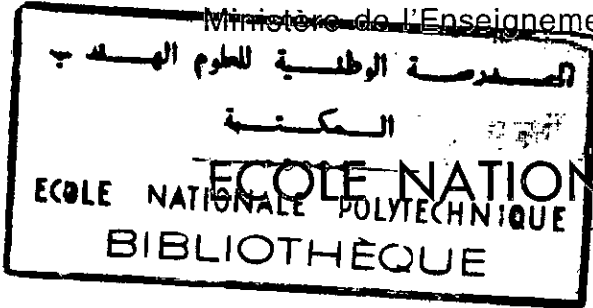


وزارة التعليم والبحث العلمي
Ministère de l'Enseignement et de la Recherche Scientifique



Aex

DEPARTEMENT : GENIE MECANIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

INGENIORAT D'ETAT EN GENIE MECANIQUE

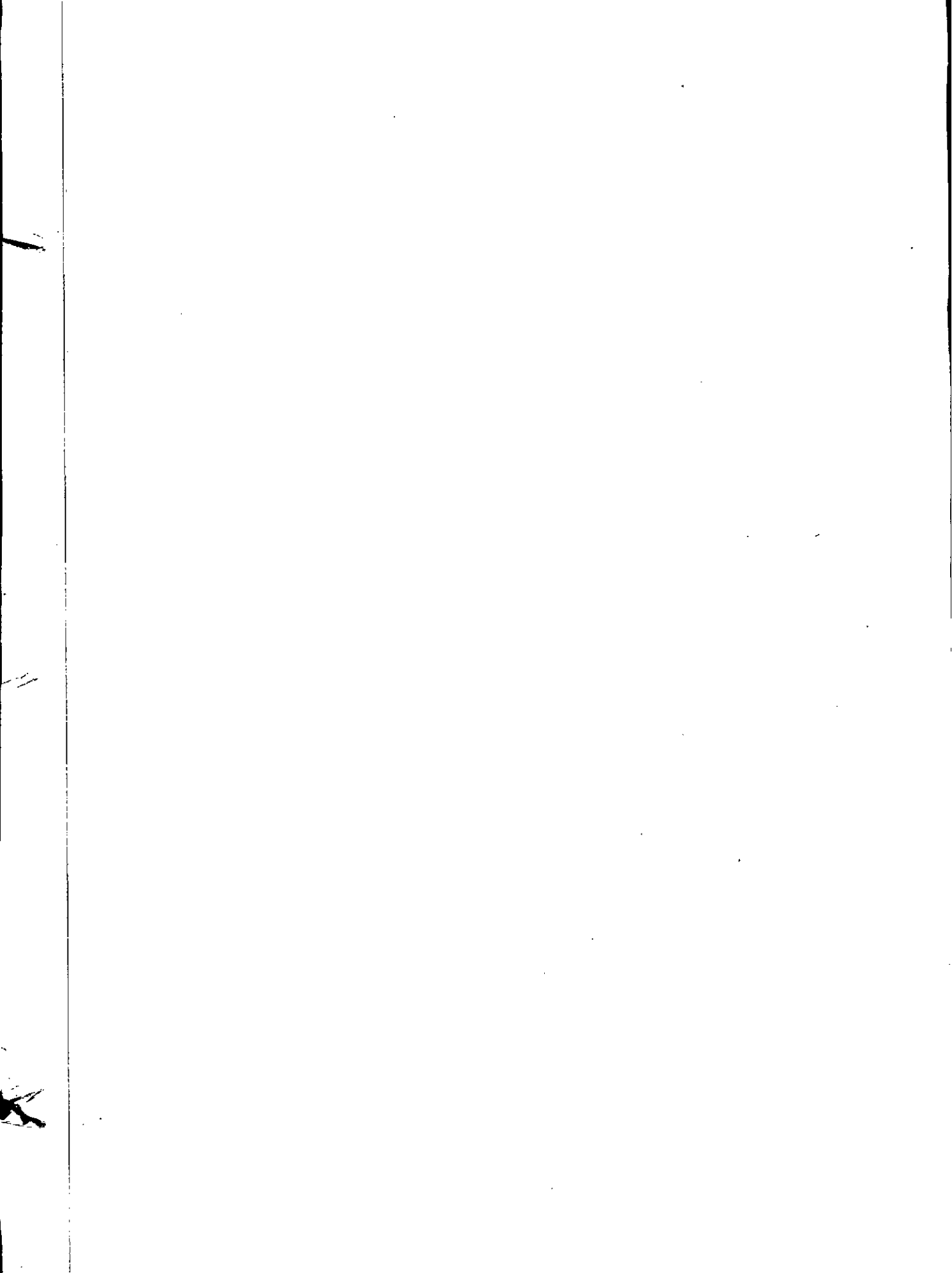
SUJET

BANC D'ESSAI DIDACTIQUE D'UN ECOULEMENT DANS UN LIT FLUIDISE

Proposé et dirigé par :
A. NOUACER
Maître-assitant à l'E.N.P.

Etudié par :
YAHIAOUI Mohamed

Promotion : Juin 1985



DEDICACES

Je dédie ce travail

A mes chers parents qui se sont sacrifiés
pour me voir atteindre ce but.

A ma grand-mère.

A mon frère.

A mes sœurs.

A toute ma famille.

A tous mes amis (es)

A Monsieur J. RIVAT, du centre culturel
universitaire (C.C.U)

A tous ceux qui m'ont aidé de près ou
de loin.

REMERCIEMENTS

Je tiens à remercier

Monsieur NOUACER, maître-assistant à L'E.N.P.
et Monsieur LORAUD, maître de conférences à
l'U.S.T.H.B pour l'aide précieuse et les conseils
qu'ils m'ont prodigués tout au long de mon
travail.

Tous les professeurs qui ont contribué à ma
formation d'INGENIEUR, en particulier ceux du
département de GENIE-MÉCANIQUE.

Monsieur OUABDESSLAM Abdelmalek, agent à
l'E.N.P, qui me fut d'une grande aide
pour la réalisation pratique.

MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR
ÉCOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

وزارة التعليم العالي
المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات

Département: Génie Mécanique

دائرة : هندسة ميكانيكية

Promoteur: NOUACER

موجه : نواصر

Elève Ingénieur: YAHIAOUI Mohammed

تلميذ مهندس : يحيى محمد

الموضوع : يختة اختبار تعليمية لسريان ضمن مجرى ممتيع.
الملخص :

يتلخص العمل الذي تمثاله في دراسة نظرية وتطبيقية
ليختة تجارب تمكننا من معرفة الحد الأدنى لحصول عملية التميع
بالإضافة إلى معرفة انخفاض الضغط أثناء المرور داخل المجرى
الممتيع.
إن هذه اليختة ستوجه أساسا إلى الأعمال التطبيقية للطلبة
المهندسين في فرع الميكانيك.

Sujet: Banc d'essai didactique d'un écoulement dans un lit fluidisé.

Résumé:

Le travail consiste en la conception et réalisation
d'un banc d'essai qui nous permettra de mettre en évidence
le seuil minimal de fluidisation ainsi que la chute de
pression à la traversée du lit fluidisé.
Le banc servira comme manipulation de travaux
pratiques pour les élèves - Ingénieurs.

Subject: Didactic test bench for flow in a fluidised bed.

Abstract:

The project deals with the design and the
realisation of a test bench which will enable us to
put into evidence the minimum fluidisation threshold
as well as the pressure drop acrossed the fluidised bed.
The test bench will be used for a practical
work by students of engineering departments.

PLAN

Pages

- PRINCIPALES NOTATIONS UTILISEES	
- INTRODUCTION	
- CHAPITRE I : GENERALITES et DEFINITIONS	
I.1 Etude qualitative de la fluidisation	3
I.2 Difficultés d'obtention d'un lit fluidisé	4
I.3 Paramètres influençant la qualité de la fluidisation	7
I.3.1 Le distributeur	7
I.3.2 Grosseur des particules	10
I.3.3 Hauteur du lit	11
I.4 Caractéristiques des particules à fluidiser	11
I.4.1 Diamètre équivalent des particules	12
I.4.2 Masse volumique	12
I.4.3 Surface spécifique	12
I.4.4 Pourcentage de vide ou porosité	12
- CHAPITRE II : APPLICATIONS INDUSTRIELLES	
II.1 Les aéroglisrières	14
II.2 Les fonds de fluidisation	15
II.3 Les générateurs de vapeur à foyer « lit fluidisé »	17

- CHAPITRE III : ELEMENTS de THEORIE.

III.1	Les équations de chute de pression en lit fixe	22
III.1.1	Modèle de KOZENY	22
III.1.2	Modèle de BURKE - PLUMER	23
III.1.3	Formule d'ERGUN	24
III.2	L'équation de chute de pression en lit fluidisé	25
III.3	Vitesse minimale de fluidisation	26
III.4	Vitesse maximale de fluidisation	26
III.4.1	Coefficient de traînée de la particule ...	26
III.4.2	Vitesse maximale de fluidisation	30

- CHAPITRE IV : DESCRIPTION DU BANC D'ESSAI

IV.1	Le compresseur	32
IV.2	Système de régulation pneumatique	33
IV.3	Dispositif de fluidisation	36
IV.3.1	Le divergent	38
IV.3.2	La chambre de tranquillisation	38
IV.3.3	Le convergent	38
IV.3.4	Le distributeur	39
IV.3.5	La colonne de fluidisation	40

	Pages
IV.4 Appareils de mesure	40
IV.4.1 Manomètre	40
IV.4.2 Thermocouple	40
IV.4.3 Débitmètre	40
IV.4.4 Manomètre différentiel	41
IV.4.5 Règle plate	41
 - CHAPITRE V : RESULTATS EXPERIMENTAUX.	
V.1 Vitesse minimale de fluidisation pour les billes de verre	42
V.1.1 Par l'expérience	42
V.1.2 Par la théorie	45
V.2 Vitesse minimale de fluidisation pour les billes de polystyrène	47
V.2.1 par l'expérience	47
V.2.2 par la théorie	48
V.3 Commentaires	50
V.4 Vitesse maximale de fluidisation	51
V.4.1 Billes de verre	51
V.4.2 Billes de polystyrène	52
V.5 Commentaires	53
- CONCLUSION	54
- ANNEXE A : Masse volumique des particules	56
- ANNEXE B : Diamètre des particules	59

PRINCIPALES NOTATIONS UTILISEES

- a_p : surface spécifique des particules solides.
- C_D : coefficient de traînée.
- d_p : diamètre équivalent des particules solides.
- F_T : force de traînée.
- M : masse du lit.
- P : pression.
- Q : débit volumique.
- Re_p : nombre de Reynolds relatif à la particule.
- S : section du lit ou surface de la colonne.
- T : température.
- U_f : vitesse relative du fluide.
- U_{mf} : vitesse minimale de fluidisation.
- $U_{mf_{20}}$: vitesse minimale de fluidisation expérimentale pour un lit de 20 [g] de billes de polystyrène.
- $U_{mf_{40}}$: vitesse minimale de fluidisation expérimentale pour un lit de 40 [g] de billes de polystyrène.
- $U_{mf_{150}}$: vitesse minimale de fluidisation expérimentale pour un lit de 150 [g] de billes de verre.
- $U_{mf_{300}}$: vitesse minimale de fluidisation expérimentale pour un lit de 300 [g] de billes de verre.
- $U_{mf_{theo}}$: vitesse minimale de fluidisation théorique.
- U_L : vitesse maximale de fluidisation ou vitesse limite de chute.

V_a : volume apparent.

V_p : volume des particules solides.

V_v : volume des vides.

Z : hauteur du lit

Z_{mf} : hauteur du lit au minimum de fluidisation.

E : porosité en lit fixe.

E_{mf} : porosité en lit fluidisé.

ρ_p : masse volumique des particules solides.

ΔP : chute de pression à travers le lit.

ρ_f : masse volumique du fluide (air).

μ_f : viscosité dynamique du fluide (air).

INTRODUCTION

Au quinzième siècle, les premiers lits fluidisés firent déjà leur apparition dans la purification des minerais. Mais ils n'ont connu leur véritable essor qu'avec la première application industrielle de la fluidisation. Elle a été réalisée en Allemagne, dans les années vingt de notre siècle par le chimiste WINKLER pour la production continue de gaz à partir du charbon. Depuis, de nombreux processus fonctionnent avec succès selon ce principe.

La fluidisation est le procédé par lequel des particules solides sont maintenues en suspension dense à l'intérieur d'un courant fluide ascendant. La fluidisation n'est autre qu'un état intermédiaire entre un lit fixe et un transport de particules.

des avantages d'un tel processus résident en :

- la grande surface de contact entre le fluide et le solide que permettent d'obtenir les lits fluidisés, facilitant ainsi les échanges physiques et chimiques.
- la grande aisance de transport du solide, qui est manipulé comme un liquide lorsqu'il est fluidisé.
- la valeur élevée des facteurs de transmission de chaleur.

Il existe deux types de fluidisation, la fluidisation homogène et la fluidisation hétérogène.

La fluidisation homogène est observée lorsque les masses volumiques apparentes du fluide et des particules solides sont voisines.

Il est à noter que la plupart des opérations de fluidisation s'effectuent en phase gazeuse ; la fluidisation devient donc hétérogène (le rapport, masse volumique des particules sur masse volumique de l'air est suffisamment éloigné de l'unité).

A travers notre étude, on s'intéressera exclusivement à la fluidisation hétérogène.

A cet effet, nous avons conçu et réalisé un banc d'essai de fluidisation hétérogène qui nous permettra essentiellement :

- de déterminer les limites du lit fluidisé : à savoir la vitesse minimale de fluidisation et la vitesse maximale de fluidisation.

- d'étudier les variations de la chute de pression que subit le fluide à la traversée du lit en fonction de la vitesse d'écoulement.

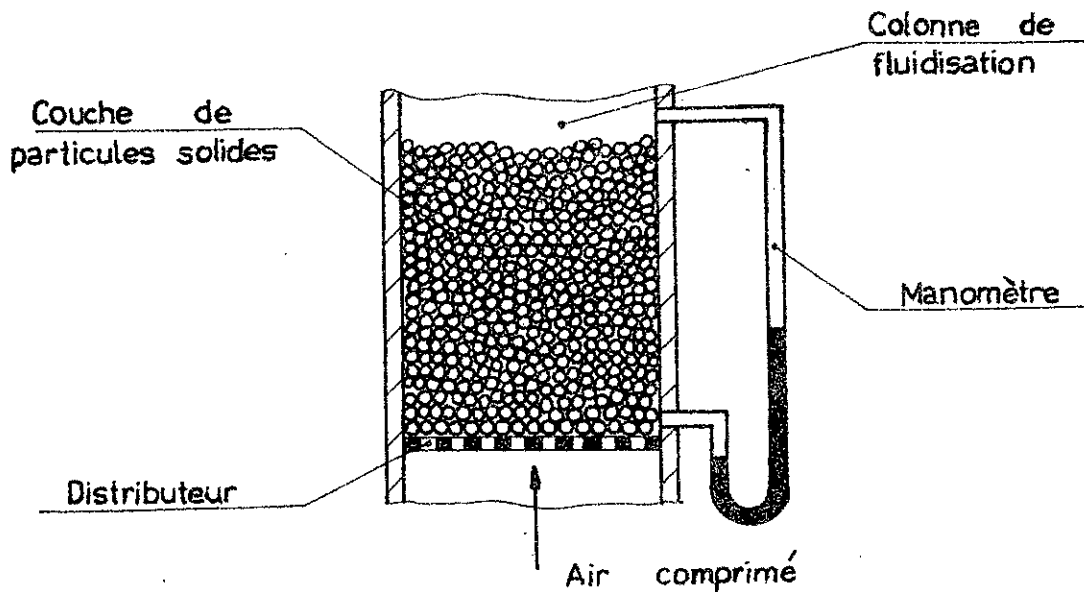
Ce banc servira des fins pédagogiques et contribuera de ce fait à la formation des ELEVES-INGENIEURS en GENIE - MECANIQUE.

CHAPITRE I

GENERALITES et DEFINITIONS

I.1 Etude qualitative de la fluidisation :

Considérons une couche de particules supportée par une grille, appelée communément distributeur d'air, à l'intérieur d'une colonne.



En soufflant à travers cette couche de l'air à différents débits, nous notons un certain nombre de phénomènes.

Au départ pour de faibles débits, les forces de pesanteur maintiennent les particules solides dans un état relativement compact, c'est le lit fixe (la hauteur du lit demeure invariable). La perte de pression subie par l'air à la traversée

du lit croît avec le débit. Cette chute de pression est essentiellement due :

- aux frottements sur les parois de la colonne.
- aux frottements sur la surface des particules solides.
- aux sinuosités qu'impose à chaque filet d'air la présence des particules solides.

En augmentant le débit, les forces aérodynamiques tendent à équilibrer les forces de pesanteur de sorte que toutes les particules entrent en "lévitation", à ce moment le lit est dit "fluidisé". La perte de pression atteint alors son maximum, et demeure constante. Cet état est caractérisé par une vitesse minimale de fluidisation.

Si on continue à augmenter le débit d'air, les particules sont emportées par le courant d'air, et vont jusqu'à s'échapper de la colonne : c'est le lit transporté ; caractérisé par une vitesse minimale de transport donc une vitesse maximale de fluidisation.

I.2 Difficultés d'obtention d'un lit fluidisé :

Dans de nombreux cas, les vitesses minimales et maximales de fluidisation sont très différentes. Il semble donc que la fluidisation devrait être obtenue aisément.

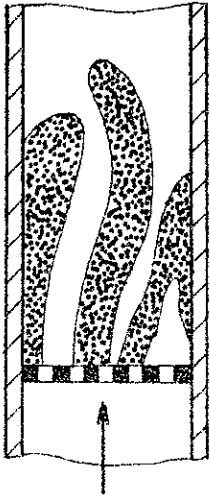
C'est du moins le cas de la fluidisation homogène.
 La fluidisation hétérogène quand à elle se heurte fréquemment
 à des difficultés. On observe des perturbations dont les plus
 importantes sont le « renardage », le « bouillonnage » et le
 « pistonnage » (fig. I.1)

- le renardage consiste en la formation de canaux à
 travers la couche fixe que l'on veut fluidiser. Le courant
 d'air est ainsi court-circuité par ces canaux, et la
 fluidisation est retardée, voire empêchée. Le renardage s'observe
 surtout dans le cas de grosses particules.

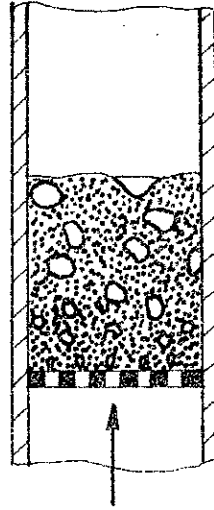
- le bouillonnage, apparaît dans une couche déjà
 fluidisée. Il consiste en la formation de bulles d'air à
 l'intérieur du lit. Ces bulles croissent en s'élevant et
 viennent crever à la surface, donnant lieu à des chocs.
 Le mélange solide - air devient moins homogène que dans
 le cas d'une fluidisation correcte.

- le pistonnage est un cas extrême du bouillonnage.
 Il se produit quand les bulles arrivent à occuper toute
 la section de la colonne ; entraînant une élévation et une
 chute d'une couche de matière.

Renardage



Bouillonnage



Pistonnage

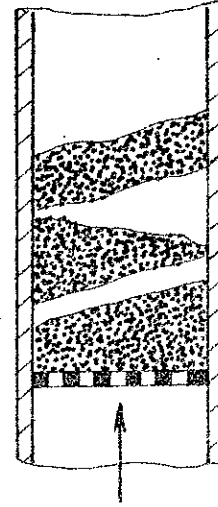


Fig.I.1 Effets néfastes de la fluidisation.

I.3 Paramètres influençant la qualité de la fluidisation :

Pour éviter les différentes perturbations exposées ci-dessus et en vue d'obtenir une fluidisation correcte, il est impératif de réunir les conditions suivantes :

- une bonne distribution de l'air.
- un contact intime air - solide.
- une densité uniforme dans tout le lit.

Ces conditions, sont fonction de différents facteurs, parmi lesquels :

- la nature du distributeur.
- la grosseur des particules.
- la hauteur du lit.

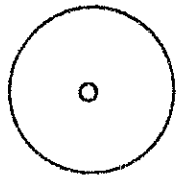
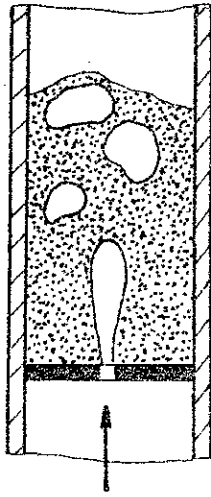
I.3.1 Le distributeur :

le distributeur a pour rôles essentiels de :

- soutenir la charge, tout en évitant le passage des particules à travers ses orifices.
- maintenir une bonne distribution de l'air.
- assurer un contact intime entre l'air et les particules.
- éviter une stagnation des particules en son voisinage.

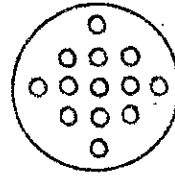
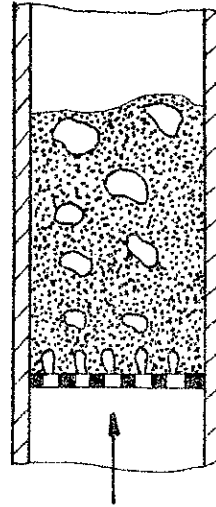
des expériences (fig. I.2), montrent clairement l'influence du type de distributeur sur la qualité de la fluidisation.

Mauvaise fluidisation.

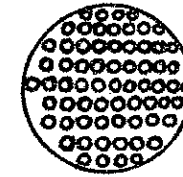
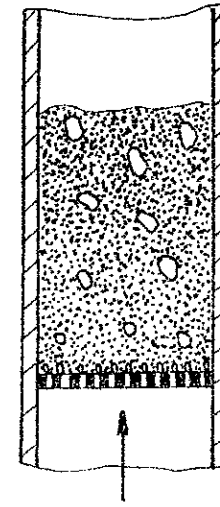


Orifice simple

Bonne fluidisation.



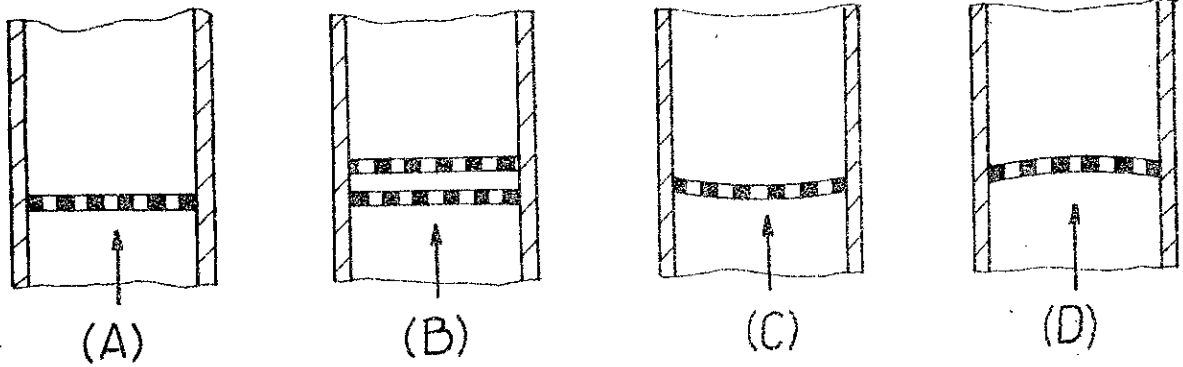
Cas intermédiaire



Multiorifice

Fig.I.2 Influence du type de distributeur sur la qualité de la fluidisation

De nos jours, il existe plusieurs variantes de distributeurs :



- Le type (A) :

représente une grille constituée de mailles de fil métallique. Ce type est utilisé pour des essais en laboratoire. Toutefois, il présente un inconvénient lors de l'emploi de fines particules qui risquent de passer à travers les orifices de la grille quand le débit d'air est nul.

Ce problème est évité par le procédé employé dans le type (B).

- Le type (B) :

consiste en l'utilisation de deux plaques superposées de manière à ce que leurs perforations soient décalées l'une par rapport à l'autre.

Ce modèle est applicable en milieu industriel. Mais sous de lourdes charges, ces distributeurs se déforment imprévisiblement. Les types (C) et (D) permettent de pallier cette tendance à la

déformation.

— Les types (C) et (D) :

représentent des distributeurs dotés de plaques incurvées convexe et concave.

Les exemples cités plus haut (A), (B), (C) et (D) représentent les modèles les plus simples de distributeurs existants. Le choix d'un modèle ou d'une combinaison de modèles pour la réalisation d'une opération donnée dépend dans une grande mesure de l'expérience et du jugement propre de l'utilisateur, car de ce choix dépendra la réussite de la fluidisation.

1.3.2 Grosseur des particules :

En réalité, il est impossible d'obtenir des lits fluidisés en utilisant des particules trop fines ou trop grosses. Car pour les premières leur vitesse d'entraînement est rapidement atteinte, en ce qui concerne les deuxièmes le minimum de fluidisation est très proche de la zone de pistonnage, de surcroît le phénomène de renardage est amplement favorisé.

L'expérience a prouvé que pour l'obtention d'une fluidisation correcte, les particules utilisées doivent respecter les dimensions ci-dessous :

$$0,04 [\text{mm}] \leq d_p \leq 5 [\text{mm}]$$

où d_p représente le diamètre des particules.

I.3.3 Hauteur du lit :

des grandes hauteurs de lit favorisent le pistonnage. Pour éviter cela et afin d'obtenir une bonne fluidisation, il est conseillé une hauteur n'excédant pas le paramètre de la colonne de fluidisation.

I.4 Caractéristiques des particules à fluidiser :

Afin de caractériser le matériau à fluidiser, il est nécessaire de définir certains paramètres tels que : le diamètre équivalent des particules, la masse volumique, la surface spécifique, ainsi que la porosité.

A noter que notre étude porte uniquement sur des particules sphériques.

I.4.1 Diamètre équivalent des particules :

Dans le lit fluidisé, où toutes les particules n'ont pas obligatoirement le même diamètre, on définit un diamètre équivalent " d_p " selon la méthode de Rebois, tel que :

$$d_p = \frac{\sum_i m_i}{\sum_i \frac{m_i}{d_i}}$$

où m_i est la masse des particules ayant un diamètre d_i .

I.4.2 Masse volumique :

Dans un empilement de particules sphériques, la présence de vides est inévitable. Ce qui nous conduit à définir la masse volumique apparente ne tenant pas compte de ces vides et la masse volumique spécifique qui en tient compte.

I.4.3 Surface spécifique :

La surface spécifique est définie comme :

$$a_p = \frac{\text{Surface de la particule}}{\text{Volume de la particule}}$$

Pour des particules sphériques, " a_p " s'écrit :

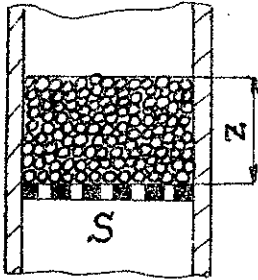
$$a_p = \frac{\pi d_p^2}{\frac{\pi d_p^3}{6}} = \frac{6}{d_p} ; \text{ Donc } a_p = \frac{6}{d_p}$$

I.4.4 Pourcentage de vide ou porosité :

Les vides que laissent entre elles les particules sphériques est couramment dit "volume des vides". On définit la porosité " ϵ " comme :

$$\epsilon = \frac{\text{Volume des vides}}{\text{Volume apparent}}$$

On entend par volume apparent, le volume total (volume des particules + volume des vides).



$$M = \rho_p \cdot V_p = \rho_p (V_a - V_v) = \rho_p V_a \left(1 - \frac{V_v}{V_a}\right)$$

$$\text{or } \varepsilon = \frac{V_v}{V_a} \text{ et } V_a = Z \cdot S$$

$$\text{d'où } M = \rho_p \cdot Z \cdot S (1 - \varepsilon) \Rightarrow \varepsilon = 1 - \frac{M}{\rho_p \cdot Z \cdot S}$$

Donc :

$$\varepsilon = 1 - \frac{M}{\rho_p \cdot Z \cdot S}$$

En général :

- pour un lit fixe : $0,37 \leq \varepsilon \leq 0,40$
- pour un lit fluidisé : $0,45 \leq \varepsilon \leq 0,50$

CHAPITRE II

APPLICATIONS INDUSTRIELLES

La plupart des applications industrielles de fluidisation concernent le domaine chimique, tels que :

- des réactions de synthèse, comme l'oxydation de l'éthylène et la réaction de Fisher-Tropsch.
- le cracking et reforming catalytique des hydrocarbures.
- la carbonisation et gazéification du charbon.

Nous trouvons également des applications physiques de grand intérêt, à savoir :

- les aéroglossières.
- les fonds de fluidisation.
- les générateurs de vapeur à foyer "lit fluidisé".

Dans ce chapitre, nous nous efforcerons de donner un aperçu sommaire sur ces dernières applications.

II.1 Les aéroglossières :

Ce sont des appareils de transport pneumatique.

- Ils permettent de véhiculer toute sorte de produits.
- Ils réduisent les émissions de poussières et les pertes de produits.

- Ils utilisent comme éléments moteurs, l'électricité et l'air qui sont d'emploi très souples, en éliminant la main d'œuvre.

Les aéroglossières sont d'une grande simplicité (fig. II.1).

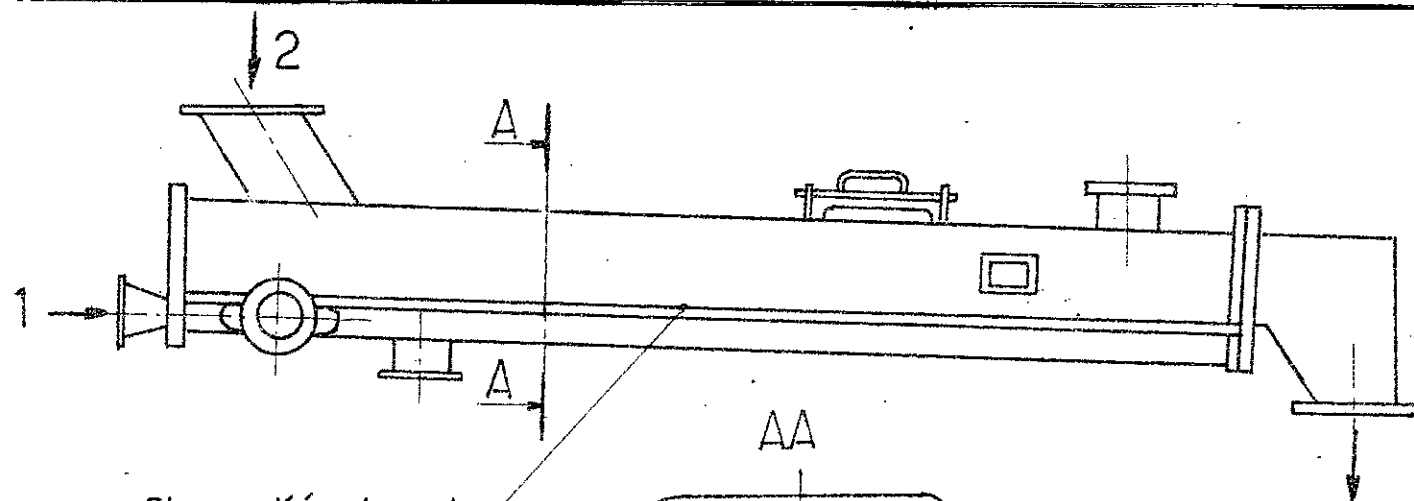
Les produits à transporter sont fluidisés par un courant d'air vertical uniformément réparti dans un caisson supportant une grille (distributeur) recouverte ou non d'un autre caisson (aéroglossière fermée ou ouverte). La pente qu'on donne à l'aéroglossière permet de faire écouler le produit fluidisé par gravitation. Suivant la nature des produits, les pentes varient entre 6 et 10%. Généralement rectilignes, les aéroglossières peuvent être courbes.

Les manutentions sont très sûres, nécessitent peu d'énergie et s'effectuent sans abrasion.

II.2 Les fonds de fluidisation :

La manutention pneumatique des produits secs pulvérulents nécessite l'emploi de fonds de fluidisation, placés à la base des silos et autres containers. Les caractéristiques particulières de ces fonds sont d'une part un fonctionnement sûr et sans surveillance (pas de pièces en mouvement) et d'autre part un encombrement réduit.

leur but est d'empêcher le tassage des produits en les "gonflant"



Plan d'écoulement

- 1. Élément courant (Air).
- 2. Alimentation en solide.
- 3. Distributeur

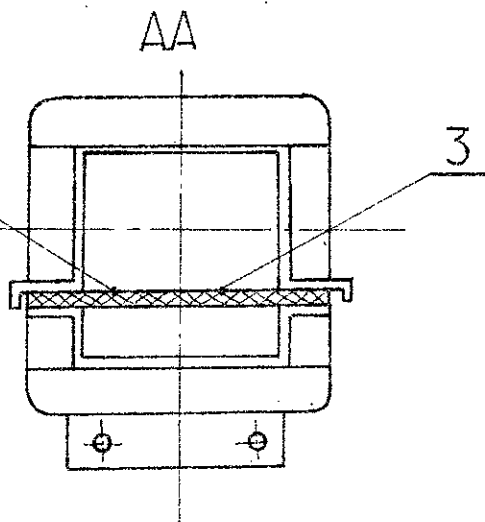


Fig II.1 Aeroglossière

d'air, afin de pouvoir les évacuer par aspiration ou refoulement, en évitant ainsi l'effet de voûte et le colmatage sur le fond de la cuve.

Ces fonds permettant la fluidisation des pulvérulents sont destinés aux installations fixes (cuves, trémis, silos fig. II.2) et mobiles (camions - citernes, wagons, péniches fig. II.3).

II.3 Les générateurs de vapeur à foyer "lit fluidisé" :

Le principe du générateur de vapeur à foyer "lit fluidisé" stationnaire sous pression atmosphérique est représenté schématiquement par la fig. II.4.

L'air de combustion arrive par un distributeur au plancher et soulève en la fluidisant la charge du foyer, qui est constituée essentiellement de matières inertes (ex: sable). A l'aide d'air d'entraînement, on introduit un mélange de charbon et de calcaire dans le lit fluidisé.

Pour maintenir la hauteur du lit approximativement constante, on retire du foyer une quantité de cendre correspondant à la quantité de mélange de charbon et de calcaire introduite. L'intérêt de faire une combustion dans un lit fluidisé, réside dans les différents avantages que présente une combustion de cette nature.

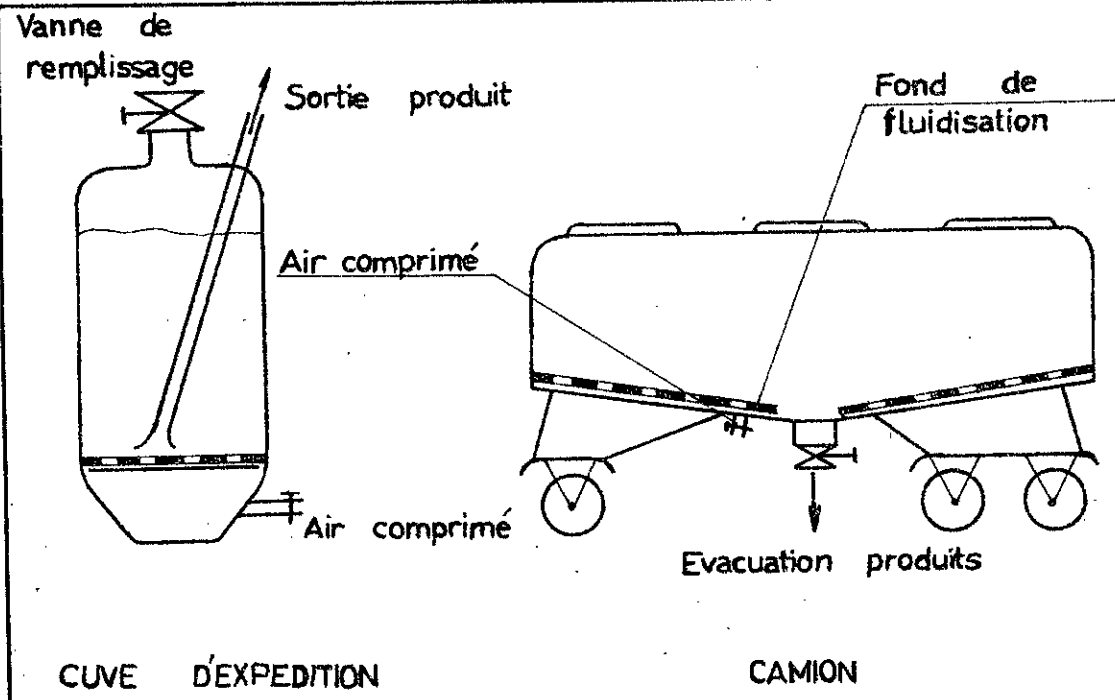
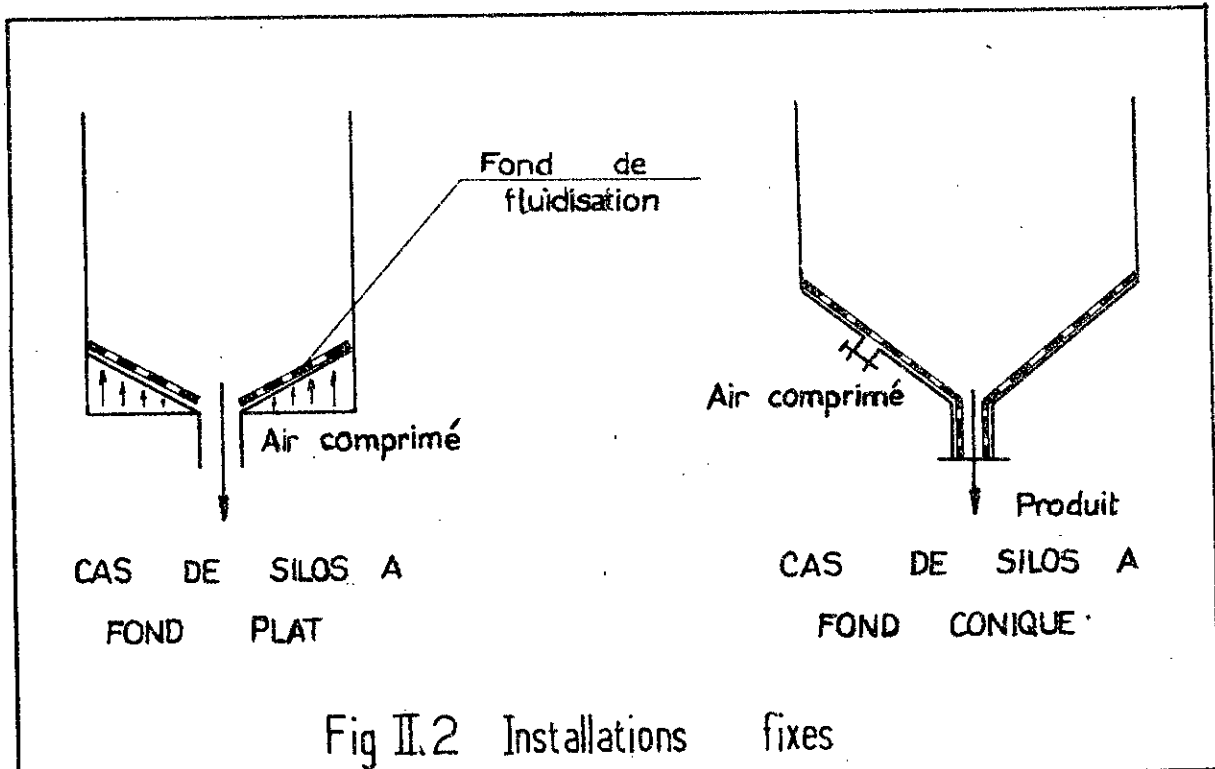


Fig II.3 Installations mobiles

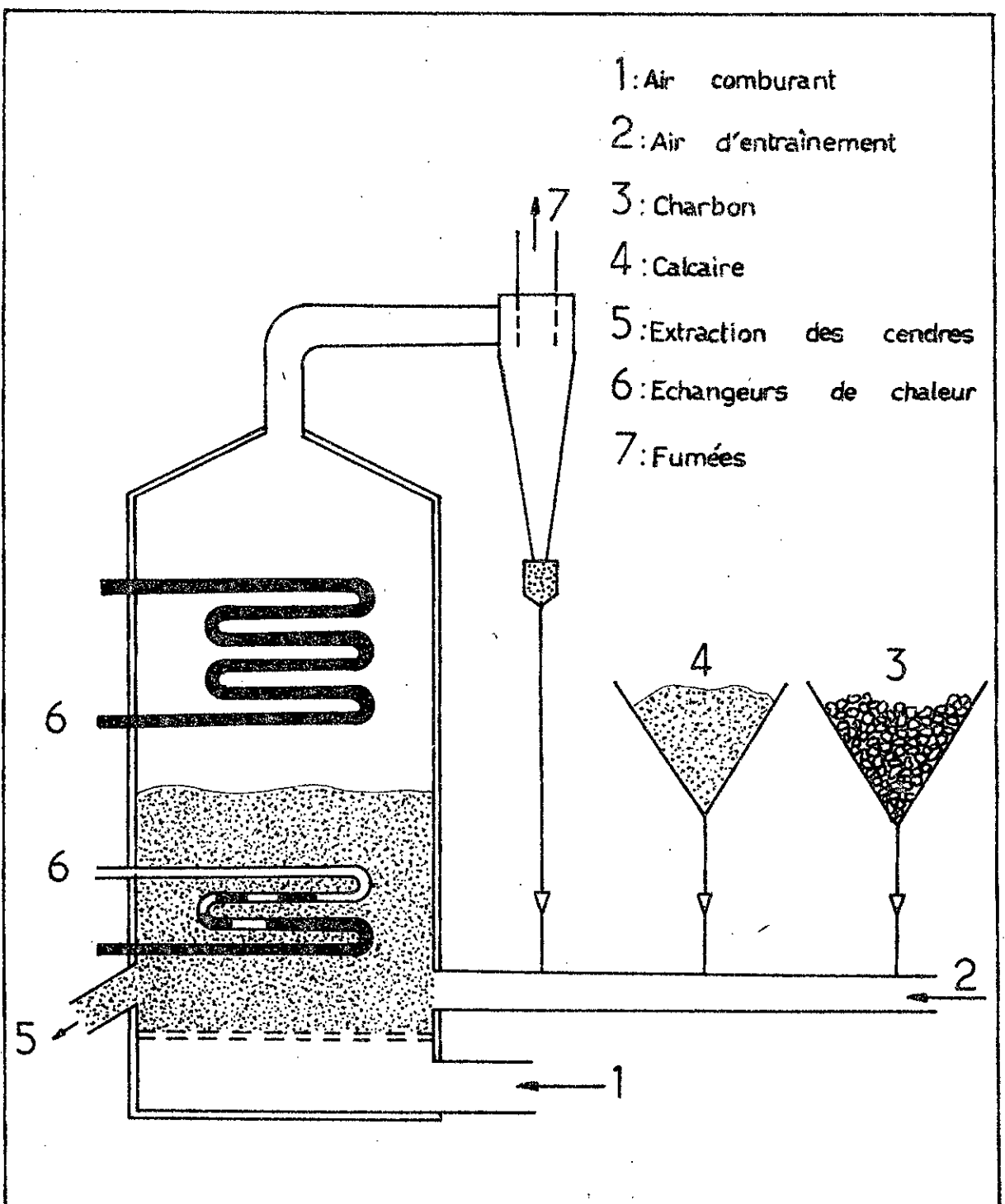


Fig II.4 Schéma d'un générateur de vapeur à foyer « lit fluidisé »

Il y a tout d'abord une température uniforme du lit qui est due à un mélange intense. Il y a également, en raison des grandes surfaces d'échange, un transfert de chaleur très élevé entre le mélange particules-gaz et un échangeur de chaleur immergé dans le lit (fig. II.4). Le coefficient de transfert de chaleur se trouve ainsi pratiquement multiplié par 4. Ce qui nous permet de faire le même transfert de chaleur avec des surfaces 4 fois plus petites.

La teneur en charbon du lit fluidisé (c'est à dire les particules combustibles du lit fluidisé) est faible, elle est de l'ordre de 1 à 2% et on peut considérer que chaque grain brûle individuellement. Dès lors des charbons gonflants et collants dont la combustion par tout autre moyen est difficile est ici totalement simplifiée.

Nous avons également la possibilité de dépollution dans le lit lui même, en éliminant les résidus de la combustion tels le SO_2 et les acides. Ceci moyennant l'emploi d'un mécanisme simple, consistant en l'injection dans le lit de calcaire (fig. II.4) ou de magnésie pulvérisante, neutralisant ainsi dans le lit même le SO_2 formé qui donnera du sulfate de calcium avec le calcaire et du sulfate de magnésium avec la magnésie. de tout sans porter atteinte au lit fluidisé.

En résumé, il est possible d'employer dans les générateurs de vapeur à foyer "lit fluidisé" un combustible très polluant, brûlant difficilement et donnant des gaz pratiquement dépollués et des surfaces de transfert de chaleur réduites.

Nous remarquons que l'emploi de ce procédé convient assez bien à des opérations à grande échelle.

A noter l'existence d'inconvénients tels :

- la corrosion de l'échangeur immergé qui se voit constamment heurté par les particules solides.

- un échange de chaleur par convection et rayonnement, avec un second échangeur placé au dessus du lit, limité (fig. II.4) du fait de la température assez réduite du lit (750°C à 900°C).

- une émission de chlore, dans certains cas de combustible, qu'on ne peut pas combattre.

CHAPITRE III

ELEMENTS de THEORIE

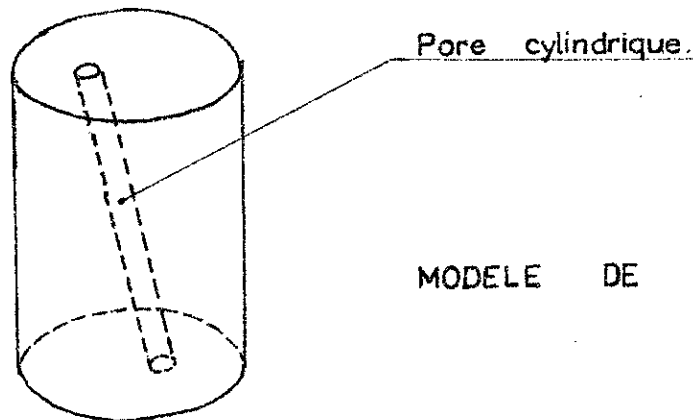
III.1 Les equations de chute de pression en lit fixe :

De part sa structure un lit fixe de particules solides peut légitimement être assimilé à un milieu poreux.

Afin de déterminer la chute de pression que subit un fluide à la traversée d'un tel lit, on est amené à considérer les modèles géométriques de Kozeny et Burke-Plummer.

III.1.1 Modèle de Kozeny :

Il demeure pour l'étude des milieux poreux, le modèle géométrique le plus simple et le plus utilisé. Kozeny assimile une couche poreuse à un faisceau de pores cylindriques indépendants et droits.



d'air en traversant ces pores subit une perte de charge linéaire. C'est ainsi que dans le modèle de Kozeny la perte d'énergie par frottement est prédominante.

La chute de pression est alors donnée par :

$$\frac{\Delta P}{Z} = 150 \cdot \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \cdot \frac{\mu_f}{d_p^2} \cdot U_f \dots \dots \dots (1)$$

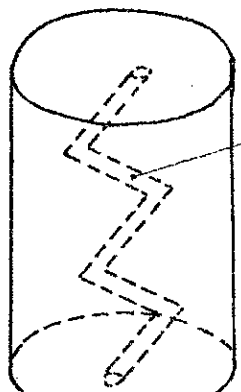
Elle demeure valable pour un nombre de Reynolds relatif à la particule Re_p , inférieur à 20.

Donc, d'après Kozeny :

$$\frac{\Delta P}{Z} = 150 \cdot \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \cdot \frac{\mu_f}{d_p^2} \cdot U_f \quad \text{pour} \quad Re_p = \frac{\rho_f \cdot d_p \cdot U_f}{\mu_f} < 20$$

III.1.2 Modèle de Burke - Plumer :

Burke et Plumer supposent quant à eux que chaque pore est formé de lignes brisées, entraînant une chute de pression par perte d'énergie cinétique au niveau de chaque coude (pertes de charge singulières).



Pore formé de lignes
brisées

MODELE DE BURKE - PLUMER

Burke et Plumer proposent comme expression pour la chute de pression :

$$\frac{\Delta P}{Z} = 1,75 \cdot \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3} \cdot \frac{\rho_f}{d_p} \cdot U_f^2 \dots \dots \dots (2)$$

Pourvu que le nombre de Reynolds relatif à la particule soit supérieur à 1000.

Donc d'après Burke-Plumer :

$$\frac{\Delta P}{Z} = 1,75 \cdot \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3} \cdot \frac{\rho_f}{d_p} \cdot U_f^2 \quad \text{pour} \quad Re_p = \frac{\rho_f \cdot d_p \cdot U_f}{\mu_f} > 1000$$

III.3 Formule d'Ergun :

La somme des deux équations (1) et (2) donne la formule d'Ergun :

$$\frac{\Delta P}{Z} = 150 \cdot \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \cdot \frac{\mu_f}{d_p^2} \cdot U_f + 1,75 \cdot \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3} \cdot \frac{\rho_f}{d_p} \cdot U_f^2 \dots \dots \dots (3)$$

Cette équation tient donc compte aussi bien des pertes par frottement que cinétique. Elle est valable dans le cas le plus général pour tout nombre de Reynolds.

L'équation d'Ergun permet donc d'évaluer la chute de pression à travers un lit fixe. Elle demeure également

valable au seuil minimal de fluidisation, d'où :

$$\frac{\Delta P}{Z_{mf}} = 150 \cdot \frac{(1 - \epsilon_{mf})^2}{\epsilon_{mf}^3} \cdot \frac{\mu_f}{d_p^2} \cdot U_{mf} + 175 \cdot \frac{(1 - \epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3} \cdot \frac{\rho_f}{d_p} \cdot U_{mf}^2 \dots (4)$$

III.2 L'équation de chute de pression en lit fluidisé :

Pour que le solide soit soulevé et conserve une position stable, il est nécessaire que la force de pression appliquée par le fluide sur la surface de la colonne soit égale au poids apparent du solide.

Nous avons :

$$\left(\begin{array}{l} \text{Force de pression appliquée} \\ \text{par le fluide sur la surface} \\ \text{de la colonne.} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{Chute de pression} \\ \text{à travers le lit} \end{array} \right) \cdot \left(\begin{array}{l} \text{Surface de} \\ \text{la colonne} \end{array} \right)$$

et

$$\left(\begin{array}{l} \text{Poids apparent} \\ \text{du solide} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{Volume du lit} \end{array} \right) \cdot \left(\begin{array}{l} \text{Fraction de} \\ \text{solide} \end{array} \right) \cdot \left(\begin{array}{l} \text{Poids spécifique} \\ \text{du solide.} \end{array} \right)$$

d'où :

$$\left(\begin{array}{l} \text{Chute de pression} \\ \text{à travers le lit} \end{array} \right) \cdot \left(\begin{array}{l} \text{surface de} \\ \text{la colonne} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{Volume du} \\ \text{lit} \end{array} \right) \cdot \left(\begin{array}{l} \text{Fraction de} \\ \text{solide} \end{array} \right) \cdot \left(\begin{array}{l} \text{Poids spécifique} \\ \text{du solide} \end{array} \right)$$

Soit :

$$(\Delta P) \cdot (S) = (S \cdot Z_{mf}) \cdot (1 - \epsilon_{mf}) \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot g$$

ce qui donne finalement au seuil minimal de fluidisation :

$$\frac{\Delta P}{Z_{mf}} = (1 - \epsilon_{mf}) \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot g \dots (5)$$

III.3 Vitesse minimale de fluidisation :

La vitesse minimale de fluidisation se détermine aisément en égalisant les deux expressions (4) et (5).

Soit :

$$150 \cdot \frac{(1 - \epsilon_{mf})^2}{\epsilon_{mf}^3} \cdot \frac{\rho_f}{d_p^2} \cdot U_{mf} + 1,75 \cdot \frac{(1 - \epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3} \cdot \frac{\rho_f}{d_p} \cdot U_{mf}^2 = (1 - \epsilon_{mf}) \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot g.$$

ce qui nous ramène à une équation du second degré en U_{mf} .

$$1,75 \cdot \frac{(1 - \epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3} \cdot \frac{\rho_f}{d_p} \cdot U_{mf}^2 + 150 \cdot \frac{(1 - \epsilon_{mf})^2}{\epsilon_{mf}^3} \cdot \frac{\rho_f}{d_p^2} \cdot U_{mf} - (1 - \epsilon_{mf}) \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot g = 0 \dots (6)$$

III.4 Vitesse maximale de fluidisation :

III.4.1 Coefficient de traînée de la particule :

On appelle ainsi le rapport de la force de traînée au produit de la section droite de la particule par la pression dynamique du fluide exprimé au moyen de la vitesse.

Donc :

$$C_D = \frac{F_T}{\frac{1}{2} \cdot \rho_f \cdot \frac{\pi d_p^2}{4} \cdot U_f^2}$$

C_D est variable avec le nombre de Reynolds relatif à la particule.

La formulation classique de C_D en fonction de Re_p est :

$$C_D = \alpha Re_p^{-\beta}$$

avec :

$\alpha = 24$ et $\beta = 1$	pour $Re_p < 1$ Stokes.
$\alpha = 18,5$ et $\beta = 0,6$	pour $1 < Re_p < 10^3$ Allen.
$\alpha = 0,44$ et $\beta = 0$	pour $Re_p > 10^3$ Newton.

Pour notre étude nous utiliserons la formule d'Alexandre, valable pour une large plage de Reynolds, qui représente le mieux la courbe C_D en fonction de Re_p (fig. III.1).

La formule d'Alexandre s'énonce :

$$C_D = a + \frac{b}{Re_p} + \frac{c}{Re_p^2} \dots \dots \dots (7)$$

où a , b et c sont des paramètres donnés par le tableau de la fig. III.2.

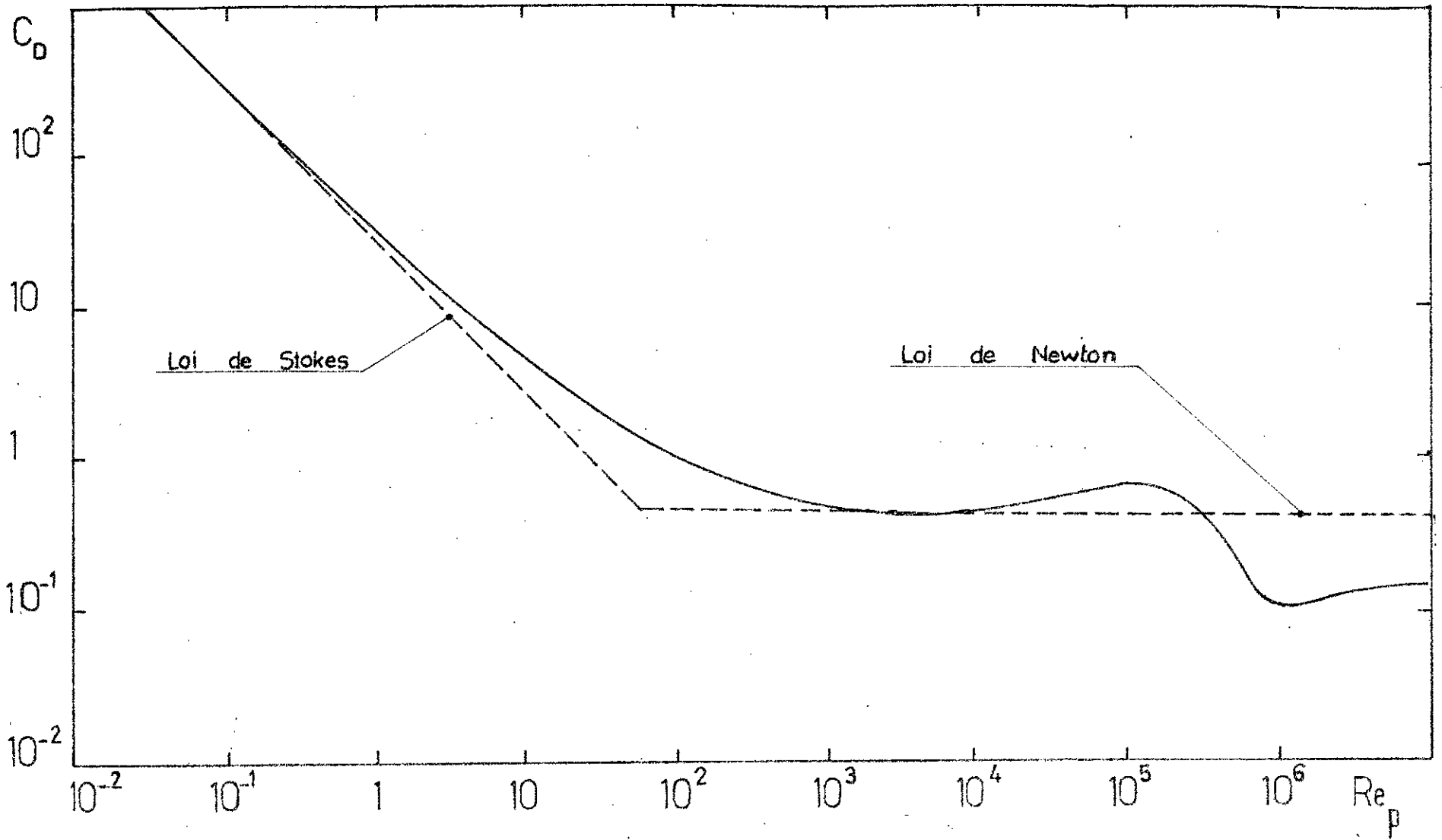


Fig III.1. Coefficient de traînée pour des particules sphériques

	a	b	c
$Re_p \approx 0.1$	0	24	0
$0.1 < Re_p \leq 1$	3.69	22.73	0.0903
$1 < Re_p \leq 10$	1.222	29.1667	-3.8889
$10 < Re_p \leq 10^2$	0.61667	46.5	-116.667
$10^2 < Re_p \leq 10^3$	0.3644	98.33	-2278
$10^3 < Re_p \leq 5.10^3$	0.35713	148.62	-4.75 10^4
$5.10^3 < Re_p \leq 10^4$	0.4599	-490.546	57.874
$10^4 < Re_p \leq 5.10^4$	0.5191	-1662.5	541667 10^6

Fig III.2 Paramètres a, b, c pour différentes valeurs de Re_p .

III.4.2 Vitesse maximale de fluidisation :

Pratiquement, la vitesse maximale de fluidisation est assimilée à la vitesse limite de chute U_f , qui est atteinte lorsque la force de traînée équilibre le poids apparent de la particule.

$$F_T = P_{app} \Rightarrow \frac{\pi \cdot d_p^2}{4} \cdot C_D \cdot \frac{1}{2} \cdot \rho_f \cdot U_f^2 = \frac{\pi \cdot d_p^3}{6} \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot g$$

En remplaçant C_D par son expression (7), on obtient :

$$\frac{3a \rho_f}{4(\rho_p - \rho_f) d_p} U_f^2 + \frac{3b \rho_f}{4(\rho_p - \rho_f) d_p^2} U_f + \frac{3c \rho_f^2}{4(\rho_p - \rho_f) \rho_f d_p^3} - g = 0 \dots (8)$$

ce qui nous ramène à une équation du second degré en U_f où pour la résoudre, il suffit de connaître a, b et c .
Pour cela, il est classique de considérer le groupement :

$$X = C_D \cdot Re_p^2 = \frac{4}{3} \cdot \frac{(\rho_p - \rho_f) \cdot \rho_f \cdot g \cdot d_p^3}{\rho_f^2}$$

où n'apparaît pas U_f .

Ensuite d'après la courbe $C_D Re_p^2$ en fonction de Re_p (fig. III.3), il est aisé d'avoir un ordre de grandeur de Re_p . Donc d'avoir les valeurs a, b et c du tableau de la fig. III.2.

Finalement, on détermine U_f à l'aide de l'équation (8).

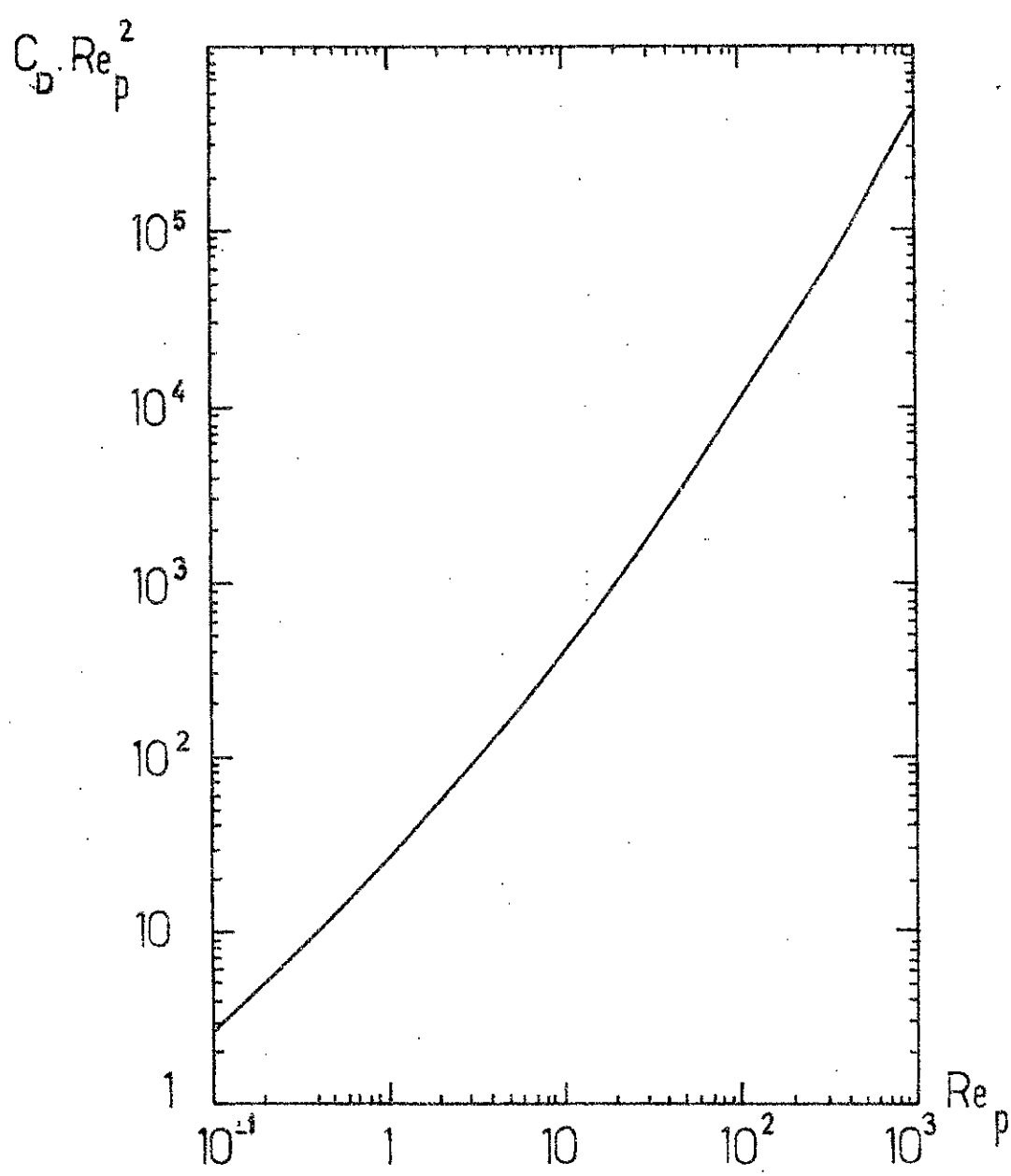


Fig III.3 Graphe $C_D \cdot Re_p^2$ fonction de Re_p

CHAPITRE IV

DESCRIPTION DU BANC D'ESSAI

des principaux éléments constitutifs de notre banc d'essai sont:

- un compresseur pour l'alimentation en air comprimé.
- un système de régulation pneumatique pour le contrôle de la pression d'entrée.
- un dispositif de fluidisation, élément principal de notre étude.
- des appareils de mesure (pression, température, débit, chute de pression et hauteur du lit).

IV.1 Le compresseur :

Nous avons utilisé un compresseur type 30 modèle 7T disponible au laboratoire d'énergétique. La compression se fait dans deux cylindres en série (compresseur bi-étage).

d'entraînement est assuré par un moteur électrique dont les références sont :

- moteur asynchrone MDXT 160 ar 4 de la compagnie C.E.M.
- Puissance : 7,4 (kW).
- Vitesse de rotation : $n = 1400$ (tr/mn).

- Fréquence : 50 [Hz]
- Tension : 380 [V]
- Ampérage : 16,5 [A]
- retard phasique : $\cos \varphi = 0,83$
- échauffement : 75 [°C].

IV.2 Système de régulation pneumatique :

des essais de fluidisation étant caractérisés par les courbes $\Delta P = f(U)$, il nous faut donc connaître le débit d'air $Q = S \cdot U$ avec précision et cela pour chaque ouverture de la vanne d'alimentation de l'installation de fluidisation.

Or la pression du compresseur utilisé varie entre deux valeurs limites 5 et 7 [bar] entraînant par là une fluctuation du débit. Il a donc fallu penser à un système qui puisse maintenir à une valeur constante la pression de l'air débité par le compresseur.

Notre choix s'est porté sur l'utilisation du principe de la régulation pneumatique, principe utilisé sur le banc d'essai « Système de régulation automatique de la pression d'alimentation d'une tuyère. »

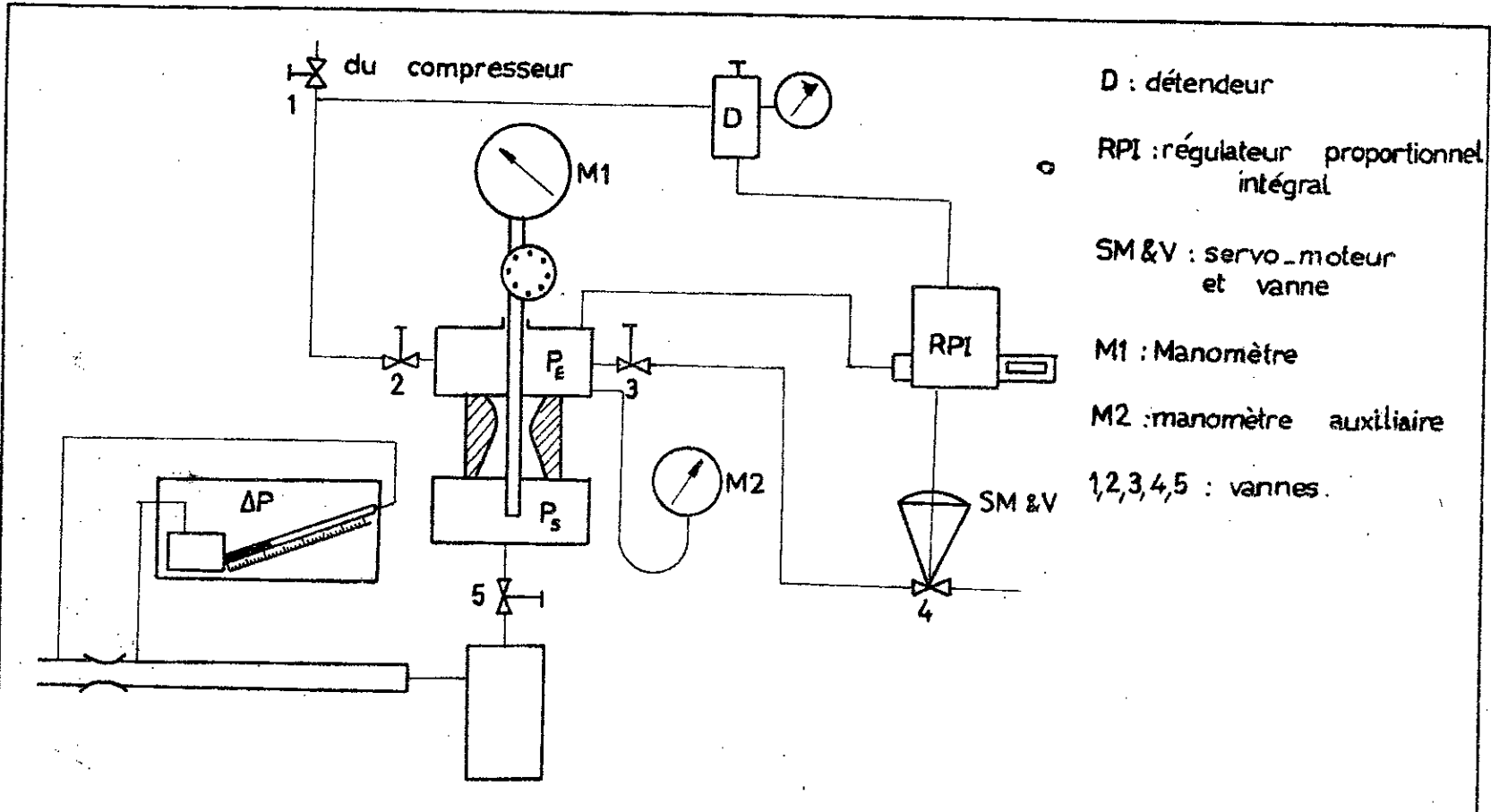


Fig IV.1 Croquis de l'installation initiale du système de régulation.

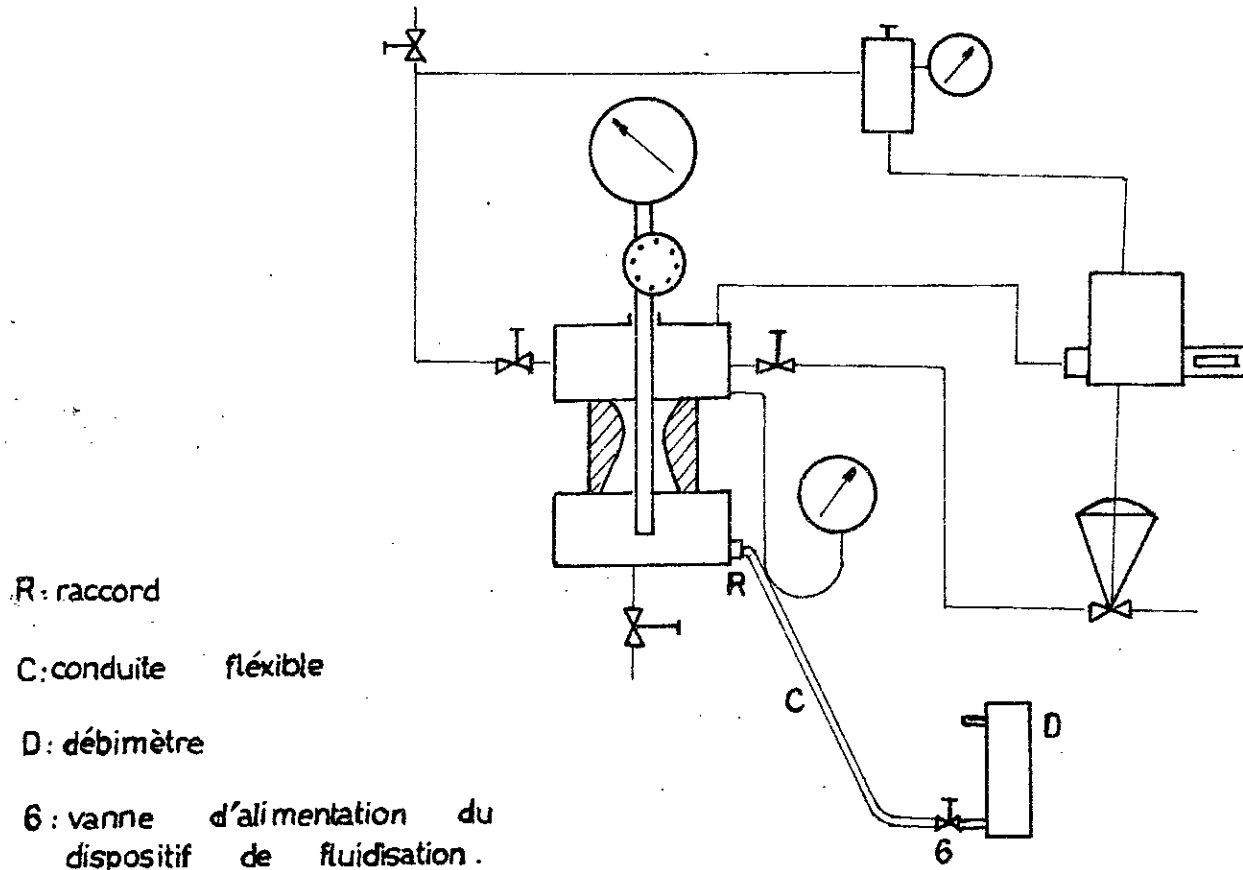


Fig IV.2 Croquis de l'installation utilisée pour notre banc d'essai

Comme l'indique le schéma (fig. IV.2), les modifications apportées par rapport à l'installation initiale (fig. IV.1) sont :

- Fermeture de la vanne manuelle (5).
- Élimination du manomètre auxiliaire (M2), au profit d'un raccord en laiton (R), débouchant sur la vanne (6) par l'intermédiaire d'une conduite flexible (C). Cette vanne est immédiatement suivie d'un débitmètre (D).

Cette installation, nous permet d'avoir une pression d'alimentation, (P_E) constante et parfaitement réglable, du dispositif de fluidisation.

Afin de pouvoir assimiler le fluide (air) d'alimentation à un fluide incompressible (pour lui appliquer la loi du débit volumique constant des fluides incompressibles), nous avons opté pour une faible pression d'entrée de valeur 1,5 [bar] ($P_E = 1,5 \text{ bar}$)

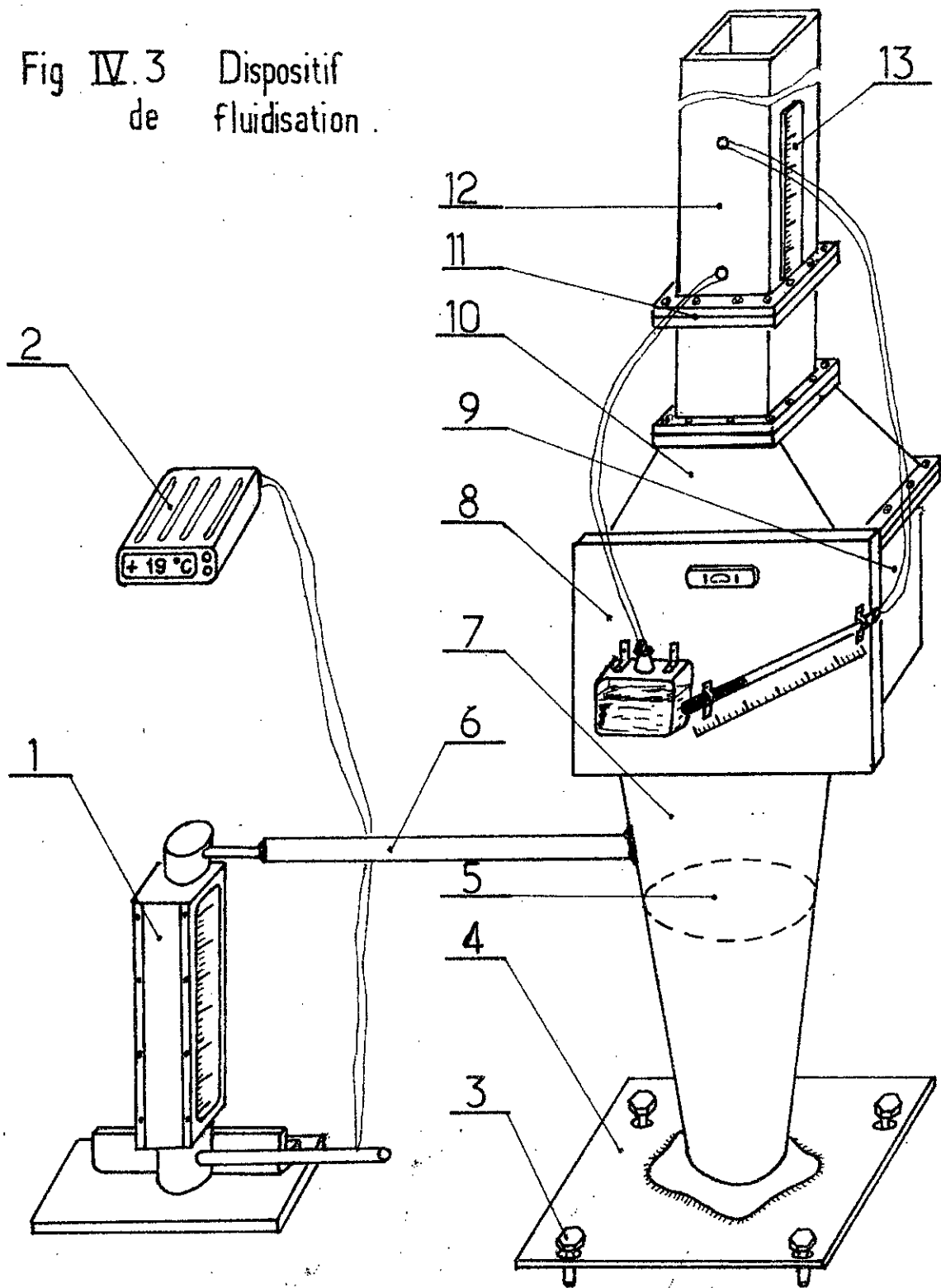
IV.3 Dispositif de fluidisation :

Le dispositif (fig. IV.3) élément essentiel de notre banc d'essai, a été totalement réalisé par nos soins.

Il est situé en aval du débitmètre et se compose :

- d'un divergent.
- d'une chambre de tranquillisation.
- d'un convergent.
- d'un distributeur.

Fig IV.3 Dispositif
de fluidisation.



- de la colonne de fluidisation.

IV.3.1 Le divergent :

Le diamètre de sortie du débimètre étant faible, pour ramener l'air vers la colonne de fluidisation, on a été contraint d'utiliser un divergent en acier. Comme le montre la fig IV.3, la liaison entre le débimètre (1) et le divergent (7) a été réalisée par un tube (6) soudé d'un côté au débimètre et de l'autre côté au divergent. Le divergent a été soudé sur une plaque d'acier (4). Les boulons (3) permettent de régler le niveau de l'ensemble.

Une deuxième plaque d'acier (5) a été soudée à l'intérieur du divergent et ce pour éviter les remous de l'air dans la zone inférieure au niveau du raccord débimètre, divergent.

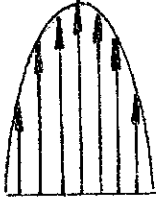
IV.3.2 La chambre de tranquillisation :

C'est une chambre en plexiglas (9) dont le but est la tranquillisation de l'écoulement d'air et une préuniformisation de sa distribution.

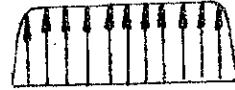
IV.3.3 Le convergent :

À la sortie de la chambre de tranquillisation, le profil de vitesse garde certaines irrégularités. Pour pallier cet effet nous avons eu recours à la réalisation d'un convergent (10) en plexiglas qui placé à la suite de la chambre de tranquillisation, permet

l'uniformisation du profil de vitesse.



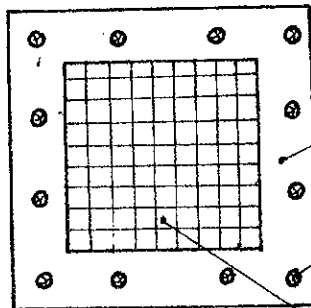
Profil de vitesse
à la sortie de la
chambre de tranquillisation.



Profil de vitesse
à la sortie du convergent.

IV.3.4 Le distributeur :

Notre choix s'est porté sur un distributeur du type A qui est une grille constituée de mailles de fil métallique. Ce type est couramment utilisé pour les essais en laboratoire.



tôle d'acier

vis de fixation

grille avec ouverture
des mailles de 0,4 [mm]

l'ouverture des mailles a été choisie afin d'éviter que les plus petites des particules utilisées lors des expériences ne passent au travers du distributeur.

IV.3.5 La colonne de fluidisation :

Elle est de forme prismatique de section carré $S = 0,01 \text{ [m}^2\text{]}$; réalisée également en plexiglas.

La liaison entre les différents éléments (divergent, chambre de tranquillisation, convergent et colonne de fluidisation) est assurée par boulonnage de brides en plexiglas placés au niveau des différentes jonctions.

L'étanchéité est assurée par des joints de liège.

IV.4 Appareils de mesure :

IV.4.1 Manomètre :

Le manomètre (M1) à cadran (fig. IV.1), gradué en bar, est utilisé pour la lecture de la pression d'entrée ($P_E = 1,5 \text{ [bar]}$).

IV.4.2 Thermocouple :

Le contrôle de la température d'entrée est donné par un thermocouple (2) (fig. IV.3) cuivre-constantin branché à un appareil à affichage digital.

IV.4.3 Débitmètre :

Il permet la mesure du débit. C'est un débitmètre Brooks dont la valeur maximale de débit affiché dans les conditions normales de pression et de température est $21,25 \text{ [m}^3\text{/h]}$.

Pour avoir la valeur du débit dans les conditions opératoires (T, P) on doit multiplier la valeur du débit affiché par un facteur correctif égal à $\sqrt{\frac{T_0 P}{T P_0}}$

$$\text{où } T_0 = 273 [\text{°K}] \text{ et } P_0 = 1,013 [\text{bar}].$$

Ainsi :

$$U = \frac{Q}{S} = \frac{Q_{\text{lue}}}{S} \sqrt{\frac{T_0 P}{T P_0}}$$

IV.4.4 Manomètre différentiel :

de manomètre (8) (fig. IV.3) affiche la perte de charge Δh subie par le fluide à la traversée du lit. Cette valeur est lue sur une colonne inclinée d'un angle " α ", reliée d'une part à l'entrée du lit et d'autre part à la sortie du lit. L'inclinaison " α " amplifie la mesure et de ce fait augmente la précision.

La chute de pression est alors donnée par :

$$\Delta P = \rho \cdot g \cdot \Delta h \cdot \sin \alpha.$$

$$\text{où : } \rho = 0,5 [\text{g/cm}^3] \quad \& \quad \alpha = 30^\circ.$$

IV.4.5 Règle plate :

Une règle plate (13) (fig. IV.3) graduée en millimètre permet la lecture directe de la hauteur du lit.

CHAPITRE V

RESULTATS EXPERIMENTAUX

des expériences réalisées ont porté sur la fluidisation de deux types de particules :

- particules de verre de caractéristiques

$$\rho_p = 2446 \text{ [kg/m}^3\text{]} \quad (\text{Annexe A})$$

$$d_p = 0,808 \text{ [mm]} \quad (\text{Annexe B})$$

- particules de polystyrène de caractéristiques

$$\rho_p = 52 \text{ [kg/m}^3\text{]} \quad (\text{Annexe A})$$

$$d_p = 4,533 \text{ [mm]} \quad (\text{Annexe B})$$

V.1 Vitesse minimale de fluidisation pour les billes de verre :

V.1.1 Par l'expérience :

Conditions opératoires :

- température d'entrée $T = 19 \text{ [}^\circ\text{C]}$.

- pression d'entrée $P = 1,5 \text{ [bar]}$.

Le tableau ci-après résume les résultats des essais successifs pour différents débits.

U [m/s]	ΔP [N/m ²]	
	M=150 [g]	M=300 [g]
0.00	0.00	0.00
0.07	9.81	24.52
0.14	24.52	61.31
0.21	39.24	98.10
0.28	56.41	137.34
0.35	68.67	181.48
0.42	80.93	225.63
0.49	93.19	250.15
0.55	105.46	284.49
0.62	105.46	284.49

L'abscisse du début du palier de la courbe $\Delta P = f(U)$ (Planche V.1) correspond à la valeur expérimentale de la vitesse minimale de fluctuation :

$$U_{mf_{150}} = 0.55 \text{ [m/s]}.$$

$$U_{mf_{300}} = 0.55 \text{ [m/s]}.$$

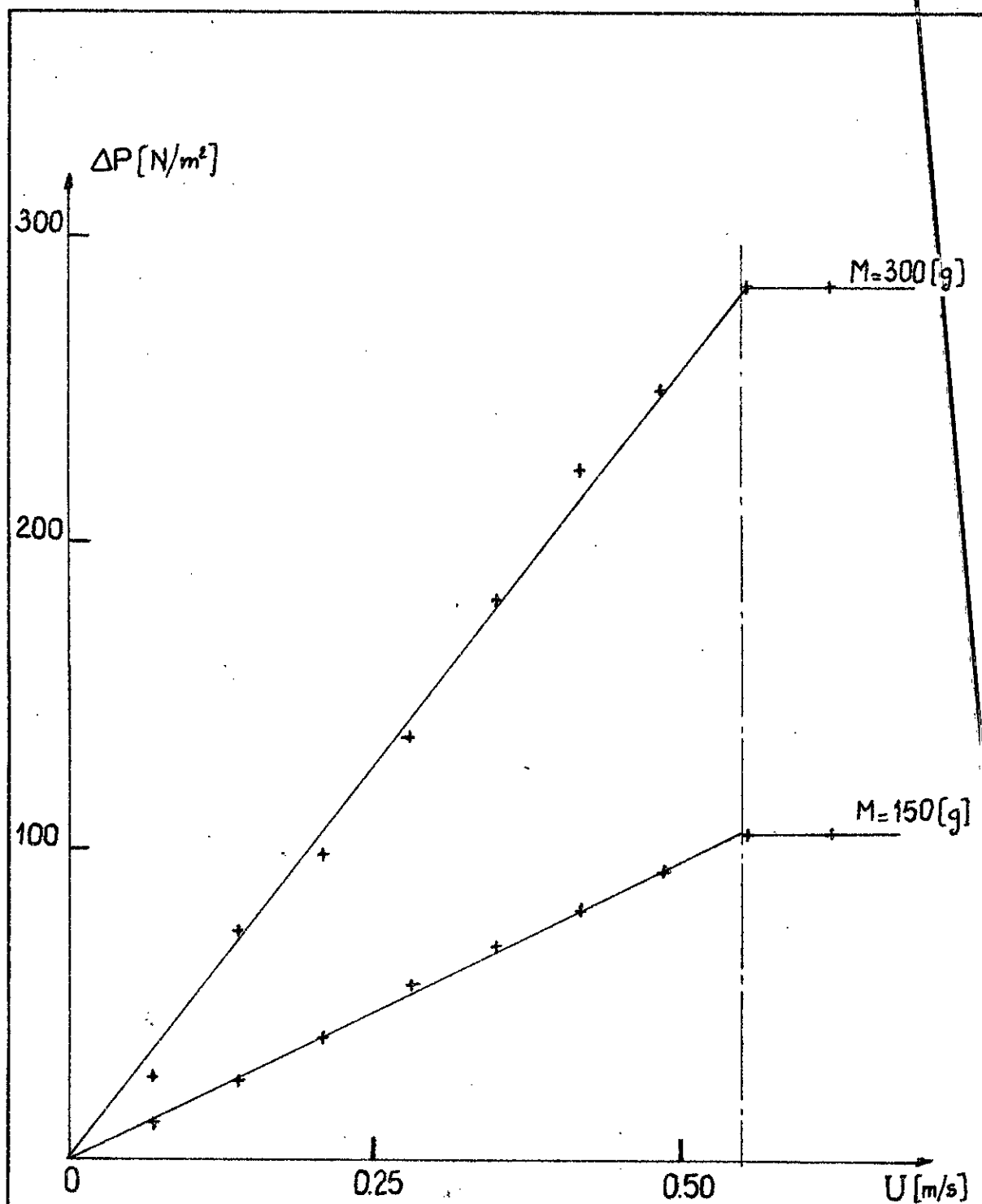


Planche V.1 Courbes $\Delta P = f(U)$ pour les billes de verre.

V.1.2 Par la théorie :

Dans un premier temps déterminons les différents paramètres nécessaires au calcul de la vitesse minimale de fluidisation théorique.

- Masse volumique de l'air " ρ_f " à 19 [°C] :
des tables thermodynamiques donnent pour l'air.

T [°C]	ρ [kg/m ³]
12	1,136
38	1,245

Une interpolation linéaire permet alors d'avoir ρ_f à 19 [°C].

$$\rho_f = 1,136 + \frac{(38-19)(1,245-1,136)}{(38-12)} = 1,216 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

donc : $\rho_f = 1,216 \text{ [kg/m}^3\text{]}$

- Viscosité dynamique " μ_f " à 19 [°C] :

μ_f est donné par l'expression.

$$\mu_f = \mu_0 \sqrt{\frac{T}{273}}$$

où μ_0 : viscosité dynamique à $T_0 = 273 \text{ [°K]}$

$$\mu_0 = 1,711 \cdot 10^{-5} \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}} \right]$$

Ainsi μ_f à $19[^\circ\text{C}]$ a pour valeur :

$$\mu_f = 1,711 \cdot 10^{-5} \sqrt{\frac{292}{273}} = 1,769 \cdot 10^{-5} \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}} \right]$$

donc : $\mu_f = 1,769 \cdot 10^{-5} \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}} \right]$

- Porosité au minimum de fluidisation " ϵ_{mf} " :

Pour la détermination de ϵ_{mf} , on a recours à l'expérience où il suffit de relever la hauteur minimale de fluidisation Z_{mf} .

M [g]	Z_{mf} [mm]	ϵ_{mf}
150	11,2	0,452
300	22,3	0,450

avec $\epsilon_{mf} = 1 - \frac{M}{\rho_p \cdot Z_{mf} \cdot S}$

donc : $\epsilon_{mf} = 0,451$.

En définitive les données sont :

$$\rho_p = 2446 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

$$d_p = 0,808 \cdot 10^{-3} \text{ [m]}$$

$$\epsilon_{mf} = 0,451$$

$$\mu_f = 1,769 \cdot 10^{-5} \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}} \right]$$

$$\rho_f = 1,216 \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$$

d'application de l'équation (3),

$$1,75 \cdot \frac{(1-\varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3} \cdot \frac{\rho_f}{d_p} \cdot U_{mf}^2 + 150 \cdot \frac{(1-\varepsilon_{mf})^2}{\varepsilon_{mf}^3} \cdot \frac{\mu_f}{d_p^2} \cdot U_{mf} - (1-\varepsilon_{mf})(\rho_p - \rho_f)g = 0$$

donne : $U_{mf_{théo}} = 0,58 \text{ [m/s]}$

En conclusion : $U_{mf_{150}} = U_{mf_{300}} \approx U_{mf_{théo}}$

V.2 Vitesse minimale de fluidisation pour les billes de polystyrène :

V.2.1 Par l'expérience :

U [m/s]	$\Delta P \text{ [N/m}^2\text{]}$	
	M = 20 [g]	M = 40 [g]
0.00	0.00	0.00
0.07	4.90	9.81
0.14	7.36	17.17
0.21	14.71	26.98
0.28	17.17	34.33
0.35	19.62	36.79
0.42	19.62	36.79
0.49	19.62	36.79
0.55	19.62	36.79
0.62	19.62	36.79

Des essais analogues à ceux réalisés avec des billes de verre, avec les mêmes conditions opératoires, donnent les résultats résumés dans le tableau ci-dessus.

De la courbe $\Delta P = f(U)$ (Planche V.2), on tire :

$$U_{mf,20} = 0,29 \text{ [m/s]}$$

$$U_{mf,40} = 0,29 \text{ [m/s]}$$

V.2.2 Par la théorie :

l'expérience a donné pour la valeur de E_{mf} .

M [g]	Z_{mf} [mm]	E_{mf}
20	75	0,487
40	150	0,487

donc : $E_{mf} = 0,487$.

des données sont donc :

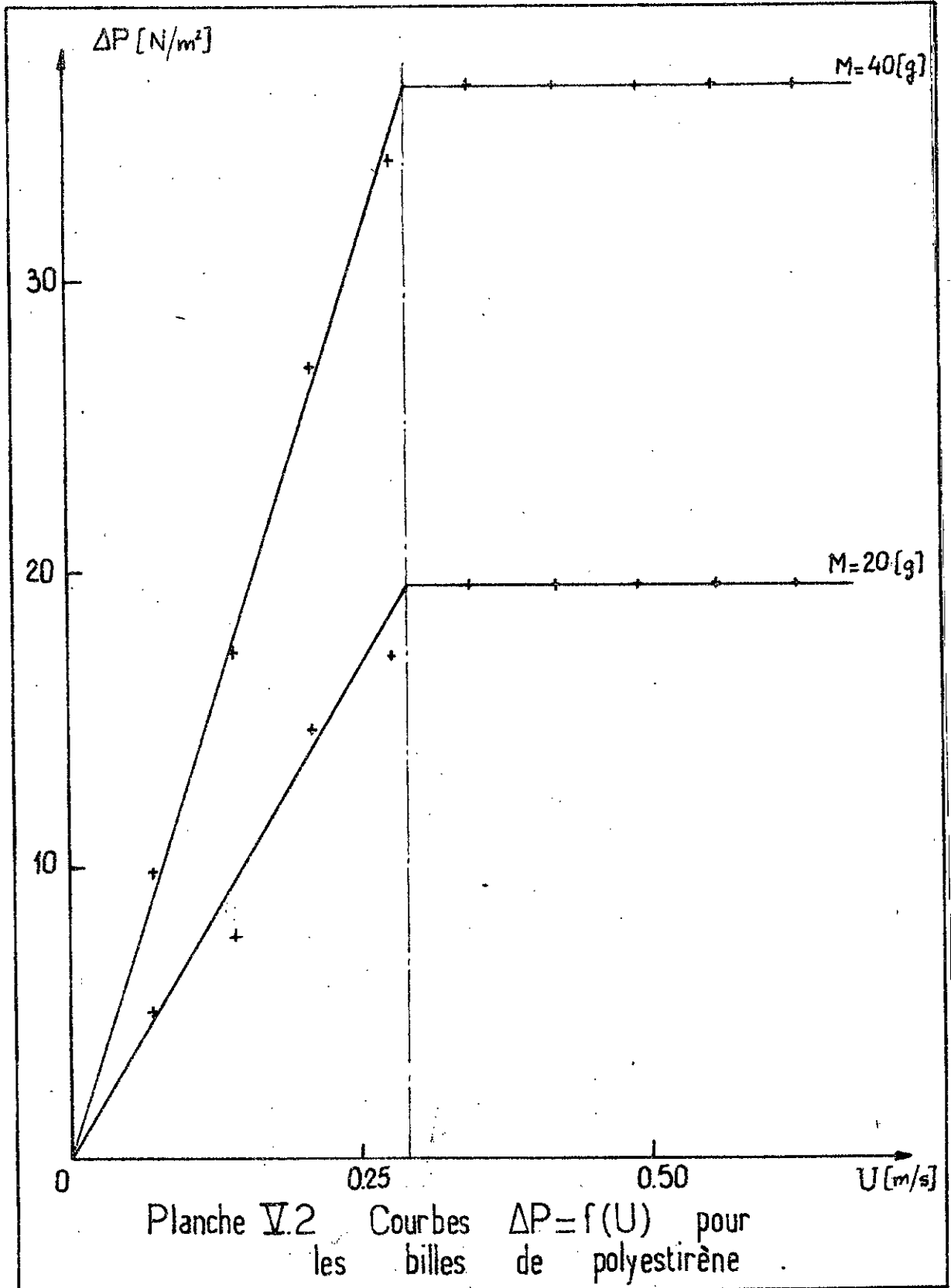
$$\rho_p = 52 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

$$d_p = 4,533 \cdot 10^{-3} \text{ [m]}$$

$$E_{mf} = 0,487$$

$$\mu_f = 1,769 \cdot 10^{-5} \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}} \right]$$

$$\rho_f = 1,216 \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$$



d'application de l'équation (3) donne :

$$U_{mf_{théo}} = 0,287 \text{ [m/s]}.$$

En conclusion : $U_{mf_{20}} = U_{mf_{40}} \approx U_{mf_{théo}}$.

V.3 Commentaires :

des deux cas étudiés (billes de verre et billes de polystyrène) montrent que la masse du lit n'a aucune incidence sur la vitesse minimale de fluidisation. L'expérience est donc en accord avec la théorie représentée par l'équation d'Ergun où la vitesse minimale de fluidisation n'est pas exprimée en fonction de la masse du lit.

D'autre part, il existe une bonne conformité entre la théorie et la pratique puisque les valeurs trouvées sont assez voisines. L'écart entre ces valeurs peut s'expliquer par les erreurs systématiques dues à la manipulation ainsi qu'aux fuites d'air non décelées. L'approximation faite sur l'incompressibilité de l'air aux faibles pressions a également son incidence, aussi minime soit-elle, sur cet écart.

Toutefois les valeurs correspondantes aux billes de polystyrène sont nettement meilleures que celles des billes de verre.

Effectivement nous avons eu tout au long des essais pour les billes de verre, un bouillonnement à cause de la faible hauteur du lit, phénomène qu'il a été impossible d'éliminer. Une plus grande hauteur de lit aurait certainement donné de meilleurs résultats, mais malheureusement nous n'avons pu disposer en tout et pour tout que d'un total de 400 [g] de billes de verre, alors qu'un minimum de 800 [g] aurait été souhaitable.

V.4 Vitesse maximale de fluidisation :

V.4.1 Billes de verre :

Calculons le groupe $C_D Re_p^2$, d'après l'expression (9)

$$X = C_D Re_p^2 = \frac{4}{3} \frac{(2446 - 1,216) 1,216 \cdot 9,81 (0,808 \cdot 10^{-3})^3}{(1,769 \cdot 10^{-5})^2} = 65\,548,118$$

La courbe $C_D Re_p^2 = f(Re_p)$ de la fig. III.3 donne alors $Re_p \approx 3 \cdot 10^2$ et le tableau (fig. III.2) fournit :

$$a = 0,3644$$

$$b = 98,33$$

$$c = -2278$$

et sachant que :

$$\rho_p = 2446 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

$$d_p = 0,808 \cdot 10^{-3} \text{ [m]}$$

$$\rho_f = 1,216 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

$$\mu_f = 1,769 \cdot 10^{-5} \text{ [}\frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}\text{]}$$

l'équation (8) s'écrit alors :

$$0,1682 U_p^2 + 0,8174 U_p - 10,1509 = 0$$

d'où $U_p = 5,71 \text{ [m/s]}$.

ce qui correspond au nombre de Reynolds relatif à la particule :

$$Re_p = \frac{\rho_f \cdot d_p \cdot U_p}{\mu_f} = 317,14$$

V42 Billes de polystyrène :

D'après l'expression (9) le groupe $C_D Re_p^2$, donne :

$$X = C_D Re_p^2 = 240\,419,5142$$

la courbe $C_D Re_p^2 = f(Re_p)$ de la fig. III.3 donne alors $Re_p \approx 6 \cdot 10^4$ et le tableau (fig III.2) fournit :

$$a = 0.3644$$

$$b = 98.33$$

$$c = -2278$$

et sachant que :

$$\rho_p = 52 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

$$d_p = 4,533 \cdot 10^{-3} \text{ [m]}$$

$$\rho_f = 1,216 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

$$\mu_f = 1,769 \cdot 10^{-5} \text{ [kg/m.s]}$$

l'équation (8) donne :

$$U_p = 2,23 \text{ [m/s]}.$$

ce qui correspond au nombre de Reynolds relatif à la particule :

$$Re_p = \frac{\rho_f \cdot d_p \cdot U_p}{\mu_f} = 694,86$$

V5 Commentaires :

Bien que le transport pneumatique ne fait pas l'objet de notre étude, il est bon de signaler à la suite des derniers résultats sur la vitesse maximale de fluidisation que :

- pour les particules légères même avec un grand diamètre (cas des billes de polystyrène), leur transport commence à de faibles vitesses. Un transport de ce genre est donc très économique.

- pour les particules assez lourdes (cas des billes de verre), leur entraînement nécessite beaucoup plus d'énergie suite à la grande valeur de la vitesse minimale de transport (dans notre cas, elle vaut 2,5 fois celle qui correspond au transport des billes de polystyrène).

Nous conseillons alors d'agir sur le diamètre des particules, en le diminuant par une opération de broyage.

Ceci explique dans une large mesure la présence dans les cimenteries de broyeurs avant chaque installation de transport pneumatique.

CONCLUSION

de banc d'essai réalisé nous a permis l'étude expérimentale de la fluidisation de deux points de vue différents :

- influence de la masse du lit.
- influence des caractéristiques des particules (diamètre, masse volumique).

Les conclusions sont que la masse du lit n'a aucune incidence sur la vitesse minimale de fluidisation, l'amorçage de la fluidisation se fait toujours à la même vitesse quelque soit la masse du lit. Par contre les caractéristiques des particules influent directement sur la fluidisation.

Nous notons une diminution de la chute de pression et de la vitesse minimale de fluidisation quand on diminue la masse volumique et le diamètre des particules.

des tableaux et les planches V.1 et V.2 résument les résultats obtenus.

Par ailleurs, il est à noter un fait important qui est celui de l'utilisation d'une colonne de fluidisation prismatique (section carrée), à la place de la colonne cylindrique communément utilisée dans les études et ouvrages rencontrés.

les différents essais effectués sur la colonne prismatique demeurent en accord avec la théorie d'Ergun.

Signalons qu'il serait souhaitable, pour pousser les recherches, d'utiliser un matériel plus sophistiqué du point de vue de la précision des mesures, et de l'étanchéité des compartiments du banc d'essai.

- Billes de verre :

les essais ont donné les résultats suivants :

m_p [g]	V_t [cm ³]	V_e [cm ³]	$\rho_p = \frac{m_p}{V_t - V_e}$
3,48	4,10	2,70	2,486
2,24	3,40	2,50	2,489
3,82	3,50	1,90	2,387
2,18	4,30	3,40	2,422

En faisant la moyenne des quatre résultats, on a :

$$\rho_p \text{ (billes de verre)} = 2446 \text{ [kg/m}^3\text{]}.$$

- Billes de polystyrène :

les essais ont donné les résultats suivants :

m_p [g]	V_t [cm ³]	V_e [cm ³]	ρ_p [g/cm ³]
2,79	540	485	0,051
0,98	480	460	0,049
1,49	525	495	0,050
2,05	490	455	0,059

En faisant la moyenne des quatre résultats, on a :

$$\rho_{\text{(billes de polystyrène)}} \cong 52 \text{ [kg/m}^3\text{]}.$$

Remarque : On a maintenu les billes de polystyrène (plus légères que l'eau) immergées dans l'eau grâce à une grille.

ANNEXE B

Diamètre des particules

Il se détermine grâce à une analyse granulométrique. Le principe est de créer une colonne de tamisage avec des tamis normaux AFNOR (avec fond et couvercle).

On met le tout sur la tamiseuse et on laisse vibrer pendant 5 mn. On pèse les différents refus des tamis.

- Billes de verre :

Les essais ont donné les résultats suivants:

Ouverture tamis [mm]	Masse [g].
1,000	9,4089
0,900	12,4352
0,800	225,7896
0,630	111,4472

On détermine le diamètre "d_p" selon la méthode de REBOUX:

$$d_p = \frac{\sum_i m_i}{\sum_i \frac{m_i}{d_i}}$$

où :

\bar{d}_i : diamètre moyen entre deux tamis successifs.

m_i : masse recueillie au niveau du tamis.

Ainsi :

\bar{d}_i [mm]	m_i [g]
1,000	9,4089
0,950	12,4352
0,850	225,7896
0,715	111,4472

$$d_p = \frac{9,4089 + 12,4352 + 225,7896 + 111,4472}{\frac{9,4089}{1,000} + \frac{12,4352}{0,950} + \frac{225,7896}{0,850} + \frac{111,4472}{0,715}} = 0,808 \text{ [mm]}$$

$$d_p(\text{billes de verre}) = 0,808 \text{ [mm]}.$$

- billes de polystyrène :

De la même manière que pour les billes de verre :

Ouverture tamis [mm]	Masse [g]
5,000	20,1040
4,000	19,9690
3,150	1,3581
2,794	2,5952

Annex :

d_i [mm]	m_i [g]
5,000	20,1040
4,500	19,9690
3,575	1,3581
2,972	2,5952

$$d_p = \frac{20,1040 + 19,9690 + 1,3581 + 2,5952}{\frac{20,1040}{5,000} + \frac{19,9690}{4,500} + \frac{1,3581}{3,575} + \frac{2,5952}{2,972}} = 4,533 \text{ [mm]}$$

$$d_p(\text{billes de polystyrène}) = 4,533 \text{ [mm]}.$$

BIBLIOGRAPHIE

[1] A.T. ACHOURI

"Système de régulation automatique de la
pression d'alimentation d'une tuyère."
Projet de fin d'études. Génie Mécanique. Janvier 1984.

[2] D. KUNII et O. LEVENSPIEL

"Fluidization engineering"

[3] R. GIBERT

"Génie chimique
Tome 1 : Mécanique des fluides"

[4] A. JAUMOTTE

"Combustion en lit fluidisé"
Conférence tenue à l'Ecole Nationale Polytechnique, par le
Professeur A. JAUMOTTE de l'Université libre de Bruxelles,
institut de mécanique appliquée.

[5] M. LACHEHEB

"Contribution à l'étude du transport de fines
particules par un courant gazeux vertical
ascendant"
Thèse de Magister. Spécialité : Mécanique des fluides. Janvier 1980

