYR6	PYR7	PYR8	PYR9	Xg/TR
80	88,22	89,05	88,73	88,91	88,6	88,65	87,96	89,52	88,67	88,7
130	84,88	83,36	84,74	84,82	84,27	84,62	85,28	84,39	84,51	84,51
180	80,58	80,97	79,74	82,97	80,61	81,69	82,73	80,09	82,88	81,39
230	77,73	78,94	77,86	77,07	79,35	77,91	79,76	79,52	81,41	78,92
280	69,28	66,72	71,87	72,44	75,35	71,71	74,47	74,31	75,3	74,42
330	32,41	30	30,25	56,83	59,55	58,83	62,25	12,64	29,51	51,74
Xg/PYR	78,71	79,7	79,06	79,62	80,75	79,87	79,99	83,56	80,76	

GRILLE CERCHAR

$\bar{X}=80\%$ -Ug=83 cm/s

H (mm)	PYR1	PYR2	PYR3	PYR4	PYR5	PYR6	PYR7	PYR8	PYR9	Xg/TR
80	86,28	85,63	84,44	86,81	89,04	87,76	87,26	85,92	86	86,68
130	82,7	81,57	80,82	83,17	84,03	82,39	82,36	82,55	82,17	82,58
180	80,19	79,46	77,27	80,12	81,21	80,15	79,75	81,9	79,3	80,07
230	77,68	80,04	77,9	79,9	80,9	79,03	78,85	80,99	78,98	79,43
280	71,87	75,35	77,9	79,3	78,15	65,07	79,53	80,07	76,99	77,14
330	49,02	43,75	65,3	73,26	45,85	60	72,16	69,83	52,72	67,7
Xg/PYR	79,23	79,7	78,39	80,46	81,97	79,85	79,71	80,64	80,64	79

GRILLE CERCHAR

$\bar{X}=20\%$ -Ug=45,5 cm/s

H (mm)	PYR1	PYR2	PYR3	PYR4	PYR5	PYR6	PYR7	PYR8	PYR9	Xg/TR
50	63,34	59,17	65,82	59,32	52,41	58,79	60,75	59,67	63,34	59,93
100	0,38	2,16	0,48	0,3	0,19	0,12	0,12	0,07	0,26	0,46
150	0,86	2,87	0,66	0,24	0,39	0,18	0,11	0,04	0,37	0,36
200	1,4	3,5	1,38	0,5	0,35	0,16	0,12	0,05	0,44	0,88
250	1,4	0,3	0,75	0,34	0,43	0,07	0,13	0,06	0,39	0,44
300	0,37	0,17	0,21	0,08	0,07	0,09	0,06	0,09	0,14	0,15
Xg/PYR	21,93	20,86	20,39	20,09	19,45	19,88	18,26	20,14	19,61	19,61

GRILLE PORAL

$\bar{X}=20\%$ -Ug=69,3 cm/s

H (mm)	PYR1	PYR2	PYR3	PYR4	PYR5	PYR6	PYR7	PYR8	PYR9	Xg/TR
50	69,85	59,74	73,28	57,33	7,83	59,2	67,67	59,5	71,42	60,22
100	1,06	1,15	1,4	0,93	1,25	1,52	1,6	1,32	2,23	1,38
150	1,16	0,8	1,25	1,06	0,89	1,13	1,57	1,4	1,73	1,2
200	1,12	1,37	0,85	0,99	0,69	0,86	1,11	1,04	1,43	1,05
250	0,54	0,84	0,88	0,83	0,4	0,8	1,07	0,65	0,91	0,77
300	0,45	0,41	0,27	0,28	0,12	0,25	0,51	0,49	3,22	0,54
Xg/PYR	25,36	18,82	25,37	18,4	2,56	18,22	23,51	21,01	25,74	

GRILLE PORAL

$\bar{X}=20\%$ -Ug=98,45 cm/s

H (mm)	PYR1	PYR2	PYR3	PYR4	PYR5	PYR6	PYR7	PYR8	PYR9	Xg/TR
50	68,75	52,12	68,12	58,89	17,44	54,23	67,55	57,57	57,53	56,82
100	5,81	5,89	6,51	5,29	4,44	1,69	6,53	5,06	5,53	5,53
150	4,22	4,62	4,33	5,17	3,07	4,46	4,91	4,31	4,67	4,37
200	3,32	3,81	5,58	3,86	2,26	4,48	3,5	4,2	4,28	3,92
250	2,7	3,55	2,66	3,18	0,6	2,59	3,81	3,16	3,39	2,97
300	1,53	1,38	0,96	1,2	1	1,65	1,17	1,09	1,53	1,32
Xg/PYR	24,5	16,78	26,46	19,75	7,31	19,8	23,36	20,97	19,43	

GRILLE PORAL

$\bar{X}=40\%$ -Ug=49,2cm/s

H(mm)	PYR1	PYR2	PYR3	PYR4	PYR5	PYR6	PYR7	PYR8	PYR9	Xg/TR
50	90,43	85,79	89,17	85,74	70,1	85,63	88,7	82,71	88,01	85,23
100	0,53	0,39	0,51	0,55	0,27	0,66	1,88	1,25	2,22	0,89
150	0,52	0,46	0,64	0,66	0,28	1,17	2,19	0,93	2,11	0,98
200	0,52	0,4	0,48	0,78	0,23	1,19	1,83	0,76	2,23	0,92
250	0,48	0,32	0,28	0,43	0,2	0,46	1,26	0,58	1,07	0,56
300	0,53	0,27	0,18	0,19	0,28	0,22	0,18	0,17	0,25	0,26
Xg/PYR	44,39	39,35	43,54	39,49	30,95	39,21	41,98	40,37	40,11	

GRILLE PORAL

$\bar{X}=40\%$ -Ug=78,1cm/s

H(mm)	PYR1	PYR2	PYR3	PYR4	PYR5	PYR6	PYR7	PYR8	PYR9	Xg/TR
50	89,66	87,17	85,6	83,27	69,98	87,07	51,53	85,14	83,95	83,99
100	6,63	4,72	7,38	6,41	4,76	7,27	6,09	6,1	6,67	6,23
150	6,07	6,76	5,33	4,72	3,83	4,07	8,1	4,85	5,5	5,44
200	4,54	4,09	5,47	4,64	3,46	4,55	7,27	4,04	5,08	4,76
250	2,8	3,13	4,33	2,98	1,88	2,5	5,02	2,19	3,8	3,16
300	1,05	0,72	1,22	1,18	0,23	0,43	2,63	1	1,24	1,32
Xg/PYR	44,85	41,31	37,59	39,4	30,94	43,58	34,84	47,97	38,35	

GRILLE PORAL

$\bar{X}=40\%$ -Ug= 93,5 cm/s

H(mm)	PYR1	PYR2	PYR3	PYR4	PYR5	PYR6	PYR7	PYR8	PYR9	Xg/TR
50	85,7	84,32	81,24	79,11	63,48	79,72	86,99	83,17	82,02	80,73
100	13,26	13,21	14,6	12,2	8,86	13,87	17,55	14,67	15,35	13,73
150	9,82	9,48	13,93	13,88	9,23	15,02	12,75	13,49	14,08	12,44
200	8,1	10,89	11,13	10,32	8,86	10,91	8,02	9,18	8,4	9,57
250	5,95	6,04	6,46	8,2	6,06	6,4	6,53	6,81	7,55	6,67
300	2,35	1,21	2,56	4,06	2,68	3,59	0,65	3,2	2,6	2,85
Xg/PYR	45,46	45,16	39,86	38,65	30,55	37,47	44,9	40,99	37,33	

GRILLE PORAL

$\bar{X}=60\%$ -Ug= 42,8cm/s

H(mm)	PYR1	PYR2	PYR3	PYR4	PYR5	PYR6	PYR7	PYR8	PYR9	Xg/TR
50	94,87	91,89	96,36	94,54	88,11	98,02	99,76	99,4	99,83	95,9
100	33,01	33,29	26,33	12,71	10,09	16,22	9,59	20,88	21,95	20,89
150	6,19	13,39	6,91	2,15	0,89	0,99	2,58	28,68	3,86	7,29
200	5,3	2,42	3,79	1,12	0,43	0,93	3,77	1,92	4,56	2,65
250	1,69	0,43	0,88	1,33	0,55	0,87	3,77	1,6	2,56	1,53
300	1,4	0,8	0,73	1,34	0,85	0,92	0,94	0,87	1,33	1,04
Xg/PYR	59,39	56,04	59,68	60,89	55,03	61,12	62,1	64,55	62,9	

GRILLE PORAL

$\bar{X}=60\%$ -Ug=67,25 cm/s

H(mm)	PYR1	PYR2	PYR3	PYR4	PYR5	PYR6	PYR7	PYR8	PYR9	Xg/TR
50	97,94	97,05	98,4	97,9	90,52	97,42	98,6	97,98	98,73	97,1
100	8,65	6,73	7,52	7,89	3,88	7,14	15,43	9,74	14,6	9,04
150	5,74	3,74	5,93	4,98	5,36	4,94	6,18	7,34	7,65	5,76
200	4,28	3,76	4,17	4,05	2,84	5,45	4,3	6,69	6,12	4,6
250	2,49	2,3	2,3	2,31	1,32	2,81	3,23	3,17	2,98	2,55
300	0,83	1,91	0,62	0,98	0,95	1,25	0,94	1,61	1,7	1,24
Xg/PYR	62,16	60,67	60,85	62,25	56,81	59,46	61,22	58,63	59,88	

GRILLE PORAL

$\bar{X}=60\%$ -Ug= 95,7 cm/s

H(mm)	PYR1	PYR2	PYR3	PYR4	PYR5	PYR6	PYR7	PYR8	PYR9	Xg/TR
50	92,71	90,84	92,55	92,24	84,78	92,59	92,18	91,88	94,01	91,5
100	43,32	40,37	45,3	38,81	28,54	42,96	48,47	38,84	47,52	41,74
150	30,51	32,69	33,08	30,45	25,15	36,55	35,64	27,65	34,76	31,86
200	24,74	29,53	26,51	25,6	22,44	26,55	31,08	24,94	27,05	26,48
250	25,32	21,56	24,44	18,74	11,11	16,05	24,73	15,57	13,33	19,5
300	14,91	9,08	3,34	7,27	1	1,66	9,41	7,54	1,94	8,97
Xg/PYR	59,19	57,61	60,28	60,38	55,45	62,48	61,09	61,08	62,88	

GRILLE PORAL

$\bar{X}=80\%$ -Ug= 51,5 cm/s

H (mm)	PYR1	PYR2	PYR3	PYR4	PYR5	PYR6	PYR7	PYR8	PYR9	Xg/TR
50	99,9	99,7	99,96	99,91	99,84	99,94	99,97	99,95	87,12	98,74
100	98,29	97,84	99,39	98,26	94,98	98,62	99,74	99	99,53	98,38
150	2,37	2,35	7,23	1,22	0,92	1,22	20,18	1,66	4,62	1,8
200	1,88	1,79	1,2	0,93	1,03	1,06	1	1,24	1,75	1,32
250	1,19	1,61	1,23	0,97	0,65	0,72	1,01	0,97	1,07	1,05
300	0,87	0,56	0,69	0,31	0,55	0,32	3,43	0,35	0,63	0,82
Xg/PYR	81,91	78,67	80,43	79,04	78,89	80,47	80,94	80,05	74,1	

GRILLE PORAL

$\bar{X}=80\%$ -Ug= 74,7 cm/s

H (mm)	PYR1	PYR2	PYR3	PYR4	PYR5	PYR6	PYR7	PYR8	PYR9	Xg/TR
50	99,08	99,27	99,27	99,08	99,77	99,29	76,95	99,11	99,22	96,8
100	95,9	93,38	92,98	90,97	86,19	95,86	93,69	92,72	94,28	92,77
150	46,74	54,95	55,78	62,24	26,58	43,53	70,09	58,58	57,03	54,62
200	19,06	24,7	33,63	28,6	15,74	16,46	43,38	30,84	24,42	27,58
250	6,89	12,35	21,58	12,03	12,52	8,12	17,86	15,95	17,99	13,89
300	4,04	2,38	6,55	1,11	4,09	1,13	3,4	1,99	3,73	3,54
Xg/PYR	78,39	79,62	78,48	80,77	78,64	81,32	73,08	80,87	80,01	

GRILLE PORAL

$\bar{X}=80\%$ -Ug= 96,8 cm/s

H (mm)	PYR1	PYR2	PYR3	PYR4	PYR5	PYR6	PYR7	PYR8	PYR9	Xg/TR
50	98,23	96,57	95,63	95,5	90,9	96,39	96,68	95,34	94,59	95,51
100	81,57	75,63	79,88	78,59	71,9	76,74	78,41	79	80,67	78,05
150	71,48	70,72	74,37	72,17	68,78	71,62	70,78	75,16	74,54	72,31
200	62,99	65,76	68,38	68,99	68,89	67,76	67,15	71,28	69,93	68,22
250	43,24	49,03	62,95	51,63	54,56	62,16	57,89	58,73	59,32	56,02
300	1	7,52	35,09	1	2,23	38,49	20,15	1	4,47	28,31
Xg/PYR	81,23	80,32	79,44	81,94	77,43	78,79	79,17	81,55	79,36	

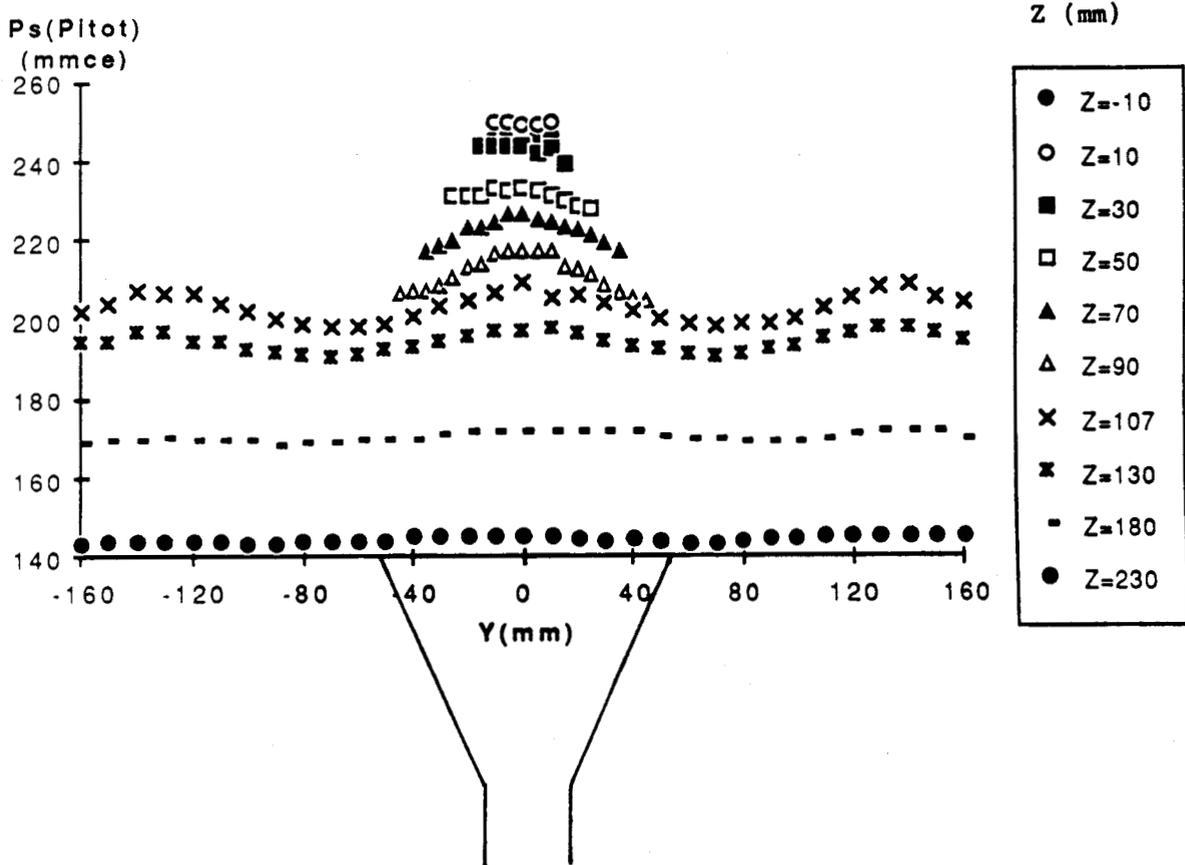
GRILLE PORAL

ANNEXE VI

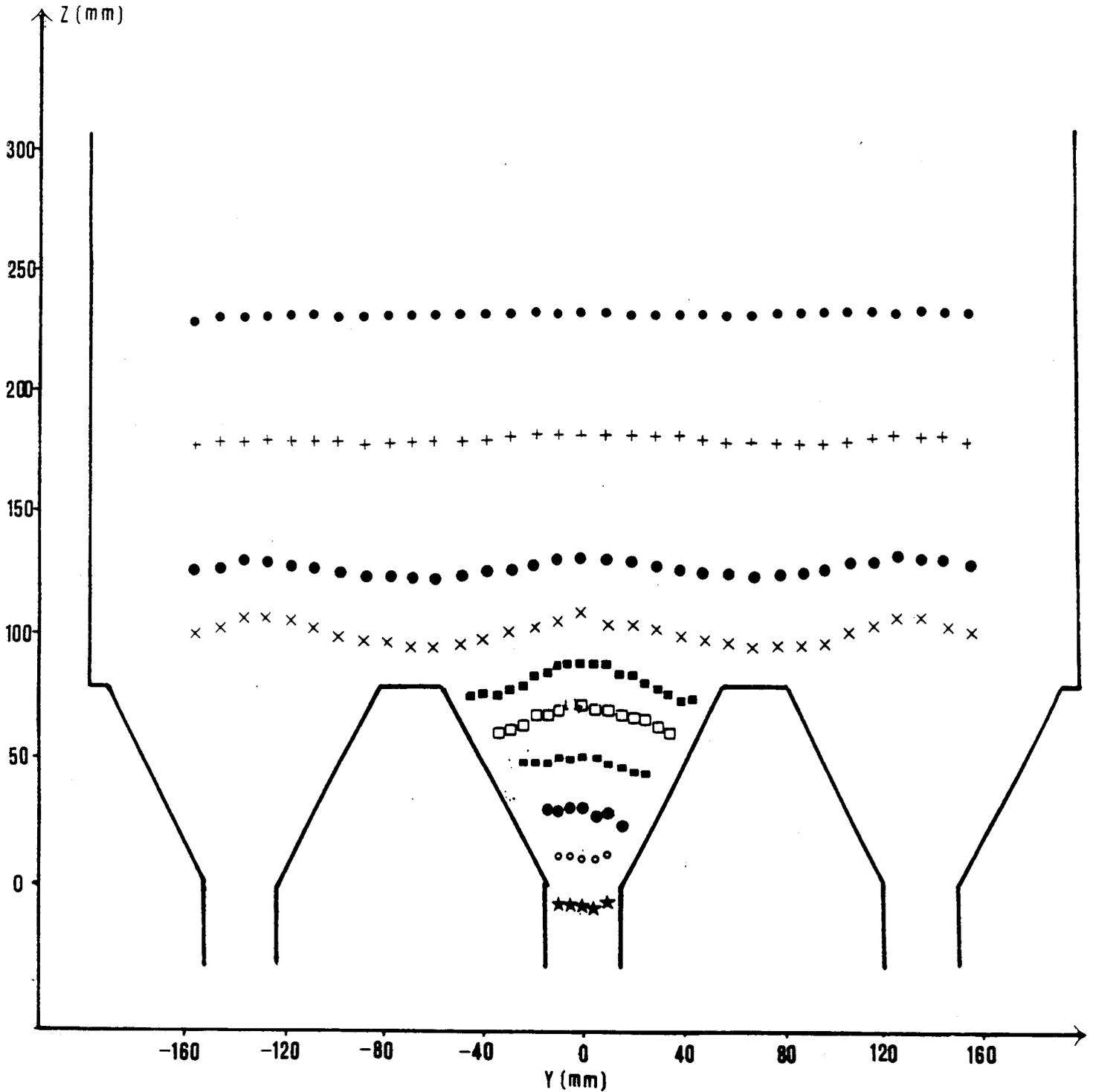
EXEMPLE D'EXPLORATIONS RADIALES DANS PLUSIEURS

PLANS HORIZONTALS MONTRANT LA DISSIPATION

DES JETS DANS LE LIT



PROFIL RADIAL DE PRESSION STATIQUE POUR
PLUSIEURS POSITIONS AXIALES



DISSIPATION DES JETS DANS LE LIT FLUIDISE

