

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT GENIE CHIMIQUE

*lex*

PROJET DE FIN D'ETUDES

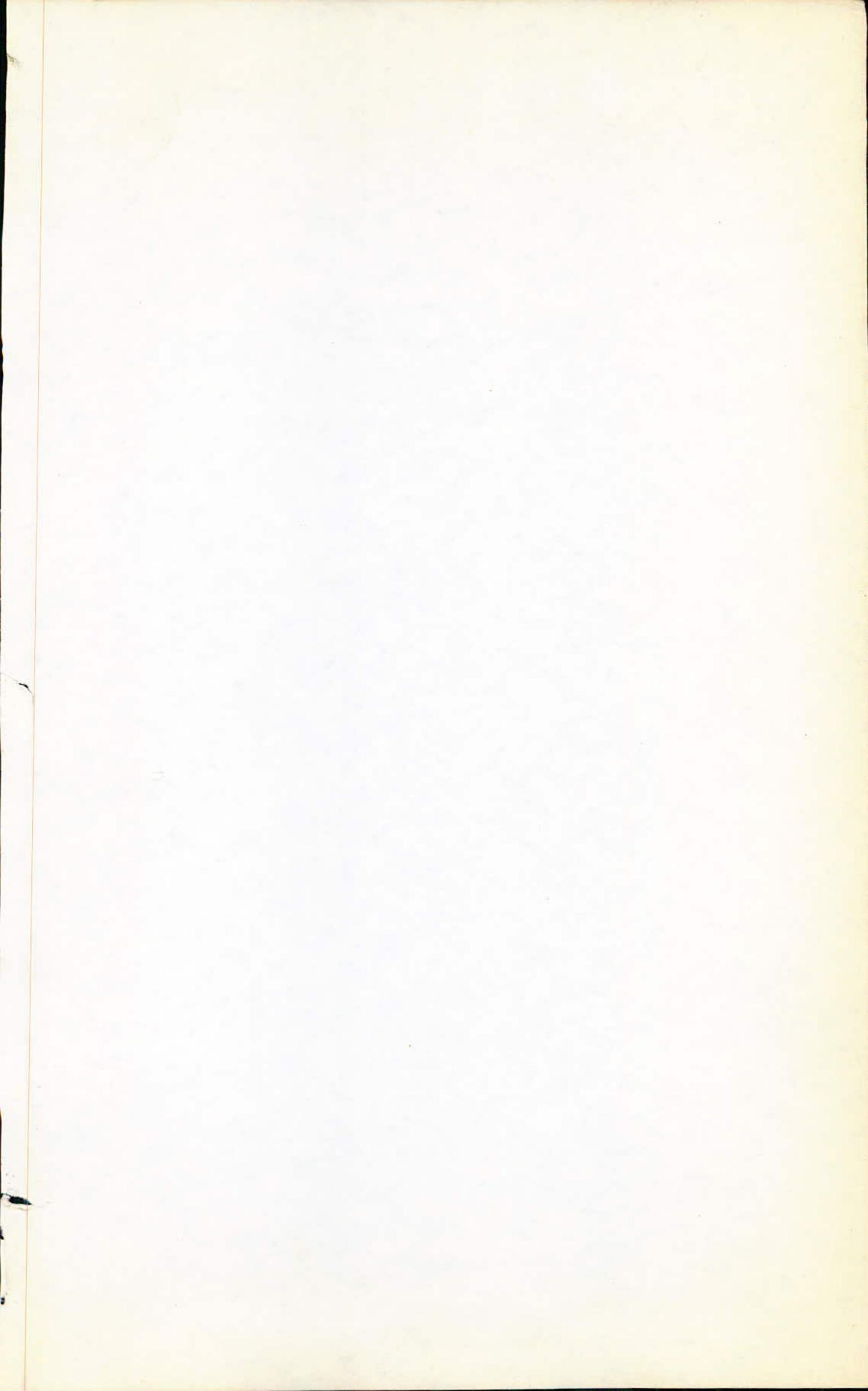
Sujet :

TRANSFERT DE  
CHALEUR EN  
LIT FLUIDISE

Proposé par : K. ALIA

Etudié par : C. DAHMANE

F. BENTAHAR



ÉCOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

Département de Génie Chimique

TRANSFERT DE CHALEUR EN LIT FLUIDISÉ

Proposé par: K. ALIA  
F. BENTAHAR

Étudié par: C. DAHMANE

Promotion : JUIN 1983



## REMERCIEMENTS

---

Mes plus vifs remerciements s'adressent à  
M<sup>elle</sup> K. ALIA et M<sup>elle</sup> F. BENTAHAR, pour leur aide  
constante et leurs précieux conseils.

Je tiens également à remercier:

- Les membres du jury qui me font l'honneur de  
juger ce modeste travail.
- Tous ceux qui ont participé de près ou de loin  
à l'élaboration de ce travail.

—§§§§—

## TABLE DES MATIERES

I-Introduction .....	77
II-Rappels d'hydrodynamique .....	8
II.1-Définition de la fluidisation .....	8
II.1.1-Les étapes de la fluidisation .....	8
II.2-Paramètres caractéristiques .....	9
II.2.1-Vitesse minimale de fluidisation .....	9
II.2.2-Vitesse terminale de chute libre .....	11
II.3-Paramètres influençant la qualité de la fluidisation .....	12
II.3.1-Le distributeur .....	12
II.3.2-Choix de la vitesse de fluidisation .....	13
II.3.3-Hauteur du lit .....	13
II.3.4-Influence de la nature et la taille des particules .....	14
II.4-Avantages et limitations des lits fluidisés .....	14
III-Transfert de chaleur en lit fluidisé .....	15
III.1-Moyens de chauffage .....	15
III.1.1-Chauffage à l'aide de fluide chaud .....	16
III.1.2-Résistances chauffantes .....	16
III.1.3-Chauffage par tubes immergés .....	16
III.1.4-Conclusion .....	16
III.2-Etude des différentes limites des processus considérés .....	16
III.2.1-Hypothèses et paramètres de démarcation entre les différentes étapes .....	18
III.3-Détermination des différents coefficients de transfert .....	19
III.3.1-Corrélations proposées dans la littérature .....	19
III.3.2-Bilan de chaleur .....	22
III.3.3-Profils radial et longitudinal de température .....	25
IV-Caractéristiques des particules .....	27
IV.1-Diamètre et distribution granulométrique des particules .....	27
IV.2-Facteur de sphéricité .....	27
IV.3-Masse volumique des produits .....	28
IV.4-Porosité du lit fixe .....	28
IV.5-Etude de la fluidisation des particules .....	28
IV.6-Vitesse maximale de fluidisation .....	29

V-L'installation, techniques de mesure .....	32
V.1-Appareillage .....	32
V.1.1-Déscription de l'installation .....	32
a/Les distributeurs .....	35
b/Chauffage de l'air .....	35
V.2-Téchniques de mesure .....	38
V.2.1-Mesure de pression .....	38
V.2.2-Mesure des débits d'air .....	39
V.2.3-Mesure de température .....	40
V.3-Essais .....	41
Introduction et mode opératoire.....	41
V.3.1-Essai pour le gaz seul .....	42
V.3.1.1-Détermination de $T_{30}$ et $T_{gs}$ du gaz .....	44
V.3.1.2-Détermination du coefficient de transfert gaz-paroi.....	44
V.3.3-Essai pour le système solide-gaz .....	49
a/Profils radial et longitudinal de température .....	49
b/Détermination du coefficient de transfert gaz-particule ..	49
c/Détermination du coefficient de transfert suspension-paroi	50
V.4-Interprétations de nos résultats .....	50
V.4.1-Gaz seul .....	59
V.4.2-Particules gaz .....	59
Conclusion .....	62
Annexe .....	
A1-Caractéristiques des particules .....	64
A2-Schémas des différentes pièces usinées .....	80
A3-Etalonnage du diaphragme .....	82
A4-Caractéristiques physiques de l'air .....	84
A5-Etude pour le gaz seul.....	86
A6-Etude pour la suspension .....	92

# **INTRODUCTION**

## I- Introduction

Les premiers lits fluidisés ont été utilisés dès le XV siècle pour la purification des minerais. La première application industrielle de la fluidisation date en fait de 1922.

Elle a été réalisée en Allemagne par Winkler pour la production continue de gaz à partir du charbon.

Le cracking catalytique des hydrocarbures en lit fluidisés (1940) a été l'initiateur de l'utilisation et la généralisation de cette technique à d'autres procédés multiphasiques dont l'une des phases est un solide. Parmi ces procédés et notamment ceux que l'on rencontre couramment, nous pouvons citer:

- La préréduction des minerais de fer
- La destruction des effluents radioactifs
- Des réactions de synthèse telles que l'oxydation de l'éthylène, la réaction de Fisher-Tropsch

- Le cracking et réformage catalytique des hydrocarbures
- La carbonisation et la gazéification du charbon
- Le séchage et la calcination de la chaux, de la pyrite
- La désulfuration des gaz et des combustibles sulfureux

Le but de notre sujet est l'étude du transfert de chaleur en lit fluidisé. Pour cela, nous avons conçu et réalisé une installation, fonctionnant en discontinu, pouvant servir à l'étude aussi bien de la fluidisation que du transfert de chaleur en lit fluidisé. Nous avons déterminé les différents coefficients de transfert dans le cas d'une suspension et dans le cas de l'écoulement du gaz seul à savoir:

- $h_{gp}$  (gaz-paroi)
- $h_{gs}$  (gaz-solide)
- $h_{sp}$  (suspension-paroi)

Les particules utilisées sont des billes de verre ( $d_p = 1.953 \text{ mm}$ ,  $\rho_s = 2.279 \text{ g/m}^3$ ) et des grains de catalyseur ( $d_p = 1.681 \text{ mm}$ ,  $\rho_s = 0.774 \text{ g/m}^3$ ).

# **PARTIE THEORIQUE**

II- Rappels d'hydrodynamique. 2.6.7.II

II.I-Définition de la fluidisation

La fluidisation est un phénomène qui a été souvent décrit avec de multiples détails. Il convient, néanmoins, d'en rappeler brièvement les principes.

Nous observons la fluidisation homogène lorsque les masses volumiques apparentes du fluide et des particules sont peu différentes. Lors de la fluidisation homogène dans laquelle les grains sont uniformément dispersés dans tout le lit, la porosité locale est sensiblement constante d'un point à un autre du lit.

Toutefois, signalons que la plupart des opérations de fluidisation s'effectuent en phase gazeuse (ou liquide) la fluidisation devient donc hétérogène.

Selon la valeur du critère de Froude (7) pour un système donné, nous pouvons avoir les deux types de fluidisation.

a// Homogène:

$$F_{rmf} < 0.13$$

$$(F_{rmf}) \cdot (Re_{pmf}) \left( \frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_f} \right) \frac{Z_{mf}}{d} < 100 \quad (1)$$

b// Hétérogène:

$$F_{rmf} > 1.3$$

$$(F_{rmf}) \cdot (Re_{pmf}) \frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_f} \frac{Z_{mf}}{d} > 100 \quad (2)$$

avec :  $F_{rmf} = \frac{u_{mf}^2}{d_p g}$  (3)

$$Re_{pmf} = \frac{u_{mf} \rho_p}{\mu}$$

$Z_{mf}$  : Hauteur du lit au minimum de fluidisation

$d$  : diamètre des particules.

II.I.I-Les étapes de la fluidisation

Soit un courant fluide s'écoulant à travers un lit de particules de masse volumique  $\rho_s$  et de diamètre  $d_p$ . Selon la variation du débit de fluide, nous pouvons atteindre trois états:

-Le lit fixe, pour lequel la perte de pression subie par le fluide est proportionnelle à la vitesse de l'écoulement et de plus la hauteur du lit reste invariante.

-Le lit fluidisé (notre cas): si on augmente la vitesse du fluide on observe une dilatation du lit, les particules commencent à se mouvoir. La perte de pression, atteint son maximum, reste constante et est égale au poids apparent du solide par unité de section droite de la colonne. C'est l'état fluidisé, caractérisé par une vitesse minimale de fluidisation.

-Et enfin, le lit transporté: si on augmente encore la vitesse du fluide, les particules s'échappent de la colonne. C'est le lit transporté, caractérisé par une vitesse minimale de transport donc à une vitesse maximale de fluidisation qui est assimilée en fait à la vitesse de chute libre  $u_f$  d'une particule unique.

Nous représentons en figure (2) l'évolution  $\log P$  au niveau du lit en fonction de  $\log u$ . Nous intéressons à l'étape intermédiaire qui est le lit fluidisé, nous décrirons dans ce qui suit les paramètres importants

La fluidisation gazeuse (2,3.6.II)

Comme déjà cité, les limites de cet état fluidisé sont la vitesse minimale de fluidisation et la vitesse maximale de fluidisation figure (1).

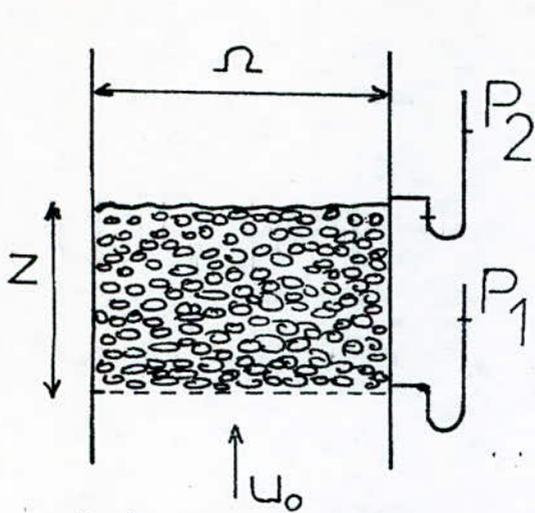
II.2.- Paramètres caractéristiques

II.2.I- Vitesse minimale de fluidisation

La vitesse minimale de fluidisation est calculée comme suit (relations données par Kunii-Levenspiel [2]) et fondée sur l'égalité du poids du lit à la perte de charge du lit de particules.

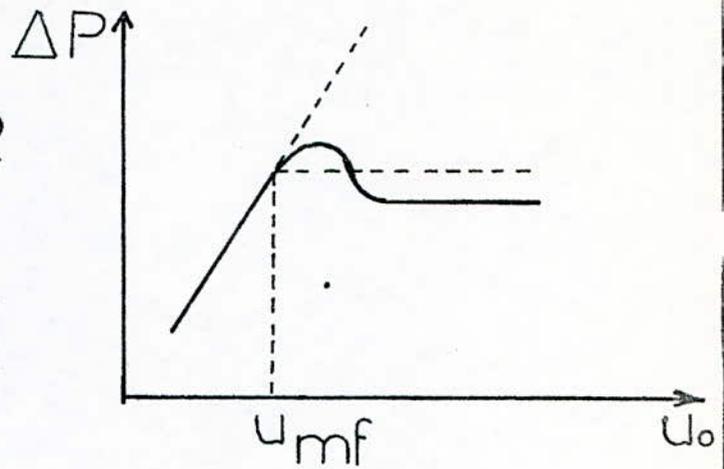
$$u_{mf} = \frac{(1.75 + 0.615 Re_p^{0.75})^2 \mu}{g \rho_p d_p^2} \quad \text{pour } Re_p = \frac{u_{mf} d_p \rho_p}{\mu} < 1000$$

$$u_{mf} = \frac{4.75 \mu}{d_p \rho_p} \quad \text{pour } Re_p = 1000$$

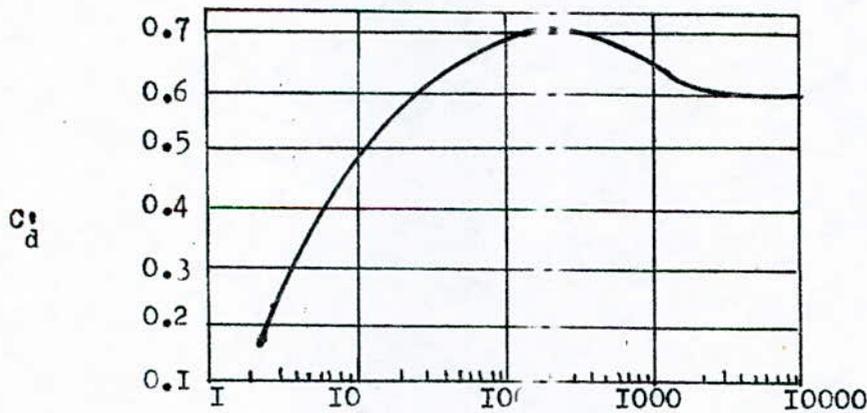


fig(1): Représentation d'une couche fluide  
 $\Delta P = P_1 - P_2$ : Perte de pression dans le lit

$z$  : Hauteur de la couche fluide  
 $u_0$  : Vitesse superficielle du gaz



fig(2): Perte de pression en fonction de la vitesse superficielle du gaz



fraction de vide  
 $f \approx 10\%$

fig(3): Coefficient d'orifice du distributeur en fonction du Reynolds.

Dans le cas intermédiaire et le plus général, on applique l'équation d'Ergun.

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \frac{(1 - \epsilon_{mf})^2}{\epsilon_{mf}^3} \frac{\mu u_{mf}}{(d_p)^2} + 1.75 \frac{(1 - \epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}} \frac{\rho_g u_{mf}^2}{d_p} \quad (6)$$

avec

$$\frac{\Delta P}{L} = (P_s - P_g) (1 - \epsilon_{mf}) \gamma \quad (7)$$

$\epsilon_{mf}$  : porosité au minimum de fluidisation

$P_s, P_g$  : masse volumique du solide et du gaz respectivement

$\mu$  : viscosité dynamique du gaz

$g$  : accélération de la pesanteur

$v, d_p$  : facteur de sphéricité et diamètre des particules

$u_{mf}$  peut être également déterminée expérimentalement à partir de la courbe  $\Delta P = f(u_0)$  établie en échelle logarithmique.

### II.2.2.- Vitesse terminale de chute libre

Elle est donnée à partir de l'équation suivante:

$$u_t^2 = \frac{4}{3} \frac{g (P_s - P_g)}{C_D} \quad (8)$$

où  $C_D$  est le coefficient de traînée, déterminé graphiquement par la courbe paramétrée donnée en annexe A1.

$$C_D \cdot \text{Rep}^2 = f(\text{Rep})$$

$$\text{où } \text{Rep} = \frac{d_p \rho_g u_t}{\mu} \quad (9)$$

$$\text{et } C_D \text{ Rep}^2 = \frac{4}{3} \frac{g (P_s - P_g)}{u_t^2} \quad (10)$$

Selon la valeur du Reynolds certaines valeurs du rapport de ces deux paramètres ont été proposées [2].

En effet nous avons:

$$\frac{u_t}{u_{mf}} = 91.6 \quad \text{pour } \text{Rep} < 0.4 \quad (11)$$

et

$$\frac{u_t}{u_{mf}} = 8.72 \quad \text{pour } \text{Rep} > 1000 \quad (12)$$

### II.3- Paramètres influençant la qualité de la fluidisation

La fluidisation nécessaire pour sa mise en oeuvre, un certain nombre de dispositifs et de composants qui constituent la technologie de cet intéressant système.

Un bon lit fluidisé est surtout caractérisé par:

- Une bonne distribution du gaz
- Un bon contact fluide-solide
- Une densité uniforme dans tout le lit

Parmi les facteurs influençant la qualité du lit, on notera:

- Le distributeur
- La vitesse du fluide
- La qualité des particules solides (résistance aux conditions de température imposées, ex: particules de silico-aluminate)
- La hauteur du lit

#### II.3.I- Le distributeur

La qualité de la fluidisation réalisée, dépend étroitement du type du distributeur utilisé à la base du lit fluidisé.

Le distributeur a pour rôles essentiels de :

- Soutenir la charge tout en évitant le passage du solide en son travers.
- Maintenir une bonne distribution du gaz dans toute la section du lit et pendant toute la durée de l'opération.
- Assurer un bon contact gaz-solide.
- Eviter la stagnation du solide en son voisinage.

a/ Le distributeur doit être choisi en fonction de la perte de charge admissible. Il doit opposer au passage du gaz une perte de charge non négligeable par rapport à la perte de charge à travers le lit lui-même. On estime généralement ces pertes [2]

$$\Delta P = \text{Max} ( 0,1 \Delta P_{\text{lit}} ) \quad (43)$$

b/ La structure du lit se rapprocher le plus possible d'un matériau fritté. Il doit présenter un grand nombre d'orifices par unité

d'aire ainsi qu'un pourcentage de vide ( $f_0$ ) compris entre 2% et 10% (2) où  $f_0$  est le rapport entre l'aire libre et l'aire totale du distributeur

$$f_0 = \frac{u_0}{u_{o2}} \quad (1)$$

où,  $u_0$ : Vitesse superficielle du gaz

$u_{o2}$ : Vitesse du gaz à travers un orifice du distributeur.

avec 
$$u_{o2} = C'_d \left( \frac{2gP}{d} \right)^{1/2} \quad (2)$$

$C'_d$ : Coefficient d'orifice déterminé à partir de la courbe

$$C'_d = f\left(\frac{u D}{\nu} = Re_d\right) \quad \text{pour } f_0 = 10\% \text{ représentée sur la}$$

figure (1).

D : diamètre du lit de particules.

### II.3.2- Choix de la vitesse de fluidisation

Bien que la meilleure manière d'estimer  $u_0$ , reste l'expérience, de nombreuses corrélations sont proposées dans la littérature pour la détermination et l'estimation de celle ci (3.2)

On retiendra seulement qu'en général:

$$2u_{mf} < u_0 < 5u_{mf}$$

et que  $u_0$  croît avec la taille et la masse volumique des particules solides.

### II.3.3- Hauteur du lit

La hauteur du lit fluidisé lui même a une influence importante sur la qualité et les propriétés de la fluidisation. Les grandes hauteurs de lit fluidisé favorisent l'apparition du pistonnage. Pour l'obtention d'une bonne fluidisation, plusieurs auteurs proposent une hauteur de lit fluide n'excedant pas le diamètre du lit surtout dans le cas de petits réacteurs (II).

### II.3.4- Influence de la nature et la taille des particules

Généralement, les particules utilisées dans un lit fluidisé, doivent être inertes vis à vis du ou des fluides utilisés, doivent bien résister à l'abrasion, aux chocs thermiques et mécaniques. Les particules doivent résister aux conditions de température imposées dans le lit fluidisé.

Dans la pratique, il n'est pas possible de créer des lits fluidisés en utilisant des particules trop fines ou trop grosses; Si les particules sont trop fines, l'entraînement est rapidement atteint Si elles sont trop grosses, leur vitesse minimale de fluidisation est trop proche de la zone de pistonnage.

Les bonnes dimensions pour les particules d'un lit fluidisé sont normalement comprises entre 0.04 mm (40microns) et 3mm (2.4).

### II.4- Avantages et limitations des lits fluidisés

Les lits fluidisés présentent des avantages notables du fait des propriétés qu'ils confèrent aux deux phases en présence, notamment, en ce qui concerne les échangeurs ou les appareils de traitement thermique qui ont pu être réalisés depuis quelques décennies.

En effet les lits fluidisés présentent les avantages suivant:

a/ La température est uniforme au sein du lit, ce qui permet de fixer une température constante d'un milieu réactionnel ou de traitement thermique.

b/ Réalisation d'échanges de chaleur très rapides entre le fluide et le solide. Ce qui permet d'avoir des installations de dimension limitée

c/ Un transfert rapide d'importantes quantités d'énergie, dans le cas de l'écoulement d'une suspension entre deux lits fluidisés (ex: régénération de catalyseur).

d/ Une importante surface de contact, ainsi que l'agitation permettent des réactions et des échanges rapides.

e/ Grâce au lit fluidisé, il est possible également de récupérer de façon plus complète l'énergie thermique des solides chauds ou des gaz chauds que ce soit dans le cas d'un réacteur ou d'un échangeur.

Toutefois le développement des lits fluidisés est freiné par un certain nombre d'inconvénients, tels que:

a/ Les particules solides friables sont entraînées par le fluide (courant gazeux) et doivent être remplacées. Il y a là une perte souvent onéreuse (catalyseur par exemple).

b/ Les tuyauteries, les réacteurs peuvent être sérieusement érodés par le passage des particules.

c/ L'homogénéité très prononcée des températures dans un lit fluidisé empêche la réalisation de contre-courant qui n'est possible que lorsqu'on dispose de plusieurs lits fluidisés en cascade.

d/ La fluidisation nécessite une importante quantité d'énergie afin de maintenir les particules en suspension.

Malgré tous les inconvénients cités et malgré le coût et la complexité des lits fluidisés un grand nombre d'applications a été réalisé dans les domaines les plus divers, les traitements thermiques, les échangeurs, les appareils de combustion ou de séchage, les réacteurs chimiques pétrochimiques ou encore biologiques.

Dans le domaine des réactions ou des échanges thermiques (à température relativement élevée) ce sont les gaz qui ont été largement mis en oeuvre comme fluide (fluidisation hétérogène).

### III- Transfert de chaleur en lit fluidisé

Les lits fluidisés ont été l'objet d'un grand intérêt depuis plusieurs années, intérêt justifié par des propriétés toutes particulières de transfert de chaleur et de masse.

Les échanges de chaleur en particulier, ont joué un rôle primordial dans leur développement. Ces échanges sont rendus très rapides aussi bien entre le fluide et les particules par mélange qu'entre le lit fluidisé et la paroi.

#### III.I- Moyens de chauffage

Nous rencontrons plusieurs méthodes de chauffage:

### III.I.1- Chauffage à l'aide de fluide chaud

La méthode la plus simple à réaliser est de chauffer le fluide qui doit servir à la fluidisation. Ce fluide peut être en fait soit l'air soit un gaz de combustion, de traitement ou de réaction.

Pour des particules fines (  $100\mu$  ) la vitesse de fluidisation étant faible, le débit d'air ou de gaz chaud sera faible et le chauffage avec un fluide chaud sera insuffisant. Il faudra en plus ajouter des résistances ou des tubes chauffants ou des solides portés à haute température dans le lit fluidisé ( II ).

### III.I.2- Résistances chauffantes

La colonne peut être chauffée à l'aide de résistances entourant la colonne car en fait une double paroi avec fluide circulant ne permet qu'une faible élévation de température. La colonne peut être donc chauffée par des résistances immergées ou placées dans les parois de la colonne figure ( 1 ). Le chauffage obtenu est intense et les résistances immergées peuvent être légèrement érodées par les particules mais sont à la même température du lit. Les résistances placées dans les parois confèrent une grande fiabilité au chauffage des lits fluidisés.

### III.I.3- Chauffage par tubes immergés

Les nombreuses expériences déjà effectuées sur les lits fluidisés ont montré que le coefficient de transfert de chaleur avec des tubes immergés verticalement ou horizontalement était supérieur à celui obtenu avec les parois des équipements des lits fluidisés.

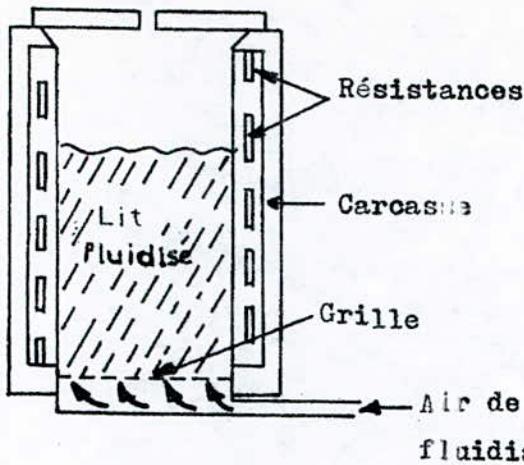
Des lits fluidisés ont donc été construits avec circulation dans les parois et dans les tubes immergés:

- d'eau chaude sous pression jusqu'à  $120^{\circ}\text{C}$
- de vapeur sous pression jusqu'à  $300^{\circ}\text{C}$
- de sels fondus ou de métaux fondus jusqu'à  $600^{\circ}\text{C}$

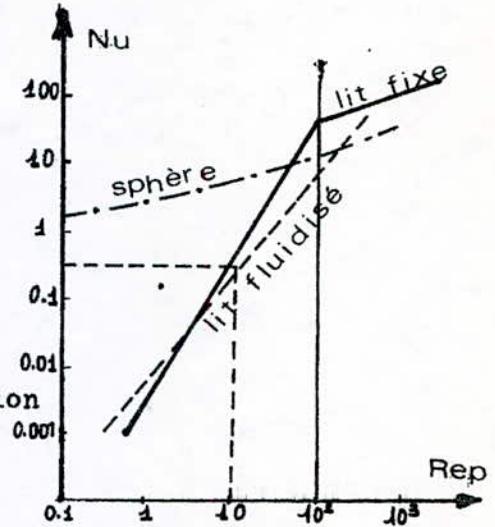
Toutefois, il faut admettre qu'il est assez délicat de chauffer un lit fluidisé de grande taille à haute température par une simple circulation de liquide.

### III.I.4- Conclusion

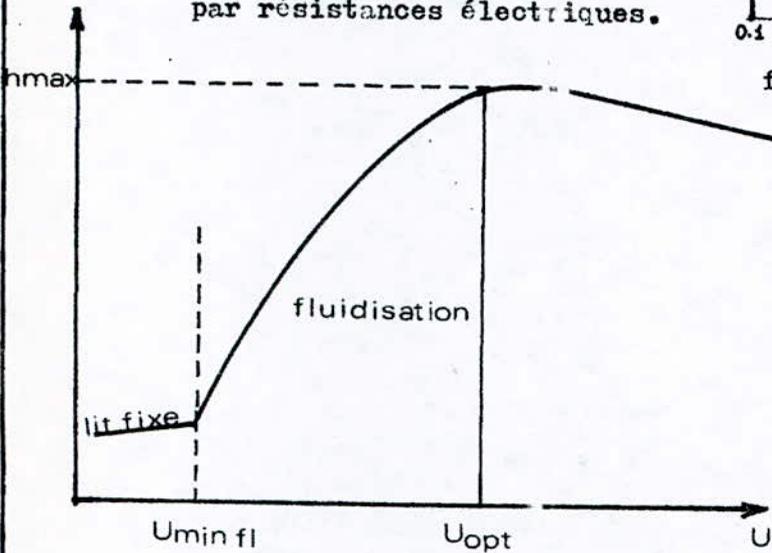
La constatation faite après les premières expériences et qui en fait a été vérifiée par plusieurs auteurs ( II ), est qu'à



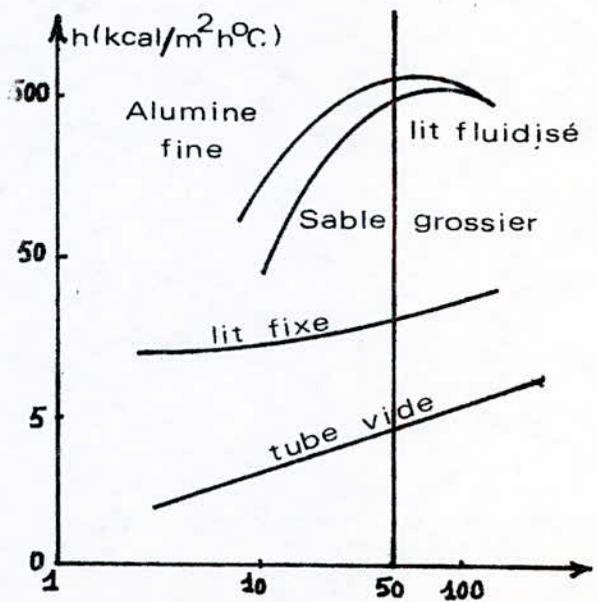
fig(4): Chauffage de lit fluidisé par résistances électriques.



fig(5): Relation entre Nu et Rep



fig(6)



fig(7)

l'intérieur du lit fluidisé, la température du fluide est à peu près constante et égale à celle des particules solides, sauf au voisinage de la grille, des parois ou des tubes immergés dans le lit.

Dans cette zone, d'une étendue très réduite, au voisinage des parois de l'appareil ou des tubes, s'établit dans le fluide un gradient de température très élevé.

L'intensité de l'échange gaz-solide s'explique par la grande turbulence des particules, la grande surface d'échange, l'impact des particules les unes sur les autres (qui détruit la couche limite isolante), la faible épaisseur des veines fluides entre les particules.

III.2- Etude des différentes limites des processus considérés

III.2.1- Hypothèses et paramètres de démarcation entre les différentes étapes

Soit un lit de particules chauffé à l'aide d'un fluide (gaz) chaud. Posons comme hypothèse que:

- l'écoulement est du type piston à travers le lit.
- le mélangeage est presque complet.

ainsi:

a/ Etape I:

Dans le cas d'un lit de hauteur suffisamment grande ( $Z \gg Z_a$ ) la température du gaz est égale à la température du solide. De plus le nombre adimensionnel,

$$O_I = u \cdot c_g \cdot d_p / h_{gs} \cdot Z (I - \epsilon) \longrightarrow 0 \quad (16)$$

- avec
- $d_p$  : diamètre des particules
  - $c_g$  : chaleur spécifique du gaz
  - $Z$  : hauteur du lit
  - $\rho_g$  : masse volumique du gaz
  - $h_{gs}$  : coefficient de transfert de chaleur entre particules solides et gaz.

b/ Démarcation entre les étapes 2 et 3

Dans ce cas nous faisons intervenir un nouveau nombre adimensionnel qui est le nombre de Biot

$$Bi = h_{gs} R_p / \lambda_s \quad (10)$$

où : Bi : nombre de Biot  
 $R_p$  : rayon des particules  
 $\lambda_s$  : conductibilité thermique des solides.

Nous avons pour :

- Bi < 0.25 : le gradient de température au sein de la particule interne peut ne pas être considéré, ce qui nous amène à négliger l'effet de la résistance interne.

- Bi > 20 : le problème interne (gradient de température important) est prépondérant. Le flux de chaleur reçu par le solide ne limite guère le processus.

c/ Démarcation entre les étapes I et 2

Nous considérons dans ce cas le nombre adimensionnel

$$O_2 = u c_g / g d^2 / \lambda_s Z (1 - ) \quad (11)$$

Quand  $O_2 < 0.5$  : nous revenons à la première étape.

En conclusion et vu l'intervalle de variation du nombre de Biot estimé à  $1 < Bi < 2$ , nous pouvons considérer l'hypothèse que la première étape est prépondérante dans notre cas.

III.3- Détermination des différents coefficients de transfert

III.3.1- Corrélations proposées dans la littérature

Dans l'optique de l'étude du transfert de chaleur en lit fluidisé, le coefficient de transfert de chaleur est une donnée importante sinon déterminante.

Dans le cas du transfert de chaleur gaz-solide dont le coefficient de transfert peut être déterminé à l'aide d'un bilan de chaleur, de nombreuses formules existent pour donner de façon rapide des valeurs de  $h_{gs}$ .

La plus intéressante semble être celle de Heertjes et Mc Kibbins ( II )

$$h_{gs} = 1.31 \left( \frac{d \cdot G}{\eta} \right)^{0.76} \quad (19)$$

où:

$d$  : diamètre moyens des particules

$G$  : flux massique de gaz

$\eta$  : viscosité du gaz

Le coefficient de transfert de chaleur  $h_{gs}$  est une fonction croissante en fonction du débit de gaz. Il augmente avec la présence de grains dans le courant gazeux ( II ).

Dans un lit fluidisé, il y a échange de chaleur avec le milieu extérieur, à travers la paroi de l'appareil de fluidisation. Il est possible de définir, comme pour le coefficient interne de transfert de chaleur  $h_{gs}$ , un coefficient de transfert suspension-paroi  $h_{sp}$ . La quantité de chaleur échangée à travers la paroi est :

$$Q = h_{sp} S t \Delta T \quad (20)$$

$\Delta T$  : Différence de température entre le lit fluidisé et la paroi.

$t$  : durée de l'échange.

Les expériences de Baerg et Leva ( II ), avec des particules d'alumine fines ( $d=100\mu$ ) et avec des grains de sable plus grossiers ( $d=320\mu$ ) placés dans un tube, démontrent la grande originalité de la fluidisation.

Ainsi un tube de 3 cm de diamètre et de 10 cm de long, le coefficient de transfert de chaleur à travers la paroi est donné par la formule:

$$\frac{h_{sp} d}{\lambda_g} = 1.75 \left( \frac{G \cdot c}{\lambda_g Z} \right)^{1/3} \quad (21)$$

La figure ( 5 ) illustre les résultats trouvés.

a/ Pour des flux massiques de l'ordre de  $50 \text{ g/h cm}^2$ , le coefficient de transfert de chaleur  $h_{sp}$  est de l'ordre de  $5 \text{ kcal/h } ^\circ\text{C m}^2$  si le tube ne contient que le gaz (air) sans particules solides.

b/ Si des particules solides sont introduites dans le tube pour constituer une masse immobile en lit fixe,  $h_{sp}$  est de l'ordre de 25 kcal/m<sup>2</sup>°C h.

c/ Enfin si la fluidisation est appliquée, toujours avec le même flux massique de gaz,  $h_{sp}$  est de l'ordre de 100 à 500 kcal/h°C m<sup>2</sup>.  $h_{sp}$  augmente nettement quand le débit d'air et sa vitesse augmentent mais jusqu'à une certaine valeur figure (4).

Le transfert de chaleur entre le gaz et une particule unique a été décrit par Ranz et Marshall (2). Le coefficient de transfert de chaleur, entre une sphère de diamètre  $d_p$  et un fluide à travers lequel elle se déplace avec une vitesse relative  $u_o$ , est donné par l'expression:

$$Nu = \frac{h_{gs} d_p}{\lambda_g} = 2 + 0.6 Re^{1/2} Pr^{1/3} \quad 60 < Re_p < 500 \quad (22)$$

Une autre expression dans un plus grand domaine est donné par Rowe (12)

$$Nu = 2.0 + 0.69 Re_p^{1/2} Pr^{1/3} \quad 20 < Re_p < 2000 \quad (23)$$

Dans les lits fixes le transfert de chaleur est décrit par la relation suivante:

$$Nu = 2 + 1.8 Re_p^{1/2} Pr^{1/3} \quad Re_p > 100 \quad (24)$$

Bien qu'une variété de techniques fût utilisée par les chercheurs, les résultats forment un ensemble consistant et montrent clairement que pour  $Re < 100$ , le nombre de Nusselt décroît brusquement au dessous de la valeur pour une sphère, figure (5) dans un milieu infini où  $Nu = 2$ .

Sur des lits fluidisés, les résultats de multiples expériences, de caractéristiques variées montrent que pour  $Re \approx 100$  la valeur de  $Nu$  en lit fluidisé en fonction du nombre de Reynolds, est peu différente de celle de  $Nu$  en lit fixe, mais légèrement inférieur en général. La formule correspondante serait

$$Nu = 0.03 Re_p^{1/3} \quad (25)$$

Nous nous reporterons à la figure (6) donnant  $h = f(u)$ . La surface de contact particule-gaz joue un rôle très important et permet des transferts thermiques très intenses ce qui donne des coefficients de transfert très élevés.

III,3.2- Bilan de chaleur

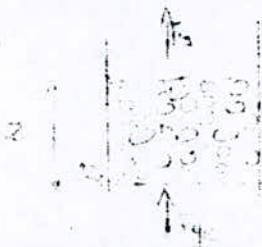
La hauteur de la zone active  $Z_a$ , dans laquelle le changement de la température du fluide est complet, dépend de :

- La vitesse du fluide
- La taille des particules
- La densité
- Des caractères géométriques du lit
- La présence d'objets solides dans cette zone
- La construction du distributeur (qui est un moyen influençant

la formation de bulles de gaz et donc des conditions hydrodynamiques dans la hauteur  $Z_a$ .

En supposant que les particules solides sont bien mélangées (leur température  $T_s$  est donc constante) et que l'écoulement du fluide est du type piston, nous obtenons une relation concernant l'évolution de la température du gaz  $T_g$  en fonction de la hauteur du lit  $Z$ .

Ecrivons le bilan de chaleur sur un élément de colonne  $dZ$  :



Chaleur cédée par le fluide - Chaleur prise par les particules

En négligeant les pertes de chaleur dues aux parois.

$$C_g G dT_g = h_{gs} a (T_g - T_s) dZ \quad (23)$$

où  $G$  : Débit massique par unité de surface ( $kg/m^2 s$ )  
 $a$  : Surface spécifique de la couche ( $m^2/m^3$ )

En intégrant l'équation (23) nous obtenons :

$$\ln \frac{T_g - T_s}{T_{g0} - T_s} = - \frac{h_{gs} a}{G C_g} Z \quad (24)$$

$T_{g0}$  : Température du gaz à l'entrée du lit

La pente de la droite (variation de la température à travers le lit en fonction de la hauteur) en échelle semi-logarithmique, peut donner la mesure du coefficient de transfert de chaleur gaz/particule.

En supposant, qu'après une réduction de 20 fois la différence de température initiale ( $T_{ge} \rightarrow T_s$ ), le transfert de chaleur est pratiquement complet. La hauteur requise de la zone active ( $Z = Z_a$ ) est obtenue à partir de l'équation (3)

$$\frac{Z_a}{d} = \frac{0.5}{1-\epsilon} St^I = \frac{0.5 Re Pr}{(1-\epsilon) Nu} \quad (27)$$

où  $St$  : nombre de Stanton

$Pr$  : nombre de Prandtl

En considérant la valeur  $(Nu)_{min} = 2$ , pour l'air et un gaz diatomique ( $Pr = 0.72$ ) avec une marge d'erreur:

$$\frac{Z_a}{d} \approx 0.18 \frac{Re}{1-\epsilon} \quad (28)$$

Certains cas, pour des faibles valeurs du  $Re$  typiques aux lits fluidisés la hauteur  $Z_a$  excède rarement quelques dizaines de fois le diamètre des particules ( $Z_a < 10 d_p$ ).

En pratique  $Z_a$  est de l'ordre de quelques mm à quelques cm et est inférieur à la hauteur de travail  $Z$ ; voir nos résultats expérimentaux.

#### -Détermination du coefficient de transfert gaz-solide

Dans le cas où  $Z > Z_a$ , nous établissons les hypothèses suivantes:

- Nous supposons les pertes de chaleur dues aux parois négligeables.
- L'écoulement du gaz est du type piston
- Le mélangeage des particules est parfait
- La température du solide est égale à la température du lit

Nous écrivons:

(chaleur cédée par le gaz) = (chaleur prise par les particules)

Considérons un élément de colonne  $dZ$

$$-C_g G \frac{dT_g}{g} = h_{gs} a (T_g - T_s) dZ \quad (30)$$

où

$G$  : Flux massique de fluide ( $\text{kg}/\text{m}^2 \text{ s}$ )

$C_g$  : Capacité calorifique du gaz

$T_g$  : Température du gaz

$T_s$  : Température du solide = Température du lit

$a$  : Surface spécifique de la couche = ( surface du solide par unité de volume du lit  $\text{m}^2/\text{m}^3$  ).

La surface de contact entre fluide et solide est définie ainsi

$$a = S_{\text{solide}} \cdot (1 - \epsilon) = \frac{6}{d_p} (1 - \epsilon) \quad (31)$$

$S_{\text{solide}}$  : Surface spécifique du solide

d'où

$$a = \frac{6(1 - \epsilon)}{d_p} \quad (32)$$

En supposant les particules sphériques, l'intégration de l'équation (30)

$$\ln \frac{T_g - T_s}{T_g e^{-\frac{h_g a}{G C_g}} - T_s} = \dots \frac{h_g a}{G C_g} Z \quad (Z < Z_a) \quad (33)$$

La pente de la droite de la variation de la température à travers le lit en fonction de la hauteur en échelle semi-logarithmique, peut donner la mesure du coefficient de transfert de chaleur (gaz-solide).

-Détermination du coefficient de transfert suspension-paroi

Dans le cas où  $Z > Z_a$ , nous établissons les hypothèses suivantes:

-La température du gaz est égale à celle du solide

$$T_g = T_s = \text{température de la suspension.}$$

-Le profil de température à la paroi est parallèle au profil longitudinal de température de la suspension.

La puissance électrique reçue par la suspension s'écrit:

$$P = G C_g (T_{ss} - T_{se}) = II D \Sigma h_{sp} (\bar{T}_p - \bar{T}_s) \quad (34)$$

où  $T_{ss}$  et  $T_{se}$  : température à la sortie et à l'entrée du lit.

Nous en déduisons le coefficient de transfert de chaleur  $h_{sp}$  :

$$h_{sp} = \frac{G C_g (T_{ss} - T_{se})}{II D Z (\bar{T}_p - \bar{T}_s)} \quad (35)$$

Ann. Re. 21

### III.3.3- Profils radial et longitudinal de température

Dans le cas des lits fluidisés (II), la répartition des températures dans une section du lit montre qu'elles sont à peu près constantes (à 1 ou 2°C près) sauf au voisinage des parois. Il existe un fort gradient de température au voisinage de la paroi et le gradient n'intéresse qu'une couche très faible (épaisseur  $e$ ) figure (8).

Tout se passe comme si, en dehors de la zone  $e$ , l'appareil était rempli d'un fluide homogène et très bon conducteur.

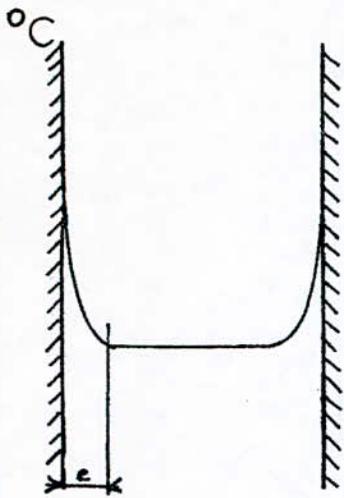
Dans le voisinage de la paroi, les chocs des particules sont peu nombreux et le mouvement du gaz est laminaire. Les échanges de chaleur entre paroi et grains solides s'effectuent essentiellement par conductibilité du gaz;

$$\text{On a alors:} \quad h = \frac{\lambda_g}{e} \quad (36)$$

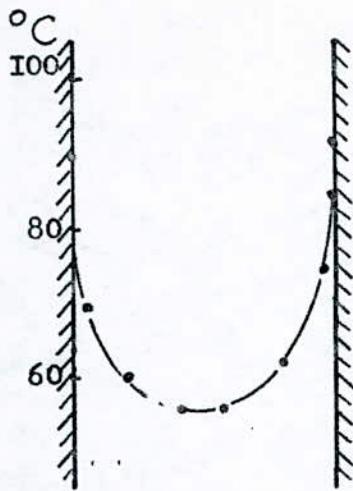
où,  $\lambda_g$  : conductibilité du gaz

Dans le cas des lits transportés (IO) nous donnons à titre indicatif seulement, un exemple de profils radial et longitudinal sur la figure (9)  
(10 11 12)

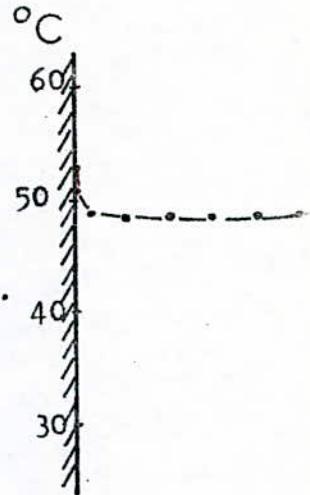
Dans la partie expérimentale qui suit, nous avons donné les caractéristiques de nos particules ainsi que la détermination des différents profils de température radial et longitudinal et enfin les différents coefficients de transfert de chaleur, gaz-paroi, gaz-solide, et suspension-paroi.



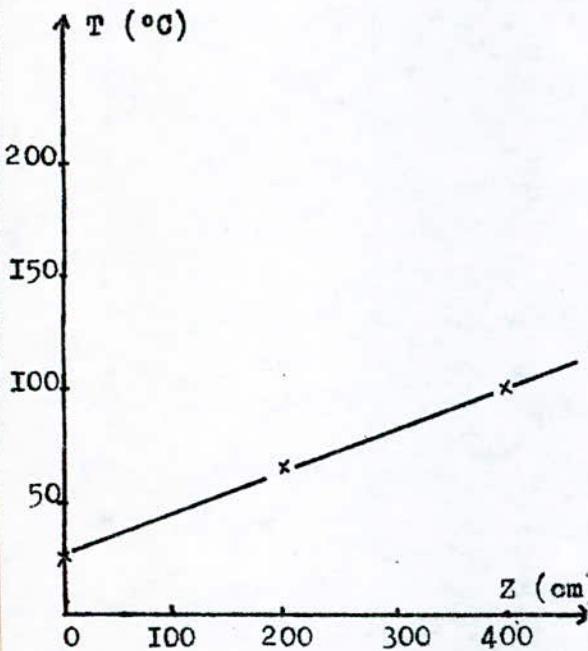
fig(8): Gradient de température dans le cas des lits fluidisés.



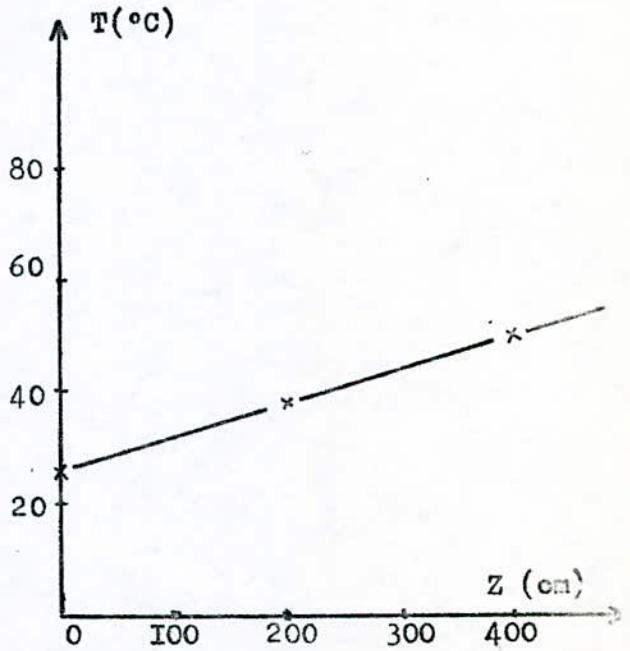
fig(9): Profil radial dans le cas de l'écoulement du gaz seul.



fig(10): Profil radial de température dans le cas de la suspension.



fig(11): Profil longitudinal dans le cas de l'écoulement du gaz seul.



fig(12): Profil longitudinal dans le cas de la suspension.

# **PARTIE EXPERIMENTALE**

IV Caractéristiques des particules

IV 1 Diamètre et distribution granulométrique des particules

La méthode utilisée est le tamisage.

La quantité de produit retenue dans chaque tamis permet de déterminer le pourcentage de produit ayant un diamètre compris entre les diamètres des ouvertures des tamis au dessus et au dessous .

On définit un diamètre  $d_p$  des particules de sphère équivalente ayant la même surface que la particule telle :

$$d_p = \frac{\sum x_i}{\sum \frac{x_i}{d_i}}$$

ou  $x_i$  : pourcentage massique du produit recueilli ayant un diamètre

Les résultats obtenus sont les suivants :

Produits	Billes de verre	Catalyseur
$d_p$ en mm	1.953	1.681

D'autres méthodes permettent de déterminer la taille des particules : papier millimétré ou pied à coulisse

IV 2 Facture de sphéricité

Les particules utilisées sont supposées sphériques, le facteur de sphéricité de I. Par contre, si les particules ne sont pas sphériques, le diamètre moyen serait le diamètre de la sphère équivalente. La mesure pouvant être faite au microscope. Le coefficient de sphéricité étant défini par

$f_v = \frac{\text{diamètre de la sphère équivalente}}{\text{diamètre mesuré au microscope}}$

$f_s = \frac{\text{surface de la sphère ayant même volume que le grain}}{\text{surface du grain}}$

	Billes de verre	Catalyseur
$f_v$	1	1

IV 3 Masse volumique des produits

La mesure de la masse volumique des produits peut être déterminée de différentes manières. Selon l'objectif du travail. Dans notre cas le pycnomètre simple a été utilisé.

Les résultats expérimentaux sont:

Produit	$\rho_s$
Billes de verre	2,579 g/cm <sup>3</sup>
Catalyseur	0,774 g/cm <sup>3</sup>

Porosité du lit fixe

La porosité est définie comme étant:

$$e = \frac{\text{volume du vide}}{\text{volume total}} = \frac{V_v}{V_r}$$

	Billes de verre	Catalyseur
$e$	0,405	0,440

IV 5 Etude de la fluidisation des particules

L'appareillage utilisé pour cette étude est celui de la fluidisation en phase gazeuse E.I.V.S, le schéma et les résultats expérimentaux seront donnés en annexe A1. La pression de travail est de 1 bar au dessus de l'atmosphère

La vitesse minimale de fluidisation  $u_{mf}$  est telle que la perte de pression du lit équilibre le poids apparent du solide par unité de surface.

Le poids apparent du solide est :

$$S Z_f (\rho_s - \rho_g) (1 - e_{mf}) g \quad (3*)$$

ou:

$Z_f$  = hauteur au minimum de fluidisation

$S$  = Section

$e_{mf}$  = Porosité ou minimum de fluidisation

par unité de surface, son poids est donc:

$$Z_f (\rho_s - \rho_g) (1 - e_{mf}) g \quad (3*)$$

En régime laminaire, la perte de pression s'exprime:

$$\Delta P = Z_f \times 36 \times \eta \times \frac{(1 - e_{mf})^2}{e_{mf}^3} \mu_{mf} \quad (3*)$$

ou:  $h_c$  = constante de KOZENY

EN égalant (38) et (39) on obtient:

$$u_{mf} = \frac{v_c^2 d_p^2 \rho_p^3 (\rho_s - \rho_f) g}{150 \eta (1 - \epsilon_{mf})} \quad (40)$$

Ceci est valable en régime laminaire.

Il est nécessaire de calculer la valeur du critère de Reynolds correspondant

Si elle est trop élevée, il faudra utiliser alors l'équation d'Ergun et prendre la racine de l'équation du second degré correspondante.

$$\frac{\Delta P}{Z} = 150 \frac{(1 - \epsilon_{mf})^2}{\epsilon_{mf}^3} \frac{\eta}{(4r d_p)^2} u_{mf} = 175 \frac{1 - \epsilon_{mf}}{\epsilon_{mf}^3} \frac{\rho_f}{4 d_p} u_{mf}^2 \quad (41)$$

$$\frac{\Delta P}{Z} = (\rho_s - \rho_f) (1 - \epsilon_{mf}) g \quad (42)$$

On a obtenu:

Produits	$u_{mf}$ expérimentale	$u_{mf}$ théorique
Billes de verre	1.30 m/s	1.8 m/s
Catalyseur	0.33 m/s	0.41 m/s

#### IV 6 Vitesse maximale de fluidisation

On assimile la vitesse minimale de fluidisation à la vitesse terminale de chute libre en effet ; considérons une particule de diamètre  $d_p$ , un gaz incompressible ascendant de vitesse  $u_f$  constante.



Ecrivons le bilan des forces sur une particule un:

Poids apparent:  $P = \frac{\pi}{6} d_p^3 (\rho_s - \rho_f) g \quad (43)$

Force de traînée:  $F_T = \frac{1}{2} C_D \rho_f u_f^2 \Omega \quad (44)$

$$F_T = \frac{1}{2} C_D \rho_f (u_f - u_s)^2 \frac{\pi d_p^2}{4} \quad (45)$$

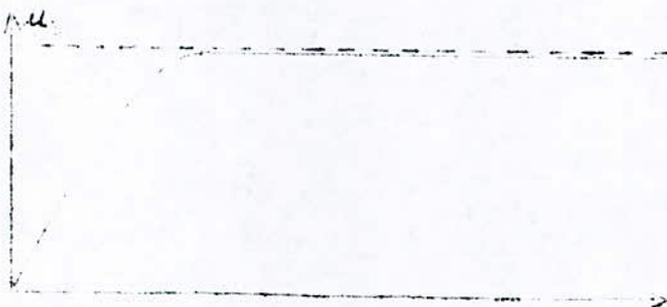
$L$  : maître coupe de l'obstacle

$u_r$  : vitesse relative =  $u_g - u_s$

$u_g, u_s$  : respectivement vitesse du gaz et du solide

$C_D$  : coefficient de traînée

Un cas particulier où  $u_g = 0$ , la vitesse  $u_s$  est égale à la vitesse terminale de chute libre.



Nous avons  $\Sigma \vec{F} = m \cdot \vec{\gamma}$  ..... (46)

$$m \frac{du_s}{dt} = \frac{\pi \cdot d_p^3}{6} (\rho_s - \rho_g) g - \frac{1}{2} C_D \rho_g \frac{\pi d_p^2}{4} u_s^2 \quad (47)$$

La vitesse terminale de chute libre est donnée par :

$$0 = \frac{\pi d_p^3}{6} (\rho_s - \rho_g) g - \frac{1}{2} C_D \rho_g \frac{\pi d_p^2}{4} u_t^2 \quad (48)$$

d'où  $u_t^2 = \frac{4}{3} \frac{d_p (\rho_s - \rho_g) g}{C_D \rho_g}$  (49)

Le coefficient de traînée  $C_D$  dépend du régime d'écoulement. Pour cela on définit un nombre adimensionnel  $X$  fonction de  $d_p$  tel que :

$$X = C_D Re_F^2 \quad (50)$$

$$\text{où } Re_F = \frac{\rho_g u_t d_p}{\eta} \quad (51)$$

donc :

$$X = \frac{4}{3} \frac{(\rho_s - \rho_g) g d_p^3}{\eta^2} = f(d_p) \quad (52)$$

Nous trouvons :

$f$ constant	$u_t$ (m/s)
Billes de verre	14.32 m/s
Catalyseur	5.14 m/s

Tableau récapitulatif:

Produits	$d_p$ (mic)	$4v$	$f_s$ ( $\mu\text{g}/\text{m}^3$ )	$U$ (m/s)	$U_t$ (m/s)
P. strept. rose	1.952	1	2.279	1.8	13.32
Castibysum.	1.681	1	0.774	0.47	5.14

## V-L'installation techniques de mesure.

L'étude expérimentale a porté d'une part sur la conception et la réalisation d'une petite installation de transfert de chaleur en lit fixe et fluidisé et d'autre part sur des essais de transfert de chaleur; gaz seul et gaz-particule.

### V. I - Appareillage

L'installation réalisée nous permet:

- ⊕ d'avoir une bonne couche fluidisée
- de mesurer les débits d'air (C)
- La mesure ainsi que le réglage des différentes températures.
- de relever les différentes pertes de pression à travers la couche et à travers le distributeur.

### V. I. I-Description de l'installation

Le schéma de la figure(1) nous montre l'ensemble de l'installation. Le principe général étant de fluidiser des particules solides (Verre, catalyseur R II) par du gaz chaud.

La colonne étudiée a 69.4 cm de haut et un diamètre intérieur de 10 cm. L'alimentation en air est simple; le débit d'air froid arrivant du compresseur (I) est réglé à l'aide de 2 détendeurs en série (2). Le manomètre (3) placé juste après le détendeur, nous permet de régler la pression de travail désirée. L'air froid passe à travers un diaphragme (6) et peut être réglé à l'aide de la vanne (4). L'air passe ensuite dans un cylindre métallique (10) muni d'une première plaque perforée (12) lui permettant une meilleure répartition et servant de support à la résistance (II) dont la puissance est réglée par un ensemble d'interrupteurs et d'un rhéostat (13) pour une meilleure répartition de l'air chaud, une deuxième plaque en forme d'ailettes (14) a été placée en haut du cylindre métallique. La distribution de l'air dans la couche fluidisée est assurée par une troisième plaque perforée qui est le distributeur (15).

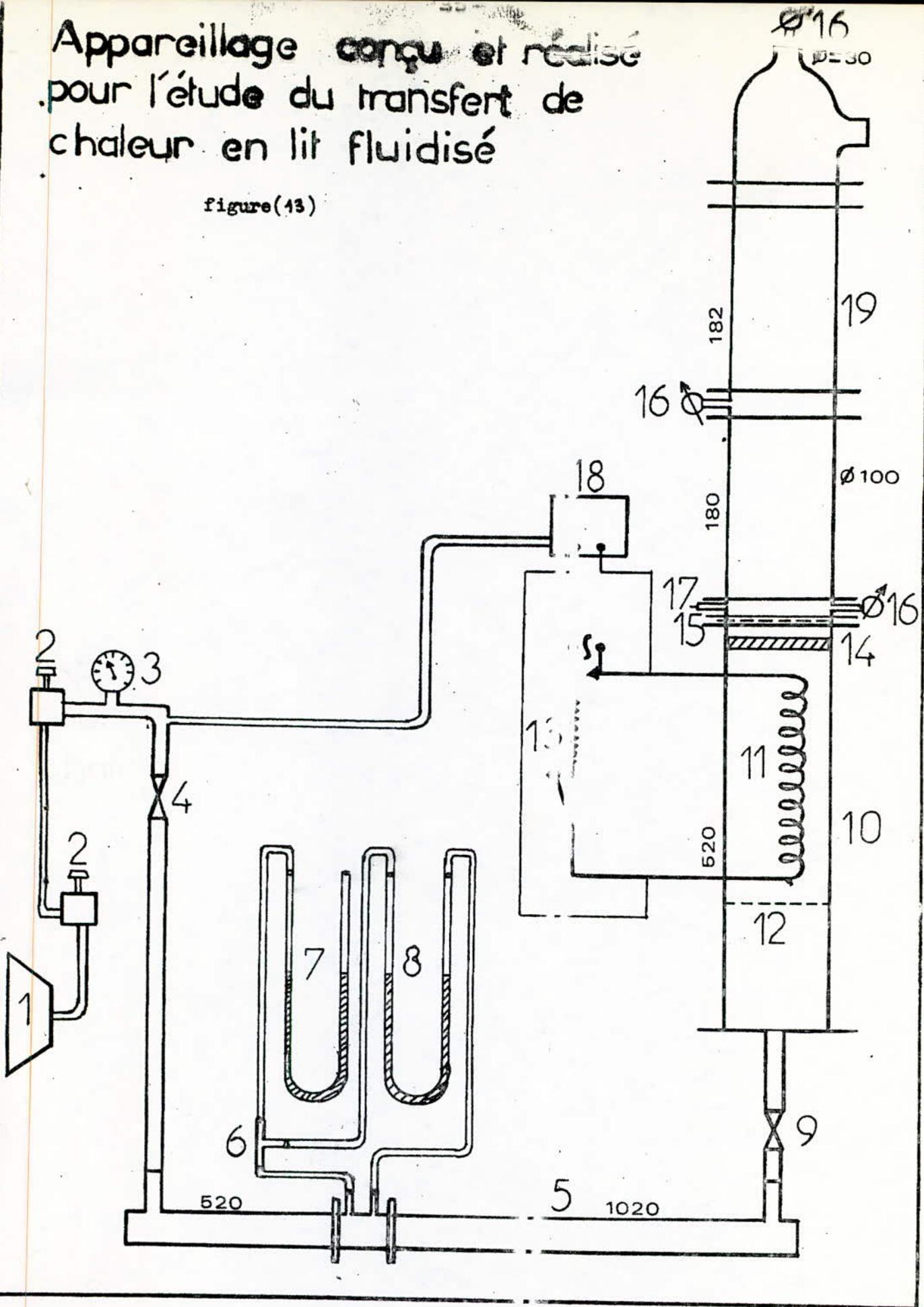
Les profils des différentes températures ainsi que des différentes pertes de pression sont relevés respectivement au moyen de thermistances (16) et de manomètre à liquide dans les conditions opératoires (17).

En cas d'une surpression ou d'une mauvaise ventilation, un système de sécurité coupe le chauffage (contacteur à mercure).

Annexe

# Appareillage conçu et réalisé pour l'étude du transfert de chaleur en lit fluidisé

figure(13)



- I- Compresseur
- 2- Détendeur
- 3- Manomètre
- 4- Vanne
- 5- Diaphragme
- 6- Té
- 7- Manomètre indiquant la pression d'entrée au niveau du diaphragme
- 8- Manomètre indiquant la perte de pression au niveau du diaphragme
- 9- Vanne
- 10- Section d'homogénéisation et de chauffage
- 11- Élément chauffant
- 12- Plaque perforée
- 13- Interrupteurs
- 14- Plaque en tôle d'acier
- 15- Distributeur
- 16- Thermistances
- 17- Prise de pression
- 18- Élément de contrôle
- 19- Colonne de fluidisation

a/ Les distributeurs

Vu l'importance de ces éléments en ce qui concerne la qualité de la fluidisation donc de l'échange de chaleur et de matière, la réalisation ou le choix de ceux ci doit se faire le plus rigoureusement possible.

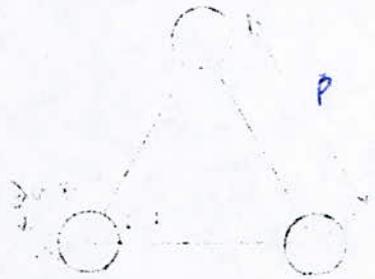
La deuxième plaque se trouvant dans le cylindre métallique a été réalisée en forme d'ailettes dont les entailles sont de 25mm de façon à ce qu'il puisse être travaillé figure ( ) annexe (A2)

Quant au matériau, on a choisi de la tôle d'acier du fait de sa disponibilité et de la résistance à la chaleur.

La troisième plaque qui est réellement le distributeur sert de support au lit de particules. Ses principales caractéristiques sont:

- le pourcentage de vide  $\epsilon$
- le diamètre des orifices
- l'épaisseur
- la nature du matériau

la maille du distributeur utilisée est un triangle équilatéral dont le pas est p Kunii Levenspiel ( 2 )



$$P_{\text{distributeur}} = 0.1 P_{\text{lit}}$$

Le diamètre des orifices devant être petit, on a choisi :

$$d_{or} = 1 \text{ mm}$$

$$p = 3.6 \text{ mm}$$

L'épaisseur du distributeur est de 2mm de façon que celui ci puisse supporter la masse de la charge et présenter une bonne rigidité.

Le distributeur choisi est en laiton du fait de sa disponibilité et même de sa couvenance aux conditions opératoires.

b/ chauffage de l'air

L'air est chauffé au moyen d'un élément chauffant constitué par deux résistances isolées par des réfractaires.

La puissance de chauffe maximale est de 1352 W pour l'ensemble de l'élément chauffant donc de 1352 W pour chacune des résistances étant donné qu'elles sont identiques.

a/ Les distributeurs

Vu l'importance de ces éléments en ce qui concerne la qualité de la fluidisation donc de l'échange de chaleur et de matière, la réalisation ou le choix de ceux ci doit se faire le plus rigoureusement possible.

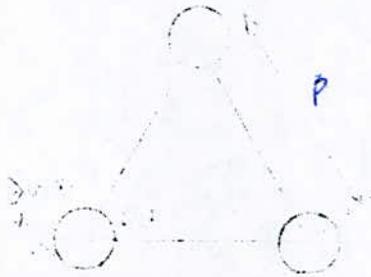
La deuxième plaque se trouvant dans le cylindre métallique a été réalisée en forme d'ailettes dont les entailles sont de 25mm de façon à ce qu'il puisse être travaillé figure( ) annexe (A2)

Quant au matériau, on a choisi de la tôle d'acier du fait de sa disponibilité et de la résistance à la chaleur.

La troisième plaque qui est réellement le distributeur sert de support au lit de particules. Ses principales caractéristiques sont:

- le pourcentage de vide  $f_v$
- le diamètre des orifices
- l'épaisseur
- la nature du matériau

la maille du distributeur utilisée est un triangle équilatéral dont le pas est p Kunii Levenspiel ( 2 )



$$P_{\text{distributeur}} = 0.1 P_{\text{lit}}$$

Le diamètre des orifices devant être petit, on a choisi :

$$d_{or} = 1 \text{ mm}$$

$$p = 3.6 \text{ mm}$$

L'épaisseur du distributeur est de 2mm de façon que celui ci puisse supporter la masse de la charge et présenter une bonne rigidité.

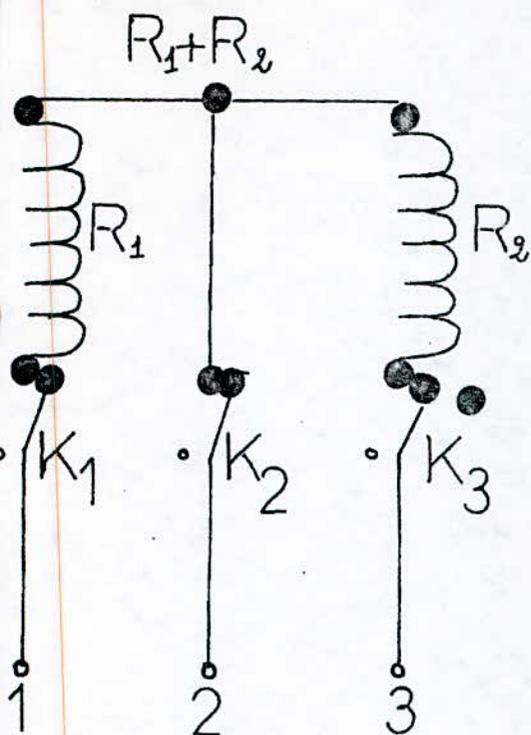
Le distributeur choisi est en laiton du fait de sa disponibilité et même de sa couvenance aux conditions opératoires.

b/ chauffage de l'air

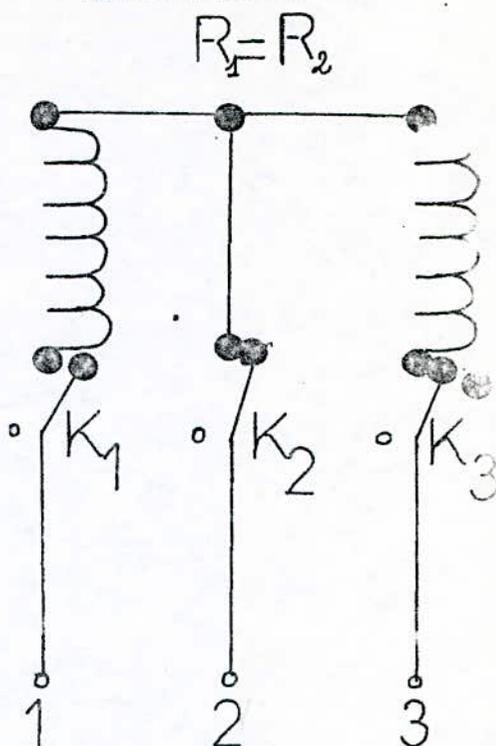
L'air est chauffé au moyen d'un élément chauffant constitué par deux résistances isolées par des réfractaires.

La puissance de chauffe maximale est de 2704 W pour l'ensemble de l'élément chauffant donc de 1352 W pour chacune des résistances étant donné qu'elles sont identiques.

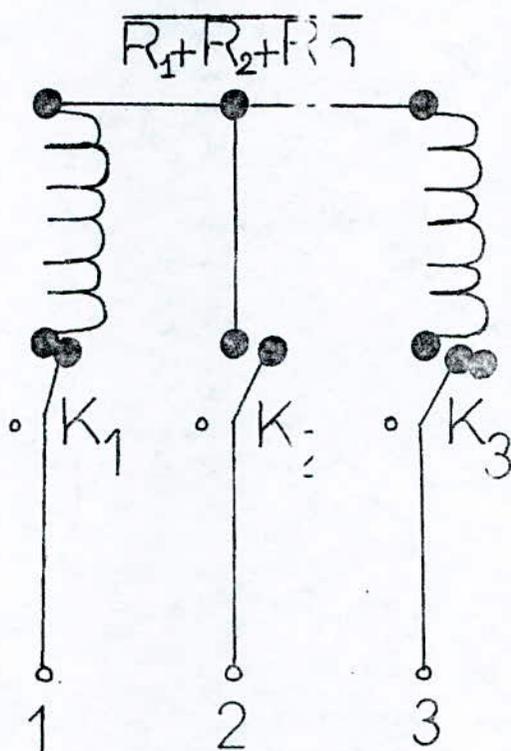
TEMPERATURE I



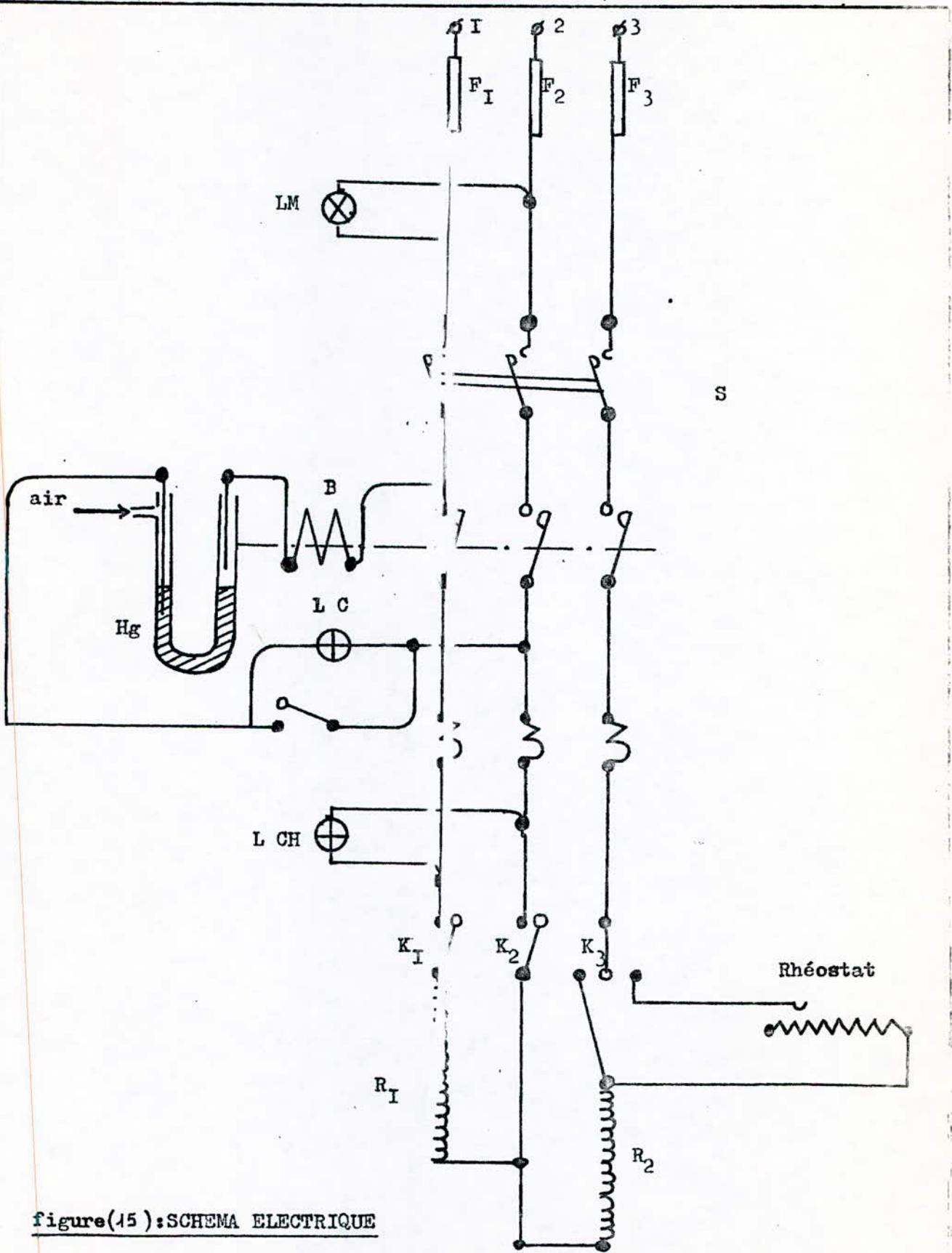
TEMPERATURE 2



TEMPERATURE 3



figure(14): Schéma taillé de l'élément chauffant.



figure(45):SCHEMA ELECTRIQUE

Les deux phases sont reliées à un neutre. La différence de potentiel entre une des phases et le neutre est de 130 V. Le schéma (14) nous présente les différentes températures pouvant être obtenues lors de nos manipulations. A la deuxième résistance est reliée un Rheostat nous permettant de faire varier la température. Si au cours de nos manipulations, les résistances chauffent, une lampe L.C.H. nous le signale. Le corps chauffant est relié à un relai magnétothermique qui est en fait d'après un système de protection contre les surintensités et sous intensités. Le relai magnéto-thermique est constitué d'un relai magnétique agissant instantanément pour une forte intensité et d'un relai thermique agissant pour une faible intensité avec un retard de plusieurs secondes; Un système de Régulation et élément de sécurité a été mis au point. Il est constitué d'un manomètre à mercure dans lequel un premier fil électrique est plongé. Le deuxième fil, par contre, ne l'est pas. Ces deux fils sont reliés à un disjoncteur à soufflage magnétique. Une bobine parcourue par le courant du circuit crée un champ magnétique, qui au moment de la rupture, allonge l'arc jusqu'à le couper.

Au niveau du manomètre, se trouve une arrivée d'air qui provoque le déplacement du mercure jusqu'au contact avec le deuxième fil, ce qui assure le bon fonctionnement du système. Une mauvaise ventilation nous est signalée grâce à la lampe L.C. Tout le système est relié au disjoncteur général. Le passage de courant et la mise sous tension du système nous sont indiqués grâce à la lampe L.H. figure (15)

## V. 2 Techniques de mesure

Les techniques expérimentales choisies sont caractérisées par leur simplicité

### V. 2.1 Mesure de pression

Deux problèmes se posent en lit fluidisé pour la mesure des pressions

-les fluctuations de la pression peuvent être importantes

-les tubes de raccordement aux manomètres peuvent être bouchés par

les particules utilisées et à cet effet nous avons utilisé des filtres au niveau de la prise de pression Annexe A(2), figure ( ).

Les différentes pressions que ce soit à l'entrée du lit ou à l'entrée du diaphragme sont relevées au moyen d'un manomètre à mercure en forme de V convenant aux conditions opératoires.

V 2.2 Mesure des débits d'air

Elle se fait à l'aide d'un diaphragme dont l'ouverture est de 11,6 cm.

On trouvera la couche d'étalonnage en annexe A3

L'étalonnage est réalisé grâce à un débit mètre (tube RGM 253 flotteur débit max = 16,5 l/h d'air) le principe est le suivant : nous faisons varier l'ouverture de la vanne placée avant le débit mètre, et en fonction du débit d'air indiqué on lit la perte de pression au niveau du diaphragme et la pression d'entrée au niveau de celui-ci. Deux manomètres à mercure sont reliés aux deux orifices du diaphragme. La source principale d'air provient d'un compresseur pouvant travailler à une pression de 18 bars et débitier environ 60 l/h

La stabilité du débit d'air est assurée par deux détendeurs. Le deuxième règle l'arrivée d'air à l'installation (0,6 bars)

Le diaphragme a été préféré à un rotamètre, car la stabilité des flotteurs aux débits mesurés est médiocre.

Le débit d'air chaud entrant dans le lit est déterminée comme suit :

on a conservation de la masse

$$(Q_v)_{\text{froid}} = (Q_v)_{\text{chaud}} \tag{52}$$

$$(Q_v)_{\text{chaud}} = (Q_v)_{\text{froid}} \frac{\text{air froid}}{\text{air chaud}} \tag{54}$$

dans nos calculs, nous considérons le débits massiques.

Concernant la masse volumique de l'air, la température et la pression la définissent on appliquant l'équation de gaz parfaits.

$$\rho_g = 0.003485 \frac{P}{T} \tag{55}$$

$$\rho_g (g/l) = \rho_g (g/h) x$$

V 2.3 Mesure de température

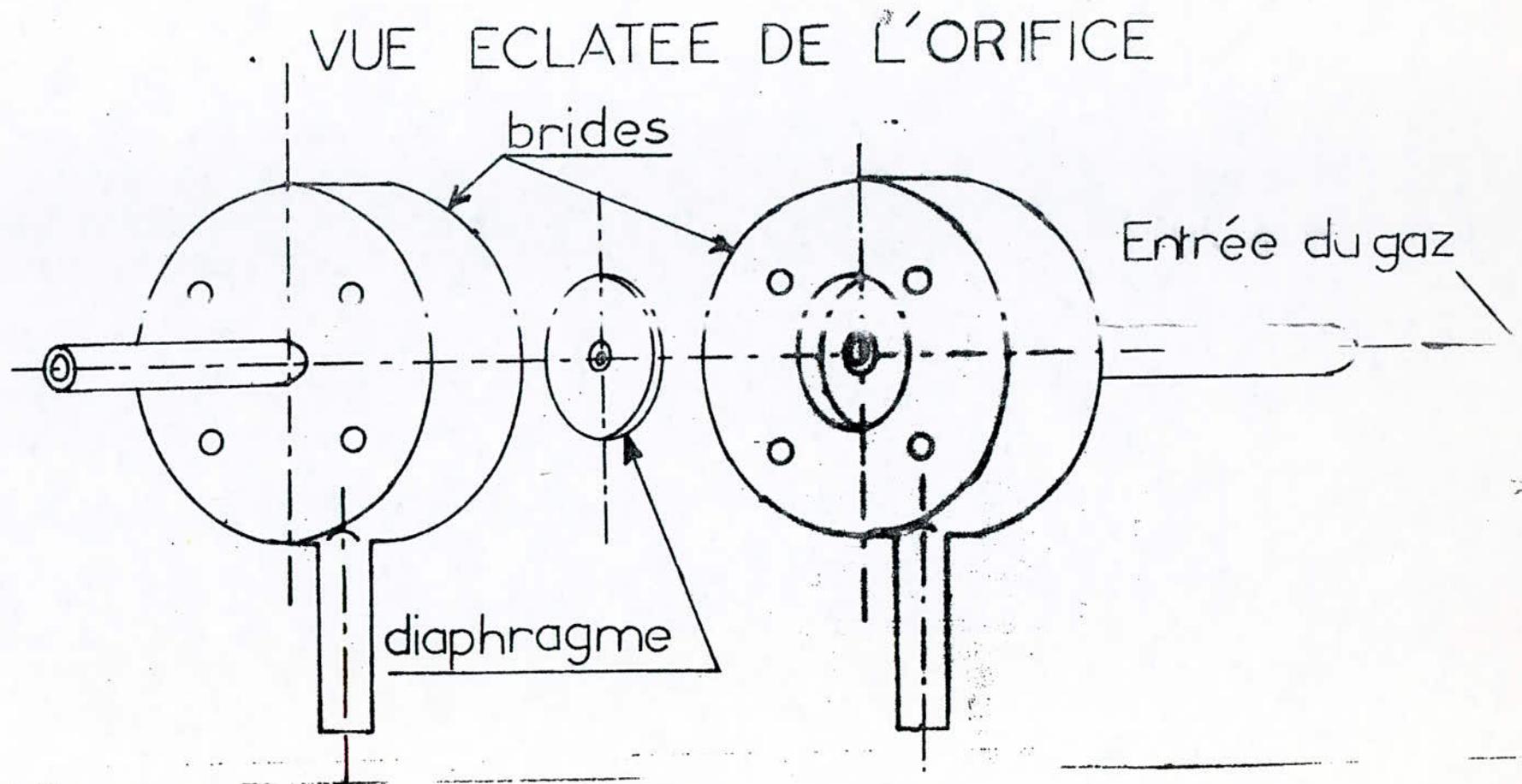


fig (16)

sortie du lit de particules.

Pour une meilleure précision de la lecture, nous avons effectué l'étalonnage des différents thermocouples Th1, Th2, Th3, Th1', Th2' reliés à des éléments de contrôle. Les deux derniers sont en "fer-constantan". Un thermomètre, nous permet de mesurer le profil longitudinal.

Pour l'étalonnage, nous avons utilisé de l'huile chauffée dans laquelle trempent un thermocouple et le thermomètre. Ce dernier nous donnant la température réelle du bain.

### V.3- Essais

#### .Introduction et mode opératoire.

Pour notre étude du transfert de chaleur en lit fluidisé, nous devons déterminer les différents profils radial et longitudinal. Ce qui nous permet d'accéder aux coefficients de transfert de chaleur gaz-paroi, gaz-solide et suspension-paroi, par simple bilan de chaleur.

Une première étude concerne les mesures de transfert de chaleur pour le gaz circulant seul dans le tube. Ce qui nous permet de vérifier le fonctionnement de l'appareillage et de comparer, par la suite avec le transfert de chaleur pour la suspension.

Nous utilisons deux sortes de particules, les billes de verre et les grains de catalyseur dont on a préalablement étudié les caractéristiques notamment le débit minimum de fluidisation.

"Vanaceek" (7) a remarqué que la vitesse optimale (égale à un multiple de 2 à 5, de la vitesse minimale de fluidisation) donne un meilleur coefficient thermique.

La vitesse de passage du gaz doit être maintenue à une valeur nettement inférieure à la vitesse minimum de fluidisation, ceci pour diminuer la taille des bulles de gaz (II) car le transfert de chaleur est compliqué par l'existence et la formation des bulles qui produisent un état non idéal dans le lit.

#### .Mode opératoire

Pour nos manipulations, nous observons le mode opératoire suivant:

1/ S'assurer que la vanne (9) soit totalement ouverte

2/ Ouvrir la vanne du compresseur (1) préalablement purgé et admettre progressivement à l'aide du deuxième détendeur (2), l'air dans l'installation.

Fixer la pression à l'aide du manomètre (3) et le débit désiré en manipulant le détendeur (2) et la vanne (4).

3/ Allumer l'interrupteur général K, puis éventuellement d'autres interrupteurs.

4/ Vérifier que les thermistances sont convenablement placées

5/ Une fois le régime permanent établi, relever les différentes valeurs de température, de pression, de débit et de hauteur du lit.

6/ En fin d'opération couper le chauffage.

7/ Laisser circuler l'air jusqu'à refroidissement.

### V.3.I- Essai pour le gaz seul.

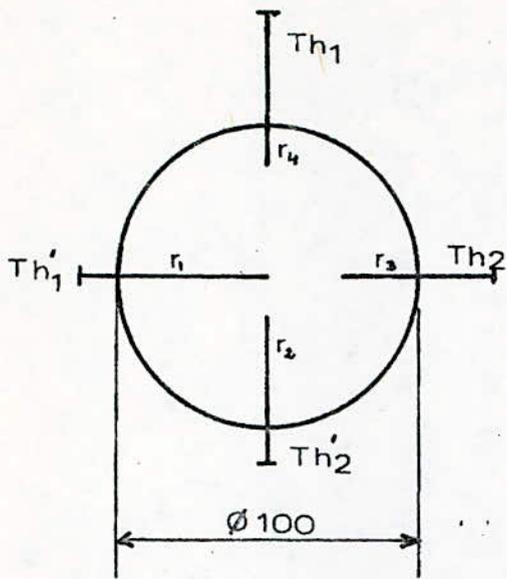
Le gaz chauffé par les résistances est refroidi au contact de la paroi. Il s'en suit un profil de température le long de la colonne .

Les relevés de température (radial et longitudinal) nous permettent de déterminer un coefficient de transfert de chaleur gaz-paroi. Ces relevés ont été effectués à une hauteur  $z = 1.2 \text{ cm}$  au dessus du distributeur à l'aide des thermocouples  $Th_1$ ,  $Th_2$ ,  $Th_1'$ ,  $Th_2'$  placés sur des isothermes comme nous l'indique le schéma (14). Les tableaux sont donnés en annexe. A 5

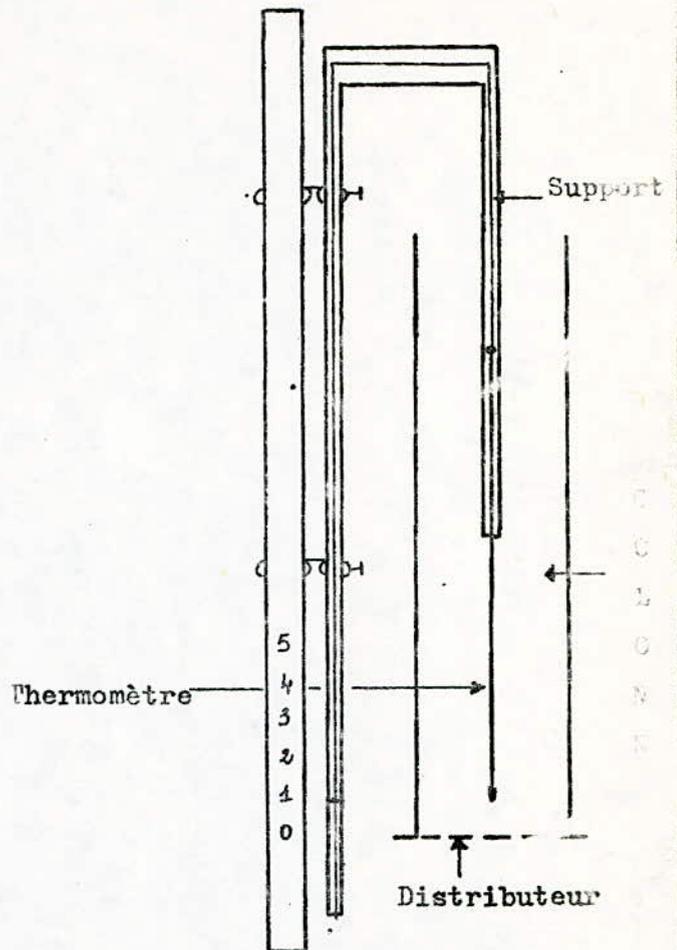
Des relevés de température radiaux similaires aux précédents ont été effectués à une hauteur  $z = 28 \text{ cm}$  au dessus du distributeur tableau N° .

Quant au relevé de température longitudinal, il est effectué au centre de la colonne, c'est à dire à  $r = 0 \text{ cm}$ . figure (18)

Les profils radiaux sont bien prononcés. La température du gaz au voisinage de la paroi augmente faiblement en premier lieu, puis brusquement pour passer par un maximum au centre du tube fig(18) Les mesures effectuées, à différents débits de gaz montrent, que les



figure(17): Disposition des thermocouples permettant de mesurer un profil radial de température ( $z = 1.2$  cm)



figure(18): Dispositif permettant la mesure du profil longitudinal de température ( $r = 0$  cm)

profils ont toujours la même allure.

Quant au profil longitudinal de température (mesuré à l'aide d'un thermomètre) il est bien linéaire, en dehors de la petite zone près du distributeur (z = 2 cm), dans laquelle la température chute brusquement figure (21).

V.3.1.1- Détermination des températures moyennes d'entrée et de sortie du gaz  $T_{ge}$ ,  $T_{gs}$

A l'aide des profils radiaux obtenus respectivement à z = 1.2 cm et z = 28 cm, nous pouvons déterminer les températures moyennes d'entrée et de sortie du gaz et ce pour les différents débits considérés tableau N° 8

Cette température est donné par l'expression

$$T_g = \frac{2}{S} \int_0^R r \cdot T(r) dr \quad (56)$$

Nous obtenons les résultats donnés dans le tableau N° 8

V.3.1.2- Détermination du coefficient de transfert gaz-paroi

La puissance électrique reçue par le gaz s'écrit:

$$P = II D Z h_{gp} (\bar{T}_p - \bar{T}_g) = G C_g (T_{gs} - T_{ge}) \quad (57)$$

où Z : longueur de la zone d'étude

$T_p, T_g$  : respectivement température de la paroi et celle du gaz à une côte donnée.

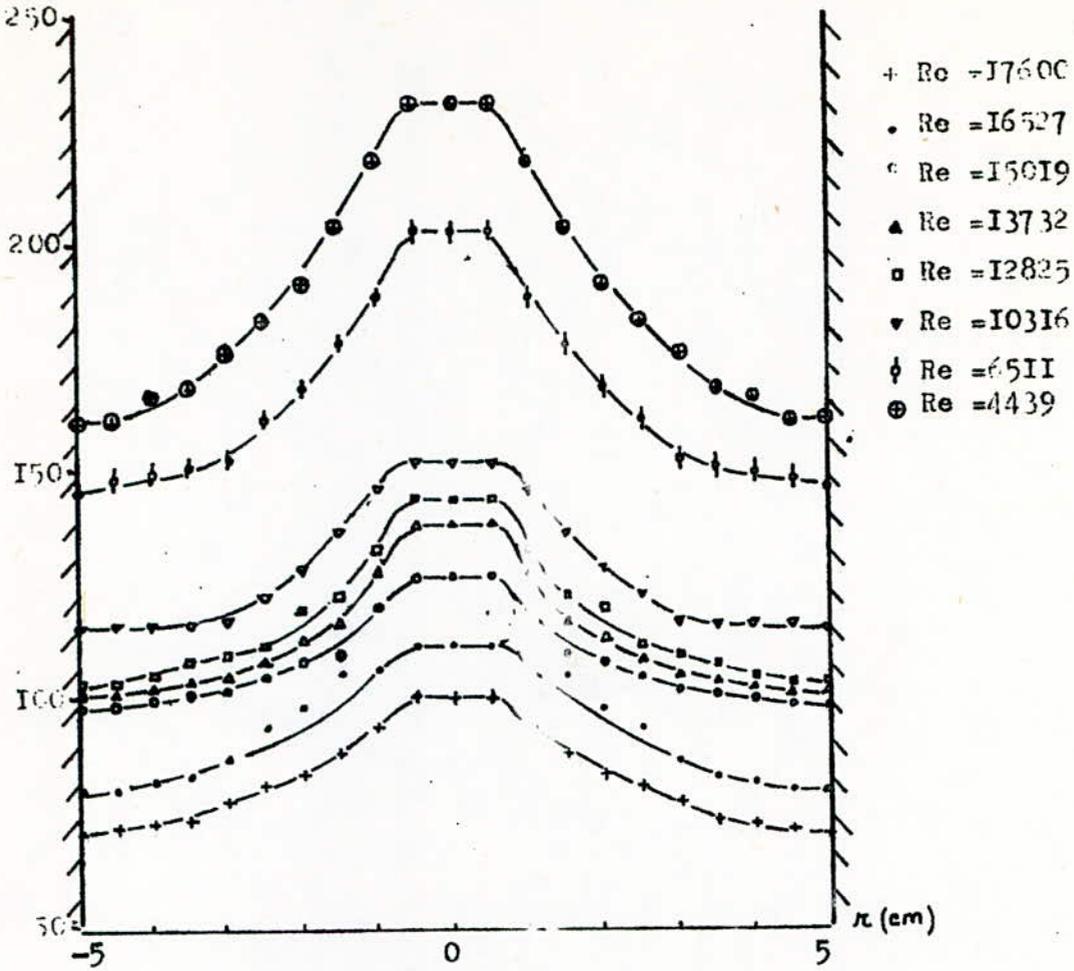
$T_{gs}, T_{ge}$  : température du gaz à la sortie et à l'entrée de la zone d'étude.

$h_{gp}$  : coefficient de transfert gaz-paroi  
de l'équation (57) nous déduisons le coefficient de transfert  $h_{gp}$

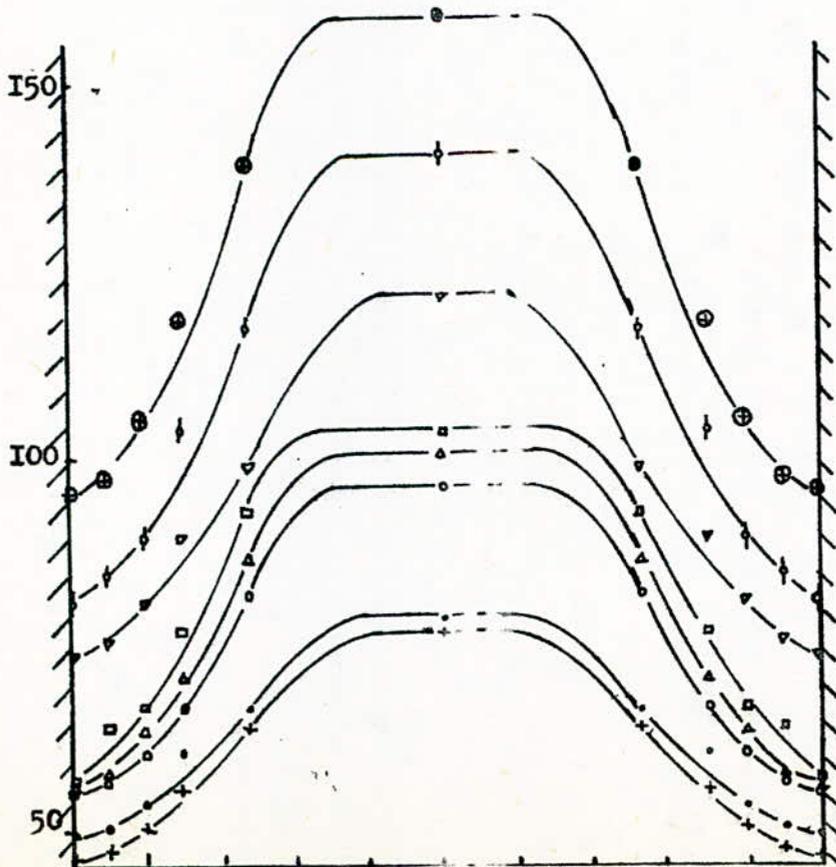
$$h_{gp} = \frac{G C_g (T_{ge} - T_{gs})}{II D Z (\bar{T}_g - \bar{T}_p)} \quad (58)$$

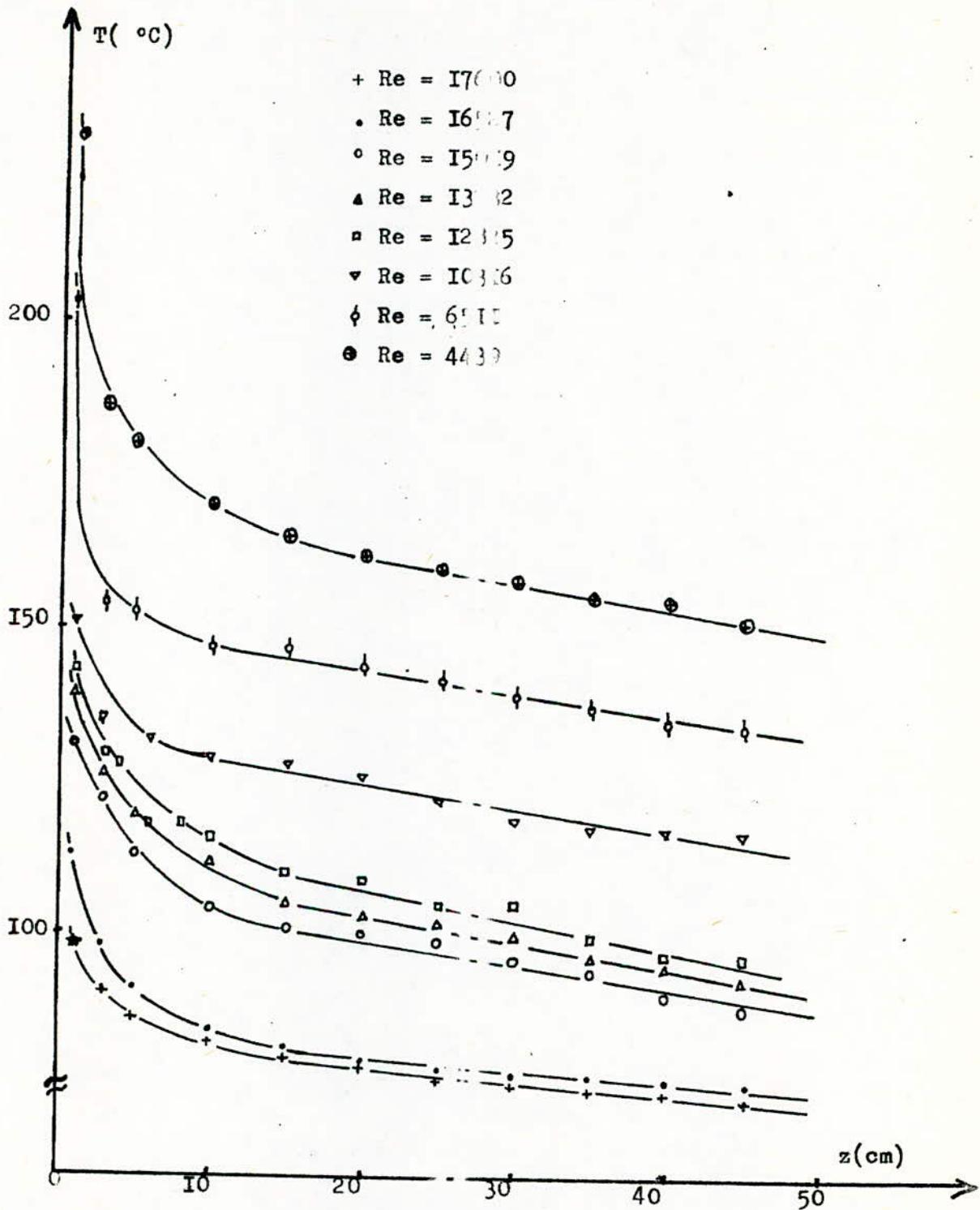
Nos résultats sont présentés en annexe tableau N° 9

figure(14)  
PROFILS RADIAUX A Z .2cm

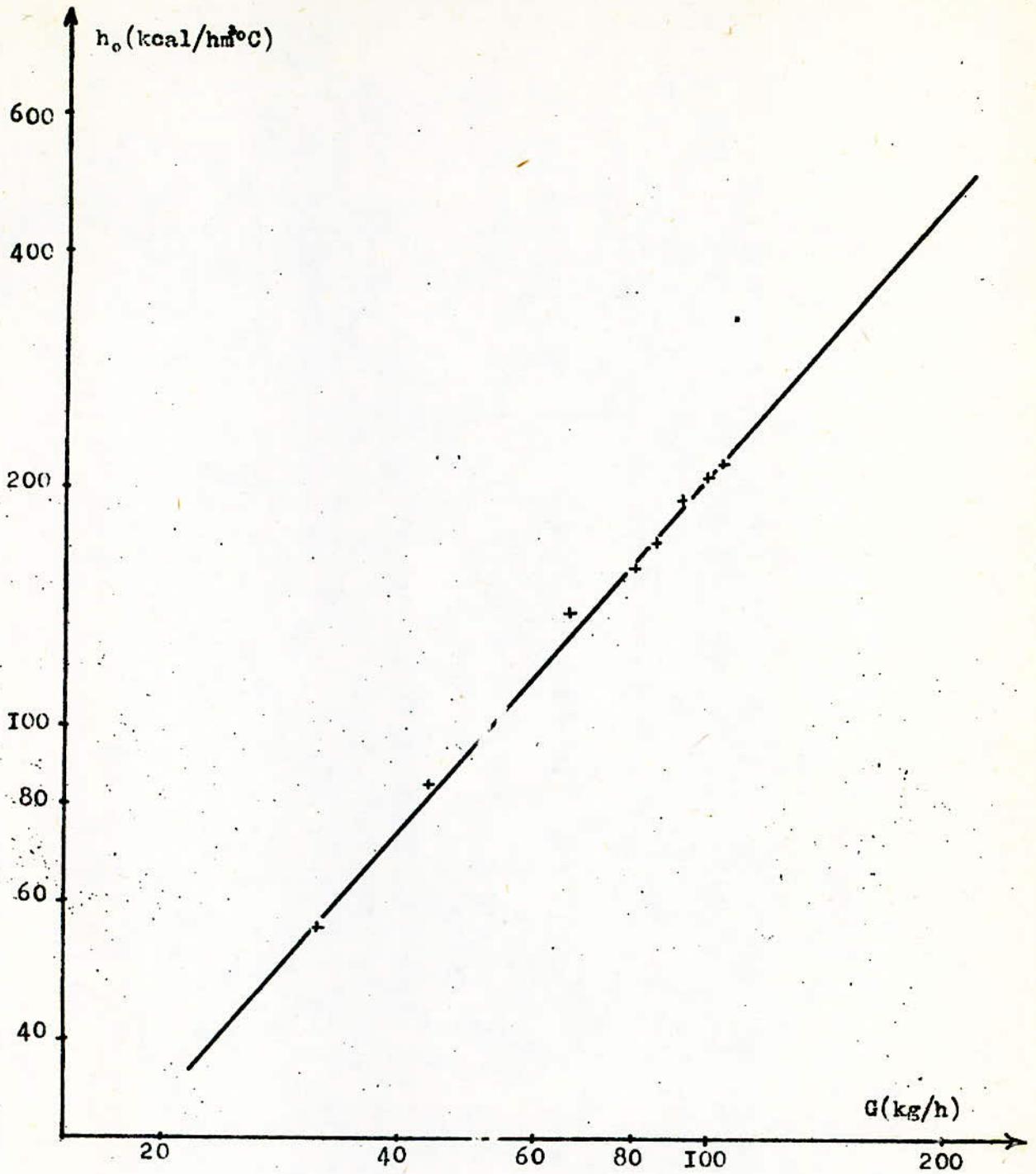


figure(15)  
PROFILS RADIAUX A : = 28 cm





figure(24): Profils longitudinaux dans le cas de l'écoulement du gaz seul.



figure(22):Variation du coefficient de transfert de chaleur gaz-paroi en fonction du débit d'air.

Nous remarquons que la variation du coefficient de transfert dans le cas de l'écoulement du gaz seul en fonction des débits d'air est bien linéaire. Le coefficient de transfert croît avec le débit d'air. Mais nous remarquons que les valeurs de ces coefficients de transfert sont un peu élevées

### V 3.3 Essai pour le système solide gaz

#### a/ Profil radial et longitudinal de la température de la suspension

Nous avons effectué quelques mesures de profil radial de température de la suspension, et nous avons remarqué qu'il était beaucoup plus plat que dans le cas de l'écoulement du gaz seul. Une illustration de ces profils est donnée sur la figure ( ). Tableau N°

La présence de grains tendrait donc à homogénéiser la température sur une section du tube.

Quant au profil longitudinal, les résultats montrent que le lit est à une température constamment uniforme, ~~excepté~~ dans la petite région (0,5 à 2cm) près du distributeur figure ( )

L'allure générale de tous ces profils reste la même quelque soit le matériau utilisé (verre ou catalyseur).

#### b/ Détermination du coefficient de transfert gaz-particule

Rappelons que nous posons les hypothèses suivantes pour effectuer ces calculs.

- La température du gaz ( $T_g$ ) est égale à celle du solide  $T_g = T_s$

- Nous négligeons les pertes de chaleur liées aux parois.

Un bilan énergétique pour le gaz chaud dans une section différentielle de lit de hauteur  $dz$  donne:

supposant l'écoulement piston du gaz à travers le lit et une température uniforme du solide, l'intégration de l'équation (23) donne:

$$\ln \frac{T_g - T_s}{T_{ge} - T_s} = - \frac{h_{gs} a}{G C_g} Z \quad (60)$$

Pour des raisons techniques, nous ne pouvons relever la température d'entrée dans le lit, pour cela nous assimilerons cette température à la température moyenne d'entrée déterminée dans le cas de l'écoulement du gaz seul.

La pente du tracé semi-logarithmique de cette fonction de température en fonction de la hauteur nous permet d'accéder au coefficient de transfert  $h_{gs}$ .

Les résultats sont donnés en annexe A6 tableau N° J8. J9

#### 3/ Détermination du coefficient de transfert suspension paroi

La puissance électrique, reçue par suspension s'écrit :

$$P = G C_g (T_{ss} - T_{se}) = II D Z h_{sp} (T_p - T_s) \quad (61)$$

$T_{ss}, T_{se}$  : température à la sortie et à l'entrée de la zone d'étude

$$h_{sp} = \frac{G C_g (T_{ss} - T_{se})}{II D Z (T_p - T_s)} \quad (62)$$

Nous avons exprimé le coefficient  $h_{sp}$  en kcal/h m<sup>2</sup> °C car c'est l'unité généralement utilisée.

Nous avons également traduit nos résultats en traçant, à la figure ( 31 )

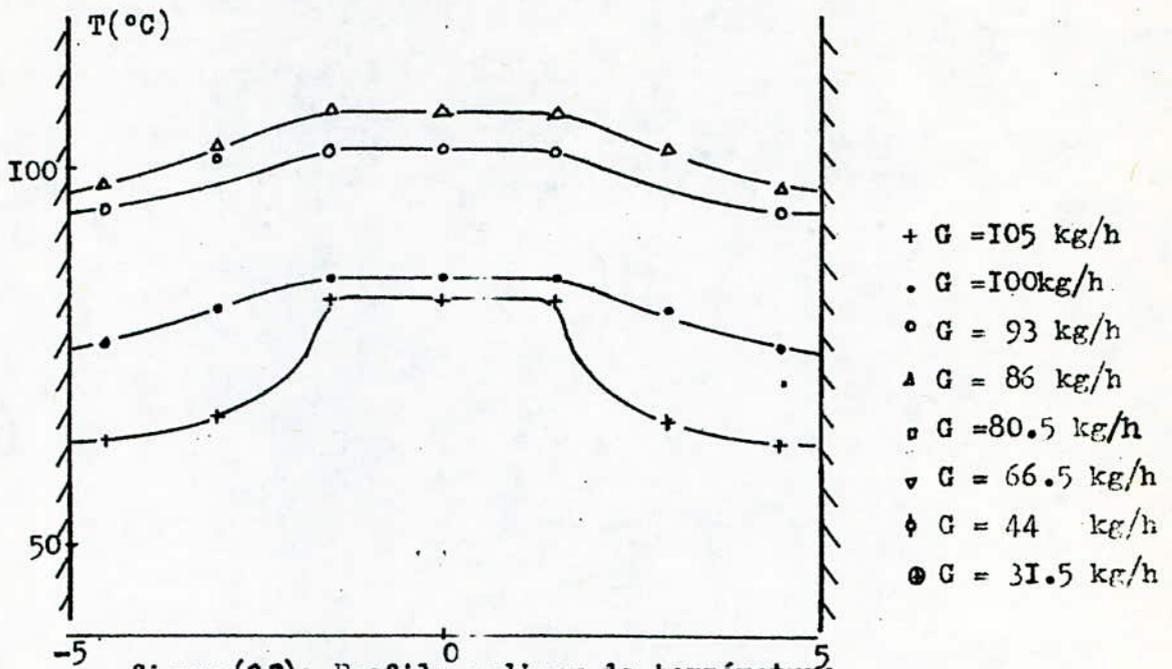
$h_{sp}$  en fonction des débits massiques du gaz.

Nous présentons nos résultats sous forme de nombre de Nusset plutôt que sous forme de coefficient de transfert  $h$ . Nous comparons nos résultats à la corrélation de BAERG et Leva (II), qui est

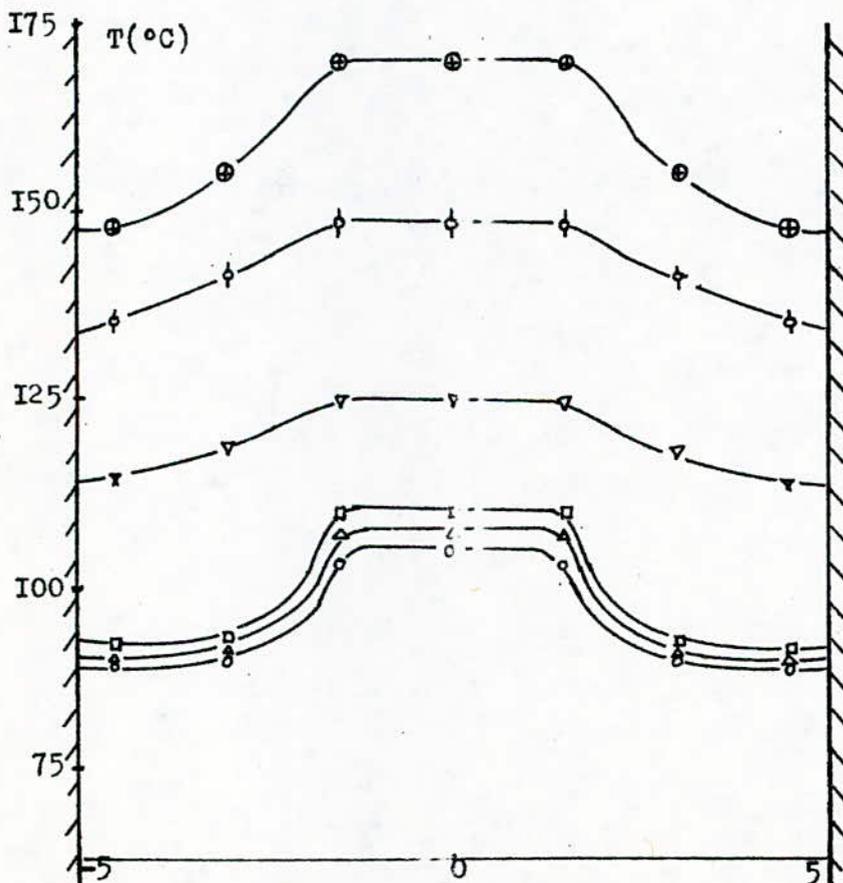
$$Nu = 1.75 \left( \frac{G C_g}{\rho_g Z} \right)^{1/3} \quad (63)$$

Nous avons adopté cette relation grâce à sa simplicité, bien que les conditions opératoires ne soient pas les mêmes.

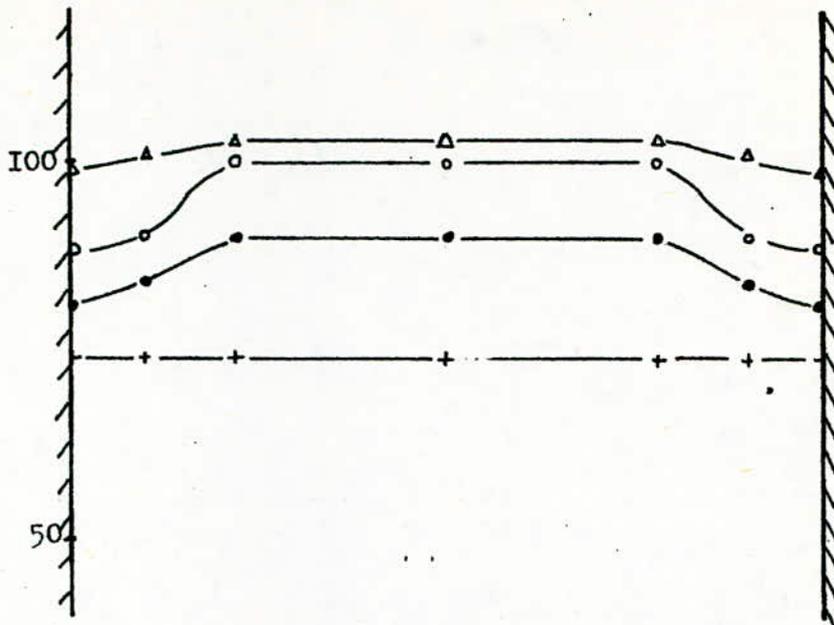
La comparaison de nos résultats avec cette relation est indiquée sur la figure ( 33 ).



figure(23): Profils radiaux de température  
de la suspension ( $z=1.2$ cm)  
Billes de verre

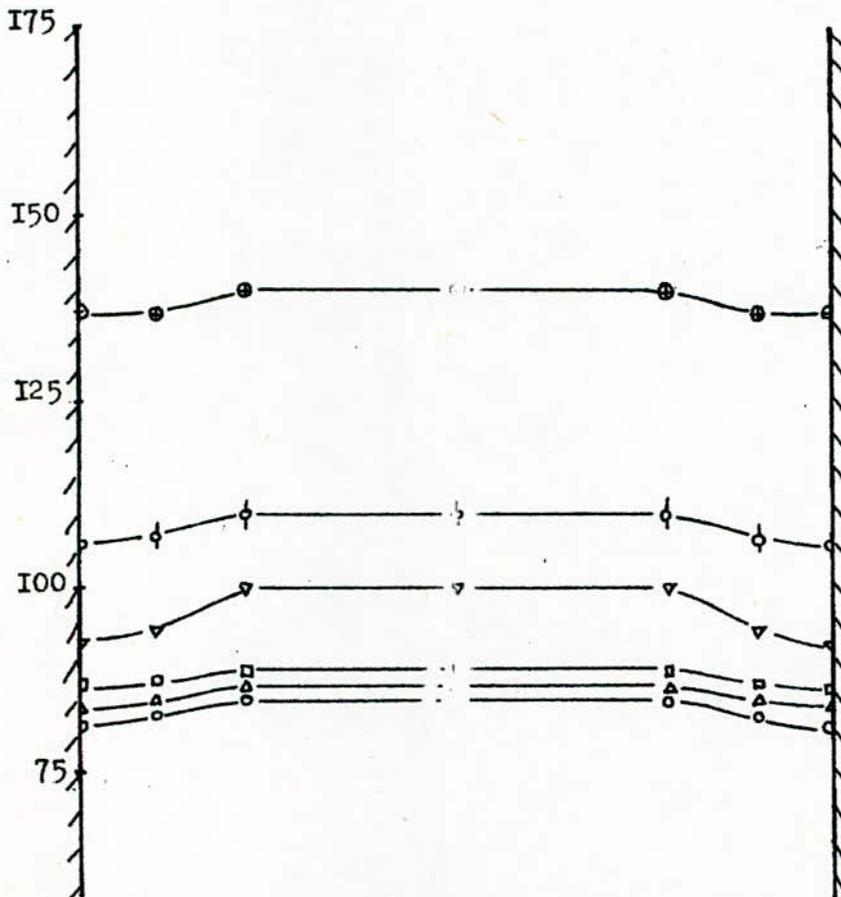


figure(24): Profils radiaux de température  
de la suspension ( $z=1.2$  cm)  
Grains de catalyseur

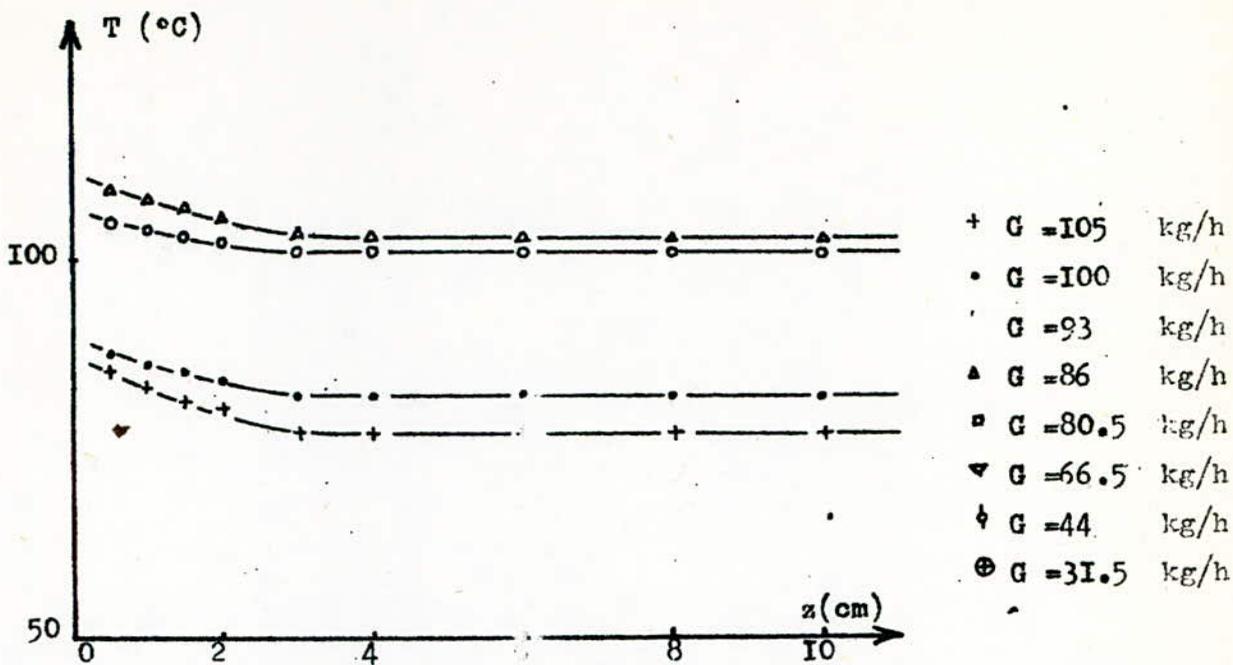


figure(35): Profils radiaux de température  
de la suspension ( $z=28$  cm)  
Billes de verre

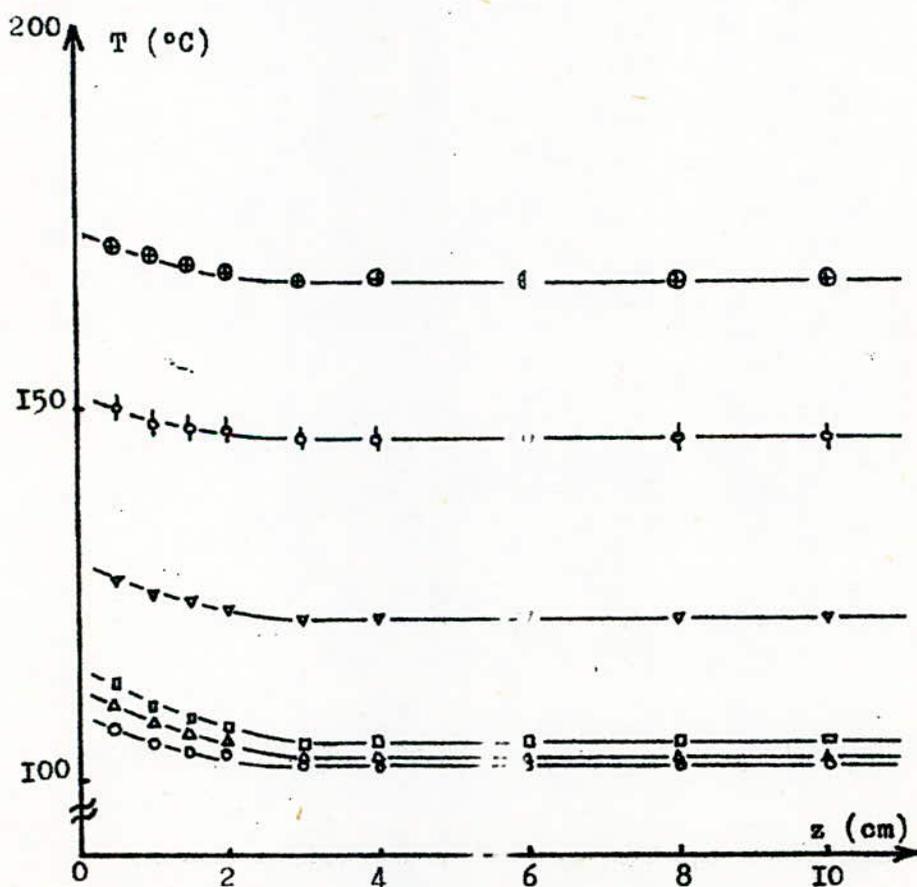
- + G = 105 kg/h
- G = 100 kg/h
- G = 93 kg/h
- △ G = 86 kg/h
- ◻ G = 80.5 kg/h
- ▽ G = 66.5 kg/h
- ◊ G = 44 kg/h
- ⊗ G = 31.5 kg/h



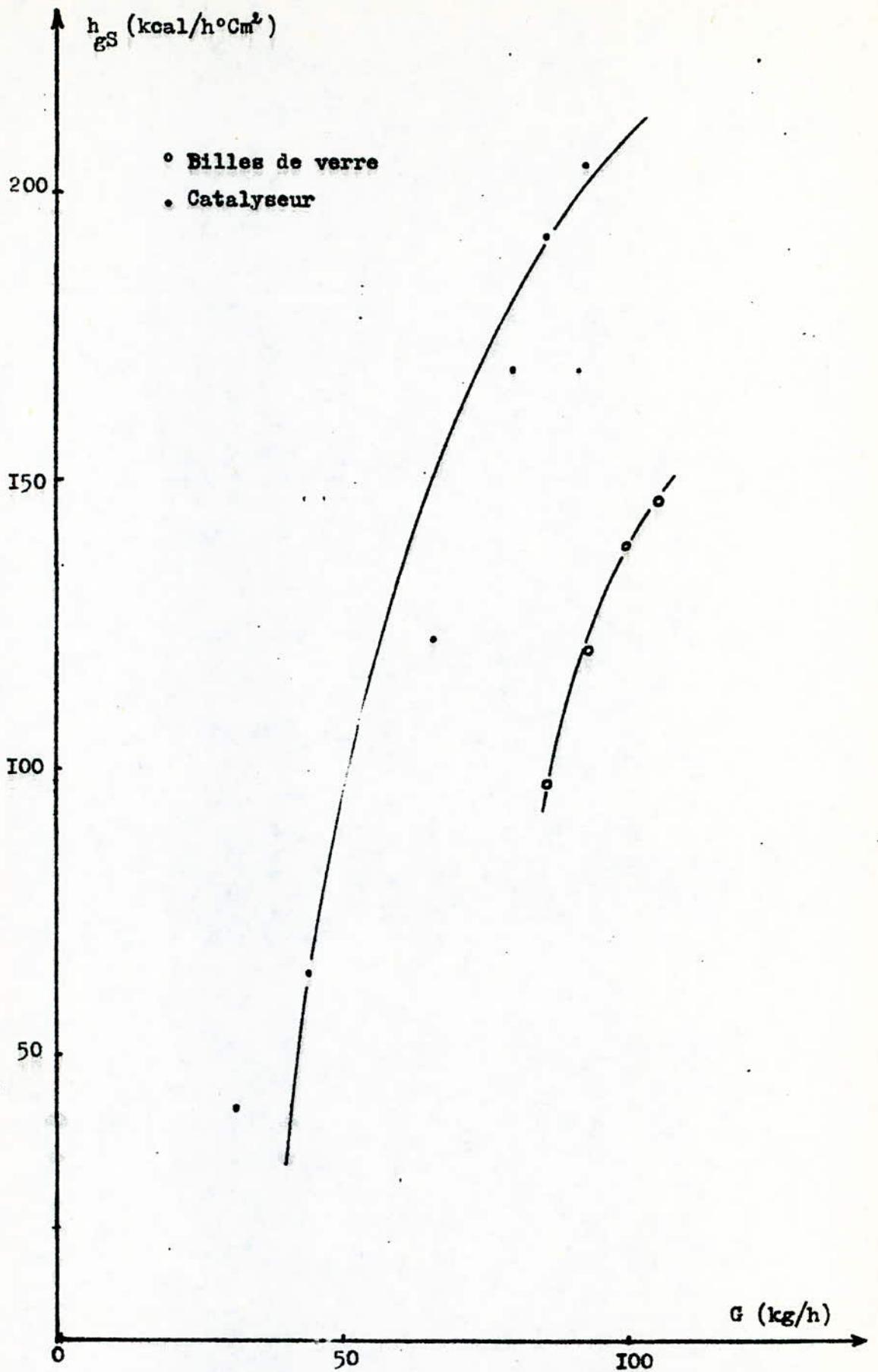
figure(36): Profils radiaux de température  
de la suspension ( $z=28$  cm)  
Grains de catalyseur



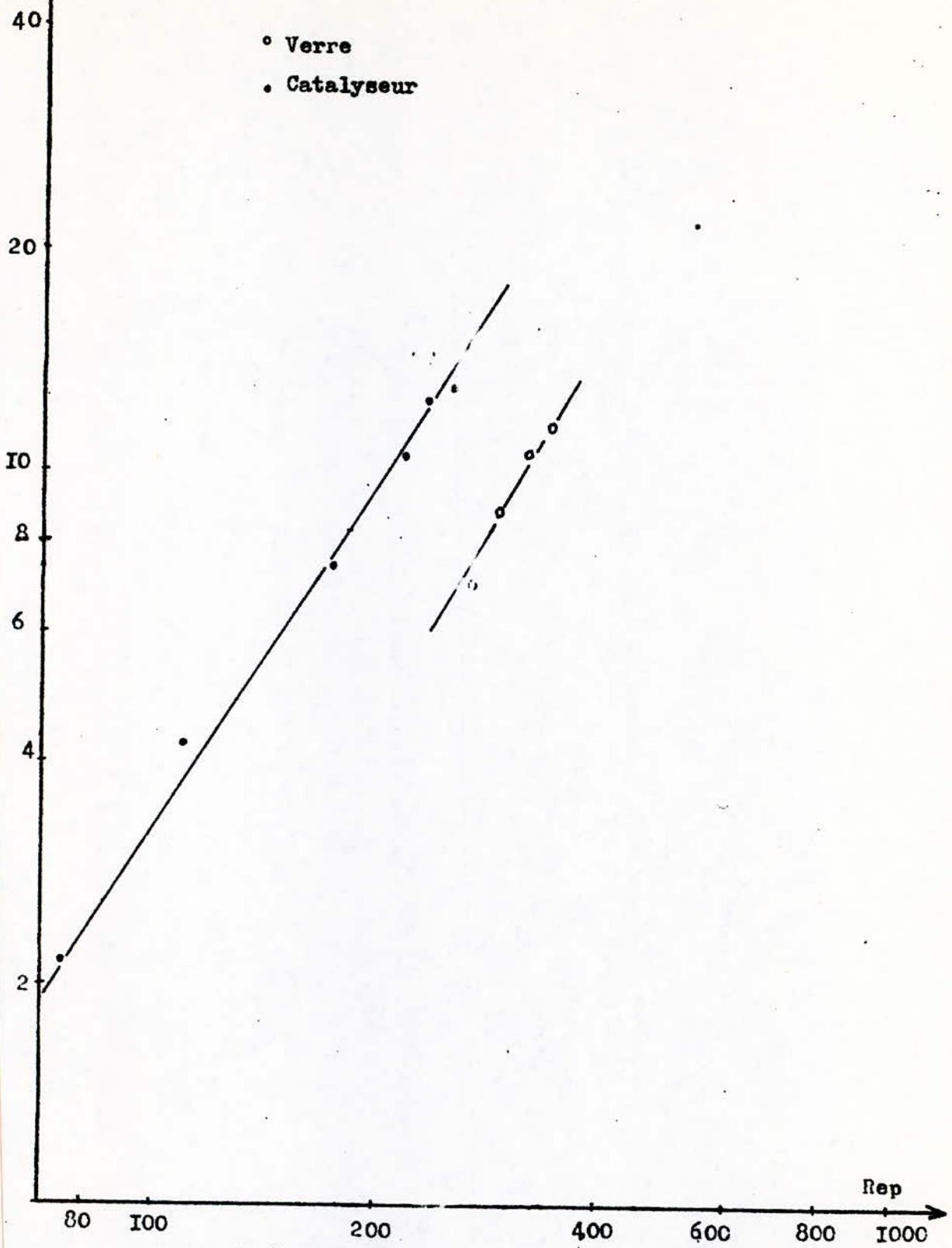
figure(27): Profils longitudinaux dans le cas de l'écoulement de la suspension ( $r=0\text{cm}$ )  
Billes de verre



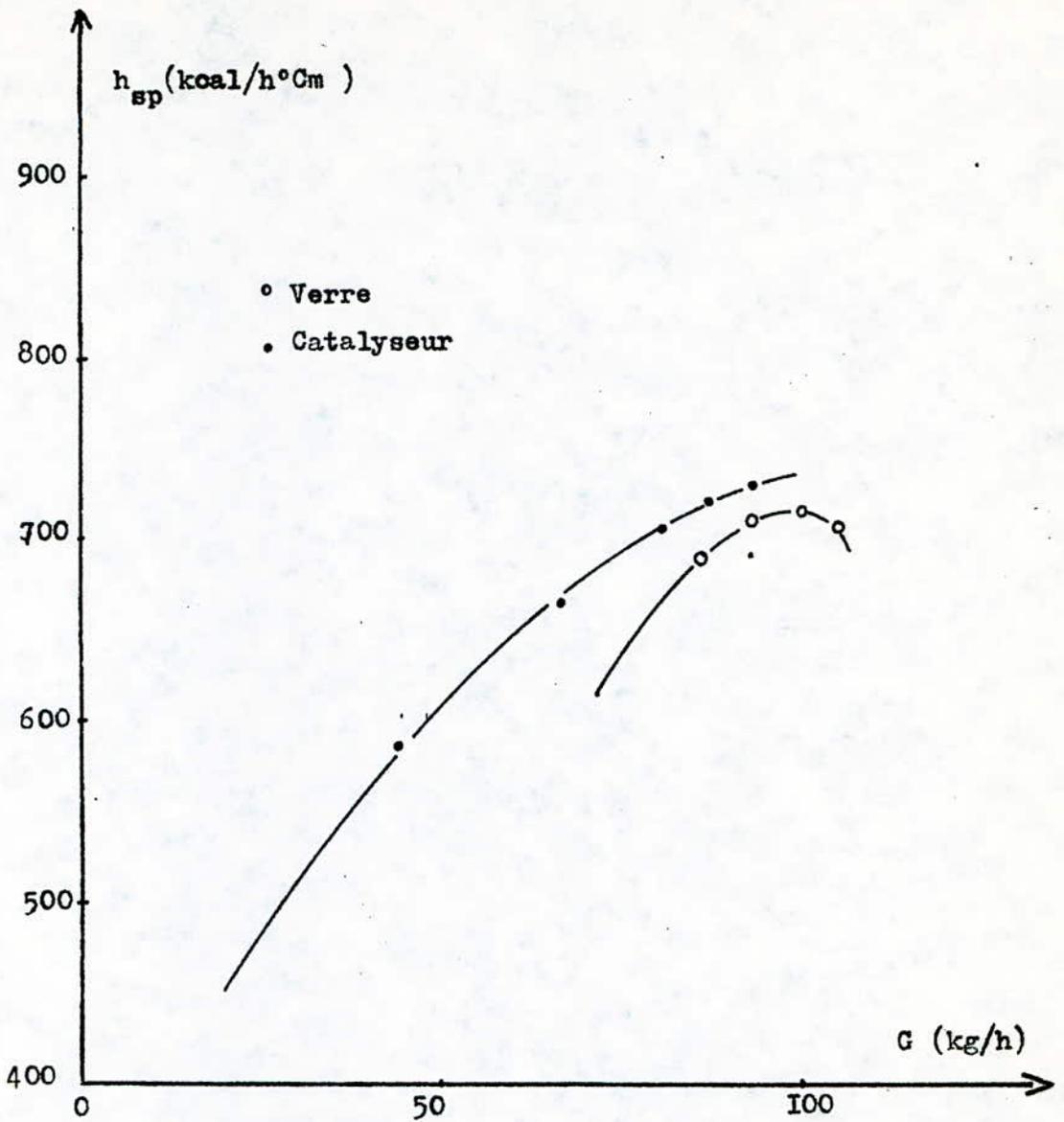
figure(28): Profils longitudinaux dans le cas de l'écoulement de la suspension ( $r=0\text{cm}$ )  
Grains de catalyseur



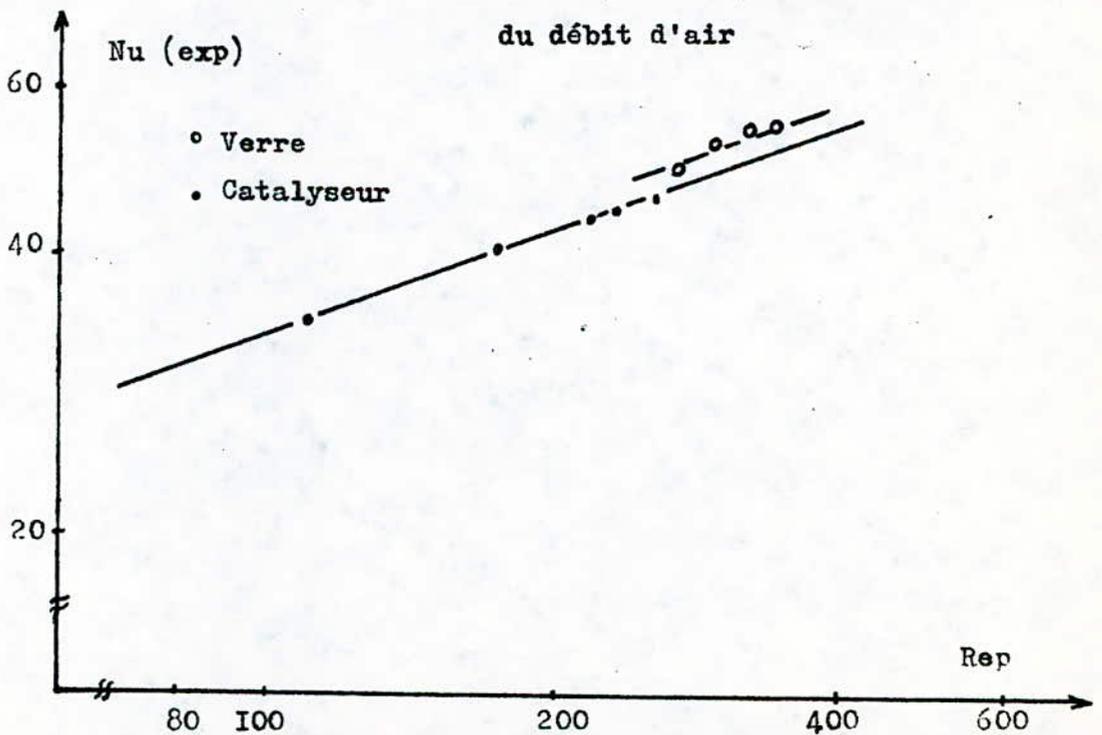
figure(29): Variation du coefficient de transfert de chaleur gaz-solide en fonction du débit d'air.



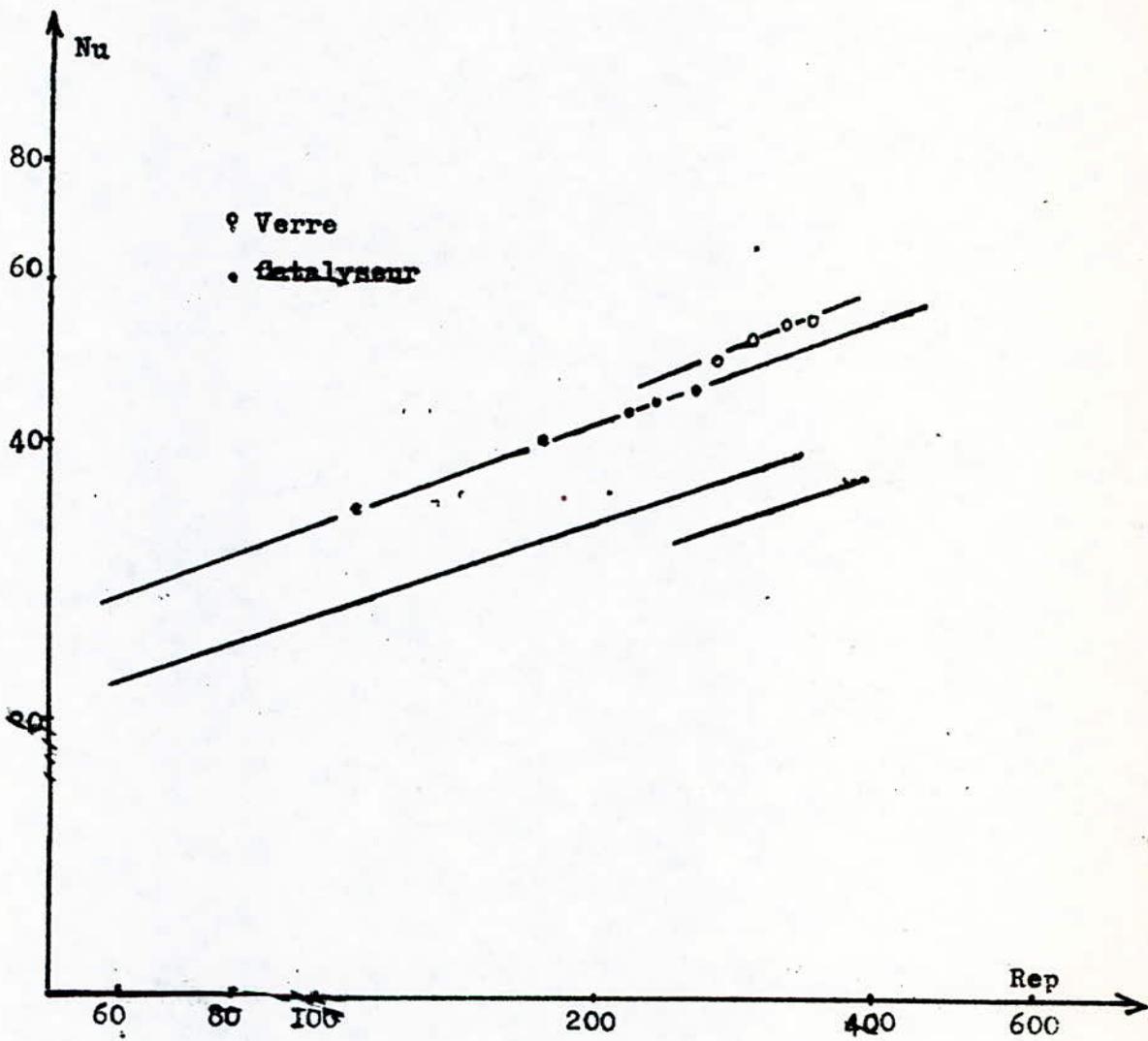
figure(30): Variation du nombre de NUSSELT en fonction  
 du nombre de REYNOLDS relatif aux particules.



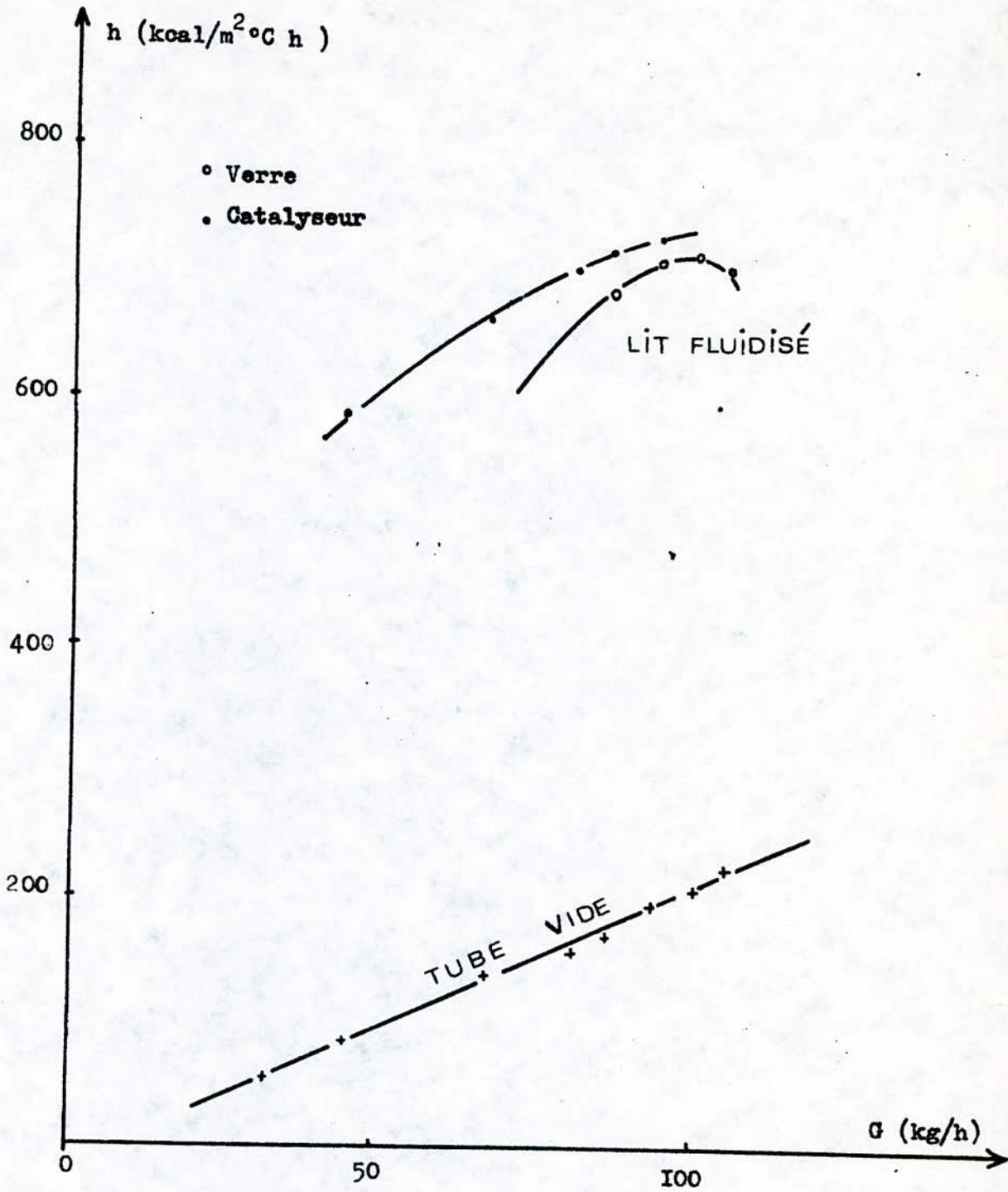
figure(31): Variation du coefficient de transfert de chaleur suspension-paroi en fonction du débit d'air



figure(32): Variation du nombre de NUSSELT en fonction du nombre de REYNOLDS relatif aux particules.



figure(33):Variation du nombre de Nu en fonction de Rep  
 Comparaison avec la relation de Baerg-Leva.



figure(34):Graphe récapitulatif des coefficients de transfert gaz-paroi et suspension-paroi en fonction du débit.

V. 4-Interprétation de nos résultats

V.4.I- Gaz seul

Dans le cas de l'écoulement du gaz seul, nous avons déterminé un coefficient de transfert de chaleur gaz-paroi. Le domaine de Reynolds étudié est:  $4000 < Re < 18000$ . Les résultats expérimentaux montrent l'influence du débit d'air sur ce coefficient figure (22).

Les résultats, représentés sous forme adimensionnelle c'est à dire, Nusselt en fonction du nombre de Reynolds relatif à l'écoulement. A cet effet nous proposons une relation valable dans nos conditions opératoires

$$Nu = 0.012 Re^{1.144} \tag{24}$$

avec  $Nu = \frac{h D}{\lambda_g}$  et  $Re = \frac{u D \rho_g}{\mu}$

Le diamètre de la colonne étudiée étant de 10cm

V 4. 2-particule gaz

Dans le cas de la suspension, nous avons déterminé deux coefficients de transfert de chaleur: gaz-solide et suspension-paroi. Les valeurs expérimentales de ces coefficients concordent avec ceux de la théorie (qui dans les lits fluidisés atteignent  $280 \text{ kcal/m}^2 \text{ h c}$ )

La figure (29) montre la variation du coefficient de transfert gaz-solide en fonction du débit d'air, et ce pour les deux sortes de particules verre et catalyseur: ce coefficient de transfert augmente brusquement avec le débit d'air sans pour autant atteindre un maximum.

L'écart existant pour les deux sortes de particules est dû à la différence des propriétés physiques et physico-thermiques. La représentation du nombre de Nusselt en fonction du Reynolds nous permet de corréler nos résultats sous forme

$$\text{Nu} = 10^{-4} \text{Rep}^2 \quad (65)$$

ceci pour  $50 < \text{Rep} < 400$

Rep: étant le nombre de Reynolds relatif aux particules.

Le coefficient de transfert suspension-paroi, a été déterminé à partir d'un bilan de chaleur similaire à celui qui nous a permis de déterminer le coefficient de transfert gaz-paroi.

Les résultats sont donnés dans les tableaux N° 20 - 21

D'après la figure ( 31 ), nous remarquons que:

-le coefficient de transfert h suspension -paroi augmente avec le débit d'air jusqu' à une certaine valeur du débit d'air, puis décroît légèrement (observé pour les billes de verre). Cela est dû au fait que les particules moins denses (effet de la paroi) entrent moins en contact avec les parois et n'éliminent pas entièrement la couche limite [12] et l'accroissement de la porosité du lit [13]. Dans un lit fluidisé, l'épaisseur de la couche limite dépend des caractéristiques des particules, de leur vitesse, de leur agitation. La résistance du transfert a lieu dans cette épaisseur de ce film. Nous avons comparé nos résultats avec la corrélation empirique assez simple de Dacrg-Leva [14] qui est

$$\text{Nu} = 1.75 \left( \frac{G C}{\lambda_g Z} \right)^{1/3} \quad (46)$$

Nous avons adopté cette relation à cause de sa simplicité bien que son emploi ne soit recommandé que si les conditions opératoires soient similaires.

La comparaison de nos résultats avec cette corrélation est indiquée sur la fig(33)

Les courbes experimentales, dans ce cas , se rapprochent des courbes theoriques. L'ecart entre celles-ci peut être dû aux caracteristiques differentes des particules, aux diamètres de colonne différent , et au moyen de chauffage adopté.

Nos resultats obtenus nous permettent de donner la correlation suivante:

$$Nu = 4.786 Re^{0.418} \quad 50 < Re < 400 \quad (67)$$

Pour nos particules utilisés ( verre, catalyseur)

En conclusion et vu le graphe de la figure (34) , nous constatons l'avantage des lits fluidisés .

-Pour des débits de l'ordre de 93 kg/h , h est de l'ordre de 200 kcal/h °C m<sup>2</sup> si le tube ne contient que le gaz sans particules solides

-Enfin si la fluidisation est appliquée, toujours avec le même débit de fluide, h est de l'ordre de 700 kcal/h °C m<sup>2</sup>.

# CONCLUSION

CONCLUSION

L'installation réalisée, peut servir, sous réserve de l'améliorer en suivant les conseils que nous lui avons répertoriés, à l'étude du transfert de chaleur en lit fluidisé d'une large gamme de particules (le changement du distributeur, seule pièce à modifier en fonction des particules, est très facile).

L'étude expérimentale nous a permis de mettre en évidence l'importance du transfert de chaleur dans le cas de la suspension. En effet, le mouvement des particules solides rompt la couche limite résistante au transfert figure ( ).

D'après nos résultats obtenus, nous remarquons que le coefficient de transfert de chaleur augmente:

- avec la présence de grains dans le courant gazeux
- lorsque la taille des particules diminue

Voulant observer le phénomène de fluidisation, bien qu'il n'y ait pas de calorifugeage, nous avons constaté:

-une amélioration d'échange dans le cas de la suspension figure ( ). Le coefficient de transfert de chaleur dans le cas de la suspension est d'environ 3 à 7 fois plus grand que le coefficient de transfert dans le cas de l'écoulement du gaz seul.

-nous résumons nos résultats sous forme de corrélations

1°/ Écoulement du gaz seul:

$$Nu = 0.012 Re^{1.1/4} \quad 4000 < Re < 18000$$

avec:

$$Nu = \frac{h d}{\lambda}$$

$$Re = \frac{u d \rho}{\eta}$$

2°/ Transfert de chaleur gaz-solide

$$Nu = 10^{-4} Re_p^2 \quad 50 < Re_p < 400$$

3°/ Transfert de chaleur suspension-paroi

$$Nu = 4.786 \text{ Rep}^{0.418}$$

$$50 \text{ Rep } 400$$

Pour une étude ultérieure nous suggérons quelques améliorations à apporter à l'installation. Pour une meilleure utilisation de l'installation réalisée il serait souhaitable que l'on puisse doter celle-ci de certains accessoires supplémentaires à savoir:

1- Un calorifugeage de la colonne, afin d'éviter les pertes de chaleur à travers la paroi.

2- Une régulation de la température au moyen d'un by-pass d'air froid, à l'entrée du lit, avec vanne automatique. On réduirait ainsi la durée de la mise en régime qui est de 2 heures.

3- Un séchage de l'air avant son entrée dans l'installation en plaçant une colonne de silicagel dans le circuit.

4- Introduction d'un tube percé en plusieurs positions à travers lequel passent les thermocouples nous permettant un relevé radial de température, ceci pour éviter la perturbation de l'écoulement, et la lecture à une position bien précise.

5- L'utilisation, d'une plaque poreuse comme distributeur, ceci pour avoir une très bonne distribution de l'air à l'entrée du lit.

**ANNEXE**

A F- Caracteristiques des particules

A I. I- Analyse granulométrique par tamisage

1° Billes de verre.

Tableau N° A I

$d_A$ (mm)	$d_i$ (mm)	$\chi_i$ (%)
2.500		
2.000	2.250	39.080
1.600	1.800	60.920
1.250	1.425	0
1.000	1.125	0
0.900	0.950	0
0.710	0.805	0

$$d_p = \frac{\sum \chi_i}{\sum \frac{\chi_i}{d_i}} = 1.953 \text{ mm}$$

où  $\chi_i$ : fraction massique de produit recueilli entre deux tamis consecutifs.

$d_i$ : diamètre égal à la moyenne arithmétique de 2 diamètres  $d_A$  consecutifs

2°/ Grains de catalyseurs

Tableau N° A 2

$d_A$ (mm)	$d_i$ (mm)	$\chi_i$ (%)
2.500		
2.000	2.250	0.512
1.600	1.800	72.185
1.250	1.425	27.279
1.000	1.125	0.024
0.900	0.950	0
0.710	0.805	0

$$d_p = \frac{\sum \chi_i}{\sum \frac{\chi_i}{d_i}} = 1.681 \text{ mm}$$

A I 2 - Masse volumique des produits

Nous avons utilisé la méthode du pichnomètre. La masse volumique  $\rho$  de l'eau ajoutée est de  $\rho_{liq} = 1g/cm^3$

Celle de l'huile (pour les grains de catalyseur) est de  $\rho_h = 0.906g/cm^3$

Les résultats expérimentaux obtenus sont:

Produit	Volume total	Masse d'eau	Masse d'huile	Masse du produit	Masse volumique
Billes de Verre	1.9cm	0.7691g	///////	2.5772g	$2.279 \pm 0.203g/cm^3$
Catalyseur	2.1 cm	///////	0.8488g	0.9008g	$0.774 \pm 0.0067g/cm^3$

A.I.3 Fluidisation des produits

L'étude a été faite sous une pression de 2bars à une température ambiante de 14°C.

Le débit équivalent en air TPN = Débit du gaz mesuré  $\sqrt{\frac{T_0}{273} \frac{1}{P_0}}$

où  $T_0$  = température aux conditions de service (K)

$P_0$  = pression absolue aux conditions de service ( en atm)

Le débit réel du gaz =  $\frac{\text{débit en TPN}}{f}$

où  $f$  = facteur de conversion

$$f = \sqrt{\frac{1}{2} \frac{287}{273}} = 0.725$$

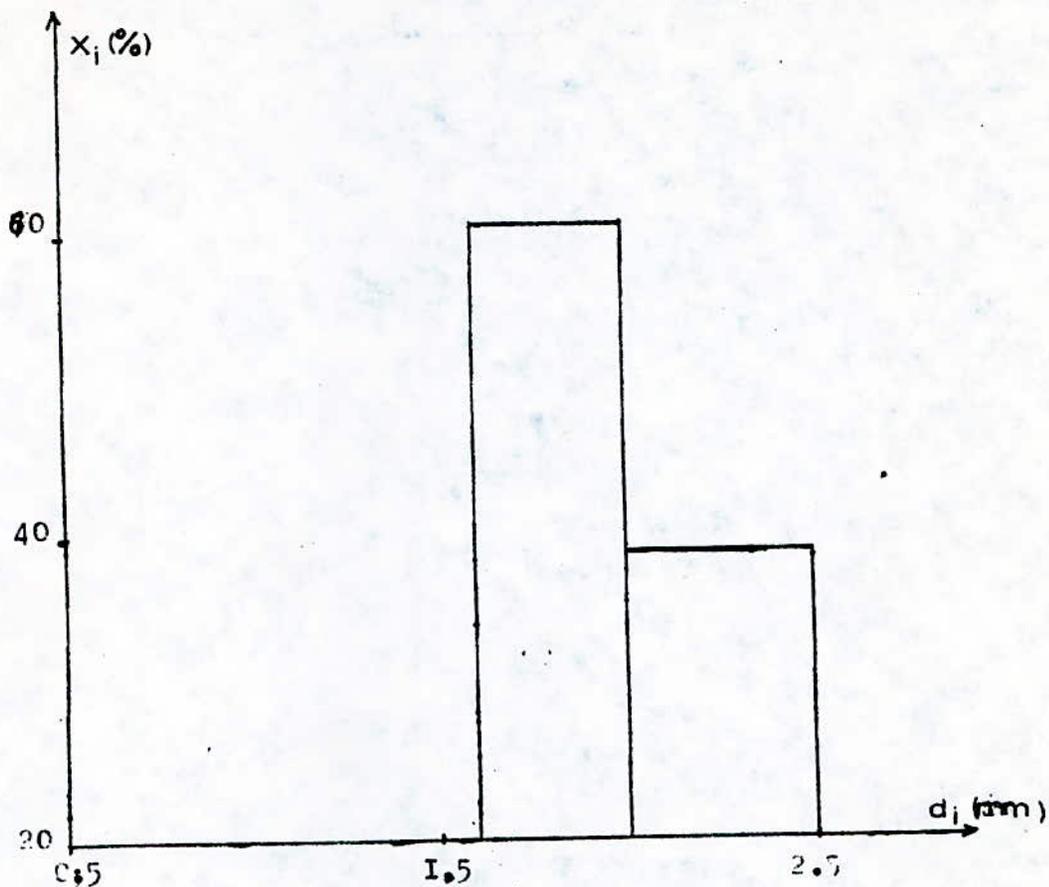
Les résultats expérimentaux sont donnés dans les tableaux N°

1°/ Billes de verre.

$$u_{min} = \frac{94.41 \cdot 10^{-2}}{0.725} = 1.30m/s$$

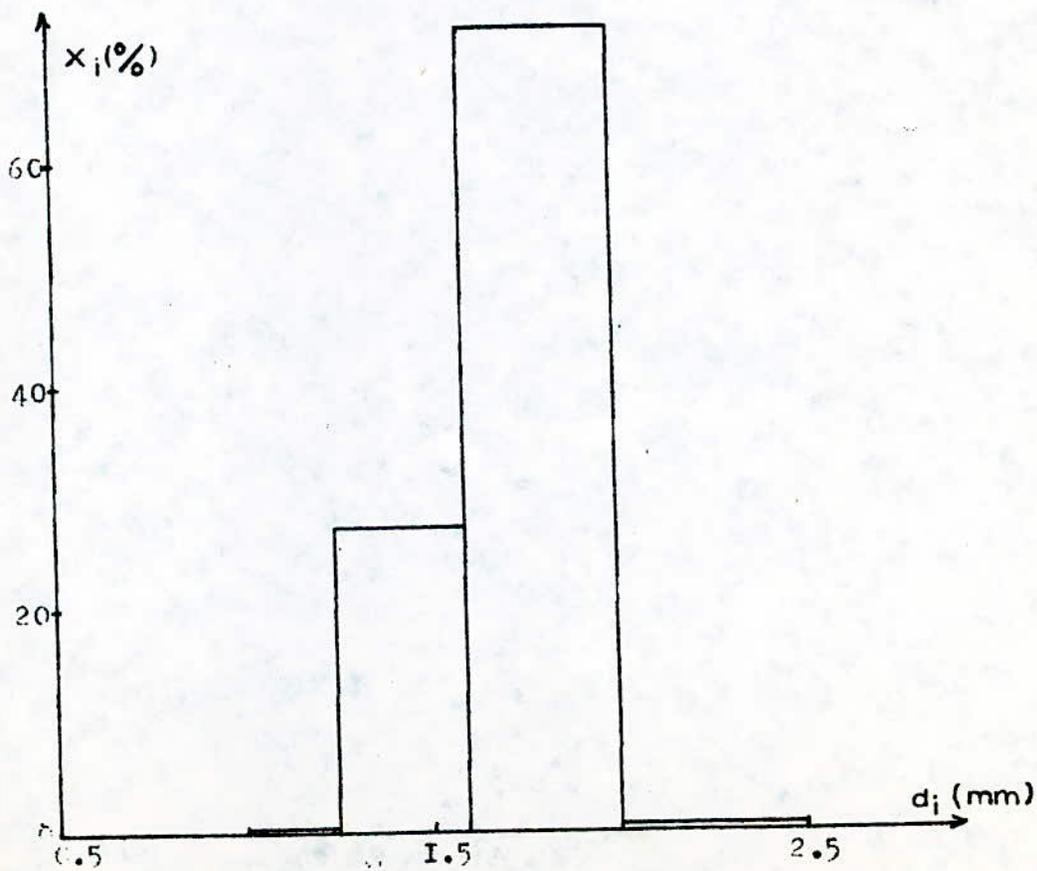
2°/ Catalyseur

$$u_{min} = \frac{38.73 \cdot 10^{-2}}{0.725} = 0.53m/s$$



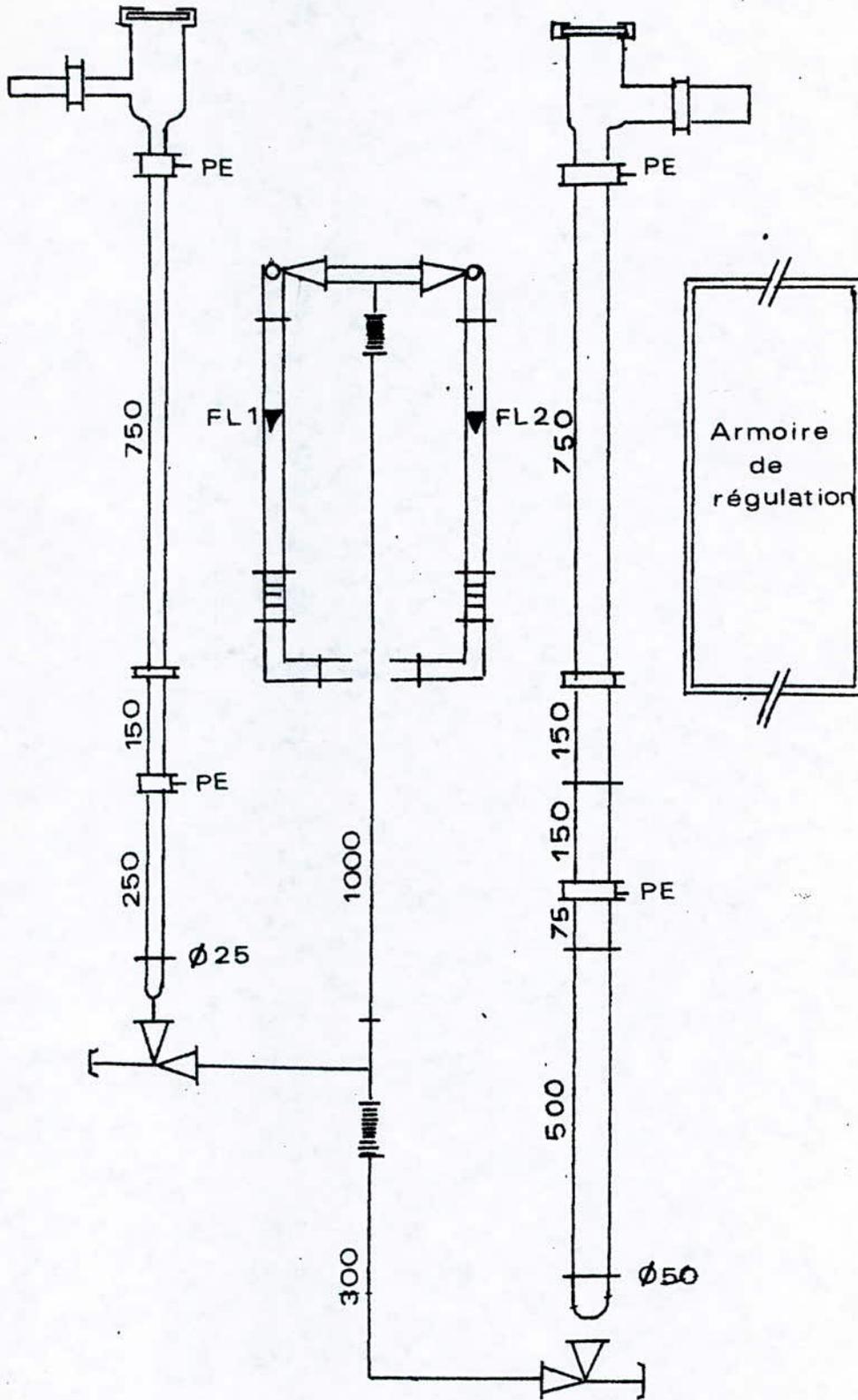
A1: DISTRIBUTION GRANULOMETRIQUE

Billes de verre  
figure(36)



A2: DISTRIBUTION GRANULOMETRIQUE

# FLUIDISATION PHASE GAZEUSE



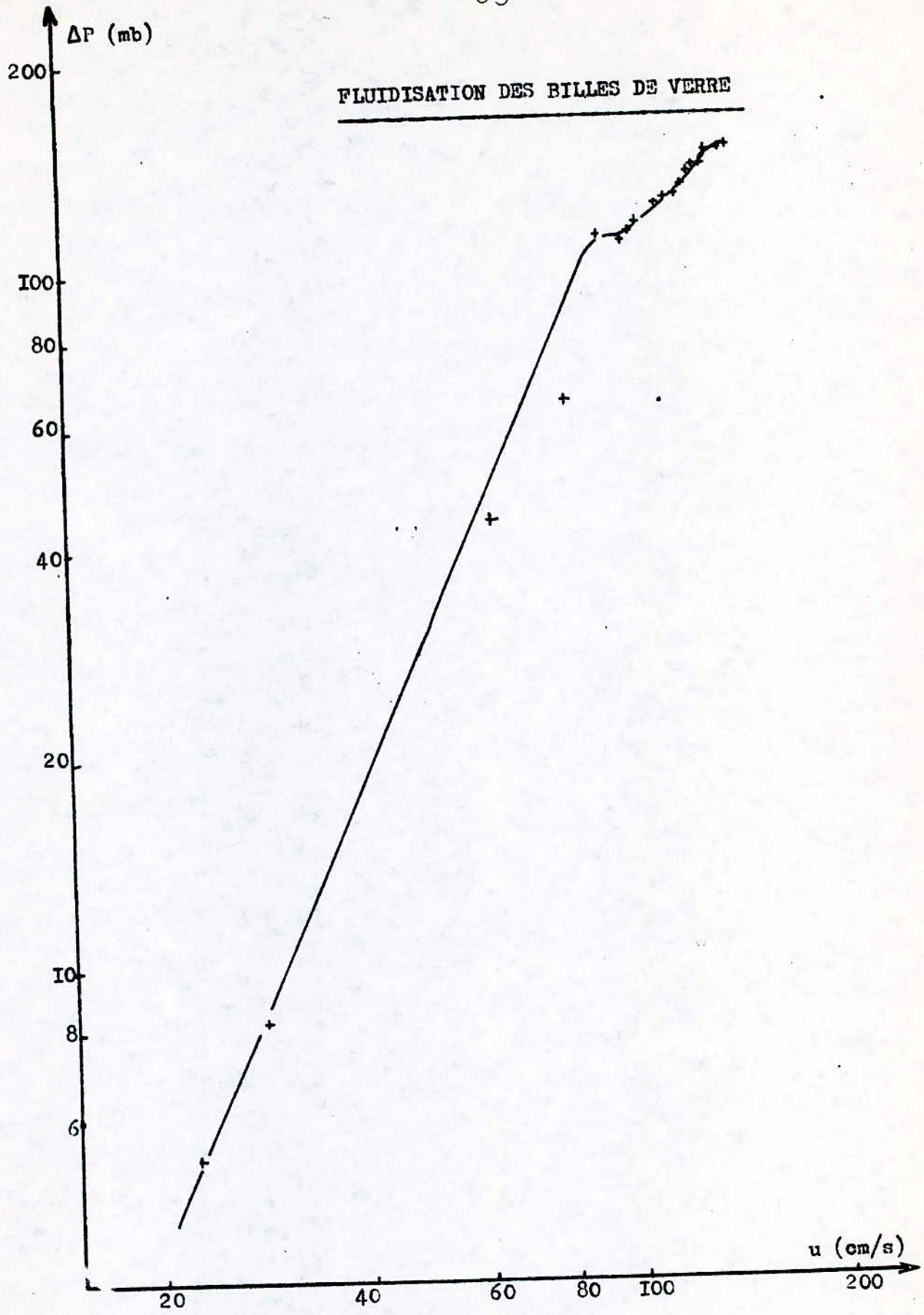
figure(35):Schéma de l'installation E.I.V.S.

FLUIDISATION DES BILLES DE VERRE

M=303.925g

$Z$ (cm)	$Q_{TPN}$ (m <sup>3</sup> /h)	$u$ (cm/s)	$\log u$	$\Delta P$ (mbars)	$\log \Delta P$	$\frac{\Delta P}{Z}$ (mbars/cm)	$E$
11.0	1.6	22.63	1.35	5.3	0.724	0.482	0.382
11.0	2.0	28.29	1.45	8.4	0.924	0.764	0.382
11.0	4.5	63.65	1.80	44.3	1.646	4.027	0.382
11.0	5.7	81.28	1.91	65.6	1.817	5.964	0.382
11.1	6.0	84.86	1.93	90.0	1.950	8.108	0.388
11.2	6.5	91.93	1.96	112.3	2.050	10.027	0.393
11.5	7.0	99.00	1.99	111.3	2.046	9.678	0.409
11.6	7.2	101.83	2.01	114.4	2.058	9.862	0.414
11.8	7.4	104.66	2.02	117.0	2.068	9.815	0.424
13.2	8.0	113.15	2.05	125.0	2.097	9.470	0.485
13.5	8.2	115.98	2.06	127.0	2.104	9.338	0.500
14.0	8.4	118.80	2.07	128.8	2.110	9.200	0.515
15.2	8.6	121.63	2.08	132.8	2.123	8.737	0.553
16.7	8.8	124.45	2.09	137.0	2.137	8.204	0.593
18.2	9.0	127.29	2.10	140.6	2.148	7.725	0.627
18.5	9.2	130.12	2.11	142.0	2.152	7.676	0.633
20.0	9.4	132.95	2.12	146.8	2.167	7.340	0.660
20.5	9.8	138.61	2.14	149.0	2.173	7.268	0.669
22.0	10.0	141.43	2.15	151.0	2.179	6.700	0.691

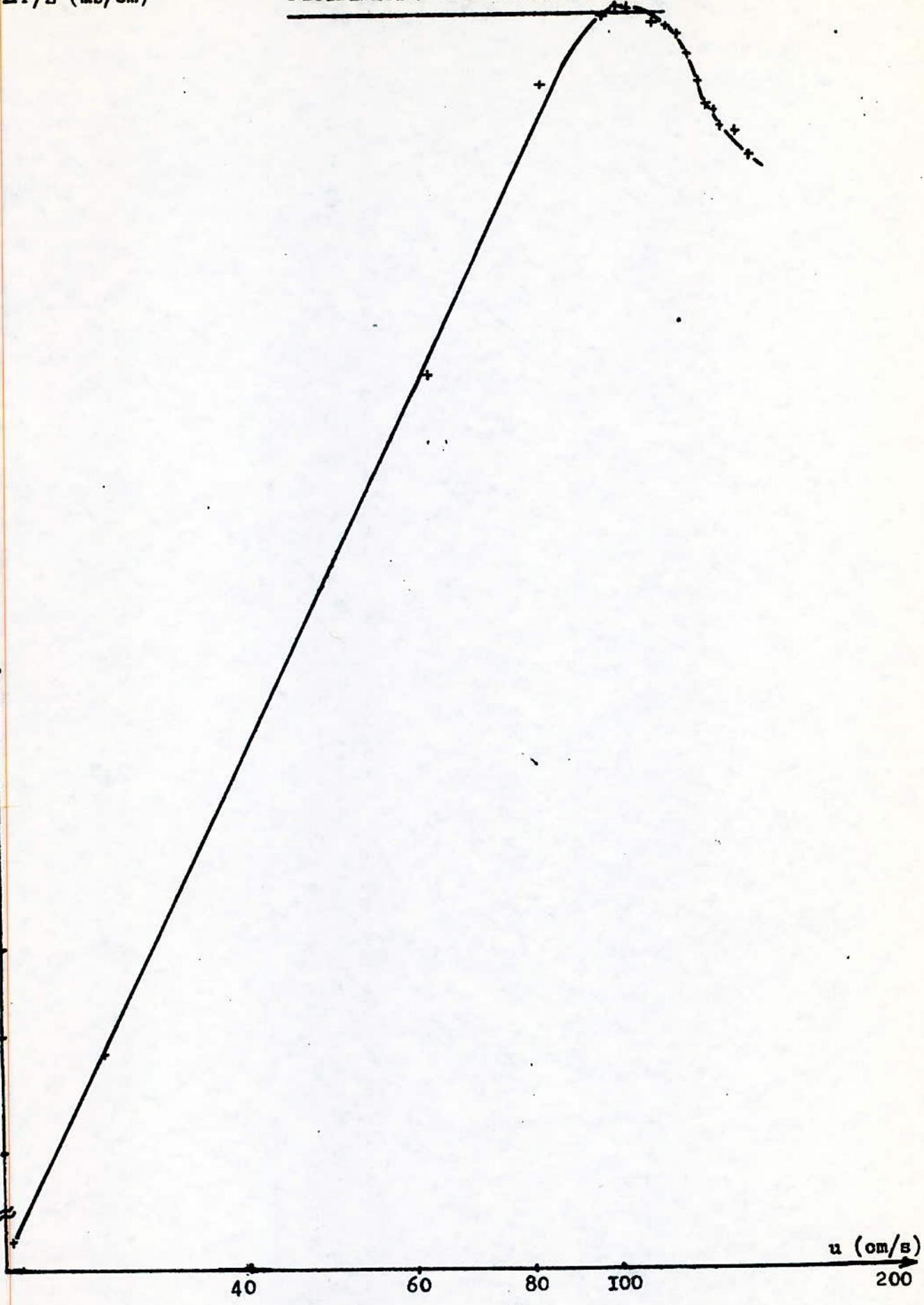
TABLEAU N° 1



figure(33)

FLUIDISATION DES BILLES DE VERRE

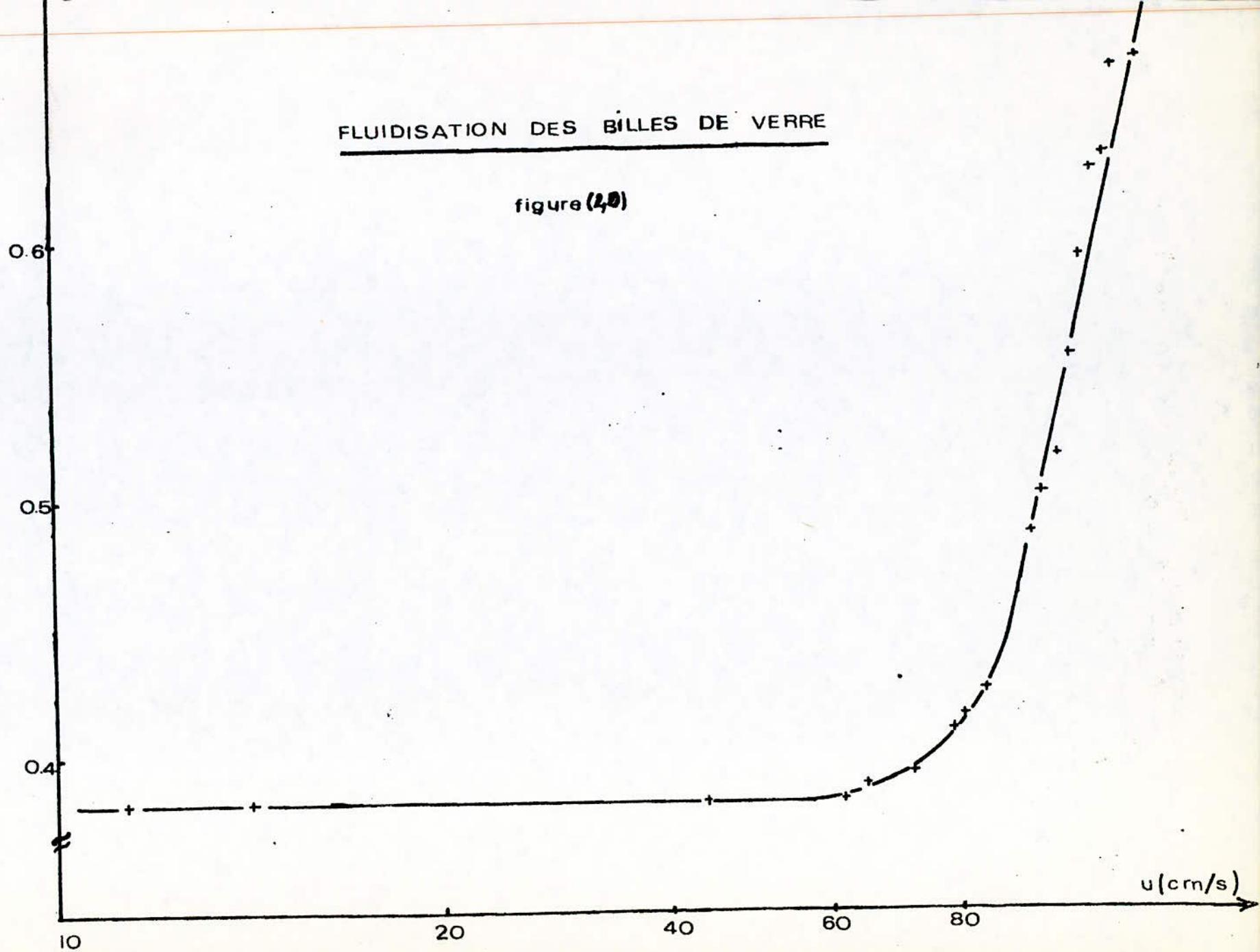
$\Delta P/Z$  (mb/cm)



figure(32)

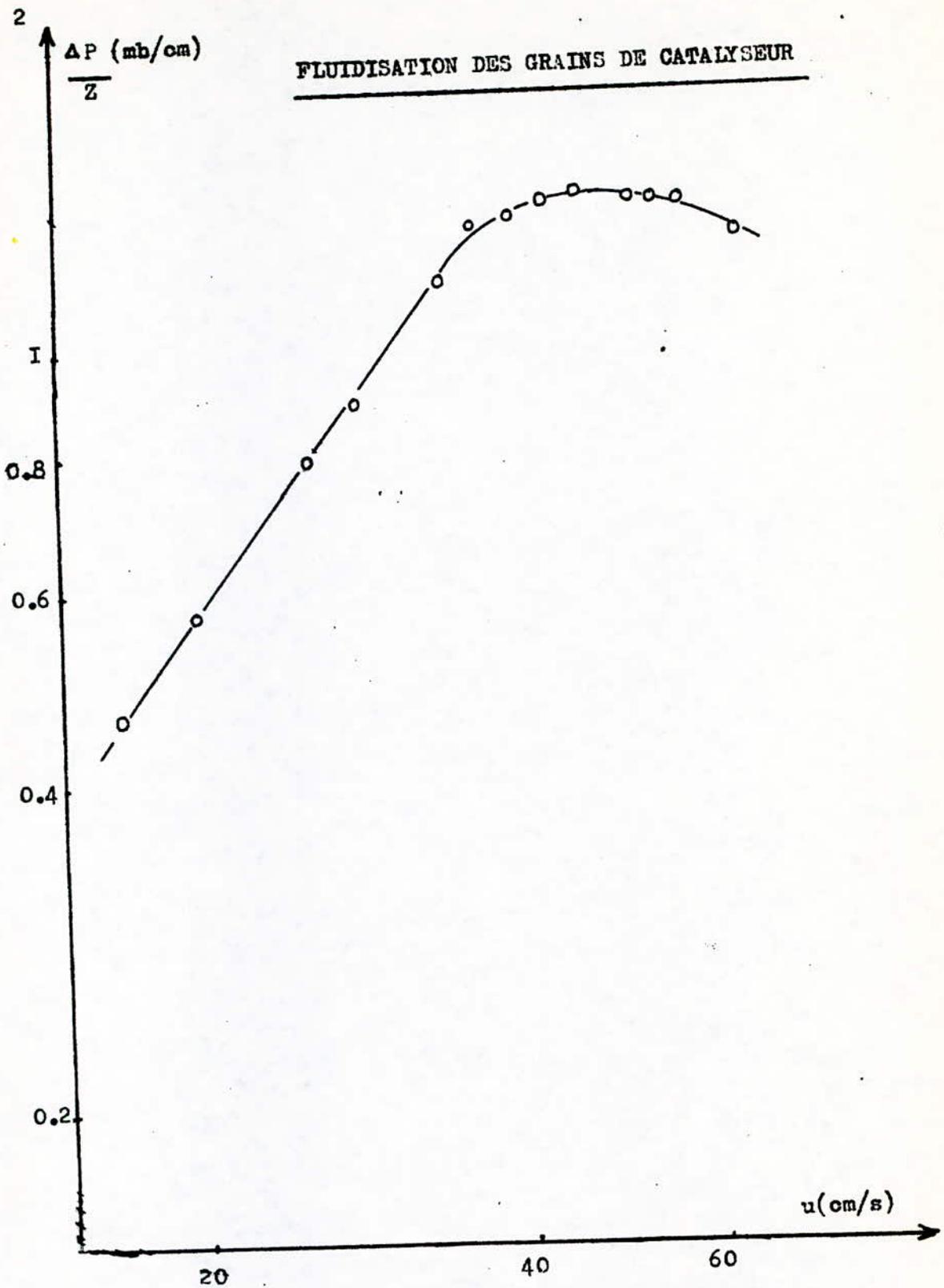
FLUIDISATION DES BILLES DE VERRE

figure (2,0)

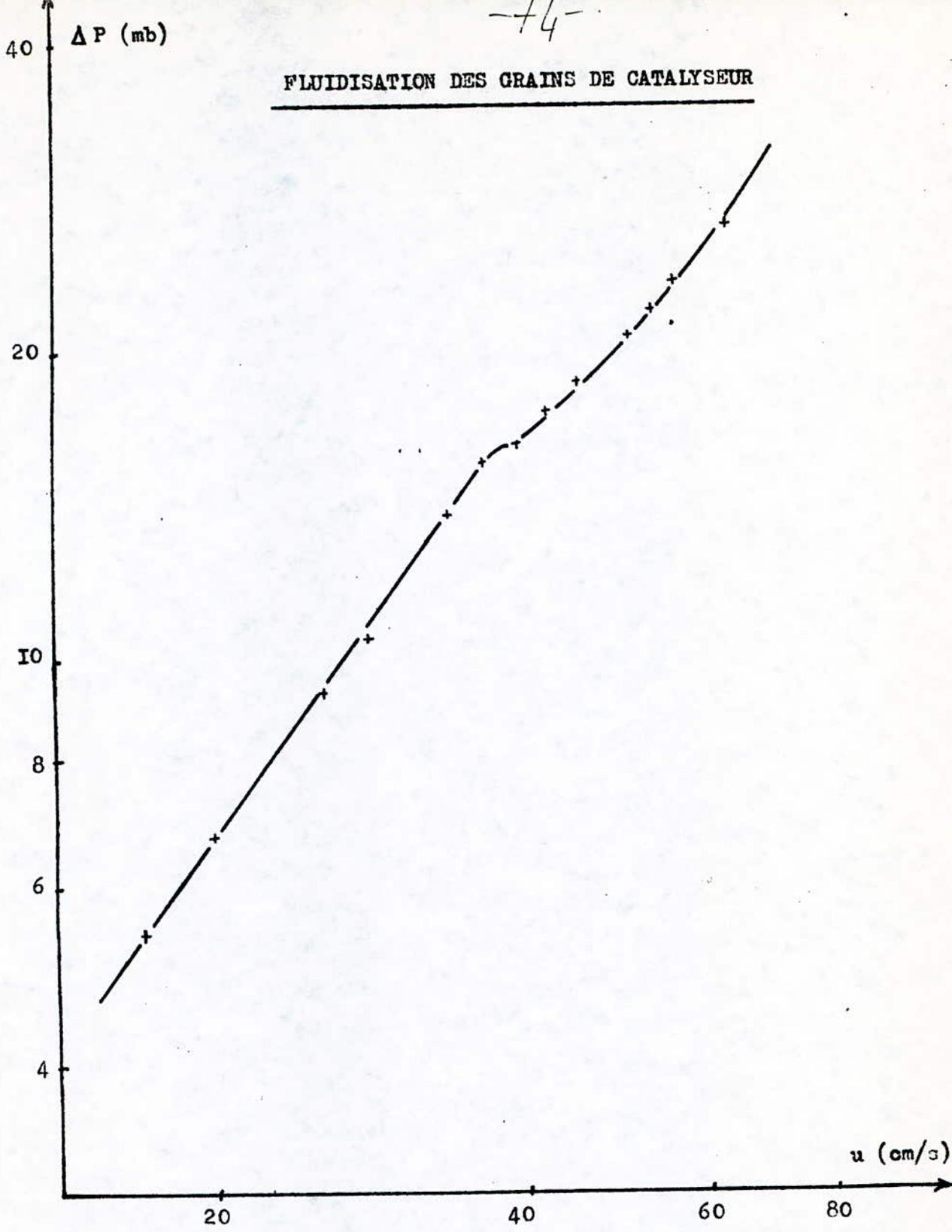


$Z$ (cm)	$Q_{TPN}$ (m <sup>3</sup> /h)	$U_{TPN}$ (cm/s)	$\Delta P$ (mbax)	$\Delta P/z$ (mb/cm)	$\epsilon$
11.7	1.2	16.98	5.4	0.462	0.392
11.7	1.4	19.81	6.7	0.573	0.392
11.7	1.8	25.47	9.3	0.755	0.392
11.7	2.0	28.30	10.5	0.897	0.392
11.9	2.4	33.96	13.8	1.160	0.403
12.0	2.6	36.49	15.6	1.300	0.408
12.2	2.8	39.62	16.3	1.336	0.417
12.8	3.0	42.45	17.6	1.375	0.445
13.5	3.2	45.28	18.9	1.400	0.473
15.0	3.6	50.94	20.7	1.380	0.526
16.0	3.8	53.77	22.1	1.381	0.556
17.0	4.0	56.60	23.5	1.382	0.582
21.0	4.5	63.68	26.9	1.281	0.661

TABLEAU N° 2



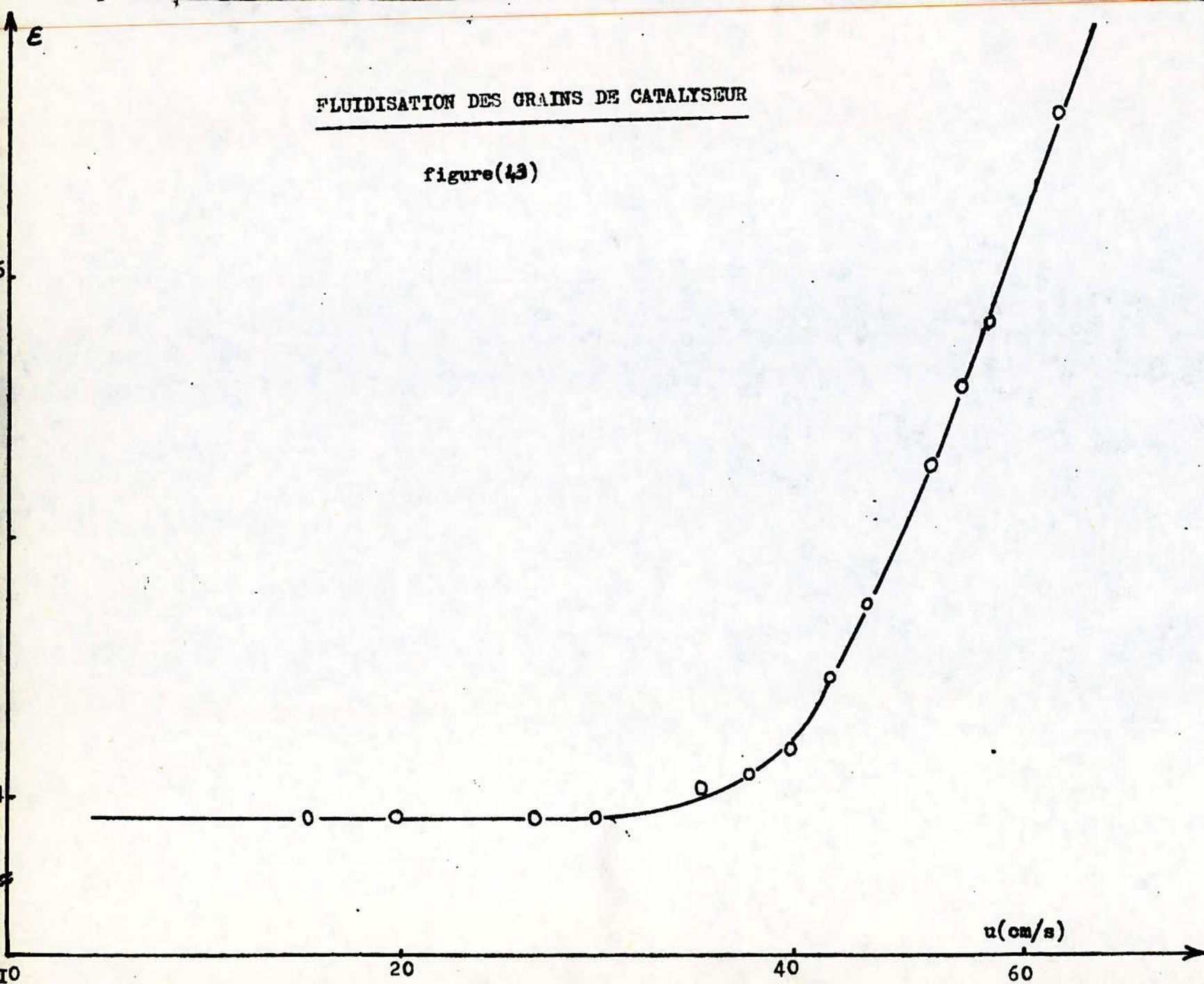
Figure(42): Variation du rapport entre la perte de pression et la hauteur du lit fluidisé en fonction de la vitesse.



figure(44):Variation du logarithme de la perte de pression en fonction du logarithme de la vitesse.

FLUIDISATION DES GRAINS DE CATALYSEUR

figure(43)



A 131 - Calcul theorique de u<sub>min</sub>

Nous utilisons l'equation d'Ergun pour le calcul de u<sub>min</sub> :

$$1.75 \frac{\beta_s}{\epsilon_{mf}^3} u_{min}^2 + \frac{150(1-\epsilon_{mf})^2}{\epsilon_{mf}^3 d_p^2} u_{min} - (\beta_s - \beta_g) g = 0$$

La porosite  $\epsilon_{mf}$  est determinee a l'aide du graphe

$\epsilon = f(\log u)$  figure (43) (40)

1°/Billes de verre

$\beta_s = 2.279 \text{ IO kg/m}^3$

Solide  $d_p = 1.953 \text{ IO}^{-3} \text{ m}$

$\gamma_v = 1$   
 $\epsilon_{mf} = 0.40$

Air  $\beta_g = 1.205 \text{ kg/m}^3$

$\eta = 1.8 \text{ IO}^{-2} \text{ PI}$

Nous obtenons:

$0.121 \text{ } \mu\text{min} + 0.297 \text{ } \mu\text{min} - 1 = 0$

$u_{min} = 1.60 \text{ m/s}$

2°/Grains de catalyseur

$\beta_s = 0.774 \text{ IO kg/m}^3$

Solide  $d_p = 1.681 \text{ IO}^{-3} \text{ m}$

$\gamma_v = 1$   
 $\epsilon_{mf} = 0.414$

Air  $\beta_g = 1.205 \text{ kg/m}^3$

$\eta = 1.8 \text{ IO}^{-2} \text{ PI}$

Nous obtenons:

$2.33 \text{ } \mu\text{min} + 1.042 \text{ } \mu\text{min} - 1 = 0$

$u_{min} = 0.47 \text{ m/s}$

Calcul de u<sub>min</sub> selon la formule suivante (Eq. 9/3):

$u_{min} = 420 \beta_s d_p^2$

1°) Billes de verre.

$$\underline{u_{min} = 1.87 \text{ m/s}}$$

2°) Grains de catalyseur.

$$\underline{u_{min} = 0.546 \text{ m/s}}$$

A 132 Calcul de la vitesse terminale de chute libre

Pour déterminer la vitesse terminale de chute libre nous avons utilisé la méthode analytique en utilisant la relation de MORSE ALEXANDER (tableau N°)

Pour cela, nous introduisons le nombre adimensionnel  $x$  tel que  $x = C_D Re^2$

$$x = \frac{4}{3} \frac{\rho_s - \rho_f}{\rho_f} g \rho_f d_p^3 \quad ( )$$

1°) Billes de verre.

La valeur de  $x$  est égale à :

$$x = 954570$$

Le graphe de la fig (44) nous permet de déterminer  $Re$

$$Re = 1.810$$

L'application de l'équation de Morse Alexander, nous donne :

$$x = C_D Re^2 = 0.35713 Re^2 + 148.62 Re - 4.75 \cdot 10$$

$$0.35713 Re^2 + 148.62 Re - 10.020 \cdot 710 = 0$$

$$Re = 1479.92$$

$$\text{d'où } u_t = \frac{Re \cdot \nu}{\rho_f d_p}$$

$$\underline{u_t = 11.32 \text{ m/s}}$$

2°) Catalyseur :

La valeur de  $x$  est égale à :

$$x = 1785.73,6$$

$$Re = 6 \cdot 10^4$$

L'application de l'Equation de Morsi Alexander, nous donne:

$$x = C_D Re^2 = 0.36443 Re^2 + 98.33 Re - 22.78$$

$$0.36443 Re^2 + 98.33 Re - 178596.38 = 0$$

$$Re = 578.02$$

d'où  $u_F = 5.14 \text{ m/s}$

Calcul de la vitesse de chute libre

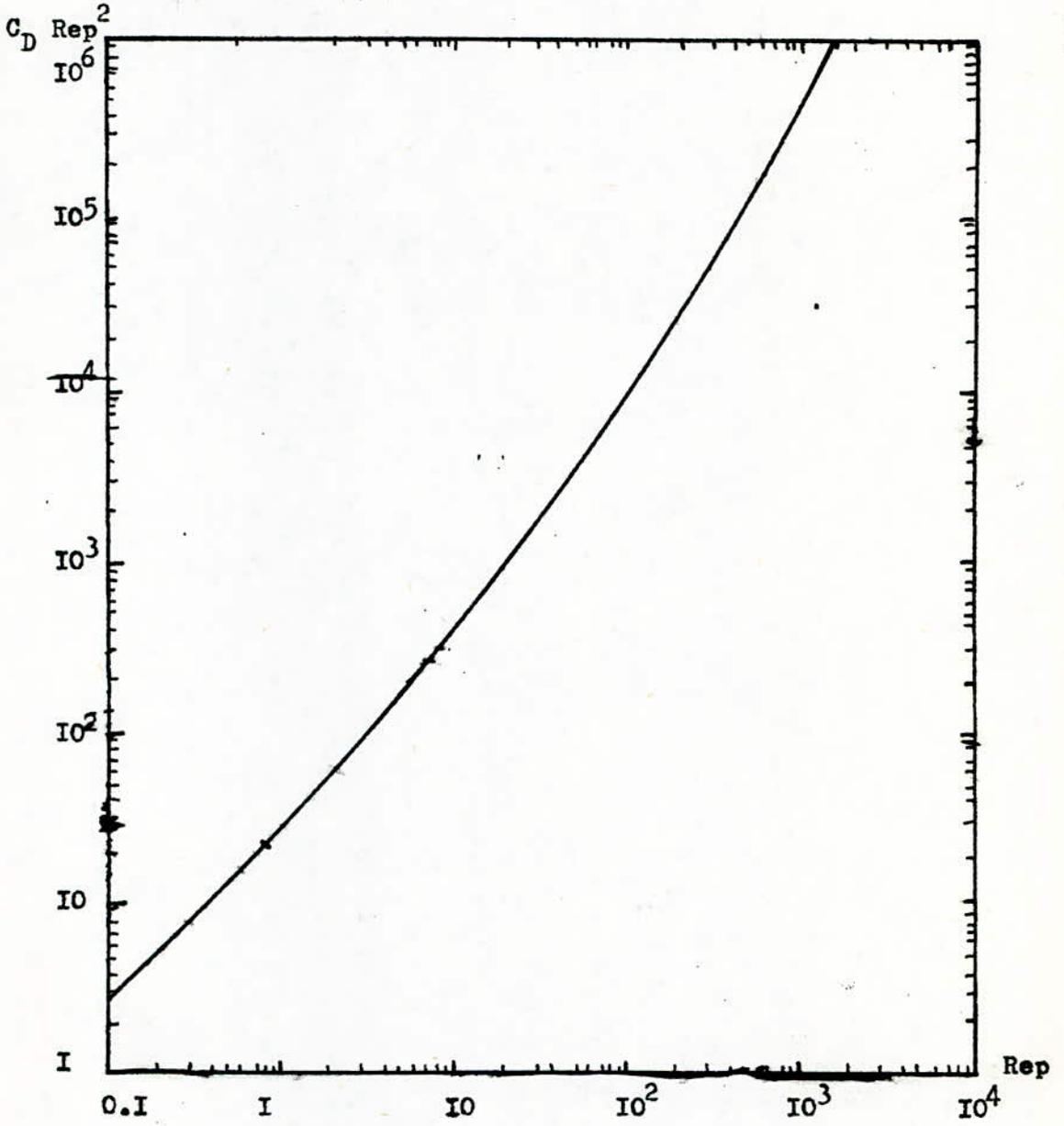
L'application de l'Equation de MORSI ALEXANDER

$$C_D = a + \frac{b}{Re} + \frac{c}{Re^2}$$

Tableau 1.° A

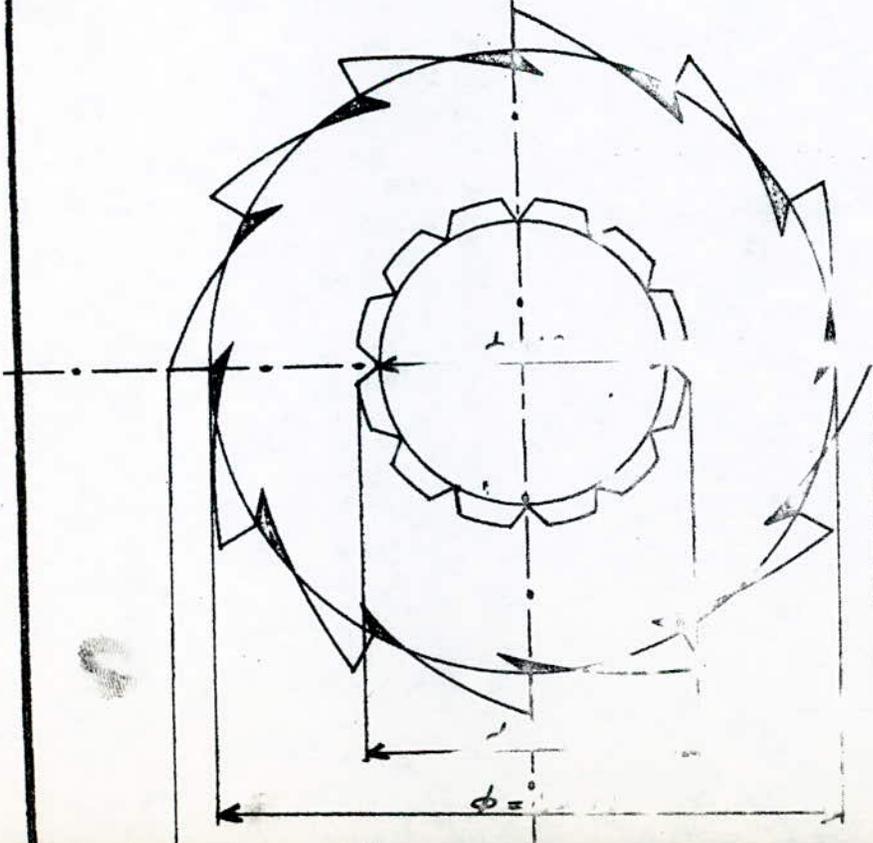
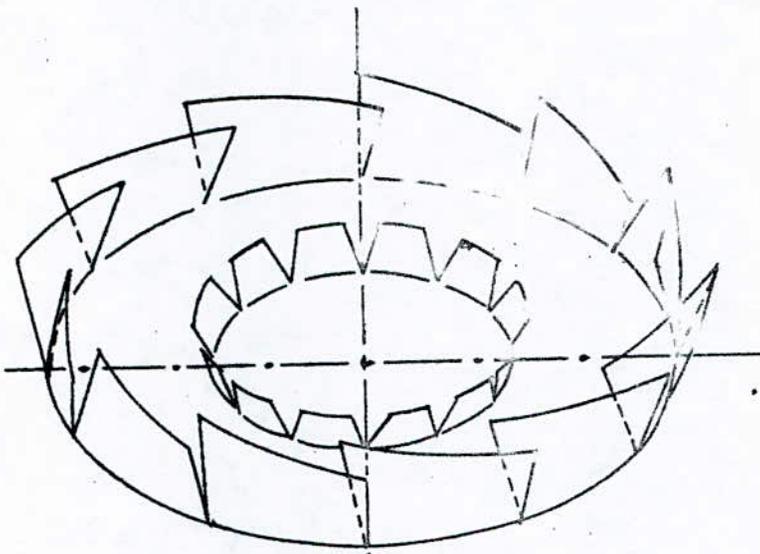
	$Re < 0.1$	$0.1 < Re < 1$	$1 < Re < 10$	$10 < Re < 10^2$	$10^2 < Re < 10^3$
a	0	3.69	3.232	0.51664	0.35143
b	2.4	2.73	39.1667	46.5	38.33
c	0	0.0403	-3.8889	-116.667	-22.78

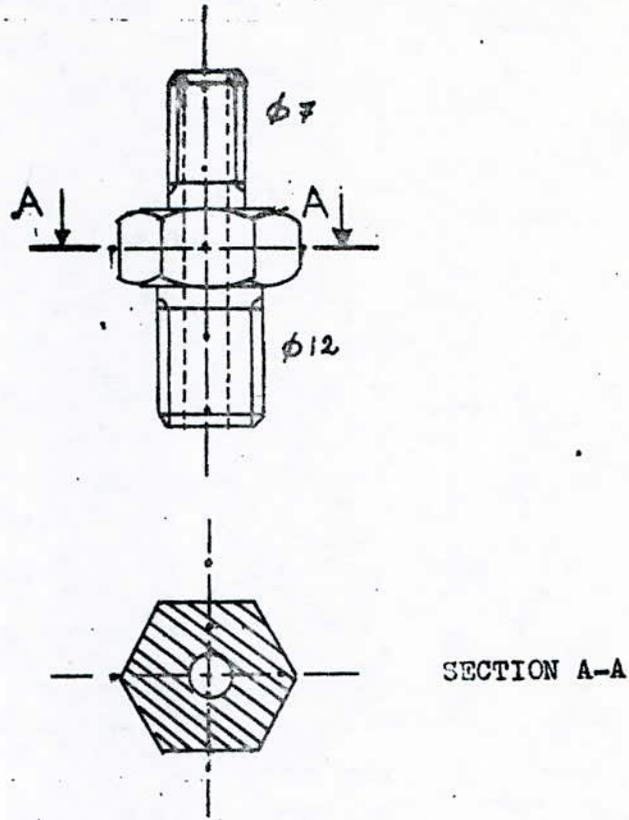
	$10^3 < Re < 5 \cdot 10^3$	$5 \cdot 10^3 < Re < 10^4$	$10^4 < Re < 5 \cdot 10^4$
a	0.35143	0.4599	0.5191
b	148.62	-490.546	-1662.5
c	$-4.15 \cdot 10^{-2}$	57.874	$5.41667 \cdot 10^{-6}$



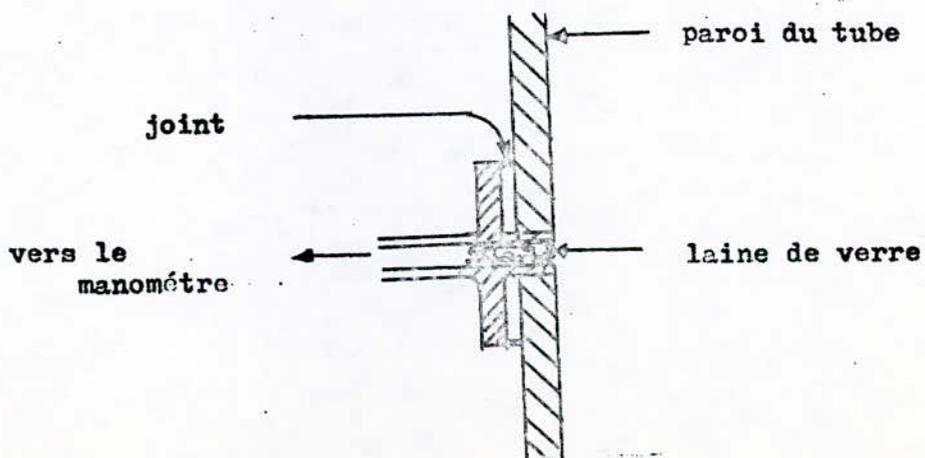
figure(44): Variation du produit  $C_D \text{ Rep}^2$  en fonction de  $\text{Rep}$ .

A2- Schéma des différentiels





figure(46):Prise de température



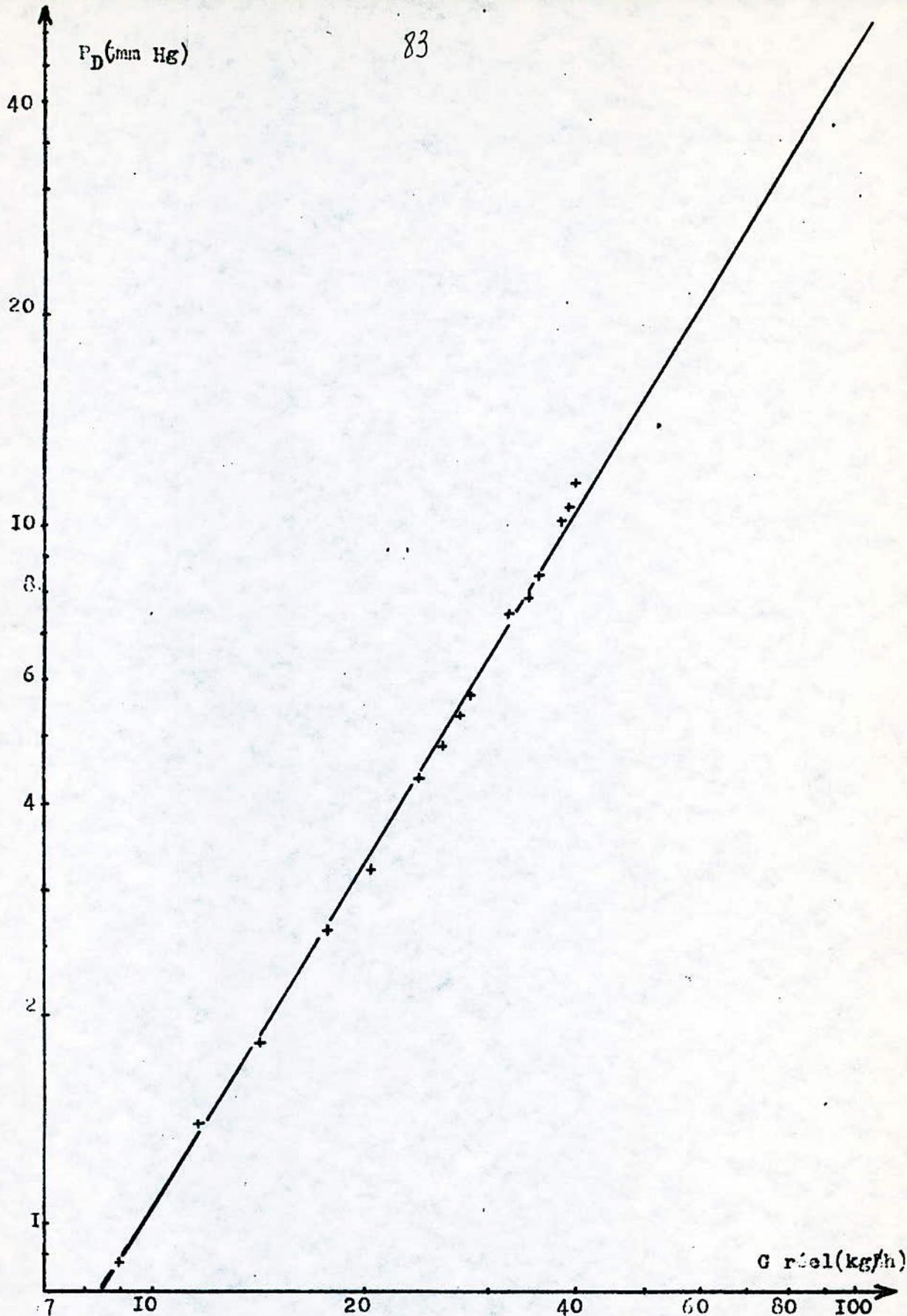
figure(47):Détail d'une prise de pression

## A3 - ETALONNAGE DU DIAPHRAGME

 $P_0 = 2 \text{ bars}$  $T_0 = 17.2^\circ \text{C}$ Débit d'air max = 16.51 Nm<sup>3</sup>/h d'air.

$Q_{TPN} \text{ (Nm}^3/\text{h)}$	$G_{\text{XeCl}} \text{ (kg/h)}$	$\Delta P_D \text{ (mm Hg)}$	$\Delta P_{DE} \text{ (mm Hg)}$	$Q_{\text{XeCl}} \text{ (m}^3/\text{h)}$
1.681	4.536	0.30	1.25	2.158
3.302	8.910	0.90	2.80	4.239
4.293	11.584	1.40	3.90	5.511
5.283	14.256	1.80	5.40	6.782
6.604	17.819	2.65	7.50	8.477
7.595	20.492	3.20	9.30	9.749
8.915	24.055	4.30	12.30	11.444
9.658	26.061	4.85	13.70	12.398
10.154	27.400	5.40	15.00	13.035
10.566	28.509	5.70	16.10	13.533
12.052	32.520	7.40	20.50	15.471
12.548	33.859	7.90	22.06	16.108
13.208	35.639	8.50	23.20	16.955
14.199	38.313	10.30	28.40	18.227
14.529	39.204	10.60	29.40	18.651
14.859	40.093	11.50	32.80	19.074

TABLEAU N° 3

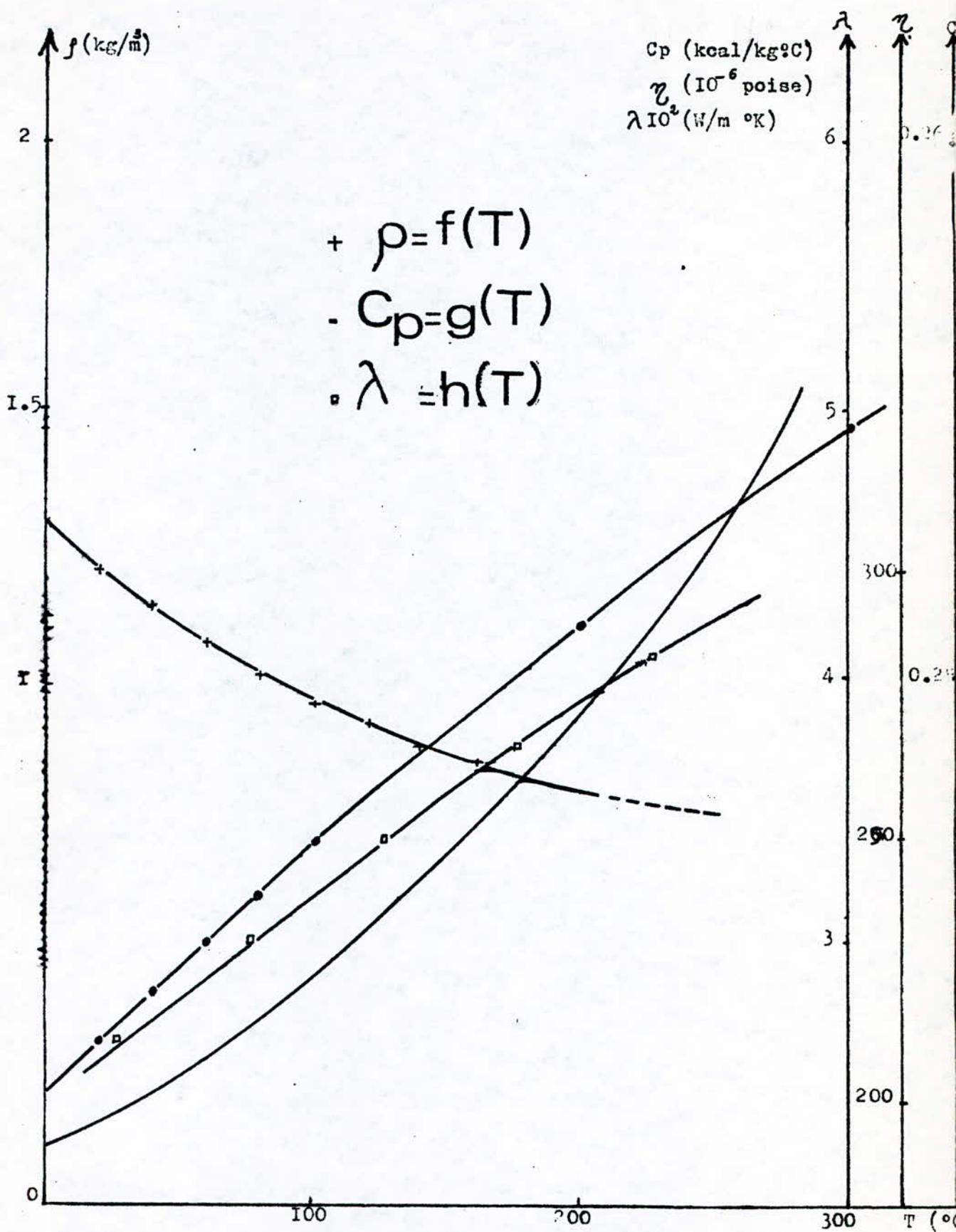


figure(40): COURBE D'ETALONNAGE DU DIAPHRAGME.

A.4 Caractéristiques physiques de l'air

Les caractéristiques de l'air, notamment la capacité calorifique  $C_p$ , la masse volumique  $\rho$ , la viscosité  $\eta$  et la conductibilité thermique  $\lambda$ , étant fonction des conditions opératoires nous donnons dans cette annexe les variations de  $C_p$ ,  $\rho$ ,  $\eta$  et  $\lambda$  en fonction de la température.

Les courbes ont été tracées à partir des valeurs données par la littérature [I.5].



figure(49): CARACTERISTIQUES PHYSIQUES DE L'AIR EN FONCTION DE LA TEMPERATURE.

A5 TRANSPORT DE CHALEUR POUR LE GAZ SEUL

1 - PROFIL RADIAL : z = 1.2 cm

Re	17600	16527	15019	13732	12825	10316	6511	4439
	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)
0	98	112	126.5	138	143.5	150.75	202	230
0.5	98	112	126.5	138	143.5	150.75	202	230
1	93	106	119	127	132.3	145	188.5	217
1.5	87	105	109.5	116	122.75	135.5	177.25	203
2	83	97	107.75	112	119	128	168	190
2.5	80	93	104	107.5	111.5	122.5	160.25	182
3	76.7	85.7	101	104.5	109	116.8	152	175
3.5	72.25	82	100	103	107	115.8	150.3	167
4	72	81.5	99.5	101	104.75	115.4	149	165
4.5	70	79.5	98.25	100	103	115.4	147	160
5	69.25	79.5	97.5	100	102.75	114.5	145	160

Tableau N°4

2 - PROFIL RADIAL : z = 28 cm

Re	17600	16527	15019	13732	12825	10316	6511	4439
	T(°C)							
0	76.25	78	96	100	103.5	121.5	140.5	159
2.8	63.5	66	81.5	86	92.5	98.5	117	139
3.5	55	60	66	70	76.5	89	103.5	118
4	50	53	60	63	66	80.5	89.5	105
4.5	47	50	56	57	63.5	75	84	97
5	46	49	54.5	55	56.5	73	80.5	95

Tableau N°5

**A5-3- PROFILS LONGITUDINAUX A r=0 cm**

$Re$	17600	16527	15019	13732	12825	10316	6511	4439
$z$ (cm)	$T(^{\circ}C)$							
1	98	113	131	139	144	151	203	230
3	90	98	122	126	129	135	154	186
5	86	91	113	119.5	127	132	153	180
10	82	84	104	112	116	129	147	170
15	79	81.5	101	105	110	128	147	165
20	78	79	100	103	109	126	144	162
25	76	78	99	102	105	122	142	160
30	75	77	96	100	105	119	139	158
35	74.5	77	94	96.5	100	118	137.5	156
40	74	76.5	90	95	97	118	135	155
45	73	76	88	93	97	117	135	152

Tableau N°6

**A5-4- Calcul du nombre de REYNOLDS relatif à l'écoulement  
du gaz seul.**

$G$ (kg/h)	105	100	93	86	80.5	66.5	44	31.5
$Re$	17600	16527	15019	13732	12825	10316	6511	4439
$u$ (m/s)	3.59	3.48	3.36	3.15	2.98	2.53	1.77	1.33

Tableau N°7

A5.5- Détermination des température moyennes d'entrée et de sortie du

Ayant les différents profils radiaux  $T = f(r)$ , nous pouvons calculer une température moyenne  $T_{ge}$  et  $T_{gs}$ , donnée par l'expression:

$$T_g = \frac{2}{S} \int_0^R r \cdot T(r) dr \quad ( )$$

Les thermocouples, étant placés à une distance  $r$  du centre, donnent la température de l'isotherme à ce niveau.

S : section du tube

R : rayon du tube

Pour cela nous traçons les courbes  $r \cdot T(r) = f(r)$  figure (50), et nous calculons les différentes aires à l'aide d'un planimètre table N° 8

Exemple de calcul

$$G = 105 \text{ kg/h}$$

$$Re = 17600$$

$$D = 10 \text{ cm}$$

$$\text{L'aire de la courbe } \int_0^5 r \cdot T(r) dr = 1000$$

$$\text{d'où } T_{ge} = \frac{8 \cdot 1000}{100} = 80 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\underline{T_{ge} = 80 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

Nous procédons de la même manière pour les températures de sortie

$$\int_0^R r \cdot T(r) dr = 725$$

$$\text{d'où } \underline{T_{gs} = 53 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

A5.6- Calcul du coefficient de transfert de chaleur gaz-paroi

La puissance électrique reçue par le gaz s'écrit:

$$II D Z h_{gp} (\bar{T}_g - T_{paroi}) = G C_g (T_{ge} - T_{gs}) \quad ( )$$

d'où nous déduisons le coefficient de transfert

$$h_{gp} = \frac{G C_g (T_{ge} - T_{gs})}{II D Z (\bar{T}_g - T_p)} \quad ( )$$

Exemple de calcul

Le tableau N° nous donne les différentes températures d'entrée et de sortie du gaz

$$G = 105 \text{ kg/h} \quad T_{ge} = 30 \text{ }^\circ\text{C} \quad D = 10 \text{ cm}$$

$$C_g = 0.2454 \text{ kcal/kg }^\circ\text{C} \quad T_{gs} = 58 \text{ }^\circ\text{C} \quad Z = 26.8 \text{ cm}$$

Nous définissons :

$$\Delta T_1 = T_{ge} - T_{p1} = 28.75 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = T_{gs} - T_{p2} = 30.25 \text{ }^\circ\text{C}$$

Si le rapport  $\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} < 1.5$  nous pouvons approximer  $\frac{T_g - T_p}{\Delta T}$  à la moyenne arithmétique  $\frac{\Delta T_1 + \Delta T_2}{2}$  ( )

$$\text{d'où } \underline{h_{gp} = 228.23 \text{ kcal/h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}}$$

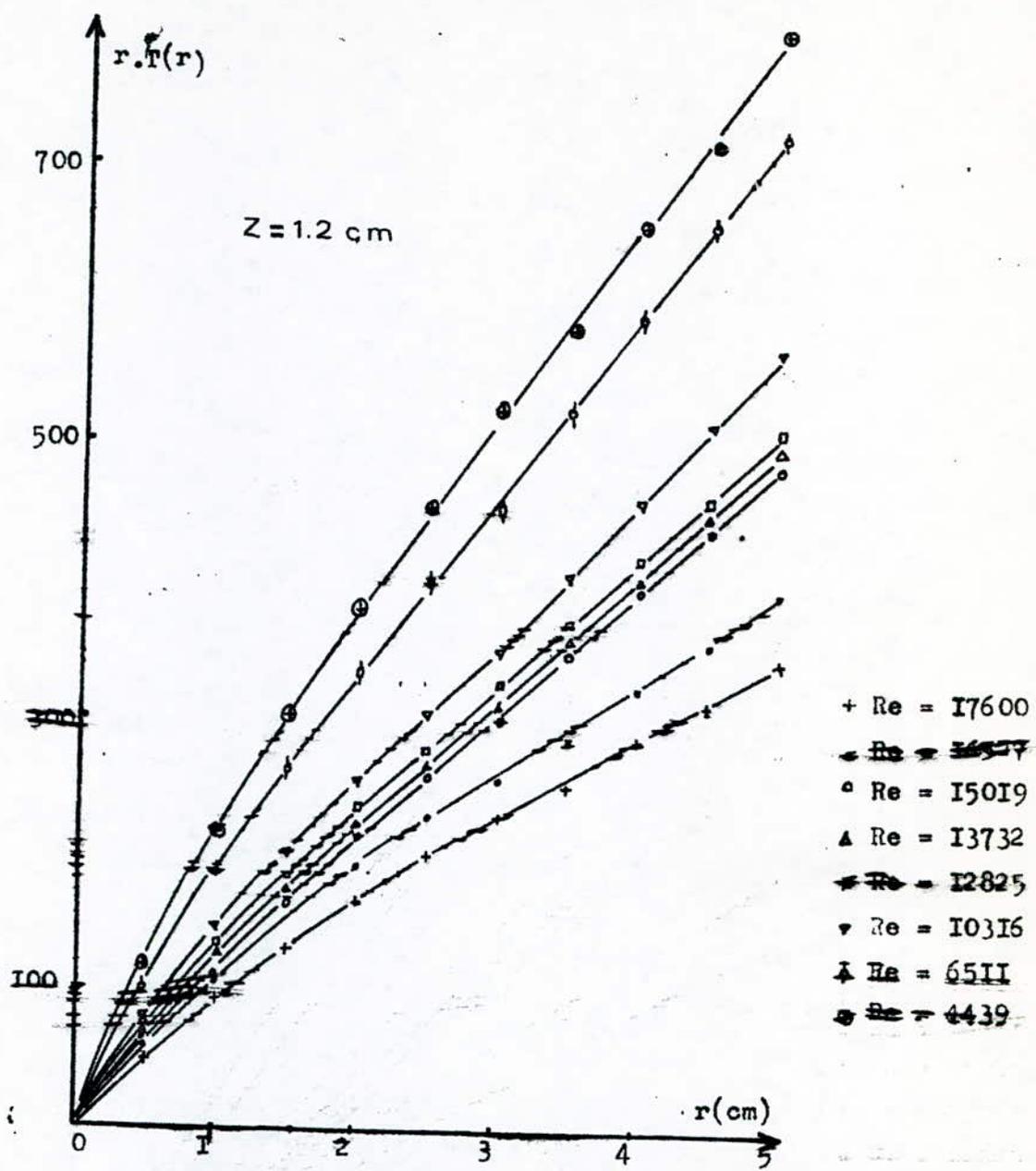
Nous procéderons de la même manière pour le cas de la suspension

Re	17600	16527	15019	13732	12825	10316	6511	4439
$\int_0^R \kappa \cdot T(\kappa)$	1000	1114.3	1279.4	1322.9	1399.9	1539.3	1947	2218
T <sub>ge</sub> (°C)	80	89	102.5	106.6	112	123	155.7	177.4
$\int_0^R \kappa \cdot T(\kappa)$	425	838	960.4	975	1025	1154	1465	1712
T <sub>gs</sub> (°C)	58	<del>67</del>	76.8	48	82	92.3	117.2	136.9

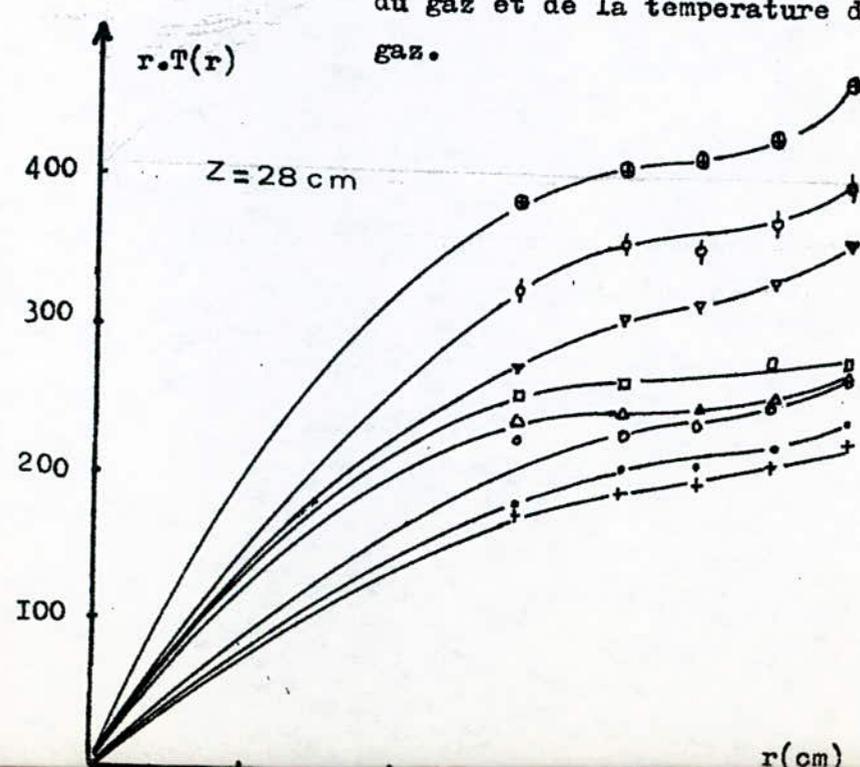
Tableau N° 8

Re	17600	16527	15019	13732	12825	10316	6511	4439
G (kg/h)	105	100	93	86	80.5	66.5	44	31.5
u (m/s)	3.59	<del>3.28</del>	3.36	<del>3.15</del>	2.98	<del>2.51</del>	1.77	1.33
ΔT <sub>1</sub> (°C)	28.75	32.50	29.00	38.00	40.75	36.25	57.00	40.00
ΔT <sub>2</sub> (°C)	30.25	29.00	41.50	45.00	47.00	48.50	60.00	64.00
ΔT <sub>2</sub> /ΔT <sub>1</sub>	1.05	0.89	1.43	1.18	1.15	1.34	1.05	0.91
T <sub>ge</sub> - T <sub>gs</sub> (°C)	22.00	22.12	25.52	28.63	30.00	30.40	38.55	40.50
h <sub>0</sub> (kcal/hm <sup>2</sup> )	228.23	210.01	197.04	173.74	161.28	141.45	85.54	55.82
Pr	0.739	0.736	0.732	0.729	0.726	0.725	0.720	0.724
(Nu) <sub>exp</sub>	904.4	815.9	742.6	644.3	594.2	508.3	288.0	179.7

Tableau N° 9



figure(50): Determination de la temperature d'entrée  $T_{ge}$  du gaz et de la temperature de sortie  $T_{gs}$  du gaz.



I- PROFIL RADIAL A Z=1.2 cm

G (kg/h)	105	100	93	86
r (cm)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)
0	83	86	103	108
1.5	83	86	103	108
3	67	82	102	103
4.5	64	77	95	98

MASSE: M=1289 g

P<sub>0</sub> = 2 bars

T<sub>0</sub> = 19°C

ΔP<sub>E</sub> = 15 cm d'H<sub>2</sub>O

TABLEAU N°10 : Billes de verre

MASSE : M = 356.23 g

G (kg/h)	93	86	80.5	66.5	44	31.5
r (cm)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)
0	105	107.5	110	125	149	170
1.5	103.5	107.5	110	125	149	170
3	90	91.5	93	118.5	142	154.5
4.5	89.5	90.5	92	114.5	136	148

P<sub>0</sub> = 2 bars

T<sub>0</sub> = 17°C

ΔP<sub>E</sub> = 7.8 cm d'H<sub>2</sub>O

TABLEAU N°11 : Grains de catalyseur

2- PROFIL RADIAL A Z = 28 cm

MASSE : M = 1289 g

G (kg/h)	105	100	93	86
r (cm)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)
0	74	90	100	103
2.8	74	90	100	103
4	74	84	90	101
5	74	81	88.5	99

TABLEAU N°12 : Billes de verre

x(cm)	G (kg/h)	0.5	1	1.5	2	3	5.15
	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)
0	85	87	89	100	110	140	
2.8	85	87	89	100	110	140	
4	83	85	87.5	94	107	137	
5	81.5	84	87	92.5	106	137	

TABLEAU N°13 : Grains de catalyseur

## 3- PROFIL LONGITUDINAL A r= 0 cm

M = 1289 g ; T<sub>0</sub> = 19°C ; P<sub>0</sub> = 2 bars ; ΔP<sub>e</sub> = 15 cm d'H<sub>2</sub>O

G(kg/h)	z(cm)	0.5	1	1.5	2	3	4	6	8	10
105	T(°C)	85	83	81	80	77	77	77	77	77
100	T(°C)	87.5	86	85	84	82	82	82	82	82
93	T(°C)	105	104	103	102.5	101	101	101	101	101
86	T(°C)	109	108	107	105.5	103	103	103	103	103

TABLEAU N°14 : Billes de verre

M = 356.23 g ; ΔP<sub>e</sub> = 5.8 cm d'H<sub>2</sub>O

G(kg/h)	z(cm)	0.5	1	1.5	2	3	4	6	8	10
93	T(°C)	107	105	104	103.5	102	102	102	102	102
86	T(°C)	110	108	106.5	105	103	103	103	103	103
80.5	T(°C)	113	110	108	107	105	105	105	105	105
66.5	T(°C)	127	125	124	123	122	122	122	122	122
64	T(°C)	150	148	147.5	147	146	146	146	146	146
31.5	T(°C)	171.5	170	169	168	167	167	167	167	167

TABLEAU N°15 : Grains de catalyseur

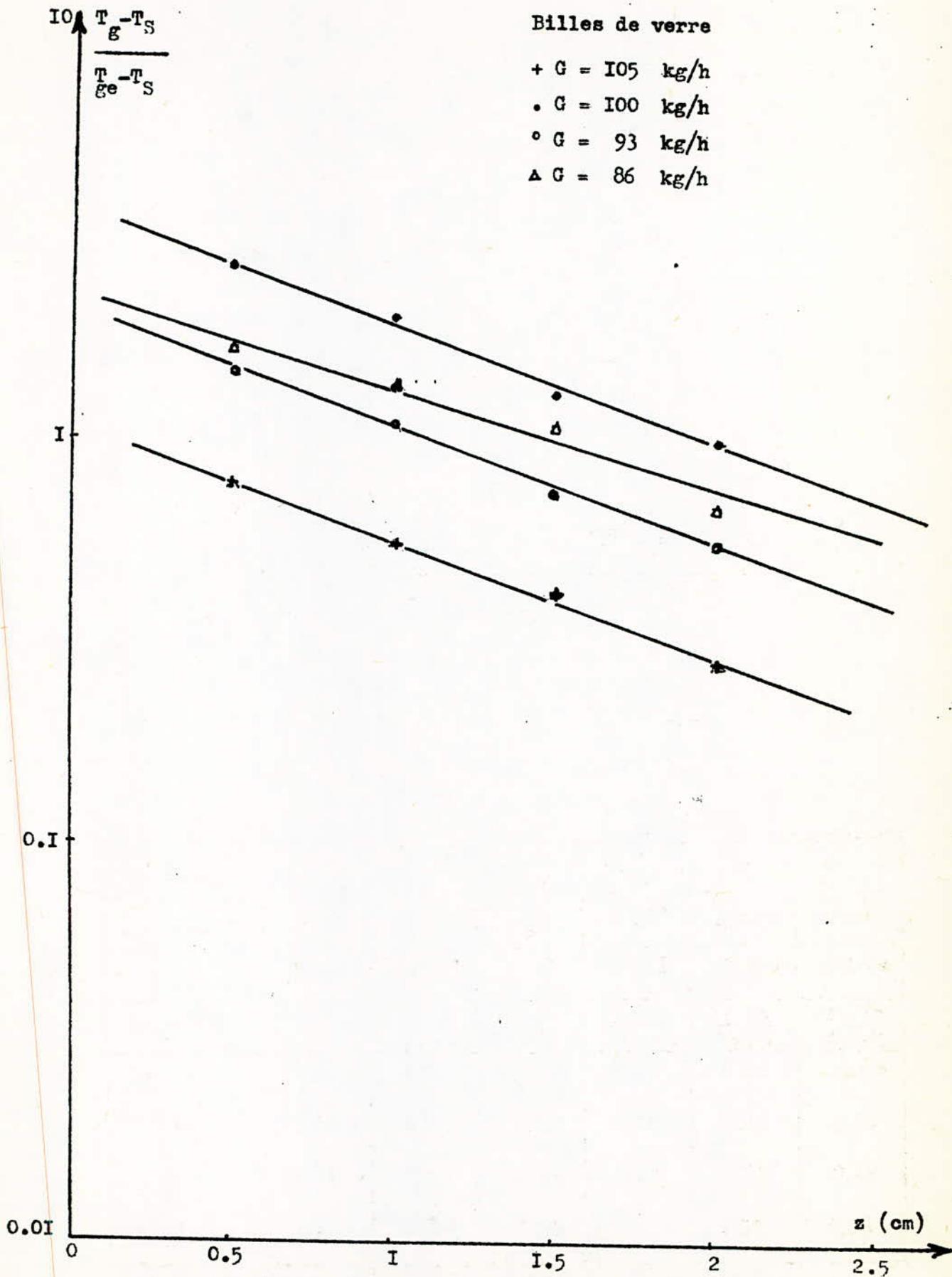
4- COEFFICIENT DE TRANSFERT GAZ-SOLIDE  $h_{gs}$

$G$ (kg/h)	105	100	93	86
$T_{ge}$ (°C)	80	89	102.5	106.6
$T_s$ (°C)	77	82	101	103
$Z_f$ (cm)	14.80	14.75	13.25	12.1
$\epsilon_f$	0.513	0.512	0.456	0.405
$\beta$ (cm)	$\frac{T_g - T_s}{T_{ge} - T_s}$			
0.5	2.67	0.77	1.48	1.65
1	2.00	0.56	1.11	1.38
1.5	1.33	0.42	0.74	1.10
2	1.00	0.28	0.55	0.69
$h_{gs}$ (kcal/m <sup>2</sup> h°C)	146.91	138.49	120.86	97.58

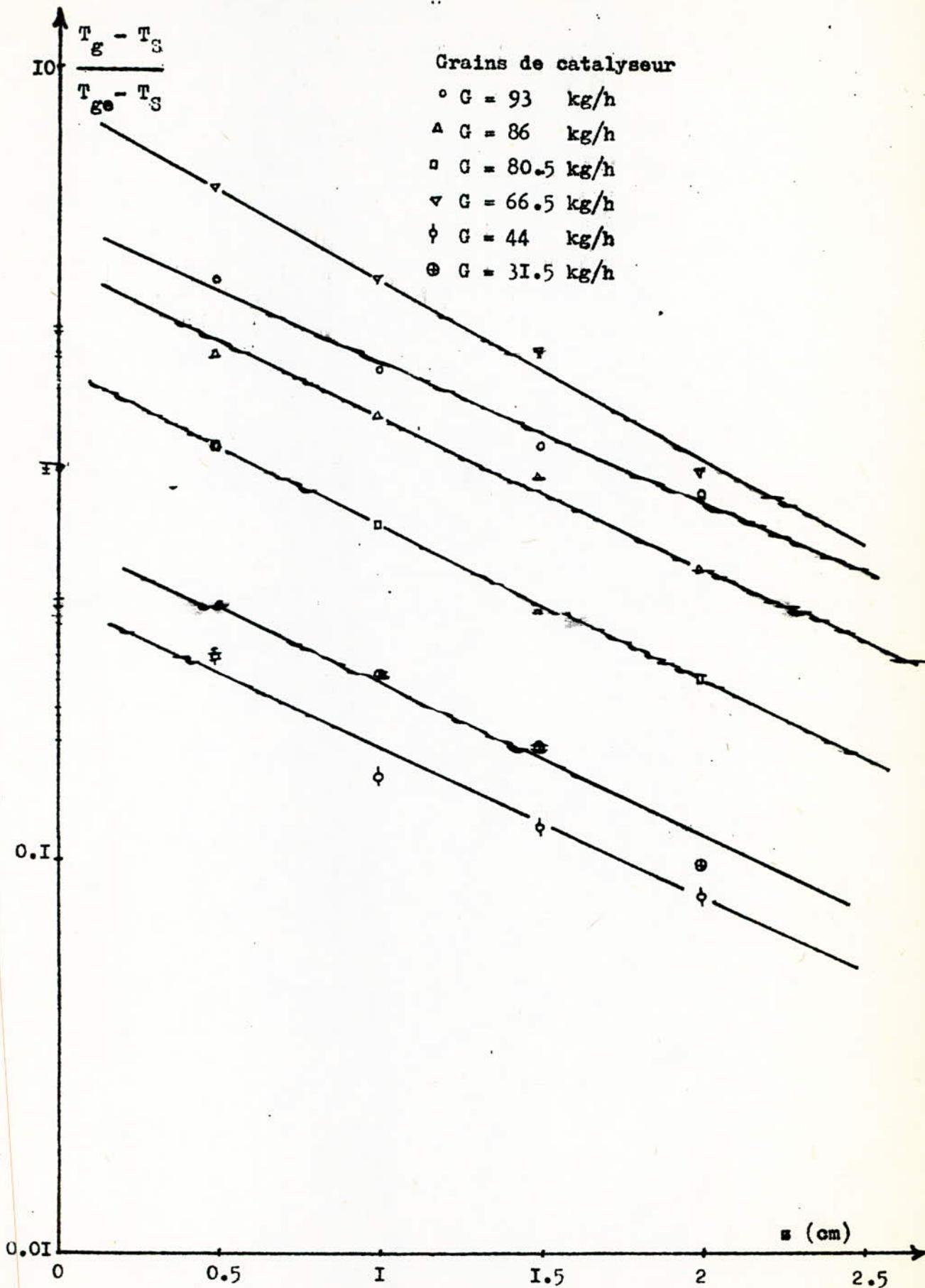
TABLEAU N°16 : Billes de verre.

$G$ (kg/h)	93	86	80.5	66.5	44	31.5
$T_{ge}$ (°C)	102.5	106.6	112	123	156	177.5
$T_s$ (°C)	102	103	105	122	146	167
$Z_f$ (cm)	15.00	15.90	14.31	11.70	10.50	10.10
$\epsilon_f$	0.634	0.632	0.590	0.498	0.442	0.419
$\beta$ (cm)	$\frac{T_g - T_s}{T_{ge} - T_s}$					
0.5	2.94	1.93	1.14	5.00	0.22	0.43
1	1.46	1.98	0.72	3.00	0.16	0.29
1.5	1.12	0.96	0.43	2.00	0.12	0.19
2	0.88	0.65	0.29	1.00	0.08	0.09
$h_{gs}$ (kcal/h <sup>2</sup> cm <sup>2</sup> )	205.00	192.50	169.55	122.50	64.62	40.61

TABLEAU N°17 : Grains de catalyseur.



figure(51): Variation de la température du gaz en fonction de la hauteur dans le lit ( $z < 2$  cm)



figure(52): Variation de la température du gaz en fonction de la hauteur dans le lit ( $z \leq 2$  cm)

G (kg/h)	105	100	93	86
$h_{gs}$ (kcal/h <sup>2</sup> m <sup>2</sup> )	146.91	138.79	120.86	97.58
Rep	342	322	294	271
Ku	11.37	10.53	8.90	7.07

TABLEAU N°18: Billes de verre

G (kg/h)	93	86	80.5	66.5	44	31.5
$h_{gs}$ (kcal/h <sup>2</sup> m <sup>2</sup> )	205.00	192.50	169.55	122.50	64.62	40.61
Rep	253	233	218	174	110	75
Ku	12.99	12.00	10.50	7.40	3.65	2.19

TABLEAU N°19: Grains de catalyseur

5- COEFFICIENT DE TRANSFERT SUSPENSION-PAROI  $h_{sp}$

G (kg/h)	105	100	93	86
$T_{me} - T_{ms}$ (°C)	22.00	22.12	25.52	28.63
$\Delta T_1$ (°C)	19	9	8	10
$\Delta T_2$ (°C)	0	9	11.5	4
$\Delta T_2 / \Delta T_1$	0	1	1.43	0.4
$h_{sp}$ (kcal/h <sup>2</sup> m <sup>2</sup> )	708.72	717.53	712.38	686.85
Rep	342	322	294	271
Nu exp	54.85	54.44	52.47	49.75
Nu th	35.75	34.94	33.49	32.75

TABLEAU N°20: Billes de verre

$G$ (kg/h)	93	86	80.5	66.5	44	31.5
$T_{m0} - T_{m5}$ (°C)	25.53	28.63	30	30.7	38.55	40.5
$\Delta T_1$ (°C)	15.5	17	18	10.5	13	22
$\Delta T_2$ (°C)	3.5	3	2	4.5	4	3
$\Delta T_2 / \Delta T_1$	0.23	0.18	0.11	0.41	0.31	0.14
$h_{sp}$ (kcal/m <sup>2</sup> h <sup>2</sup> )	731.13	721.15	707.00	666.01	588.74	
Rep	253	233	218	174	110	
Nu exp	46.32	44.96	44.11	40.23	33.32	
Nu th	35.91	34.79	33.97	31.63	27.02	28.83

TABLEAU N°4: Grains de catalyseur

## Bibliographie

- 1-J H Perry-Chemical Engeneer's Hand book; 3ème édition Mc Graw Hill  
New -York 1963
- 2-KUNII-Lerenspiel; Fluidization engennering-John Willy
- 3-Davidson et Harrisson; Fluidization 1971 London New -York
- 4-Davidson et Harrisson; Fluidised particles Cambridge 1963
- 5-Techinque de l'ingénieur J2710, J2312; K420
- 6-K. Bensadok; Conception et réalisation d'un séchoir en lit fluidisé  
Projet de fin d'étude Juin 1980.
- 7-F. Bentahar; etude du séchage en lit fluidisé des produits alimentaires.  
Magister Juin 1981
- 8-J.S.M Botterie; fluid-Bed Heat transfert 1975
- 9-K. Alia; contribution à l'étude de la zone d'entrée d'un transporteur pneumatique  
vertical.  
Thèse de doctorat es sciences, physique, Alger 1982
- 10-Y-Yousfi; contribution à l'étude d'un reacteur à transport pneumatique  
(hydrodynamique et transport de chaleur)  
thésede doctorat es sciences, phsique, Nancy 1973.
- 11-R-Dumont; les applications industrielles des lits fluidisés Paris 1981
- 12-Publication scientifique et technique internationale sur l'energie revue  
générale de thermique tomexx n°229 Janvier 1981,
- 13-Heiny et Capliez; technologie d'électricité tome 2 Paris 1973

