

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT : GENIE CHIMIQUE.

PROJET DE FIN D'ETUDES

SUJET

TRANSFERT
DE CHALEUR EN
LIT FLUIDISE.

Proposé par :

K. ALIA

F. BENTAHAR

Etudié par :

H. AIT SAHLIA

M. BENALI

Dirigé par :

K. ALIA

F. BENTAHAR



PROMOTION : JANVIER 84



- MEMBRES DU JURY -
=====

Président :

- /)/)me NEZZAL Maitre de Conférences.

EXAMINATEURS :

- Melle K. ALIA Maitre de Conférences.
- Mme M; AMANOWICZ Maitre de Conférences.
- Mr M. BELKACEM Maitre Assistant
- Melle F. BENTAHAR Maitre Assistante.
- Mr J. GROCHOUWSKI Maitre de Conférences.

- R E M E R C I E M E N T S -
= = = = =

Nous tenons à remercier Melle K. ALIA et Melle F. BENTAHAR pour leur gentillesse et leur aide constante.

Nous remercions également :

Mr R. BELABBES pour sa gentillesse et ses conseils pratiques.

Mme et Mr AIT-SAHLIA pour leur aide matérielle.

Mme NAAMANE et Mr SATOR ainsi que tous nos amis et camarades pour leur aide et leur soutien moral.

Melle Z. BOUAM et Mr A. MEDDAHI pour leur gentillesse.

TRANSFERT DE CHALEUR EN LIT FLUIDISE GAZEUX

RESUME

L'étude a porté sur le transfert de chaleur gaz-paroi (lors de l'écoulement du gaz seul : air), gaz-solide : suspension-paroi en lit fluidisé gazeux. L'influence du débit du gaz et du diamètre des particules solides (silica-gel), alumine, billes de verre, catalyseur, sable, poudre de verre) sur les différents coefficients de transfert a été étudiée. Le coefficient de transfert gaz-solide croît avec le débit d'air et le diamètre des particules. Le coefficient de transfert suspension-paroi augmente avec la présence des particules dans la colonne et lorsque la taille des particules diminue.

HEAT TRANSFER IN GAZ-FLUIDIZED BED

ABSTRACT

The work is related to gas-wall (flow of gas alone : air) gas-solids and suspension-wall heat transfer in gas-fluidized bed. The influence of flow velocity of gas and solid particles diameters (silica-gel, alumine, glass spheres, catalyst, sand, glass powder) has been investigated. It has been found that the transfer coefficient between gas and solids increases with flow velocity of gas and particles diameters. As to suspension-wall heat transfer coefficient, it increases with the presence of particles in the column and when the size of particles decreases.

التبادل الحراري في وسط سيال

قمنا باستنتاج معاملات التبادل الحراري للنظام (غاز - جدار) عند تججربة تبديل الغاز فقط (الغاز المستعمل هو هواء مضغوط) ومعامل التبادل الحراري للنظم التالية (غاز - جدار) (معلق - جدار) (معلق - جدار) (المادة الصلبة هي السليكات المجمدة ، ألومين ، الزجاج) .
لاحظنا أن معامل التبادل الحراري (غاز - مادة صلبة) يزيد مع سرعة اندفاع الهواء وعندما يزداد قطرها .
وأن معامل التبادل الحراري (معلق - جدار) يزداد مع وجود جسيمات صلبة في الانبوب .
عندما يزداد قطرها .

----- NOMENCLATURE -----

- a = surface spécifique de la couche de particules solides
 C_{pg} = chaleur spécifique du gaz
 C_{ps} = chaleur spécifique des particules solides
D = diamètre de la colonne
 d_p = diamètre de la sphère équivalente ayant même volume que la particule
 d_b = diamètre de la bulle
G = débit massique du gaz
 G' = flux massique du gaz
g = accélération de la pesanteur
 h_{g-s} = coefficient de transfert de chaleur gaz - solide
 h_{s-p} = coefficient de transfert de chaleur suspension - paroi
 h_{g-p} = coefficient de transfert de chaleur gaz - paroi
 h_{wi} = coefficient de transfert de chaleur local instantané
 h_w = coefficient de transfert de chaleur local moyen
 h_{bo} = coefficient de transfert de chaleur partiel bulle-nuage
 $(H_{bo})_b$ = coefficient de transfert de chaleur global bulle - nuage
K = perméabilité du milieu
 K_g = conductivité thermique du gaz
 K_s = conductivité thermique des particules solides
 l_e = épaisseur équivalente de la couche de suspension
 l_g = épaisseur du film de gaz
q = débit volumique du gaz
 R_b = rayon de la bulle
 S_{bo} = surface bulle - nuage
 T_{ge} = température du gaz à l'entrée de la zone d'étude
 T_{gs} = température du gaz à la sortie de la zone d'étude
 $\overline{T_p}$ = température moyenne de la paroi
 $\overline{T_g}$ = température moyenne du gaz au centre de la colonne
 T_s = température des particules solides à $Z = Z_a$
 $\overline{T_o}$ = température moyenne de la suspension au centre de la colonne
 U_{br} = vitesse relative de la bulle
 U_g = vitesse du gaz chaud
 U_t = vitesse terminale de chute libre d'une particule unique
 U_{minf} = vitesse du gaz au minimum de fluidisation
 V_b = volume de la bulle
Z = hauteur du lit
 Z_a = hauteur de la zone active

- δ_b - volume de solide dans la bulle ;
 volume des bulles
 η - viscosité dynamique du fluide
 η_h - facteur effectif de transfert de chaleur
 ϵ_{minf} - porosité du lit au minimum de fluidisation
 ϵ - porosité de la couche fluidisée
 ρ_g - ~~masse volumique~~ masse volumique du gaz
 ρ_s - masse volumique des particules solides
 R - section de la colonne

 Nombre adimensionnels :

- Nusselt (Nu) $\frac{h \cdot D}{K_g}$
- Prandlt (Pr) = $\frac{C_p \rho_g}{K_g}$
- Reynolds (Re) = $\frac{U \cdot D \cdot \rho_g}{\eta}$
- Reynolds/particule (Rep) = $\frac{U \rho_g d_p}{\eta}$
- Re_{pt} = $\frac{U_t \rho_g d_p}{\eta}$

I- INTRODUCTION

II-PARTIE THEORIQUE

2-Transfert de chaleur en lit fluidise

2-1 Paramètres influençant le processus de transfert

2-1-1 Problème de mesure des températures

2-1-2 Effet des propriétés thermophysiques des particules et du fluide

2-1-3 Effet de la vitesse du fluide , de la taille des particules et de leur forme

2-1-4 Influence de la hauteur du lit et de son diamètre

2-2 Modèles proposés en fluidisation hétérogène

2-2-1 Modèles relatifs au transfert Gaz - Solide

2-2-1-1 Modèle de Davidson et Harrison

2-2-1-2 Modèle de Kunii et Levenspiel

2-2-2 Modèles au transfert Lit -paroi

2-2-2-1 Modèle de Levenspiel et Walton

2-2-2-2 Modèle de Mickley et Fairbanks

2-2-2-3 Modèle de Van Heerden ET Van Krevelen

2-3 Comparaison des différents modèles

2-4 Bilan de chaleur

a- Transfert de chaleur Gaz -Solide

b- Transfert de chaleur Suspension -paroi

Conclusion

III-PARTIE EXPERIMENTALE

3-1 Description de l'installation

3-1-1 Principe de chauffage

3-2 Introduction et mode opératoire

3-3 Etude du transfert de chaleur dans le cas de l'écoulement du gaz seul

3-3-1 Profils de température

3-3-2 Influence du calorifugeage

- 3-3-3 Transfert de chaleur Gaz -Paroi
- 3-3-3-1 Températures moyennes du gaz
- 3-3-3-2 Coefficient de transfert de chaleur Gaz -parroi
- 3-4 Etude du transfert de chaleur dans le cas de la suspension
- 3-4-1 Profils de température
- 3-4-2 Coefficient de transfert de chaleur Gaz -solide
- 3-4-3 Coefficient de transfert de chaleur Suspension -Paroi
- 3-5 Interprétation des résultats

IV- CONCLUSIN

V- BIBLIOGRAPHIE

VI- ANNEXE

- A1 -Etude granulométrique
- A2 - Coefficient de forme
- A3- Masse volumique
- A4- Etalonnage du diaphragme
- A5- Etalonnage des sondes
- A6 -Propriétés physiques de l'air
- A7- Etude hydrodynamique
- A8- Etude du transfert de chaleur dans le cas de l'écoulement du gaz seul
- A9- Etude du transfert de chaleur dans le cas de la suspension

INTRODUCTION

1. Introduction

Les installations à lits fluidisés sont utilisés par l'industrie chimique depuis plus de quarante ans pour divers traitements de matériaux pulvérulents, que ce soit pour des opérations physiques (séchage, transport) ou en tant que réacteurs chimiques (cracking catalytique du pétrole et traitements des résidus, grillage des minerais sulfurés, gazeification du charbon élimination des déchets,....,etc)

Le lit fluidisé permet de réduire les résistances externes en assurant un niveau de turbulence élevé autour des grains solides. Cette forte agitation des particules solides créée par le passage du gaz rend la température du lit quasiment uniforme, d'où le comportement du lit fluidisé comme un échangeur gaz - solide (8).

D'autre part, le lit fluidisé présente des avantages remarquables :

- mélange et circulation intenses des particules solides eu sein du lit (c'est là un caractère important pour l'élimination des déchets) (8).

- très bonne isothermicité(4).

- grands coefficients de transfert de chaleur entre les grains de solides et de fluide, d'une part, et entre le lit et les surfaces d'échange de chaleur d'autre part, ces coefficients sont 10 à 20 fois supérieurs à ceux obtenus en lit fixe.

Quant aux inconvénients majeurs liés à l'utilisation des lits fluidisés, ils découlent généralement de l'obligation de maintenir les particules en suspension.

- le court - circuit par les bulles qui le rend peu performant et peu sélectif(4),

- coût énergétique plus important que celui des installations classiques(8).

Vu l'importance actuelle de l'utilisation des lits fluidisés due partiellement aux améliorations thermiques entre les deux phases et également entre la suspension et la paroi, nous avons travaillé avec six types de particules de propriétés physiques différentes dans le but de connaître les différents coefficients de transfert de chaleur h_{G-S} (gaz - solide), h_{S-P} (suspension - paroi) et h_{G-P} (gaz - paroi), de voir l'influence des propriétés physiques des particules sur ces derniers et de proposer des corrélations sous la forme Nusselt (Nu) = F (Reynolds).

PARTIE
THEORIQUE

2) - Transfert de chaleur en lit fluidisé:

2-1. Paramètres influençant le processus de transfert:

2.1.1. Problèmes de mesure des températures:(2)

La température du fluide dans le lit est mesuré par soit un thermocouple non protégé soit un thermocouple protégé contre le contact avec les particules solides. Dans chacun des cas, la précision de la mesure est faible, et ce en raison du contact périodique (bien que bref) entre les particules solides; la jonction au thermocouple indique la température intermédiaire entre celle des particules solides et celle du fluide.

La température des particules solides est estimée indirectement:

-elle est assimilée à la température du gaz à la sortie du lit quand celui-ci est suffisamment haut.

-elle peut être déduite d'un bilan de chaleur (méthode calorimétrique).

- Elle peut être déterminée directement par une petite sonde plongée au sein de quelques particules.

2.1.2. Effet des propriétés thermophysiques des particules et du fluide:

La conductivité thermique du matériau solide K_s n'a pratiquement pas d'influence sur le coefficient de transfert de chaleur (2). La conductivité thermique, k_f , est la propriété physique du fluide qui a une grande influence sur le transfert de chaleur: lorsque k_f augmente h croît approximativement d'une puissance de $1/2$ à $2/3$ (2 /

2.1.3. Effet de la vitesse du fluide, de la taille des particules et leur forme:

Au fur et à mesure que la vitesse du fluide croît le coefficient de transfert de chaleur h suspension-paroi augmente jusqu'à une valeur maximale h_{max} , puis il décroît; ceci est dû au fait que les particules moins denses entrent moins en contact avec les parois et éliminent moins la couche limite (2)

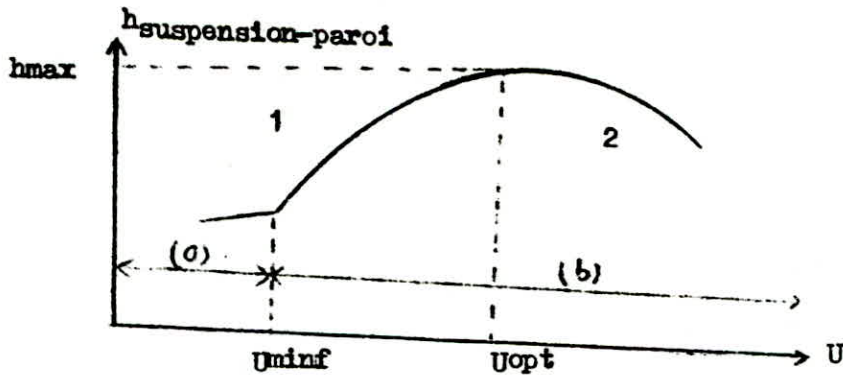


Fig 1. Influence de la vitesse du fluide sur le coefficient de transfert de chaleur h_{s-p} : 1 accroissement de h_{s-p} 2 diminution de h_{s-p} (a) lit fixe (b) lit fluidisé(2)

D'autre part, les coefficient de transfert de chaleur gaz-solide sont assez élevés pour des particules sphériques et lisses(2)

2.1.1 Influence de la hauteur du lit et de son diamètre

Le coefficient de transfert de chaleur décroît lorsque la hauteur du lit croît, ceci est dû essentiellement à la qualité de la fluidisation, autrement dit à l'homogénéité qui diminue dès que la hauteur du lit croît(2).

L'influence du diamètre ne peut être estimée à priori, ni quantitativement ni qualitativement(2), alors il serait préférable de considérer une hauteur inférieure ou égale au diamètre du lit.

2.2. Modèle proposé en fluidisation hétérogène:

Un modèle tenant compte de l'écoulement du fluide à travers le lit et des différentes interactions fluide -solide permet une meilleure connaissance et compréhension du processus de transfert de chaleur;

2.2.1. Modèles relatifs au transfert gaz-solide:

Ces modèles sont fondés essentiellement sur l'analyse du comportement des bulles de gaz dans le lit. Cette analyse permet de distinguer deux situations extrêmes(4)

-si les particules sont relativement grosses et les débits gazeux élevés, on observera des bulles s'élever assez lentement à travers le lit;

- pour des vitesses de gaz plus faibles, il se forme des billes rapides dont la vitesse ascensionnelle est supérieure à celle du gaz.

2.2.1.1. Modèle de Davidson Et Harrison :

Hypothèses : (1)

- La bulle de gaz n'a aucun contact avec les particules, elle est de forme sphérique dans le cas tridimensionnel et cylindrique dans le cas bidimensionnel.

- Quand les bulles s'élèvent les particules se meuvent autour d'elles, comme si c'était un fluide incompressible de masse volumique apparente $\rho_s (1 - \epsilon_{minf})$

- Le gaz s'écoule dans la suspension comme un fluide visqueux incompressible, et la vitesse relative entre le gaz et le solide doit satisfaire la loi de Darcy :

$(U_{gaz} - U_{solide})_x = \frac{K \rho P}{\delta x}$ (1) K : perméabilité du milieu
et comme condition, la pression dans la bulle est constante

Description du modèle :

La figure (2) illustre bien le modèle de bulle de gaz la bulle est entourée d'un nuage de solide et suivie par un sillage tandis qu'elle se déplace dans une suspension gaz - solide uniforme de plus faible porosité, sensiblement égale à la valeur de ϵ_{minf} (4)

Le mouvement ascensionnel de la bulle provoque des échanges de matière dans le solide et dans le gaz.

Le mouvement d'écoulement du gaz est déterminé par l'élévation lente ou rapide des bulles (voir fig 3) :

- mouvement lent des bulles (ou petites bulles) :
la vitesse relative de la bulle U_{br} est inférieure à celle du gaz dans la suspension, soit $U_{br} < U_g = \frac{U_{minf}}{\epsilon_{minf}}$ (1)

U_g : vitesse du fluide

U_{minf} : vitesse du fluide au minimum de fluidisation

ϵ_{minf} : porosité du lit au minimum de fluidisation

U_{minf} mouvement rapide des bulles (ou grosses bulles) :

$U_{br} > U_g = \frac{U_{minf}}{\epsilon_{minf}}$; dans ce cas, le gaz entre par la partie inférieure de la bulle et en sort par son sommet (1).

Transfert de chaleur dans le modèle de bulles de gaz : 1

On considère les bulles de gaz chaud dans le lit froid.

Chaleur perdue par Le gaz dans la bulle = Chaleur reçue par Le solide dans la bulle + Chaleur cédée en nuage où elle est entièrement absorbée

$$-g S_{pg} \frac{dT_{gb}}{dt} = \gamma_b h_{G-S} a_p h (T_{gb} - T_s) + (H_{bc})_b (T_{gb} - T_s) \quad (2)$$

$(H_{bc})_b$ = coefficient de transfert de chaleur du gaz entre bulles et nuage.

T_{gb} = température du gaz de la bulle.

$$(H_{bc})_b = \frac{q C_{pg} + h_{bc} S_{bc}}{V_b} \quad \text{avec } h_{bc} = 0,975 \frac{k_g}{g C_{pg}} \left(\frac{g}{d_b} \right)^{1/4}$$

$$(H_{bc})_b = 4,5 \frac{U_{minf} g C_{pg}}{d_b} + 5,85 \frac{(k_g g C_{pg})^{1/4}}{g^{1/4} (d_b)^{5/4}} \quad (3)$$

2.2.1.2. Modèle de Kunii et Levenspiel :

Kunii et Levenspiel ont proposé un modèle reposant sur l'analyse des échanges entre le gaz de la bulle, du nuage et de la suspension (4).

2.2.2. Modèles relatifs au transfert lit - paroi :

On distingue deux classes :

- a - la résistance au transfert à l'intérieur d'une région relativement mince ($< dp$) à la paroi;
- b - la résistance au transfert dans une couche de suspension relativement épaisse ($> dp$) adjacente à la paroi.

2.2.2.1. Modèle de Levenspiel et Walton : (1)

Hypothèse : la résistance au transfert est due au film mince de gaz à la paroi.

Description du modèle :

Levenspiel et Walton considèrent l'action destructrice des solides descendant sur le film de gaz comme responsable de la diminution de l'épaisseur du film effectif et de l'augmentation du transfert (fig 4).

Résultats :

Concernant le coefficient de transfert de chaleur lit-paroi, les auteurs proposent les relations suivantes :

a - pour l'écoulement laminaire à la paroi, nous avons :

$$Nu = \frac{h_{lit-paroi} D}{k_g} = \frac{0,417}{A_1} (1 - \epsilon_{minf})^{1/2} Re^{1/2} \quad (4)$$

avec $A_1 = (1 + B_1^2)^{1/2} B_1^3$; $B_1 = 0,0294 (1 - \epsilon_{minf})^{1/2} Re^{1/2}$

b - pour l'écoulement turbulent près de la région de la paroi :

$$Nu_{lit-paroi} = \frac{h_{lit-paroi} D}{k_g} = \frac{8,02}{A_2} (1 - \epsilon_{minf})^{\frac{4}{5}} Re^{\frac{1}{5}} \quad (5)$$

avec $A_2 = (1 + B_2^{\frac{5}{4}})^{\frac{9}{5}} - B_2^{\frac{9}{4}}$; $B_2 = 0,478(1 - \epsilon_{minf})^{\frac{4}{5}} Re^{\frac{1}{5}}$

C'est un résultat pour la fluidisation du charbon, du verre et de catalyseur à base de silice.

2.2.2.2. Modèle de Mickley et Fairbanks :

Hypothèse : le contact de la suspension fournit la résistance au transfert.

Description du modèle :

Il considèrent un paquet d'éléments de la suspension comme le véhicule du transfert de chaleur (fig. 5).

Résultat :

La conduction à l'état stationnaire commencera par le contact, et à un temps t le coefficient de transfert de chaleur local instantané est donné par :

$$h_{wi} = \left[\frac{k_s \rho_s c_{ps}}{\pi t} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (6)$$

c_{ps} : Chaleur spécifique des particules solides

k_s : Conductivité thermique des particules solides

Le coefficient de transfert de chaleur local au temps moyen est :

$$h_w = \int_0^{\infty} h_{wi} I(t) dt \quad (7)$$

$I(t)$ = Fraction de la surface occupée par des paquets d'âge compris entre t et $t + dt$

Les coefficients h_w ne varient pas avec la position alors que les coefficients h_{wi} fluctuent nettement. Les valeurs faibles de h_{wi} peuvent être attribuées au mouvement des bulles de gaz au delà de la surface et l'augmentation brusque de h_{wi} peut être attribuée à l'apparition d'un paquet frais de suspension à la surface (1).

2.2.2.3. Modèle de Van Heerden et Van Krevelen : (1).

Hypothèse : La résistance au transfert d'une part reste dans le film mince à la paroi et est fournie par le contact de la suspension de l'autre.

Description du modèle :

Il, considèrent aussi bien la résistance thermique du film de gaz mince que la couche de suspension des solides de haute capacité calorifique s'écoulant parallèlement à la paroi.

Résultat :

Le coefficient de transfert de chaleur local serait grand pour des petites sections d'échange et peu important pour des grandes sections (1).

2.3. Comparaison des différents modèles :

Le film mince de gaz d'épaisseur l_g recouvre la paroi, plusieurs particules solides sont en contact avec la paroi et la suspension d'épaisseur équivalente l_e s'écoule au delà de la paroi et est remplacée de temps en temps par une suspension fraîche (Fig 6)

Quatre mécanismes de transfert de chaleur peuvent donc avoir lieu : (1) .

- mécanisme I : transfert de chaleur à travers le film de gaz mince de l'ordre de dp ou moins

- mécanisme II : transfert de chaleur au voisinage des points de contact particule - surface, avec remplacement fréquent des particules à la surface.

- mécanisme III : absorption de chaleur à l'état transitoire par la suspension fraîche déplacée vers le haut et par conséquent loin de la surface. Ceci représente le modèle de renouvellement de la surface par la suspension.

- mécanisme IV : Conduction à l'état stationnaire à travers la couche de suspension constamment déplacée.

On remarque que les mécanismes I et II s'opérant en parallèle sont suivis soit par le mécanisme III soit le mécanisme IV soit une combinaison de III et IV.

2.4. Bilan de chaleur :

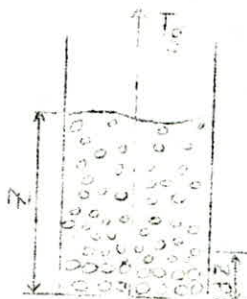
Le phénomène de transfert de chaleur en lit fluidisé est très important. On distingue deux types de transfert: le premier met en cause un flux de ^{chaleur} chaleur radial et conduit à définir un coefficient de transfert suspension - paroi ; le second correspond à un échange de chaleur entre le gaz et les particules solides.

a - Transfert de chaleur gaz - solide :

Soit un élément de volume Ωdz dans lequel les particules sont sphériques, de diamètre d_{pet} au sein duquel s'écoule un fluide chaud de viscosité η , de conductivité thermique k_g , de chaleur spécifique C_{pg} et de masse volumique ρ_g

Nous supposons que :

- les pertes de chaleur aux parois sont négligeables ;
- Le régime d'écoulement est permanent;
- l'écoulement du gaz est du type piston;
- La hauteur du lit Z est supérieure à Z_a , Z_a étant la hauteur de la zone active.



Le bilan de chaleur pour le gaz chaud dans l'élément de volume Ωdz s'écrit :

$$\left[\begin{array}{l} \text{Chaleur cédée} \\ \text{par le gaz} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{l} \text{Chaleur prise par les} \\ \text{particules solides} \end{array} \right]$$

$$- C_{pg} G' dT_g = h_{G-s} a (T_g - T_s) dz \quad (8)$$

T_g : température du gaz à $Z \ll Z_a$

T_s : température des particules solides à $Z = Z_a$

a : surface spécifique de la couche de particules

G' : Flux massique $= \frac{G}{\Omega}$; G = débit massique

L'équation (8) peut être intégrée directement

pour donner :

$$\ln \left(\frac{T_g - T_s}{T_g - T_a} \right)_{Z=0} = - \frac{h_{G-s} a}{G C_{pg}} Z \quad \text{avec } Z \ll Z_a \quad (9)$$

La pente de la courbe semi - logarithmique représentant la température en fonction de la hauteur Z détermine le coefficient de transfert de chaleur gaz - solide, h_{G-s}

b - Transfert de chaleur suspension - paroi :

En plus des hypothèses précédentes, nous supposons la température du gaz en dehors de la zone active égale à celle du solide et égale à celle du lit, soit $T_g = T_s = T_{lit}$.

Le flux de chaleur reçu par la suspension s'écrit

$$G C_{pg} (T_{me} - T_{ms}) = DZ h_{s-p} (\overline{T}_0 - \overline{T}_p) \quad (10)$$

T_{me} et T_{ms} sont les températures d'entrée et de sortie de la zone d'étude.

\overline{T}_0 : Température moyenne de la suspension au centre de la colonne.

\overline{T}_p : Température moyenne de la paroi

$$h_{s-p} = \frac{G \cdot C_{pg}}{DZ} \frac{\overline{T}_s - \overline{T}_{ms}}{\overline{T}_s - \overline{T}_p} \quad (11)$$

Conclusion :

De cette étude théorique, il ressort :

- que l'intensité du transfert de chaleur est lié aux mouvements des particules provoqués par l'ascension des bulles de gaz à travers le lit;

- l'importance des différents modèles proposés afin d'éclaircir les phénomènes de transfert et suggérer des moyens de calcul des coefficients de transfert de chaleur fondés sur des hypothèses admissibles.

Introduction :

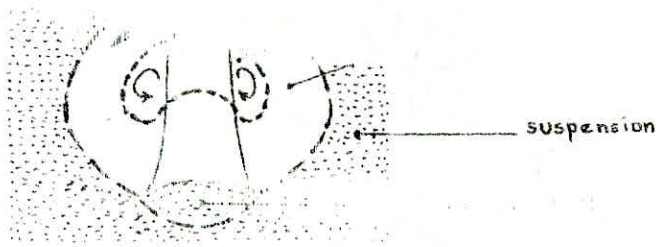


Fig 2 MODELE DE BULLE DE GAZ (1)

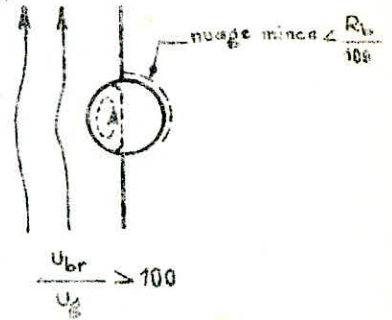
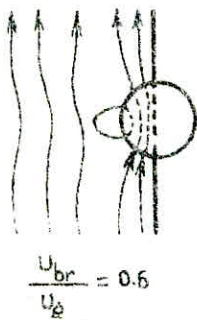


Fig 3 : LIGNES DE COURANT DU GAZ PROCHE D'UNE BULLE EN MOUVEMENT.
a) bulle en mouvement lent. b) bulle en mouvement très rapide (1)

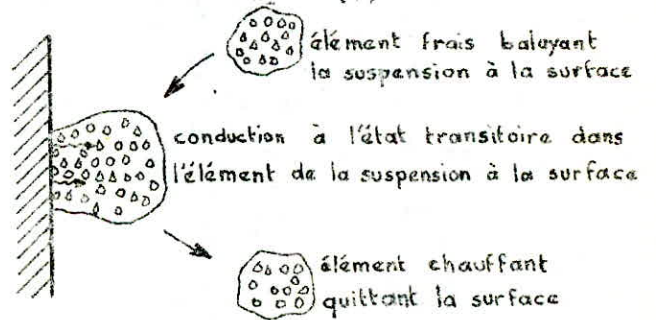
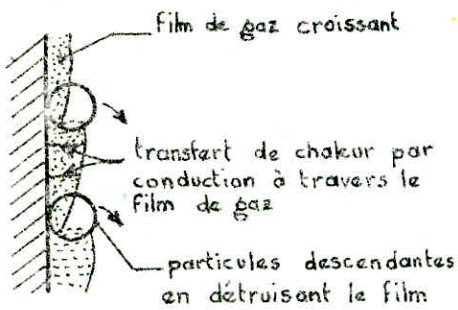


Fig 4 : MODELE DE LEVENSPIEL ET WALTON (1) Fig 5: MODELE DE MICKLEY ET FAIRBANKS (1)

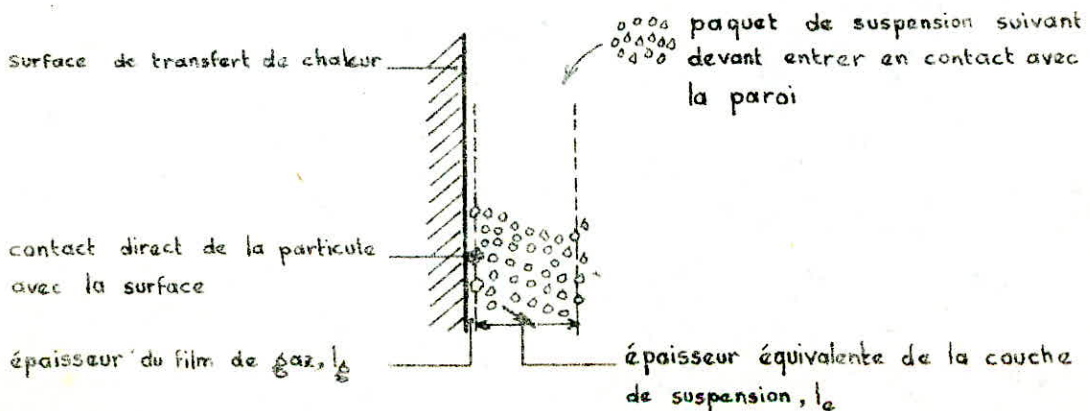


Fig 6: MODELE GENERAL POUR LE TRANSFERT DE CHALEUR LIT - PAROI (1)

PARTIE
EXPERIMENTALE

3. 1. Description de l'installation :

L'installation utilisée pour l'étude du transfert de chaleur en lit fluidisé, est représentée figure (E1). Elle est constituée d'une colonne en verre de 69,4 cm de hauteur et 10 cm de diamètre elle est alimentée en air par un compresseur (1) (pouvant travailler à une pression de 18 bars, et débiter environ 60 m³/h. Le débit d'air froid qui en sort est réglé à l'aide de deux détendeurs placés en série (3) (4).

Un manomètre (5) placé juste avant la vanne (6) permet de régler le débit d'air traversant le diaphragme (7).

L'air passe ensuite dans un cylindre métallique(9) muni d'une première plaque perforée (19) lui permettant une meilleure répartition , et servant de support à l'élément chauffant (R1), (R2) dont la puissance de chauffe est réglée à l'aide de deux interrupteurs K1 et K2 et d'un rhéostat (Rh) K3.

Pour une meilleure répartition de l'air chaud un 1er distributeur en forme d'ailettes (10), à été placé au milieu du cylindre (9).

L'air chaud traverse un 2ème distributeur (11). Les températures et les pressions sont mesurées respectivement à l'aide des sondes (S1), (S2) (voir courbe d'étalonnage donnée en annexe figure A3), des manomètres à mercures (16), (17) et à eau (15). La mesure des débits d'air, se fait à l'aide du diaphragme dont l'orifice est de 1,6cm (la courbe d'étalonnage est donnée en annexe figure A2). Cette installation est également munie d'un système de sécurité, qui coupe le chauffage (contacteur à mercure) en cas de surpression.

3 - 1 - Principe de chauffage de l'air

Les différentes puissances de chauffage désirées sont atteintes en actionnant les interrupteurs K1, K2 et K3

Interupteurs	K1	K2	K3	Remarques
	F	F	a	R1 + R2 : Puissance de chauffe maximale
positions	O	F	à	R2 : Puissance de chauffe minimale
	O	F	b	R1 + R2 + rh : Puissance de chauffe variable

F : Fermé
O : Ouvert

Tableau E1

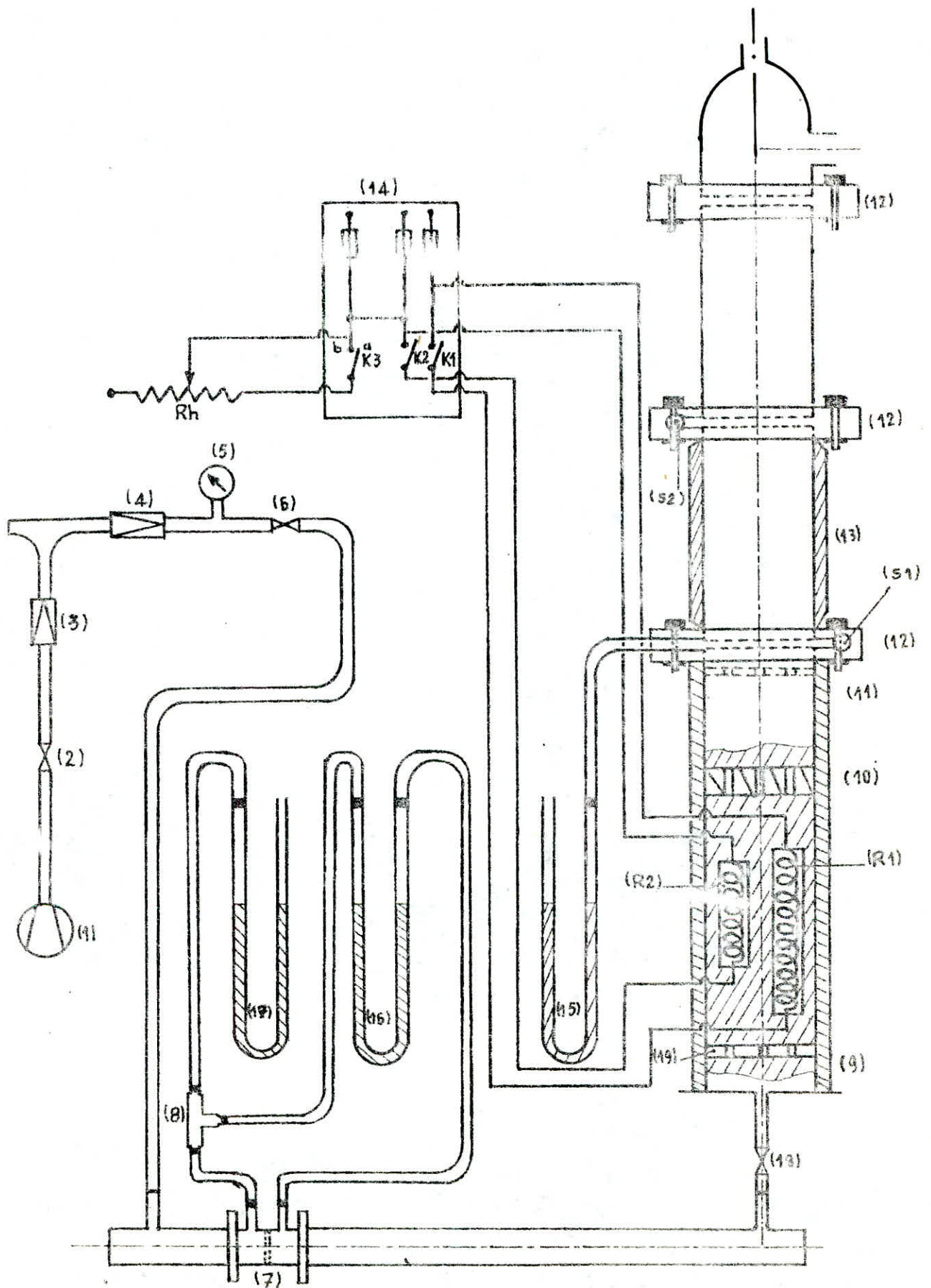


Fig (E1) SCHEMA DE L'INSTALLATION

- LEGENDE -

- (1) Compresseur
- (2) Vanne
- (3) 1er détendeur
- (4) 2ème détendeur
- (5) Manomètre
- (6) Vanne
- (7) Diaphragme
- (8) Té
- (9) Cylindre métallique
- (10) 1er distributeur d'air
- (11) 2ème distributeur d'air
- (12) Brides
- (13) Zone d'étude de hauteur $Z = 26,8$ cm
- (14) Tableau de commande électrique
- (15) Manomètre à eau
- (16) Manomètre à mercure
- (17) Manomètre à mercure
- (18) Vanne
- (19) Plaque perforée
- (R1), (R2) Eléments chauffants
- (S1), (S2) Sondes.
- (Rh) Rhéostat

3. 2. Introduction et Mode opératoire :

Notre travail consiste en l'étude du transfert de chaleur,

- Dans le cas de l'écoulement du gaz seul (avec et sans calorifugeage de la colonne).
- Dans le cas de la suspension de six types de particules différentes dont les caractéristiques physiques sont données dans le tableau suivant :

Particules	dp (mm)	ps (g/cm ³)	$\epsilon_{L F}$	G_{minf} (kg/hj)	$U_T^{(1)}$ (m/s)	$U_T^{(2)}$ (m/s)
Alumine	2, 54	2, 41	0, 39	120	12, 63	12, 45
Billes de verre	2, 00	2, 45	0, 43	61, 33	10, 83	11, 00
Poudres de verre	0, 36	2, 34	0, 39	23	2, 65	2, 38
Sable	0, 43	2, 39	0, 34	35	3, 33	3, 13
Silicagel	3, 37	1, 43	0, 39	110	11, 29	10, 98
Catalyseur	1, 66	0, 92	0, 49	16, 01	5, 72	7, 07

Tableau E 2

$\epsilon_{L F}$ = Porosité en lit fixe

- (1) = Vitesse terminale de chute libre obtenue à partir de l'expression classique (voir annexe A7)
- (2) = Vitesse terminale de chute libre abtenue à partir de l'équation de Morsi Alexander (voir annexe A7)

Mode Opératoire

Pour nos manipulations, nous observons le mode opératoire suivant :

- 1) S'assurer que la vanne (18) est totalement ouverte
- 2) Ouvrir la vanne du compresseur (1) préalablement purgé, et admettre à l'aide du 2ème détendeur (4) l'air dans l'installation. Fixer la pression à l'aide du manomètre (5) et le débit désiré en manipulant le détendeur (4) et la vanne (6).
- 3) Allumer l'interrupteur général, et actionner les interrupteurs K1, K2 et K3 de façon à avoir la puissance de chauffe maximale (voir tableau E1).

- 4) Vérifier que les sondes sont convenablement placées.
 - 5) Une fois le régime permanent atteint, relever les différentes valeurs de température, de pression et de débit.
 - 6) En fin d'opération, couper le chauffage.
 - 7) Laisser circuler l'air jusqu'à refroidissement.
- 3 - 3 Etude du transfert de chaleur dans le cas de l'écoulement du gaz seul.

Le gaz chaud entrant dans la colonne est refroidi au contact de la paroi. Il apparaît donc un gradient de température le long de la colonne. Les prises de température pour le profil radial se trouvent à $Z = 1,2$ cm et $Z = 28$ cm au dessus du distributeur. Ces températures sont relevées à l'aide de deux sondes T1 (à $Z = 28$ cm) et T2 (à $Z = 1,2$ cm), préalablement étalonnées (figure A3), et dont la position peut varier le long du rayon de la colonne ($0 < r < 5$ cm) quand au profil longitudinal, il est relevé au centre de la colonne ($r = 0$ cm), à l'aide d' un thermomètre. Les températures sont notées à différentes hauteurs au - dessus du distributeur ($0 < Z < 40$ cm).

Une première série d'experiences a été réalisée sans calorifugeage de la colonne. Les profils de température obtenus sont représentés sur les figures (E2), (E5) et les résultats sont groupés dans les tableaux (A16), (A17), A18). Par la suite nous avons calorifugé la colonne, en l'enveloppant de laine de verre. Recouverte de papier d'aluminium. Les profils de température obtenus sont représentés sur les figures (E3), (E4) et les résultats sont groupés en annexe tableau (A19), (A20), (A21).

3.3.1. Profils de températures :

Dans les deux cas étudiés, nous remarquons que, les profils radiaux de températures figures (E2) (E3) présentent un maximum au centre de la colonne. Ces profils ne sont pas très prononcés pour des débits de gaz élevés, alors que pour de faibles débits, ils le sont beaucoup plus (particulièrement pour les profils obtenus à $Z = 28$ cm).

Profil radial du gaz. seul sans calorifugeage

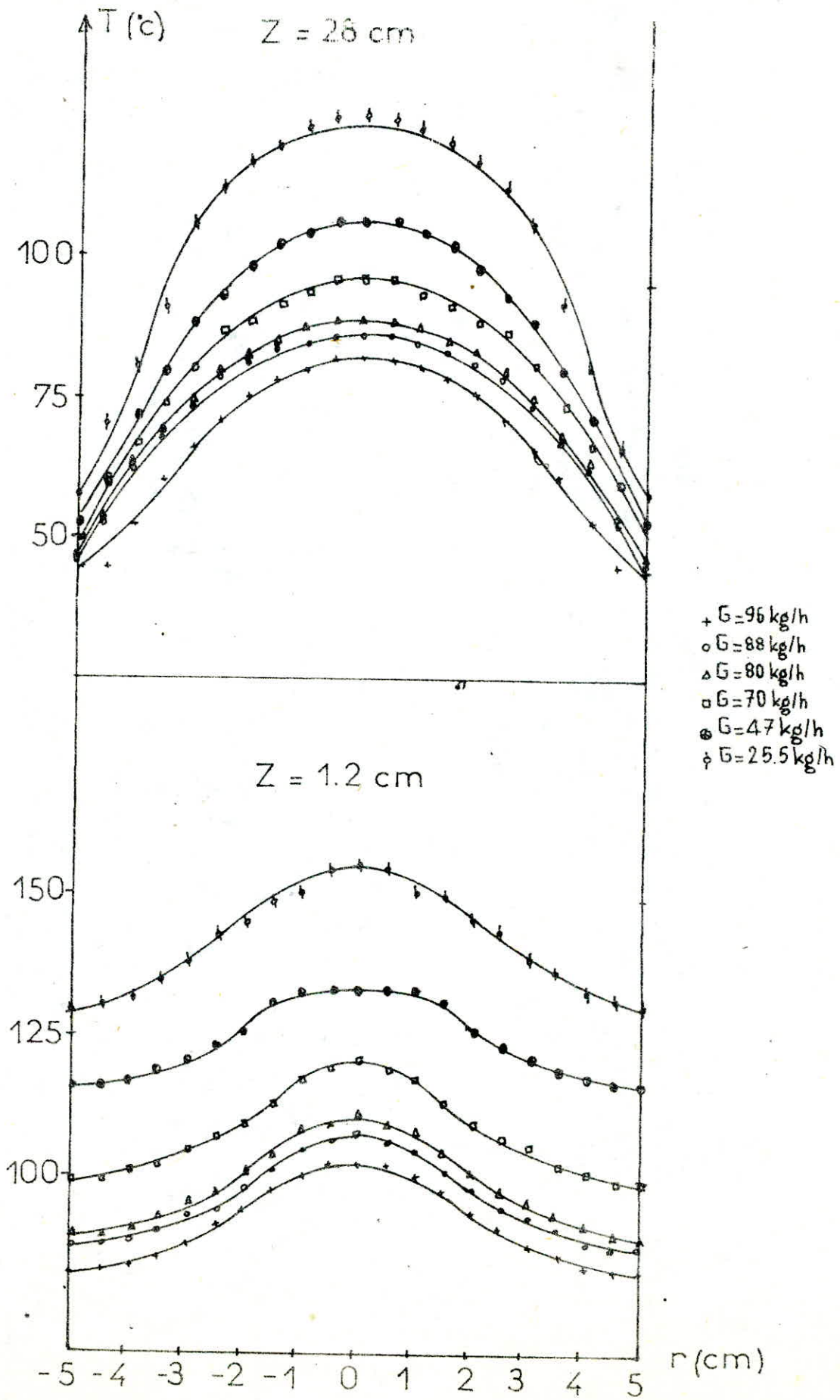


Fig E2

Profil radial du gaz seul avec calorifugeage

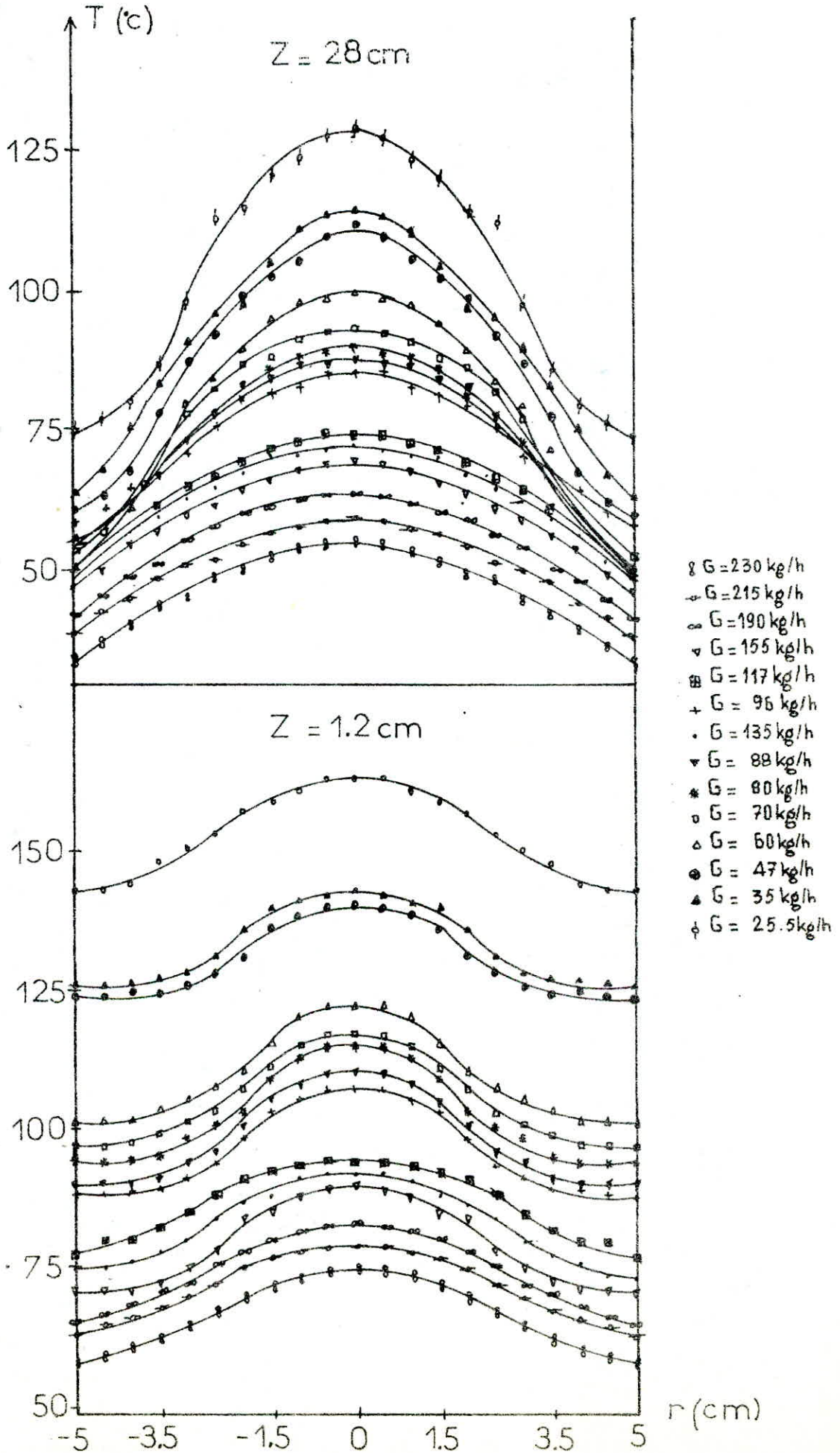


Fig: E 3

Profil longitudinal du gaz seul avec calorifugeage

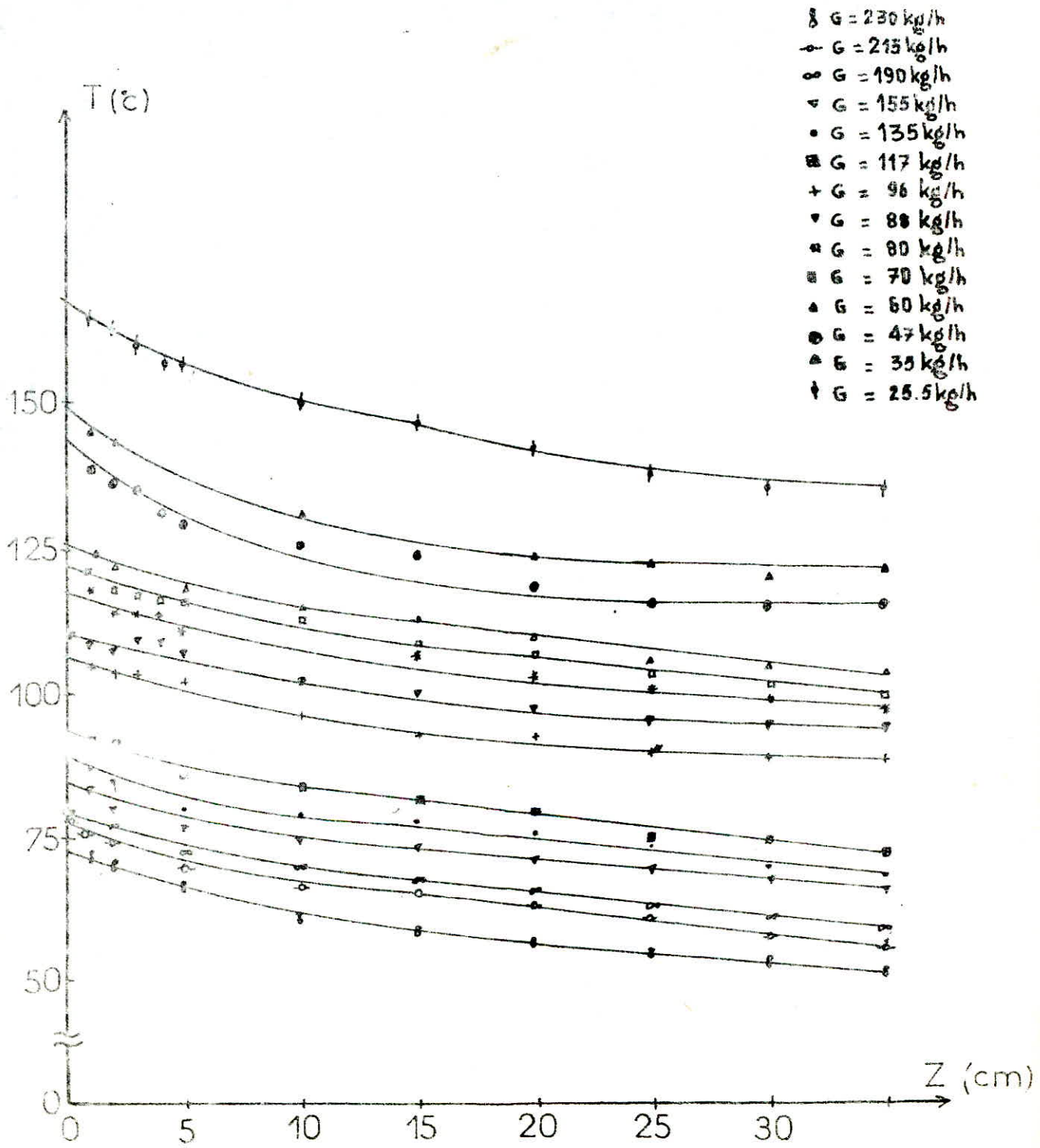


Fig: E4

FIG (E6) INFLUENCE DU CALORIFUGEAGE

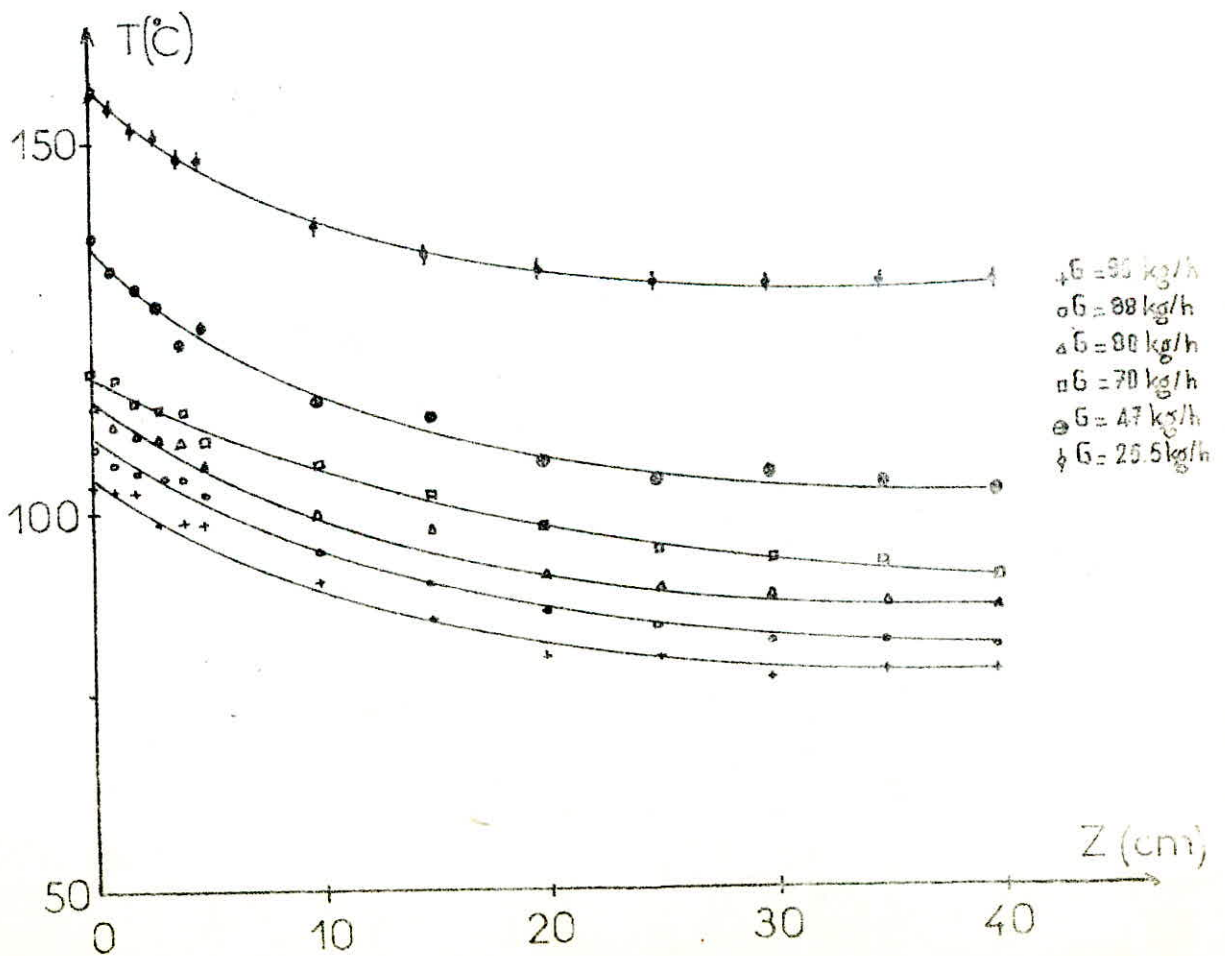
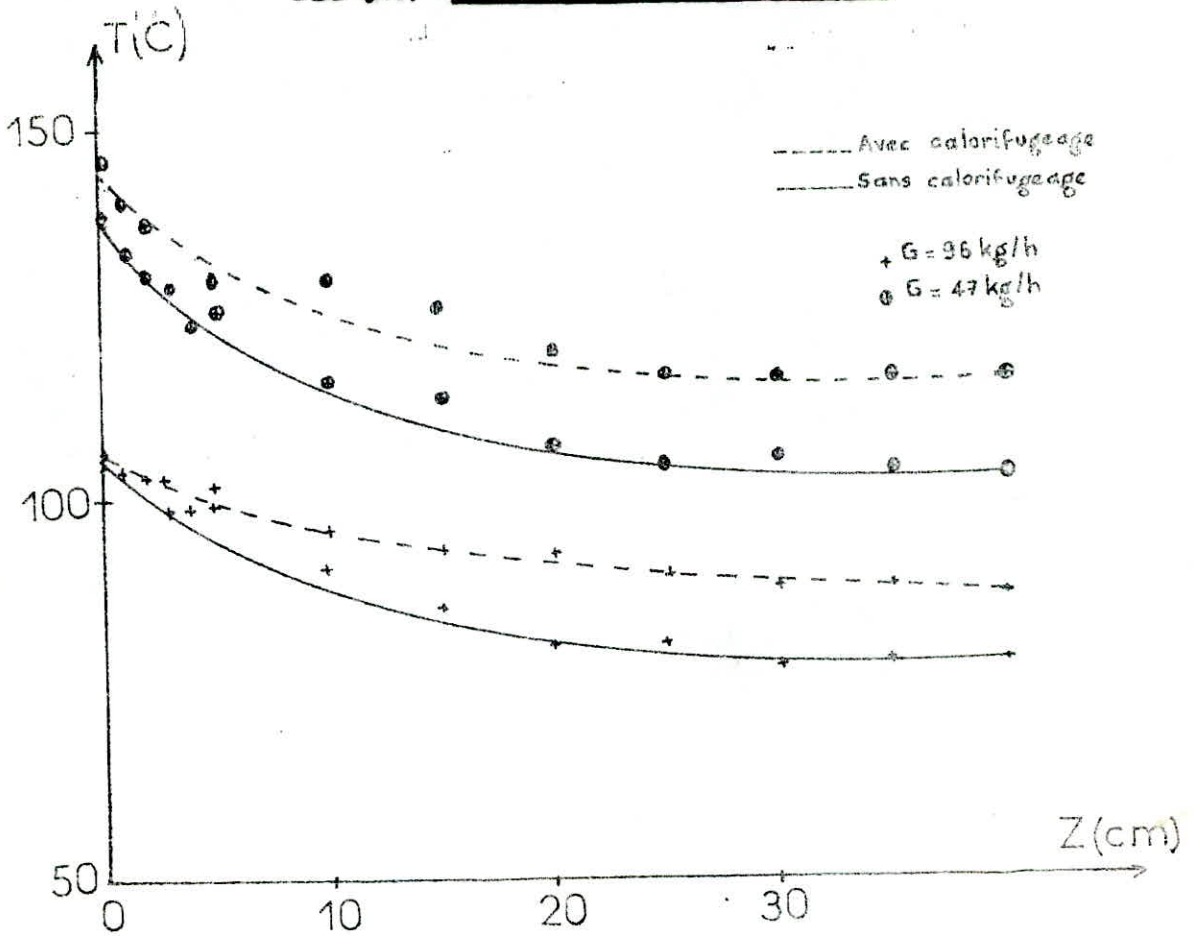


FIG (E5) PROFIL LONGITUDINAL DE TEMPERATURE à $r = 0 \text{ cm}$
GAZ SEUL SANS CALORIFUGEAGE.

Influence du Calorifugeage.

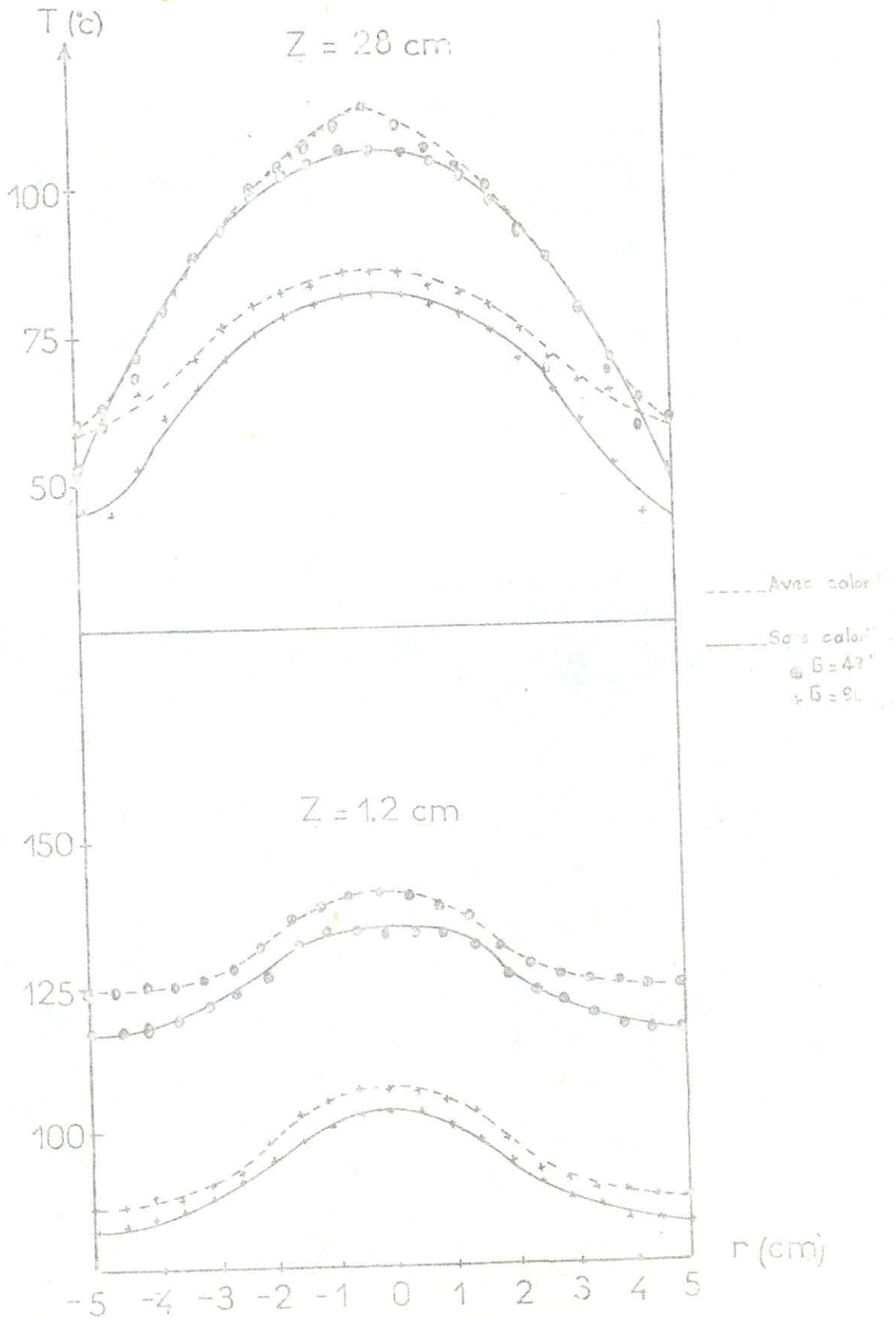


Fig E7

Pour les profils longitudinaux, figures (E4) et (E5), nous remarquons que les variations de température sont faibles le long de la colonne, surtout loin du distributeur.

3.3.2. Influence du calorifugeage :

Afin de bien voir l'influence du calorifugeage sur les différents profils de température, nous avons représentés sur les figures (E6) et (E7) les résultats obtenus dans les deux cas pour deux débits de gaz : $G = 47 \text{ Kg/h}$ et $G = 96 \text{ Kg/h}$.

Nous remarquons qu'en calorifugeant la colonne nous pouvons d'une part atteindre les températures plus élevées, et d'autre part diminuer les gradients de température entre le centre de la colonne et la paroi. Cette diminution n'est toutefois pas aussi importante à $Z = 28 \text{ cm}$ qu'à $Z = 1,2 \text{ cm}$, ceci est dû au fait que le calorifugeage de la colonne s'arrête juste au niveau de la deuxième prise de température à $Z = 28 \text{ cm}$. Pour diminuer les pertes de chaleur dues aux parois, nous travaillerons par la suite avec calorifugeage de la colonne.

3.3.3. Transfert de chaleur Gaz - Paroi

3.3.3.1. Température moyennes du gaz

La détermination du coefficient de transfert de chaleur gaz paroi h_{g-p} , nécessite la connaissance des températures moyennes de gaz à l'entrée et à la sortie de la zone d'étude. Celles-ci sont obtenues à partir des profils radiaux de température.

La température moyenne du gaz est donnée par :

$$T_g = \frac{2\pi}{\pi} \int_0^5 r \cdot T(r) \cdot dr \quad 0 \leq r \leq 5$$

L'intégrale est déterminée à partir des courbes $r \cdot T(r) = f(r)$ données en annexe figures (A9) (A10)

Exemple de calcul :

$$G = 135 \text{ Kg/h} \quad = 78,540 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\int_0^5 r \cdot T(r) dr = 1012,5 \text{ } ^\circ\text{C} \cdot \text{cm}^2$$

$$\underline{T_{ge} = 81^\circ\text{C}}$$

Nous procédons de la même façon pour déterminer T_{gs}

Tableau E 2

Les températures moyennes d'entrée et de sortie du gaz, pour différents débits d'air sont données dans le tableau suivant :

G (Kg/h)	Tge (°C)	Tgs (°C)
230	64, 9	45, 8
215	70	52, 3
190	72, 6	56
155	74, 8	58, 7
135	81	60, 5
117	84	62, 5
96	91, 1	68, 9
88	94, 1	66, 9
80	97, 9	69, 1
70	101, 4	70, 2
60	105, 3	78, 5
47	125, 1	79, 1
35	127, 8	84, 3
25,5	148, 9	93, 3

Tableau E 2

3.3.3.2. Coefficient de transfert de chaleur gaz paroi

L'expression du coefficient de transfert de chaleur gaz paroi h_{gp} est donnée par le bilan de chaleur.

$$h_{gp} = \frac{G \cdot c_{pg} (T_{gs} - T_{ge})}{A_{DZ} (\bar{T}_p - \bar{T}_g)}$$

où \bar{T}_p et \bar{T}_g représentent respectivement, la température moyenne de la paroi, et la température moyenne du gaz dans la zone d'étude de hauteur $Z = 26,2\text{cm}$. (au centre de la colonne).

Les résultats obtenus sont regroupés dans le tableau (N° A22) ci-dessous.

Exemple de calcul

Coefficient de transfert de chaleur gaz paroi h_{gp}

$$h_{gp} = \frac{G \cdot C_{pg} (T_{gs} - T_{ge})}{\pi D Z (\bar{T}_p - \bar{T}_g)}$$

G : 135 Kg /h. $T_{ge} = 81^\circ\text{C}$ $T_{gs} = 60,5^\circ\text{C}$

$C_{pg} : 0,2505 \text{ Kcal/kg } ^\circ\text{C}$

D = 10cm

Z = 26,8 cm

$$\bar{T}_p = \frac{T_{p1} + T_{p2}}{2}$$

$$\bar{T}_g = \frac{T_{g1} + T_{g2}}{2}$$

T_{p1} = température de la paroi à Z = 1,20m

T_{p2} = " " " " Z = 28 cm

T_g = " du gaz à r=0 et Z = 1,20m

T_{g2} = " " " " Z = 28cm

$\bar{T}_p = 62,5^\circ\text{C}$

$\bar{T}_g = 82,5^\circ\text{C}$.

$$h_{gp} = 411,70 \text{ Kcal/h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Nombre de Nusselt

$$Nu_{gp} = \frac{h_{gp} D}{K_f}$$

D = 10 cm

G = 135Kg/h

$K_f = 3,0410^{-2} \text{ w/m } ^\circ\text{C}$.

$$Nu = 1572.$$

Nombre de Reynolds

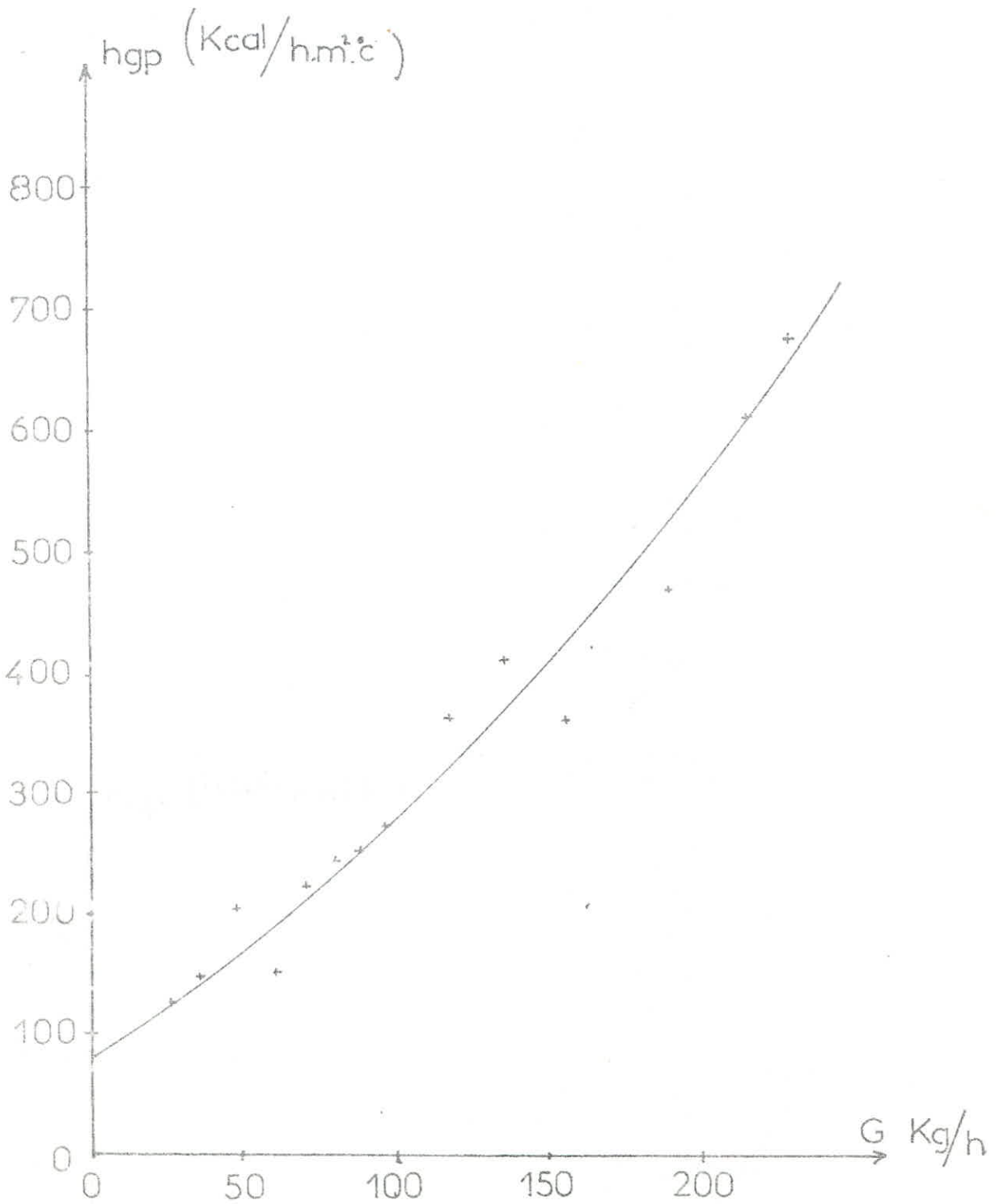
$$Re = \frac{G D}{\eta}$$

G = 135 Kg/h

$\eta = 20,7 \cdot 10^{-5} \text{ Po}$

$T_{ge} = 81^\circ\text{C}$

Re = 23066



(28) Variation du coefficient de transfert de chaleur gaz - paroi en fonction du débit d'air

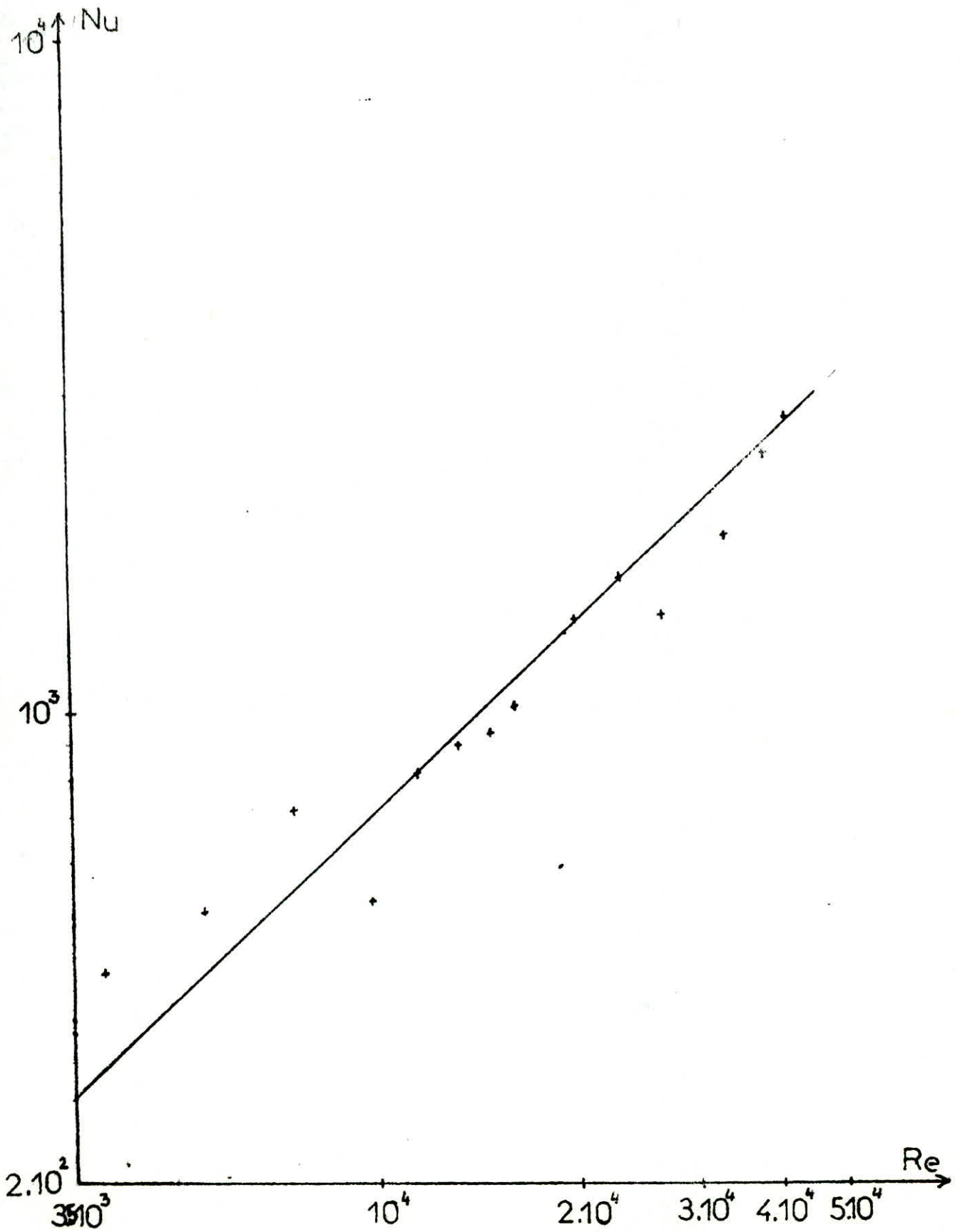


Fig (E 9) Variation du nombre de Nusselt en fonction du nombre de Reynolds pour l'écoulement du gaz seul.

Tableau Récapitulatif pour le gaz seul (E3)

G(Kg/h)	h_{g-p} Kcal/hm ² °C	N U	R e
25,5	113,61	373	3904
35	134,13	458	5252
47	186,29	644	7457
60	137,12	492	9826
70	211,82	769	11512
80	234,83	857	13220
88	248,10	912	14748
96	273,05	1016	16093
117	365,23	1377	19894
135	411,70	1572	23066
155	257,68	1384	26744
190	469,01	1828	32942
215	611,53	2399	37457
230	803,36	3195	40667

3 - 4 Etude du transfert de chaleur dans le gaz de la suspension.

3 - 4 - 1 Profils de température

Nous avons effectués quelques mesures de température pour les six types de particules étudiés.

Les résultats obtenus sont donnés en Annexe (A9 - 1). Nous avons également représenté les profils radiaux de température à Z = 1,20m et Z = 28cm, ainsi que les profils longitudinaux au centre de la colonne, sur les figures (E10) à (E21).

DISCUSSIONS

L'allure générale de tous les profils reste la même quelque soit le matériau utilisé.

Nous remarquons toutefois que ces profils sont moins prononcés que dans le cas de l'écoulement du gaz seul,

La présence de particules tendrait donc à homogénéiser la température dans la colonne (caractéristique des lits fluidisés).

Profil radial du silicagel

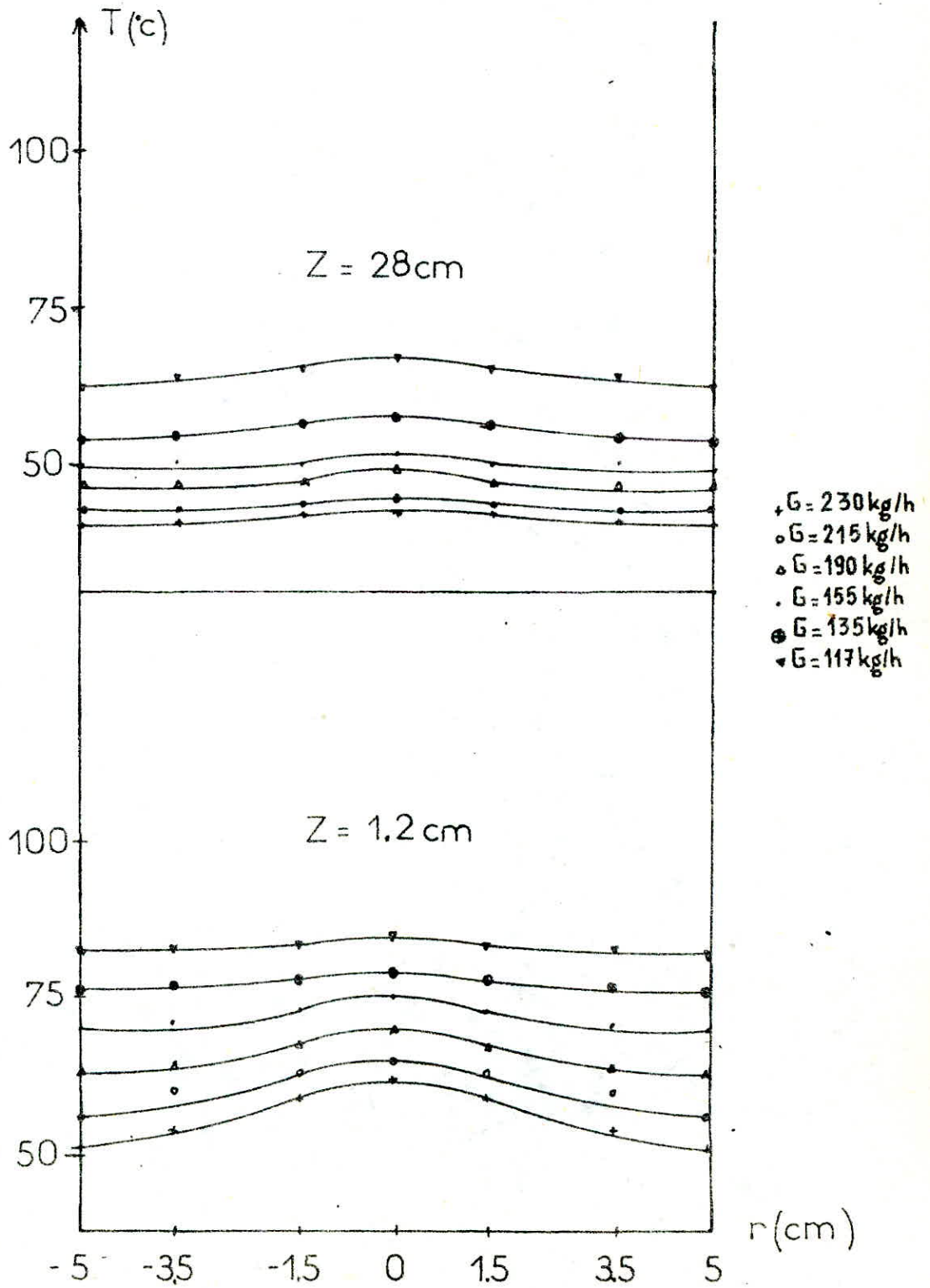


Fig E10

Profil radial de l'a lumine

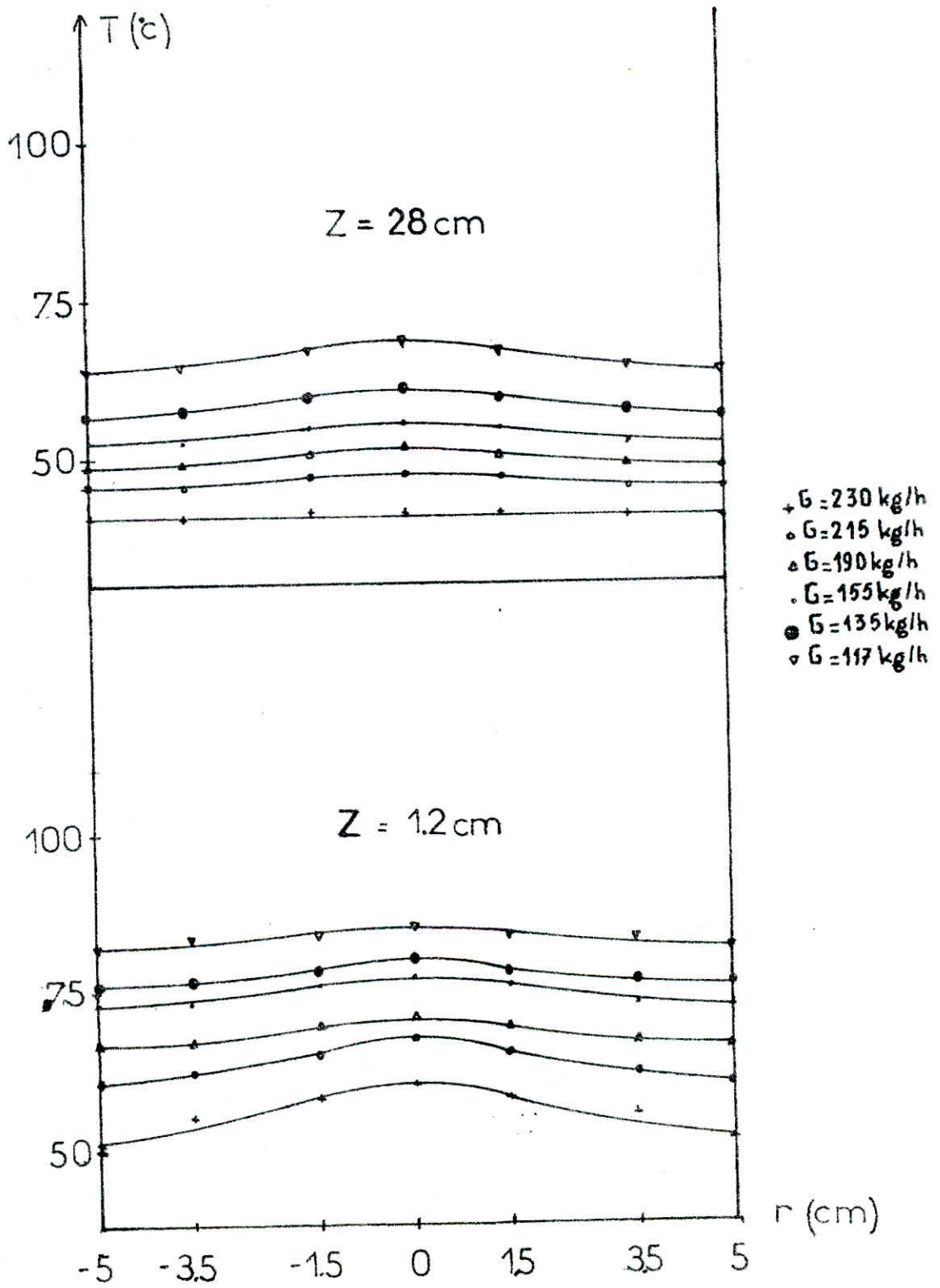


Fig : E 11

Profils radiaux du catalyseur

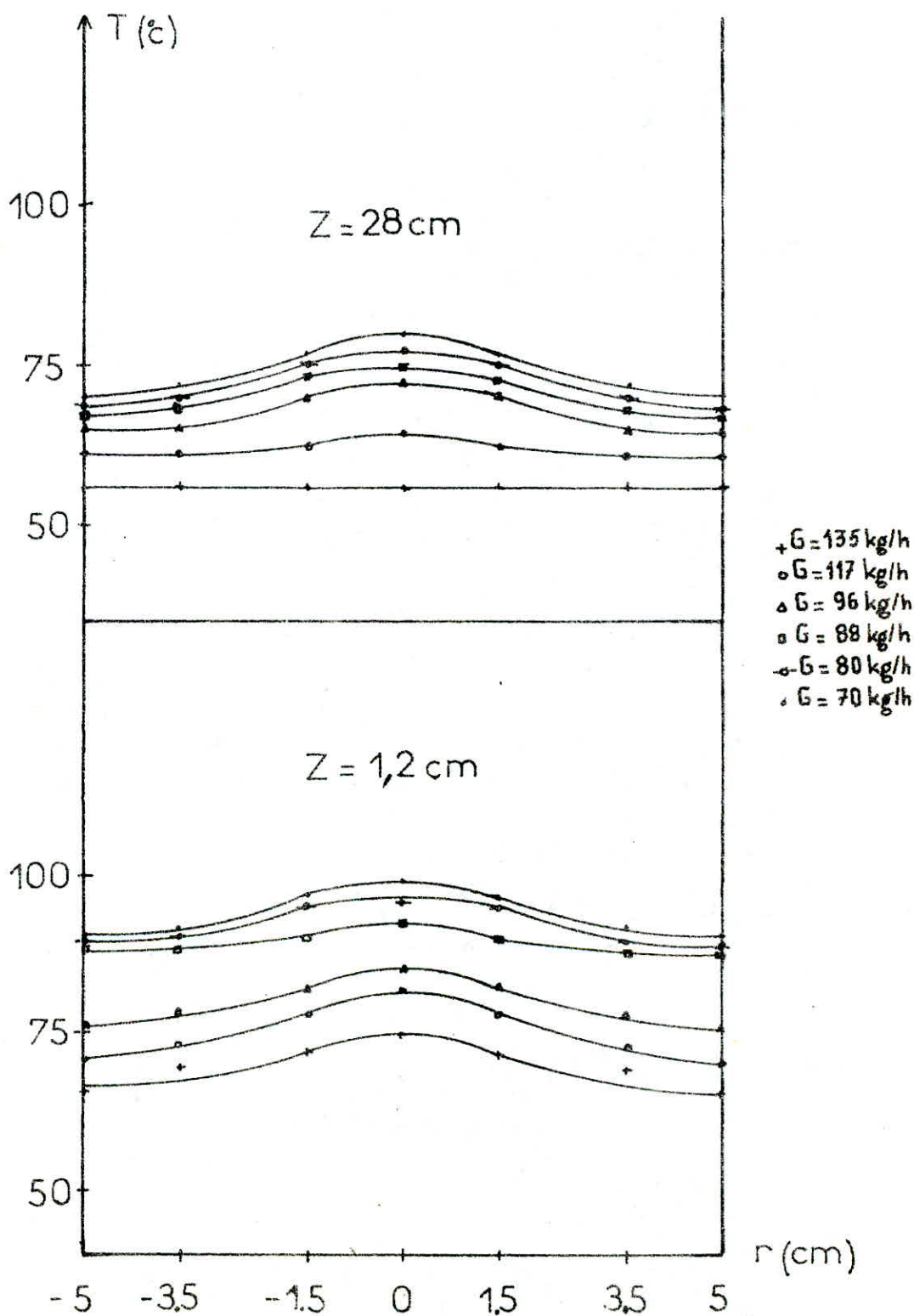


Fig E12

Profil radial des billes de verre.

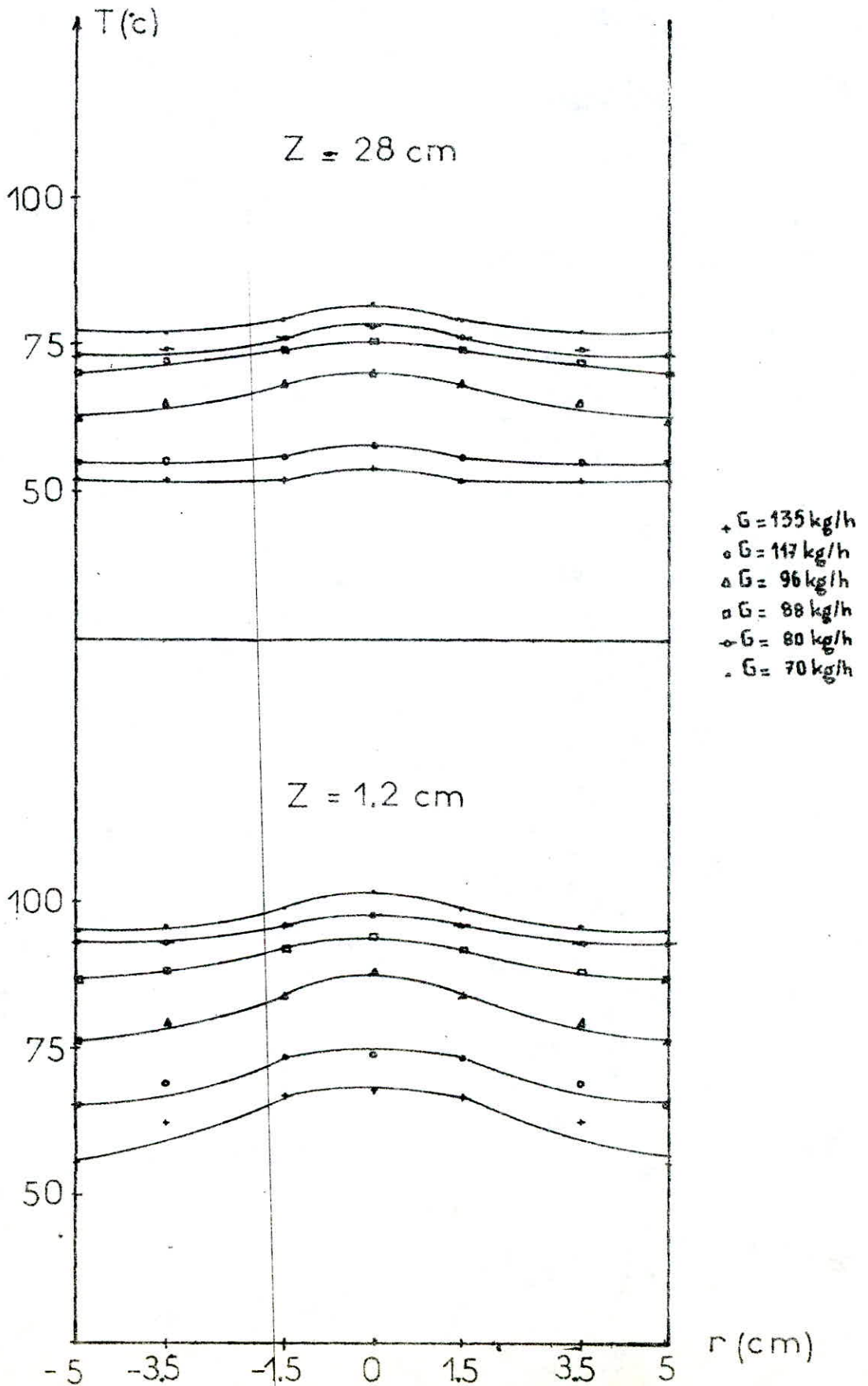


Fig : E 13

Profil radial de la poudre de verre

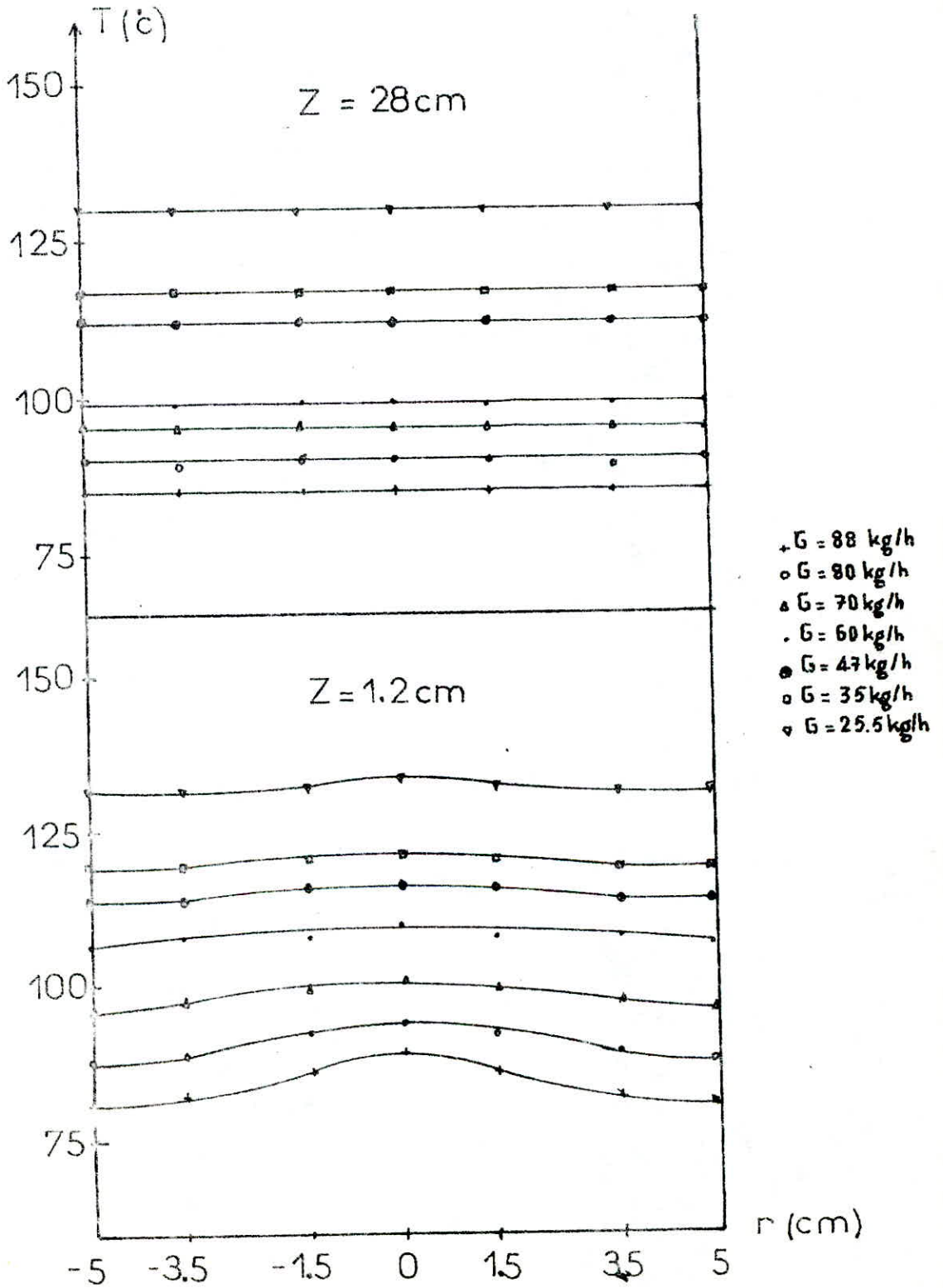


Fig: E 14

Profil radial du sable

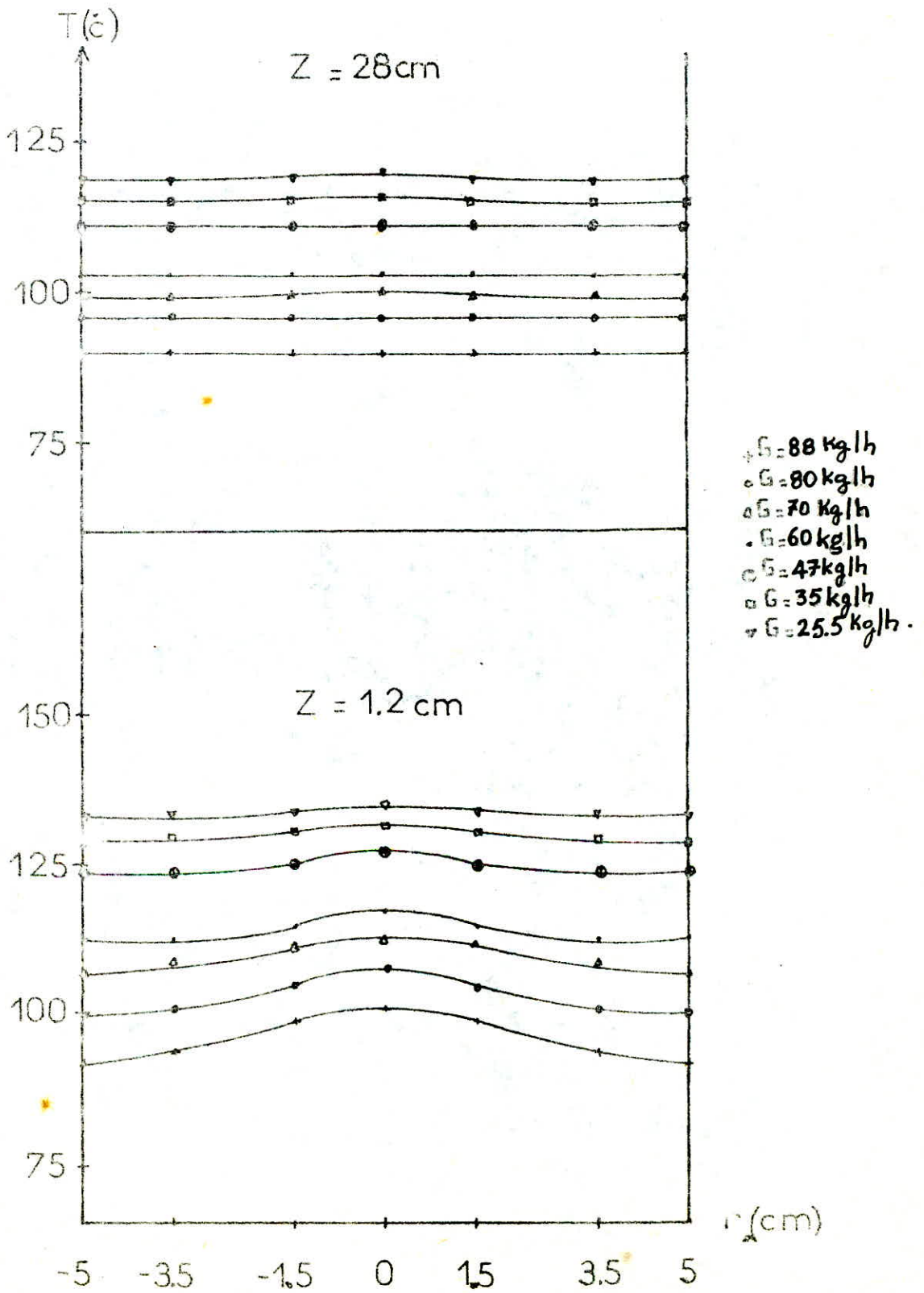


Fig : E15

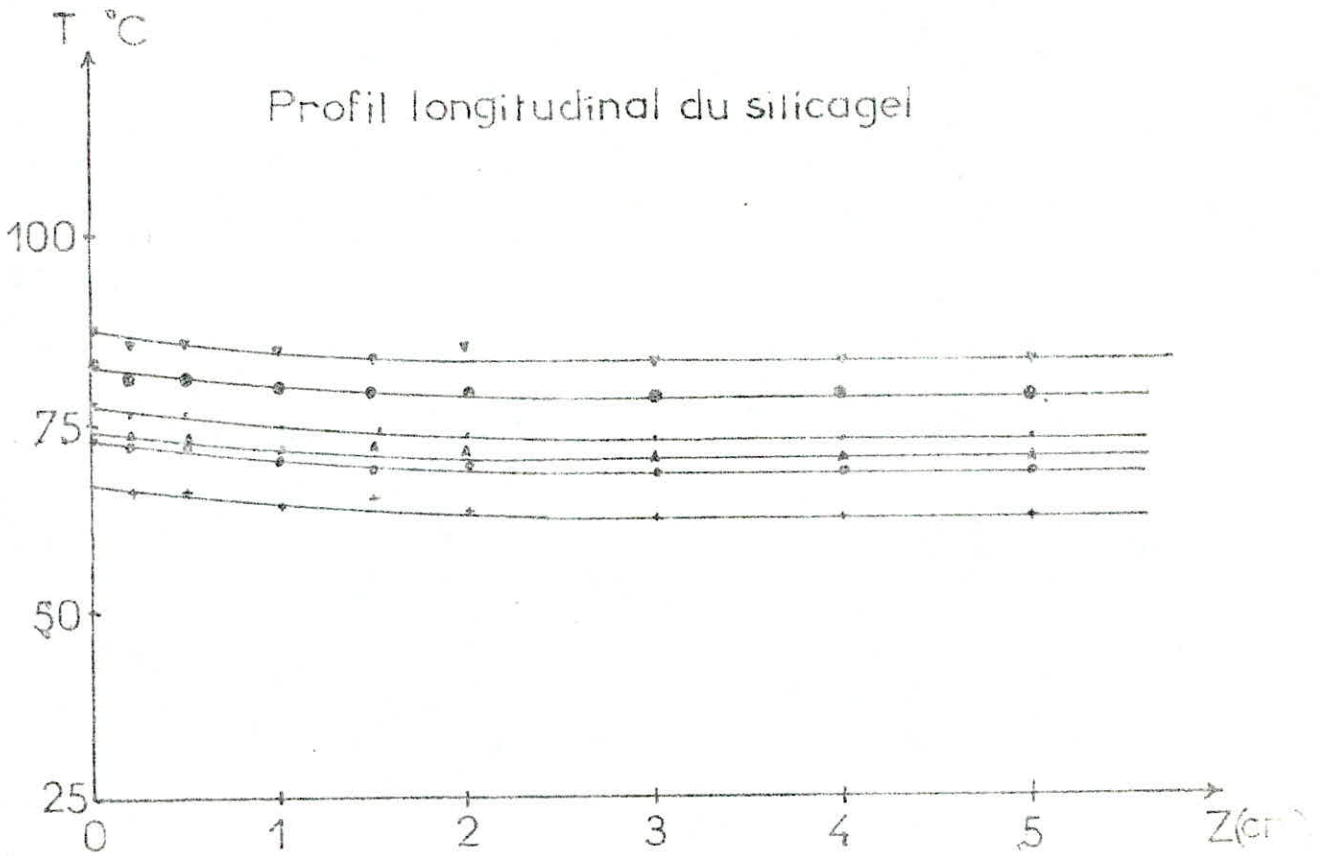


Fig: E 16

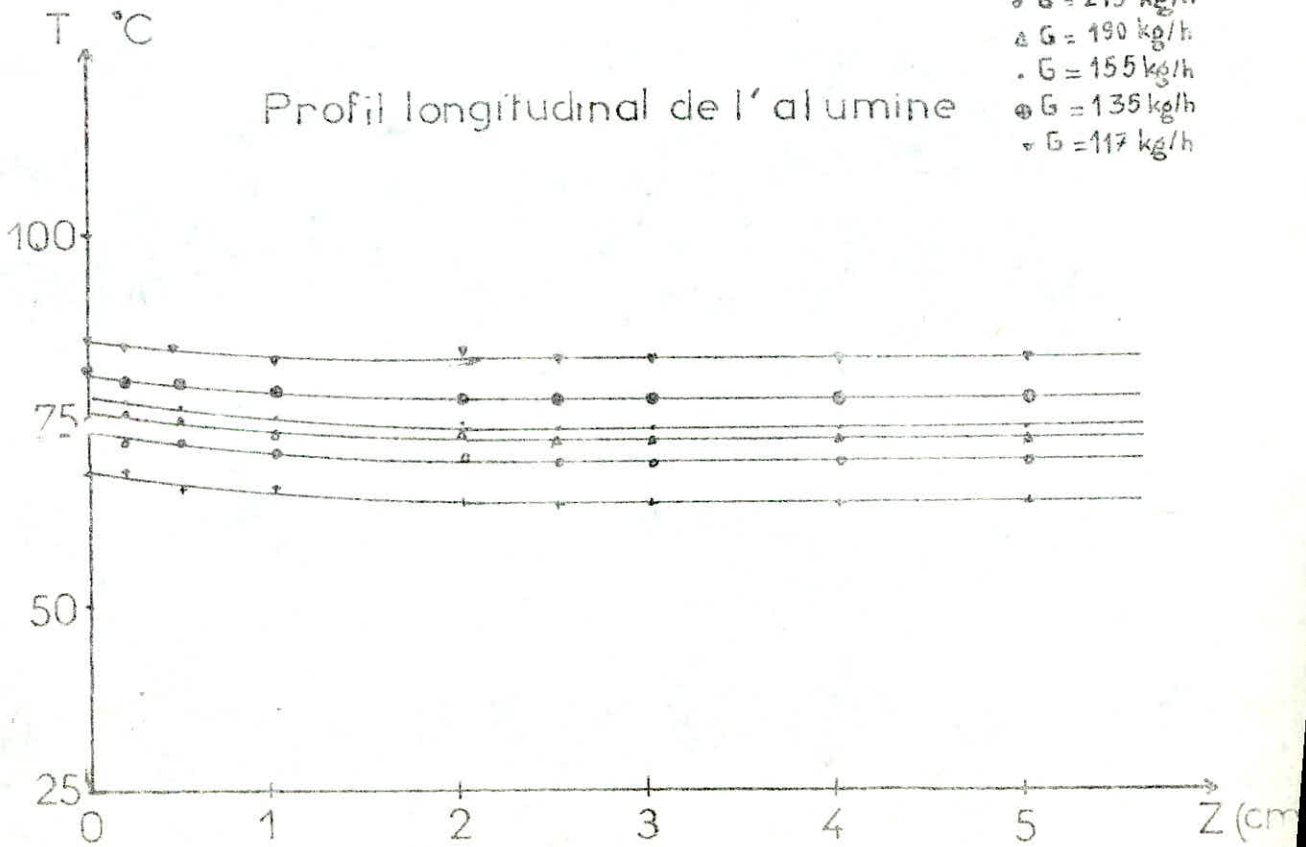
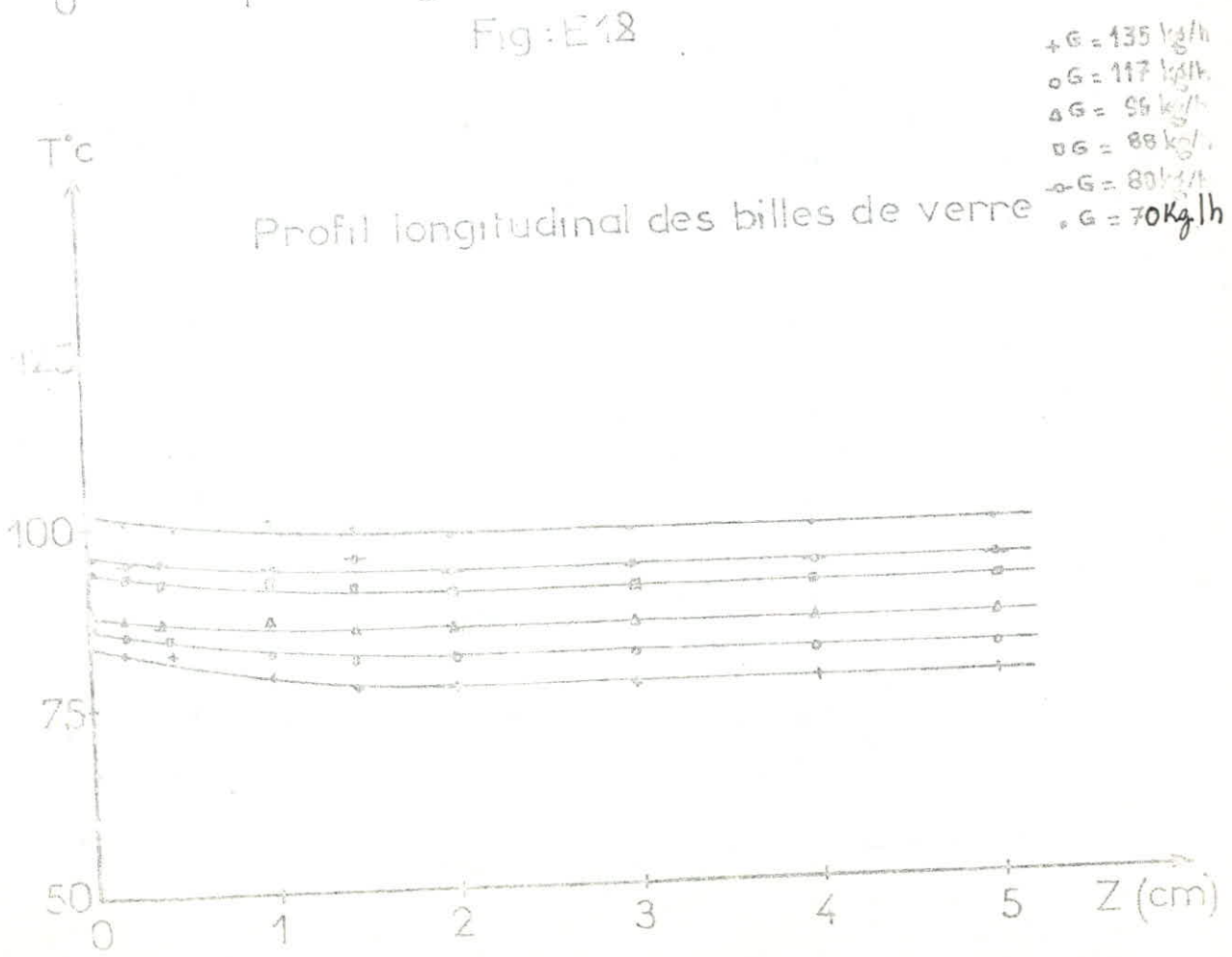
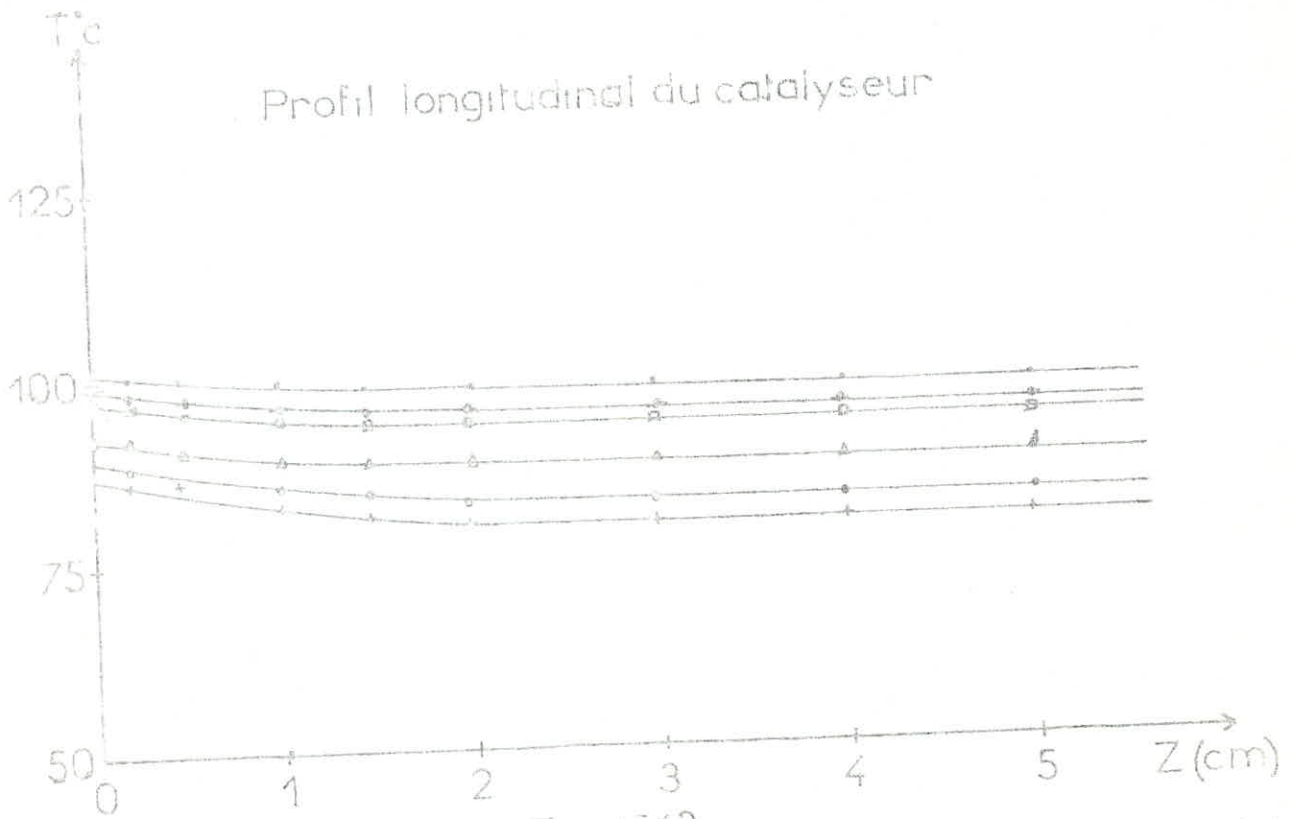
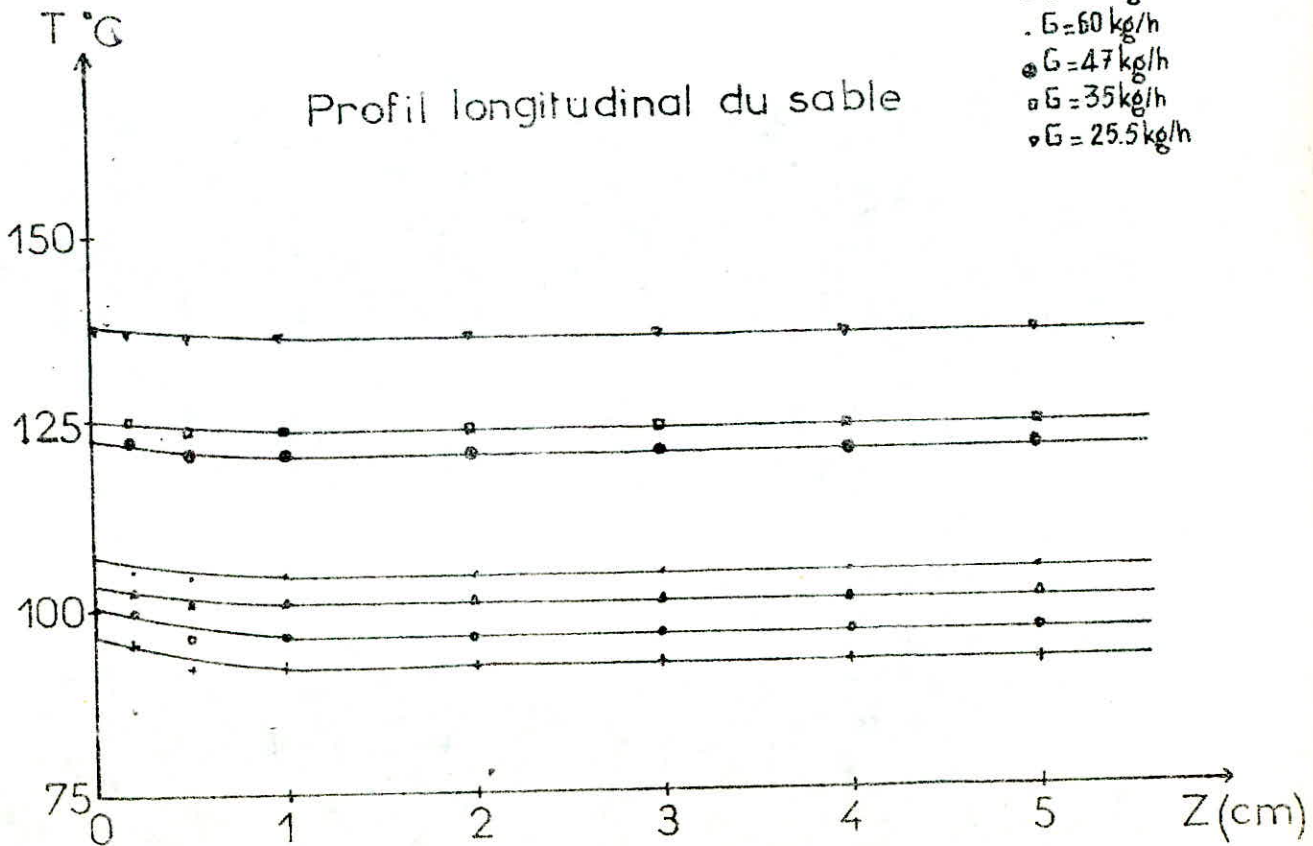
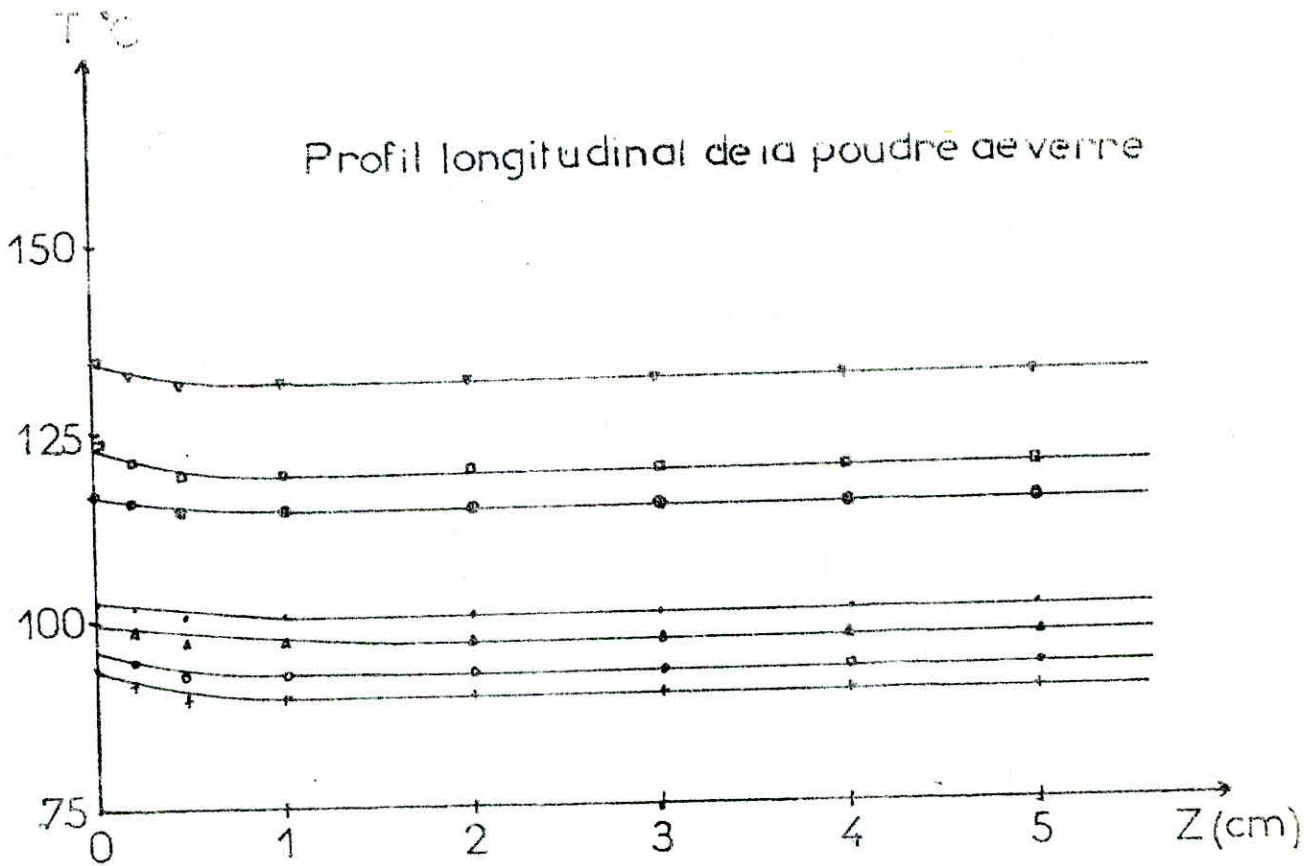


Fig: E 17



- + G = 135 kg/h
- G = 117 kg/h
- △ G = 99 kg/h
- ◇ G = 88 kg/h
- × G = 80 kg/h
- G = 70 kg/h



Ces profils radiaux sont d'autant plus

applaties que les particules sont fines.

Ceci est surtout visible pour le sable et la poudre de verre dont les profils à Z = 28cm sont plats. Pour ces deux types de particules il y a donc une meilleure fluidisation due à une bonne distribution granulométrique.

Quand aux profils longitudinaux, les résultats montrent qu'en dehors de la zone près du distributeur (Z ≤ 2cm) la température du lit reste constante. Nous avons également remarqué que la hauteur de la zone ^{active} est au maximum ^{égale} à 10 fois le diamètre de la particule utilisée.

3-42 Coefficient de transfert de chaleur gaz solide hgs

Afin de déterminer ce coefficient, nous avons représenté pour toutes les particules utilisées les variations du

logarithme de $\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)_{Z=0}}$ en fonction de la hauteur Z

Les résultats obtenus sont donnés en Annexe (A9- 2)

Tableaux (A 39) à (A 44)

Exemple de calcul

Catalyseur

D'après l'équation (9) donnée en partie théorique nous avons:

$$h G s : \frac{G c_{pg} \times m}{a \lambda}$$

m: pente de la courbe $\ln \frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)_{Z=0}} = f(Z)$

$$\lambda : \frac{\pi D^2}{4} = 78,54 \text{ cm}^2 \quad ; \quad a = 6(1 - \epsilon) / dp$$

$$G = 135 \text{ kg/h} \quad c_{pg} = 0,2505 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}$$

$$a = 12,93 \text{ cm}^{-1} \quad m = 1,36 \text{ cm}^{-1}$$

$$\underline{h G - S = 339,56 \text{ kcal / kg m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

3-43 Coefficient de transfert de chaleur suspension paroi hs-p

La détermination de ce coefficient de transfert de chaleur nécessite la connaissance des températures moyennes de la suspension à l'entre T_{me} et à la sortie T_{ms} de la zone d'étude. Ces températures sont déterminées de la même façon que T_{ge} et T_{gs} .

les résultats obtenus sont donnés en annexe (A9.3) Tableaux (A45) à (A50)

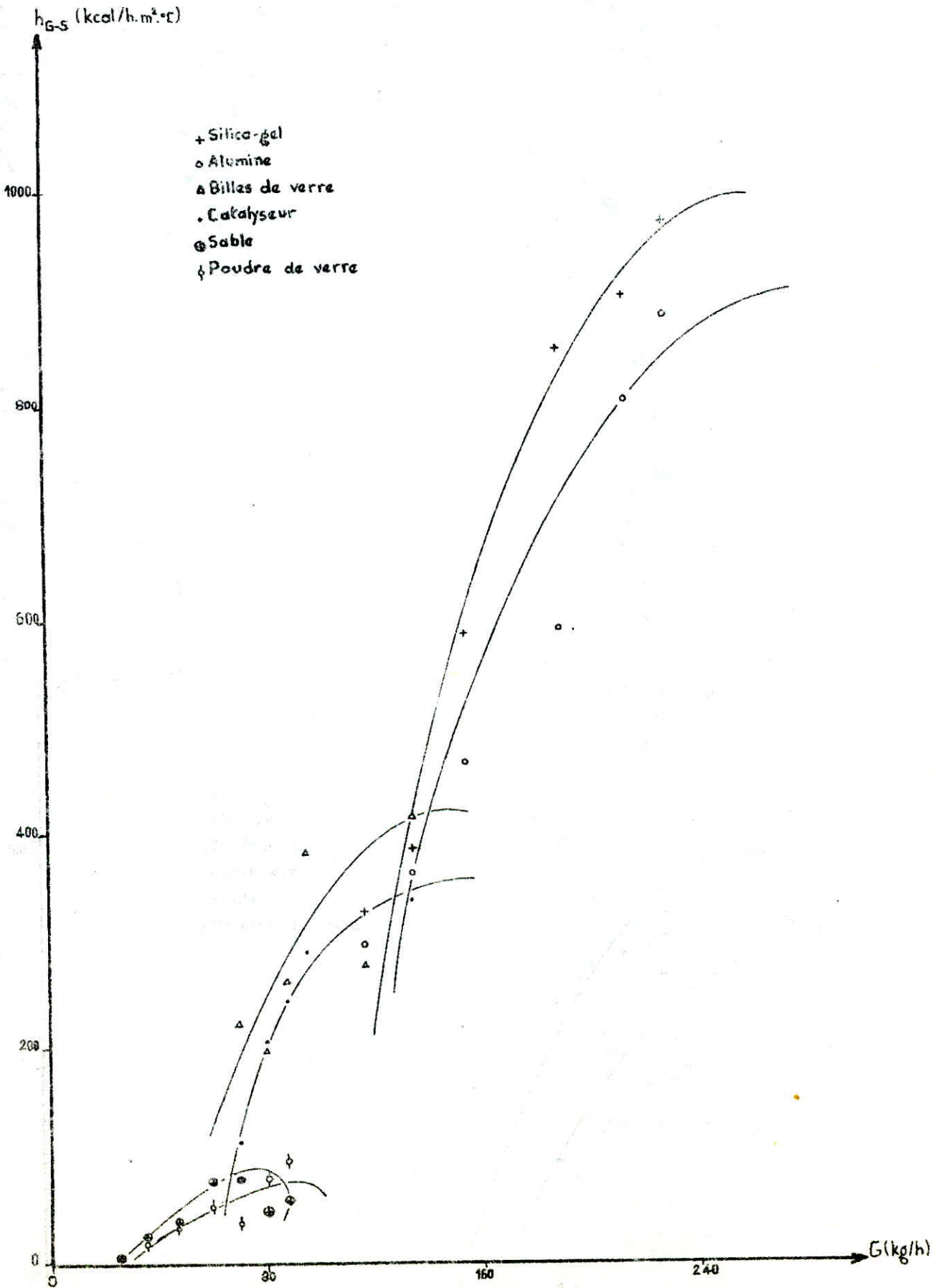


Fig (E23) Variation du coefficient de transfert de chaleur gaz solide avec le débit d'air.

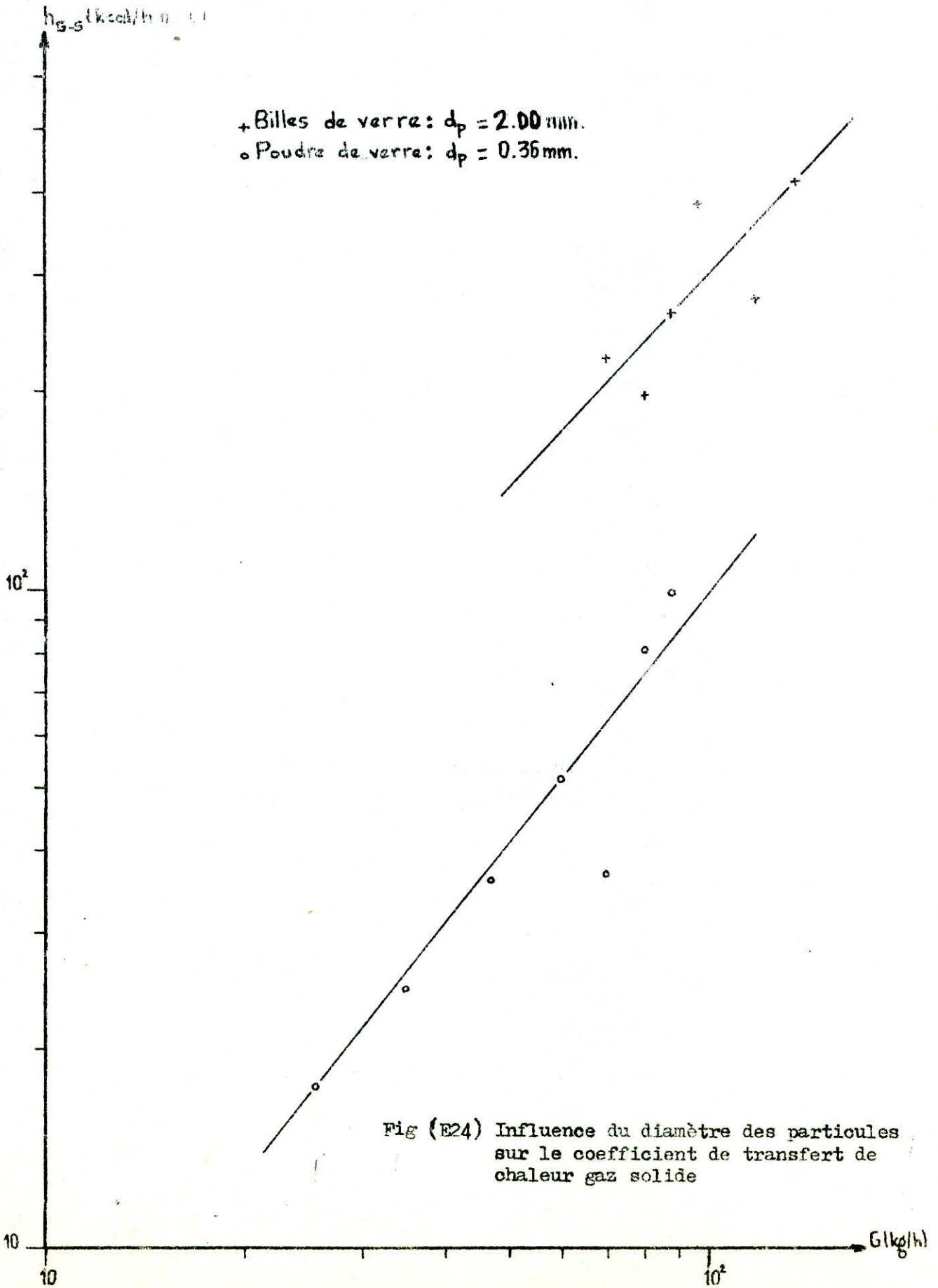


Fig (E24) Influence du diamètre des particules sur le coefficient de transfert de chaleur gaz solide

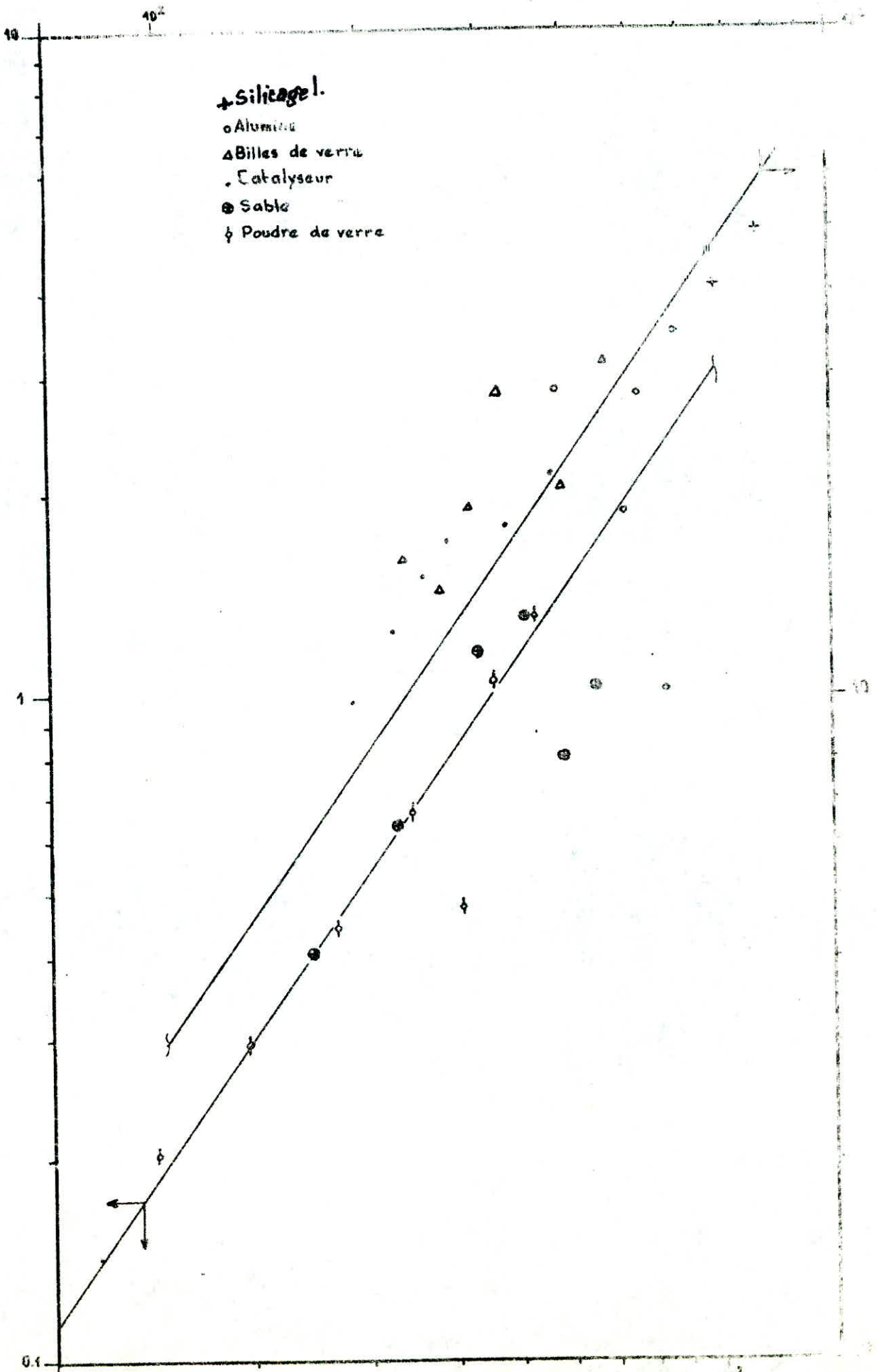


Fig.(E25) $Nu_{g-s} = f(Re_p)$

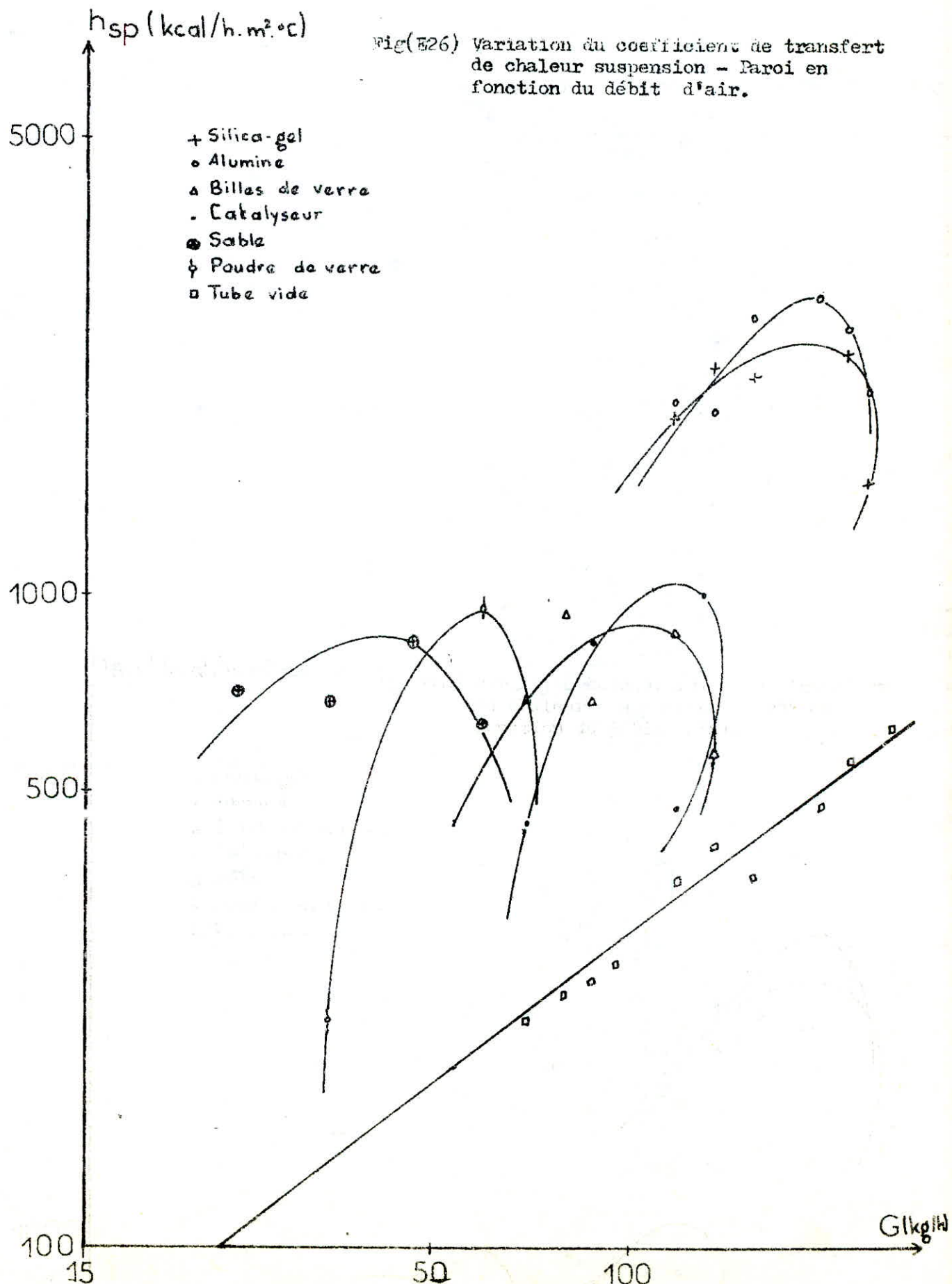


Fig: E26

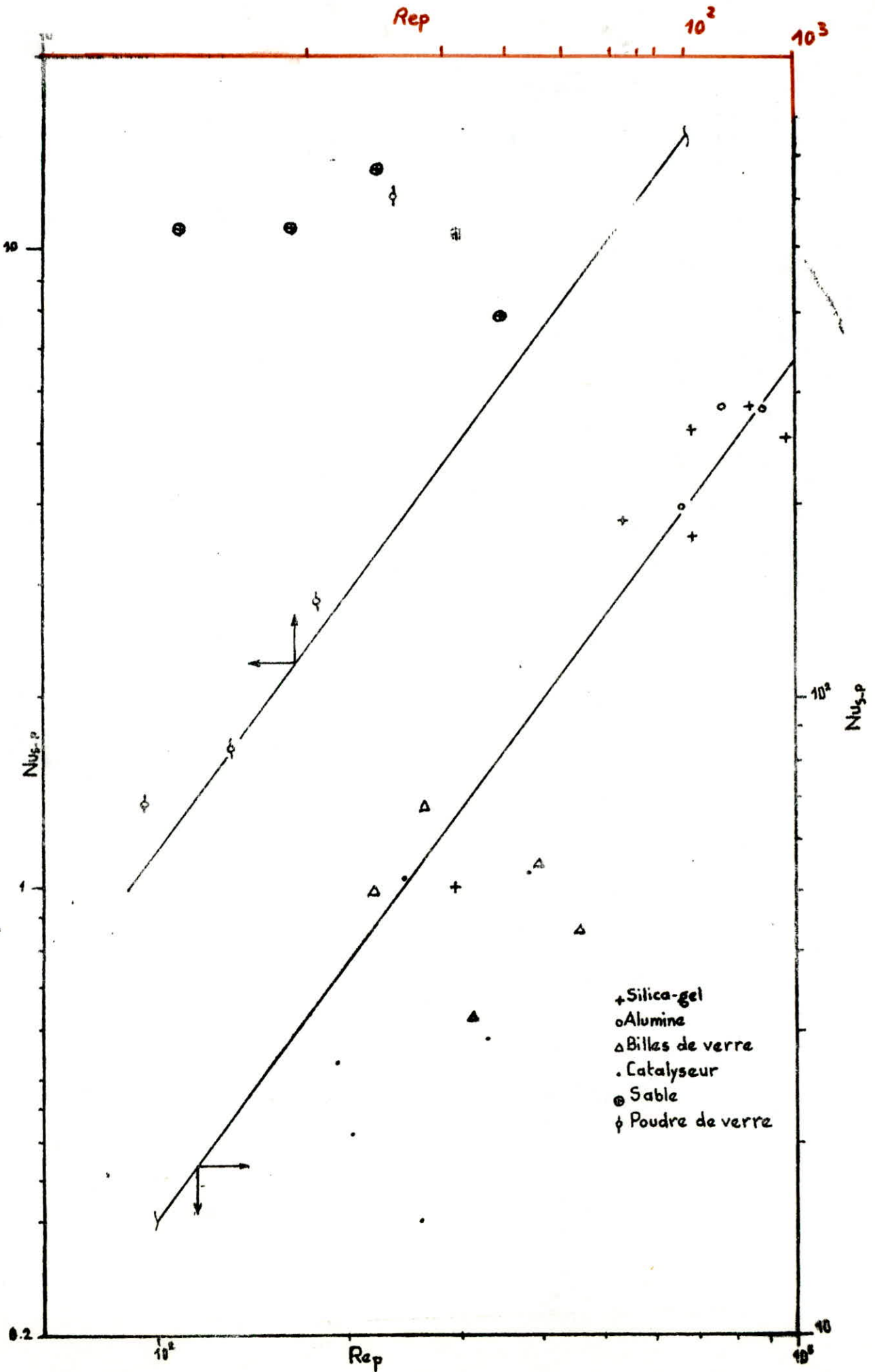


Fig. (E27). Evolution du nombre de Nusselt en fonction du nombre de Reynolds relatif aux particules.
Cas de la suspension

~~Calcul~~

Exemple de calcul

Catalyseur

D'après l'équation (11) donnée en partie théorique nous avons

$$hs_p = \frac{G C_{pg}}{D Z} \frac{T_{me} - T_{ms}}{\bar{T}_s - \bar{T}_p}$$

D = 10 cm Z = 26,8 cm .

G = 135 kg/h C_{pg} = 0,2505 kcal/hm² °C

T_{me} = 67,8 °C T_{ms} = 56 °C

\bar{T}_p = 60,75 °C \bar{T}_s = 65,5 °C

hs_p = 997,74 kcal /hm² °C

3- 5 Interprétation des résultats:

3-5.1 Transfert de chaleur gaz - paroi

Nous avons représenté sur la figure (E 8) l'évolution du coefficient de transfert de chaleur h_{g-p} en fonction du débit de gaz G.

Nous remarquons que ce coefficient augmente avec le débit d'air chaud.

La représentation de nos résultats sous forme adimensionnelle Nu = f (Re) nous permet de déduire la corrélation suivante:

$$Nu_{G-p} = 1,104 Re^{0,937} \text{ avec } 35 \cdot 10^2 \leq Re \leq 45 \cdot 10^3$$

3.5.2 Transfert de chaleur gaz-solide :

La figure (E 25) montre que le coefficient de transfert de chaleur h_{G-S} croît avec le débit de gaz. Ce coefficient est également influencé par le diamètre des particules. La variation de h_{G-S} en fonction du débit de gaz chaud pour des particules ayant des masses volumiques très voisines et des diamètres différents (Fig E 24) montre que h_{G-S} est d'autant plus élevé que le diamètre des particules est grand. Ceci s'explique par le fait que la surface d'échange augmente quand le diamètre des particules croît .

La représentation adimensionnelle Nu_{G-S} = f(Rep) pour le transfert de chaleur gaz-solide, pour les 6 types de particules (fig E25) nous permet d'obtenir la corrélation suivante:

$$Nu_{G-S} = 0,004 \cdot Rep^{1,437}$$

avec $10 \leq Rep \leq 100$

(avec 35% D'erreur)

3.5.3 Transfert de chaleur suspension paroi.

En comparaison avec le transfert de chaleur gaz-paroi, nous constatons que la présence des particules fait croître le coefficient de transfert de chaleur (Figure E 26)

De plus ce coefficient est d'autant plus élevé que le diamètre des particules est petit.

Ces courbes $h_{sp} = f(g)$ présentent toutes un maximum h_{max} caractérisé par un débit optimum g_{opt} ceci peut être attribué à l'accroissement de la porosité, en effet une légère augmentation du débit augmente la porosité du lit. Ce phénomène est observé sur le diagramme Figure (1)

Les valeurs de h_{sp} max et g_{opt} sont regroupés dans le tableau suivant.

Tableau E 4

Particules	Poudre de verre	sable	cataliseur	Billes de verre	Alumine	Silicagel
h_{sp} max (kcal/hm ² °C)	860	940	1050	900	2750	2450
$g_{optimum}$ (kg/h)	43	60	115	110	185	190

Les résultats expérimentaux exprimés sous forme adimensionnelle $N_{u} = f(Rep)$ concernant le transfert de chaleur suspension paroi (Fig E 27) permettent de donner la corrélation suivante.

$$N_{u} = 0,028 Rep^{1,362} \quad 10 \leq Rep \leq 100.$$

Une comparaison avec les résultats obtenus dans le projet précédent (6) n'a pu être faite vue les conditions opératoires différentes .

(C)N(L)S'IC)N

4 Conclusion

Avec les changements apportés au niveau de l'appareillage et suggérés par Melle DAHMANE (6), Nous avons constaté une nette amélioration quand à la qualité du transfert de chaleur.

D'une manière générale, le transfert de chaleur en lit fluidisé est influencé par les propriétés physiques des particules ainsi que le débit du gaz.

D'après nos résultats nous avons constaté que le coefficient de transfert de chaleur gaz-solide est d'autant plus important que le débit du gaz est élevé. Il augmente aussi avec le diamètre.

L'importance des coefficients de transfert de chaleur suspension paroi par rapport à ceux relatifs aux gaz-paroi dépend essentiellement du débit de gaz.

Les coefficients de transfert de chaleur suspension-paroi augmentent au fur et à mesure que le débit du gaz croît, et à un certain débit optimum, ces coefficients atteignent un maximum puis ils diminuent pour des débits de gaz élevés ceci peut être attribué à l'accroissement de la porosité du lit (9).

Nous avons représenté tous nos résultats sous formes adimensionnelles :

$$N_u = 1,104 Re^{0,937} \quad \text{avec } 35 \cdot 10^3 \leq Re \leq 45 \cdot 10^3$$

Transfert de chaleur gaz-paroi

$$N_u = 0,004 Re^{1,437} \quad 10 \leq Re \leq 100$$

Transfert de chaleur gaz-solide

$$N_u = 0,028 Re^{1,362} \quad 10 \leq Re \leq 100$$

Transfert de chaleur suspension paroi

Nous avons également remarqué que la hauteur de la zone active était au maximum égale à 10 dp ce résultat est une des caractéristiques des lits fluidisés. Les valeurs trouvées sont regroupés dans le tableau suivant.

Particules	Sable	Poudre de verre	Catalyseur	Billes de verre	Alumine	Silicagel
dp (mm)	0,45	0,36	1,67	1,99	2,56	3,36
za(cm)	0,5	0,2	1,5	2,0	2,5	3,0

Pour un éventuel travail à venir nous suggérons d'étudier: l'influence de la température du lit sur le coefficient maximum de transfert de chaleur.

L'influence de la conductibilité thermique du solide sur h_{g-s} , h_{s-p}

ANNEXE

A - 1- Etude granulométrique

1) Détermination des diamètres des particules par la méthode du tamisage.

a) Alumina

Tableau A1

dA (mm)	di (mm)	ni (gr)	Xi % (masse)	% cumulé ↓	% cumulé ↑
3,962	...	1,4013	0,94	0,94	99,99
2,794	2,647	94,3150	63,35	64,29	99,05
2,500	2,431	43,4745	29,20	93,43	35,70
2,362	2,181	8,2780	5,56	99,05	6,50
2,000	1,800	1,4053	0,94	99,99	0,94
1,600	1,425
1,250					
		$\sum ni =$ 148,87	$\sum Xi =$ 99,99		

dA : diamètre des tamis

di : diamètre moyen entre deux tamis consécutifs

dp : diamètre équivalent de la sphère ayant même surface que le grain \sum

$$dp = \frac{\sum Xi}{\sum \frac{Xi}{di}} = 2,540 \text{ mm}$$

b) Catalyseur de reforming

Tableau A2

dA (mm)	di (mm)	ni (gr)	Xi % (masse)	% cumulé ↓	% cumulé ↑
2,500					
2,000	2,250	0,1363	0,44	0,44	100,00
1,600	1,800	20,6654	66,65	67,09	99,56
1,250	1,425	10,1817	32,84	99,93	32,91
0,900	1,075	0,023	0,07	100,00	0,07
		$\sum ni =$ 31,00	$\sum Xi =$ 100,00		

$$dp = \frac{\sum Xi}{\sum \frac{Xi}{di}} = 1,657 \text{ mm}$$

c) Sable

Tableau A3

dA (mm)	di (mm)	mi (gr)	Xi%masse	%cumulé ↓	%cumulé ↑
2,000					
	1,625	17,9829	6,01	6,01	100,00
1,250					
	1,075	18,8144	6,28	12,29	93,99
0,900					
	0,700	63,9433	21,35	33,64	87,71
0,500					
	0,375	183,1603	61,17	94,81	66,36
0,250					
	0,175	15,3572	5,13	99,94	5,19
0,100					
	0,0815	0,1790	0,06	100,00	0,06
		$\sum mi =$ 299,44	$\sum Xi =$ 100,00		

$$d_p = \frac{\sum X_i}{\sum \frac{X_i}{d_i}} = 0,431 \text{ mm}$$

d) Silicagel

Tableau A4

dA (mm)	di (mm)	mi (gr)	Xi%masse	%cumulé ↓	%cumulé ↑
5,613					
	4,8065	20,2180	11,61	11,61	100,01
4,000					
	3,6635	90,4948	51,96	63,57	88,40
3,327					
	3,0605	35,8021	20,56	84,13	36,44
2,794					
	2,647	19,0124	10,92	95,05	15,88
2,500					
	2,250	7,7495	4,45	99,50	4,96
2,000					
	1,800	0,8884	0,51	100,01	0,51
1,600					
		$\sum mi =$ 174,17	$\sum Xi =$ 100,01		

$$d_p = \frac{\sum X_i}{\sum \frac{X_i}{d_i}} = 3,367 \text{ mm}$$

e) Poudre de verre

Tableau A5

dA (mm)	di (mm)	mi (gr)	Xi % masse	% cumulé	% cumulé
0,500					
0,400	0,450	28,0842	19,85	19,85	99,99
0,315	0,3575	96,7923	68,41	88,26	80,14
0,200	0,2575	16,4594	11,63	99,89	11,73
0,100	0,150	0,1438	0,10	99,99	0,10
0,090	0,095
0,063	0,0765
		$\sum mi =$ 141,48	$\sum Xi =$ 99,99		

$$dp = \frac{\sum Xi}{\sum \frac{Xi}{di}} = 0,3565 \text{ mm}$$

f) Billes de verre

Tableau A6

dA (mm)	di (mm)	mi (gr)	Xi % masse	% cumulé	% cumulé
2,794					
2,500	2,647
2,000	2,250	42,0287	48,06	48,06	100,00
1,600	1,800	45,4202	51,94	100,00	51,94
1,250	1,425
		$\sum mi =$ 87,45	$\sum Xi =$ 100,00		

$$dp = \frac{\sum Xi}{\sum \frac{Xi}{di}} = 1,991 \text{ mm}$$

2) Détermination des diamètres des particules à partir des courbes cumulatives

Particules	Alumine	Catalyseur	Sable	Silica gel	Poudre de verre	Billes de verre
dp (mm)	2,58	1,68	0,46	3,35	0,36	2,00

Tableau A7

A. 2 - COEFFICIENT DE FORME

On a déterminé ce coefficient pour les particules d'aluminium, que l'on a assimilé à des cylindres de hauteur h_p et d_p .

A partir d'un échantillon de 10 particules, les valeurs moyennes trouvées sont les suivantes :

$$d_p \text{ moyen : } 2,614 \text{ mm}$$

$$h_p \text{ moyen : } 2,578 \text{ mm}$$

Le coefficient de sphéricité volumique ψ_v est défini comme suit :

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

$$\text{Surface du grain : } A = \frac{2\pi d_p^2}{4} + \pi d_p h_p$$

$$\text{Volume du grain : } V = \frac{\pi d_p^2 h_p}{4} = \frac{\pi d_v^3}{6} \Rightarrow d_v^3 = \frac{3}{2} d_p^2 h_p$$

$$\psi_v = \frac{\pi \left(\frac{3}{2} d_p^2 h_p\right)^{\frac{2}{3}}}{\frac{2\pi d_p^2 + d_p h_p \pi}{4}} = \frac{\left(\frac{3}{2} d_p^2 h_p\right)^{\frac{2}{3}}}{\frac{d_p^2 + d_p h_p}{2}}$$

$$\psi_v = 0,87$$

Remarques : Toutes les autres particules ont été considérées comme étant sphériques donc $\psi_v = 1$

A. 3. MASSE VOLUMIQUE DES PARTICULES

Afin de déterminer la masse volumique des particules, ainsi que la porosité en lit fixe, on a utilisé la méthode du pycnomètre.

Pour déterminer le volume du vide, on a rajouté selon le type de particules, de l'huile ou de l'eau.

On considère l'erreur de lecture sur la masse et sur le volume comme étant respectivement :

$$\Delta m = 0,0001g \quad \text{et} \quad \Delta V = 0,1 \text{ ml.}$$

Particules	Ms (gr)	Mt (Gr)	V excès (ml)	Pl(g/cm ³)	Vt (ml)	$\epsilon_{LF} \pm \Delta \epsilon$	Ps $\pm \Delta ps$ (g / cm ³)
Alumine	2,9333	1,4773	1,00	0,837 \pm 0,029	2	0,39 \pm 0,08	2,407 \pm 0,476
Catalyseur	0,9010	1,7881	1,00	0,885 \pm 0,022	2	0,49 \pm 0,08	0,922 \pm 0,991
Sable	0,9573	1,9732	1,36	1	1,86	0,34 \pm 0,08	2,396 \pm 0,419
Silicagel	1,7293	1,5209	1,00	0,837 \pm 0,029	2	0,39 \pm 0,08	1,432 \pm 0,259
Poudre de verre	2,8049	1,8033	1,00	1	2	0,39 \pm 0,07	2,341 \pm 0,386
Billes de verre	0,9010	1,8520	1,00	1	2	0,43 \pm 0,07	2,451 \pm 0,424

Tableau A8

Ms : masse de solide

M : masse du liquide (huile en eau selon le cas)

Vexcès : volume de liquide en excès

Vt : volume total.

ϵ_{LF} : porosité en lit fixe

Ps : masse volumique des particules solides

A 4. ETALONNAGE DU DIAPHRAGME

4 - 1. schéma de l'installation utilisée (figure A1)

4 - 2. Mode opératoire

1. Actionner le disjoncteur principal
2. Ouvrir la vanne (2)
3. Ouvrir légèrement le premier détendeur (3)
4. Ouvrir la vanne (8)
5. Régler la pression statique d'entrée en agissant avec précaution sur le second détendeur (4) et sur la vanne (6)
6. Fixer le débit désiré sur le rotamètre
7. Noter la pression à l'entrée du diaphragme ainsi que la perte de pression au niveau du diaphragme, correspondants à un débit donné
Les lectures de pression se font sur les manomètres (11) et (12).

4 - 3. Résultats expérimentaux :

Pression atmosphérique : $P_{atm} = 762,6$ mm de Hg

Température ambiante $T_{amb} = 17,2$ C = 290,2 K

Le rotamètre dont le débit maximum est de

16,51 Nm³/h donne des valeurs dans les conditions normales.

$$Q(m^3/h) = Q(Nm^3/h)/f$$

$$f \text{ Facteur correctif} = \sqrt{\frac{T_0 \cdot 1}{273 \cdot P_0}}$$

avec T_0 : température de travail en (K)

P_0 : Pression absolue de travail en (a t m)

La masse volumique de l'air et donnée par :

$$P_g = 0,003485 \frac{P}{T_0} \quad \text{Avec } P : \text{pression absolue de travail en pascal.}$$

LEGENDE :

- 1 - Compresseur
- 2 - Vanne
- 3 - 1er détendeur
- 4 - 2^{me} détendeur
- 5 - Manomètre
- 6 - Vanne
- 7 - Diaphragme
- 8 - Té
- 9 - Rotamètre
- 10 - Manomètre à eau
- 11 - Manomètre à mercure

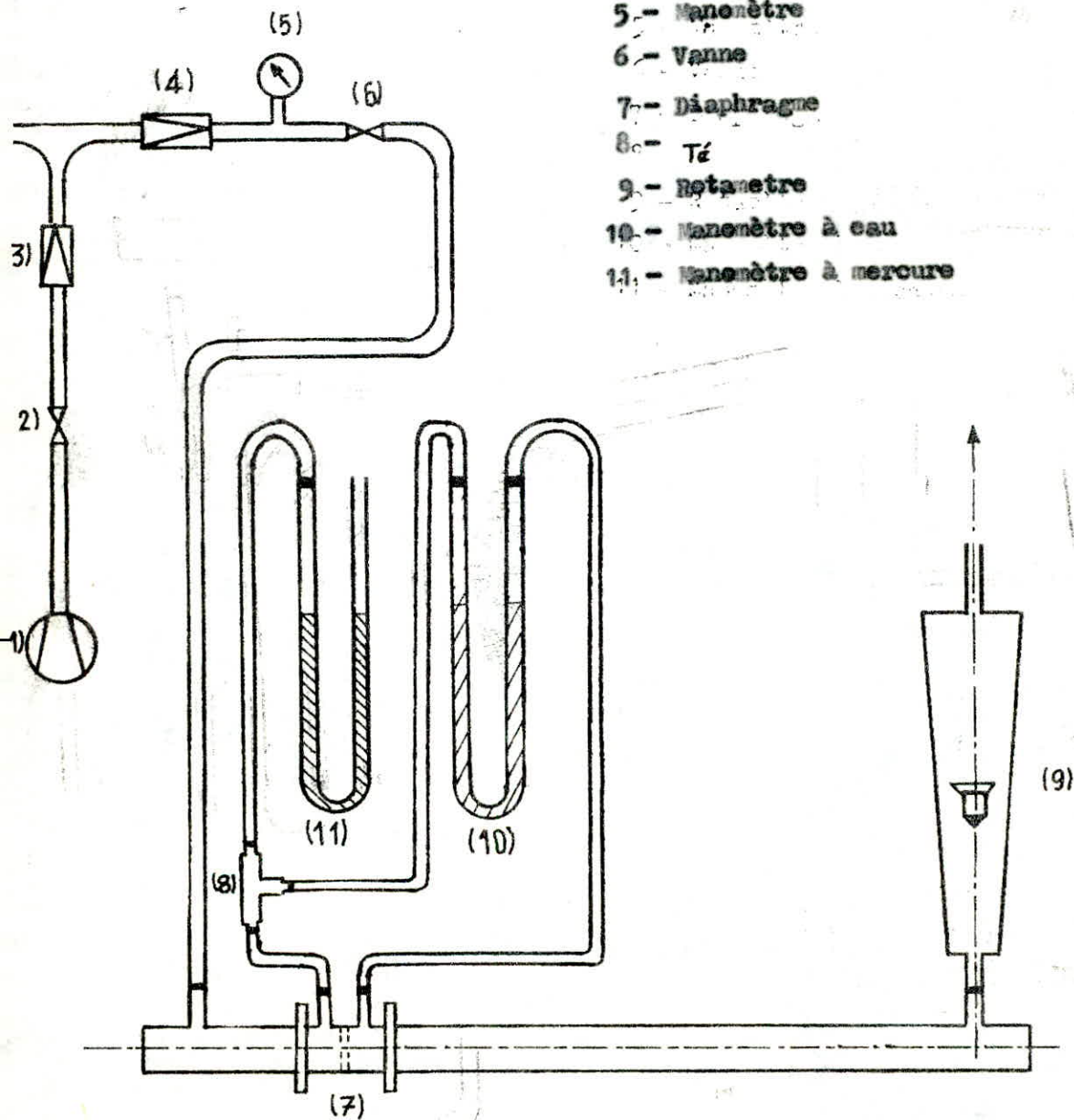


Fig (41) ESSAI ONVAGE DEL DIAPHRAGME

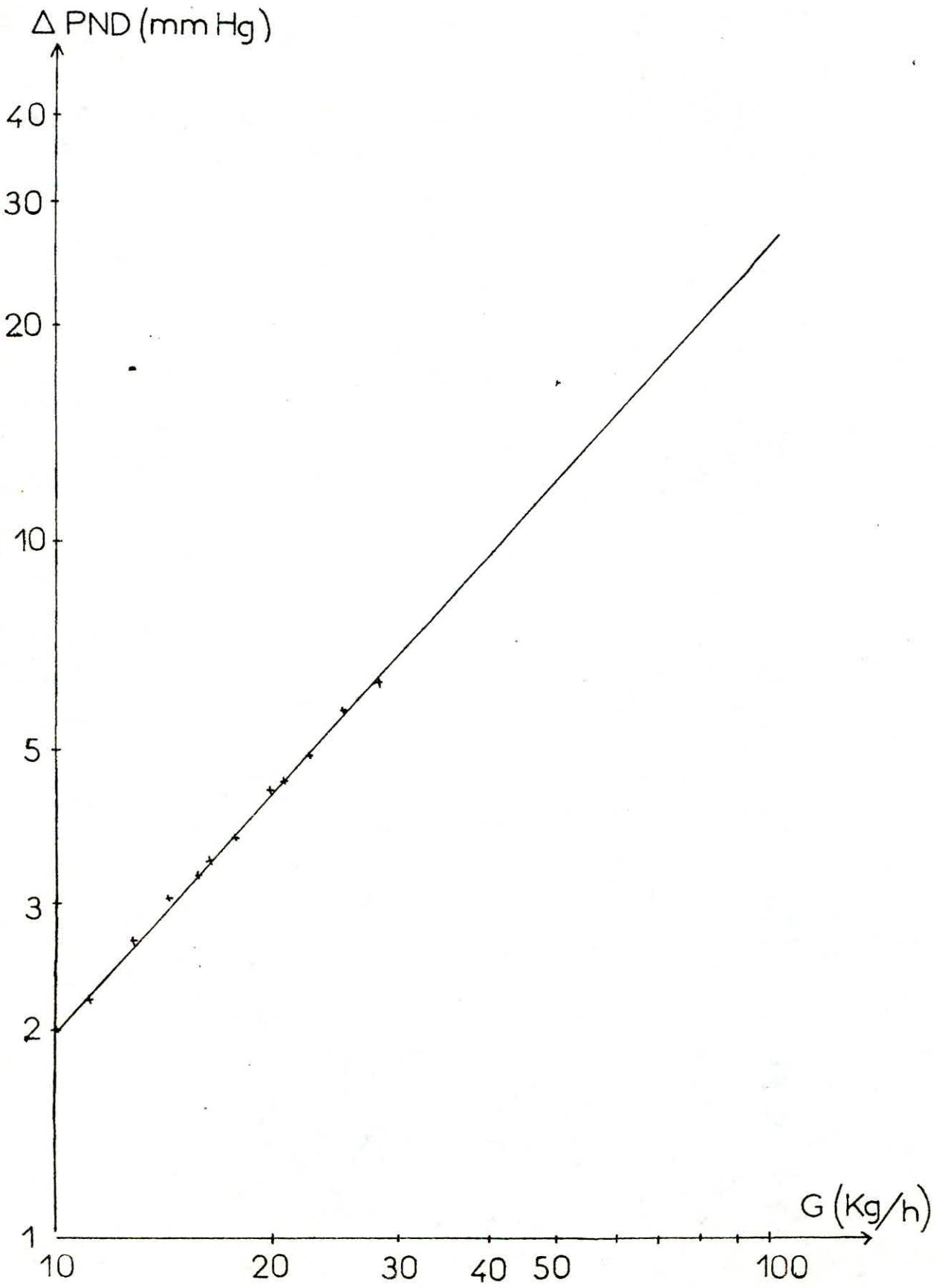


FIG : (A2) ETALONNAGE DU BIADYRACME

Les résultats obtenus sont regroupés dans le tableau suivant :

% Q _{max}	Q(Nm ³ /h)	Q(m ³ /h)	G(Kg/h)	P E D (mm Hg)	DPND (cm H ₂ O)	DPND (mm Hg)
10	1,651	1,613	1,99	11	0,3	0,22
16	2,642	2,599	3,254	22	0,5	0,37
20	5,302	3,267	4,137	31	0,7	0,51
25	4,1275	4,120	5,309	45	1,3	0,96
30	4,953	4,969	6,466	53	1,5	1,10
40	6,604	6,762	9,168	87	2,5	1,84
46	7,595	7,882	10,976	110	3,0	2,20
50	8,255	8,664	12,343	130	3,7	2,72
56	9,246	9,818	14,317	151	4,3	3,16
60	9,906	10,628	15,822	170	4,7	3,38
65	10,732	11,692	17,948	199	5,1	3,75
70	11,557	12,787	20,243	229	6,1	4,48
74	12,217	13,633	21,953	246	6,8	5,00
80	13,208	15,043	25,235	288	7,7	5,66
86	14,199	16,455	28,578	325	8,6	6,32

Tableau A9

PED : pression à l'entrée du diaphragme

DPND: perte de pression au niveau du diaphragme

A. 5. ETALONNAGE DES SONDES

L'étalonnage des sondes T1 et T2 se fait à l'aide d'un bain d'huile chaud, dans lequel plonge un thermomètre et la sonde.

Les courbes obtenues sont données (figure 43)

A. 6. PROPRIETES PHYSIQUES DE L'AIR

Les caractéristiques physiques de l'air, notamment la capacité calorifique C_{pg} , la viscosité dynamique et la conductivité thermique K_g , étant fonction des conditions opératoires, nous avons représenté (fig. 44) leurs variations en fonction de la température. Ces courbes ont été tracées à partir des valeurs données par la littérature (9) (10)

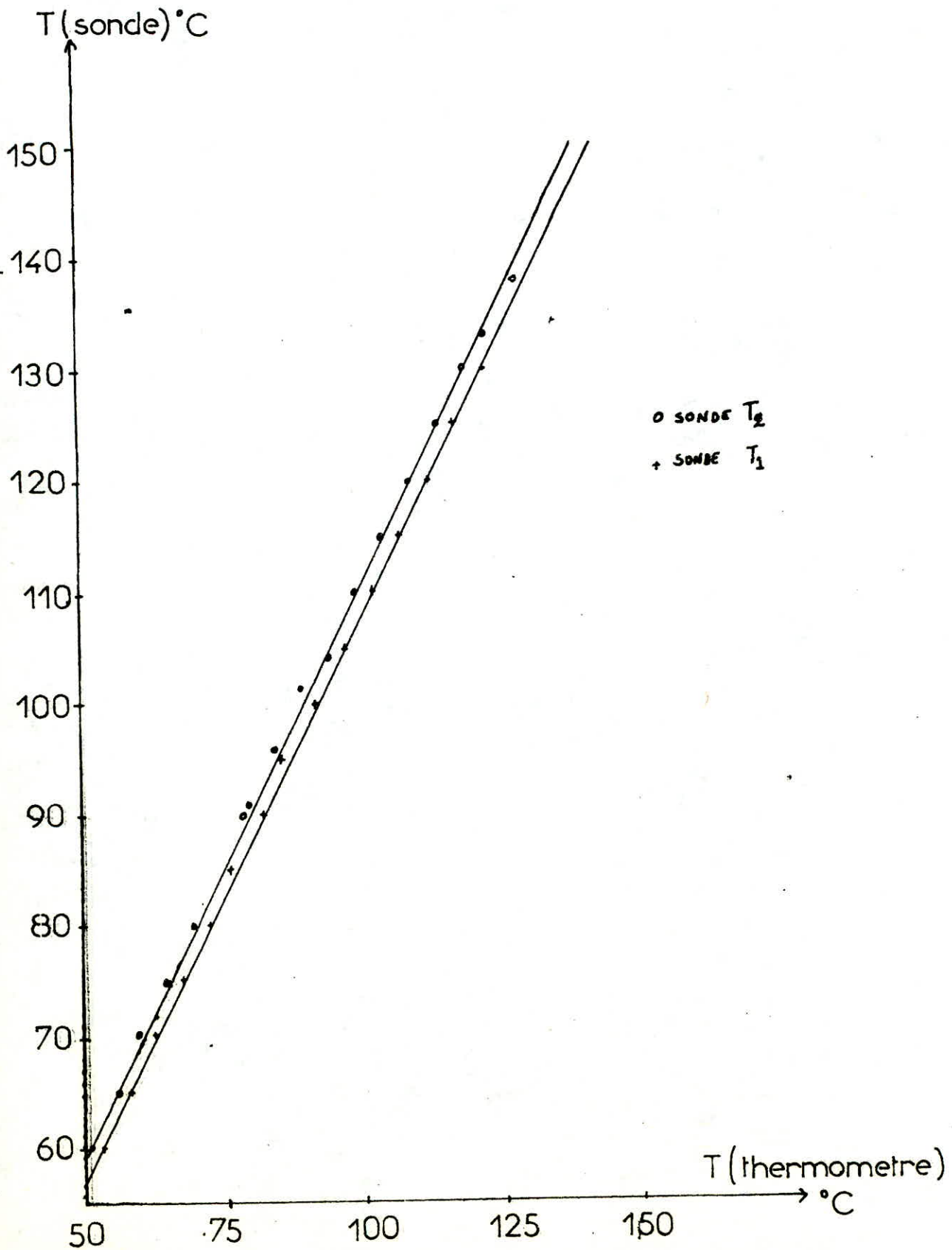
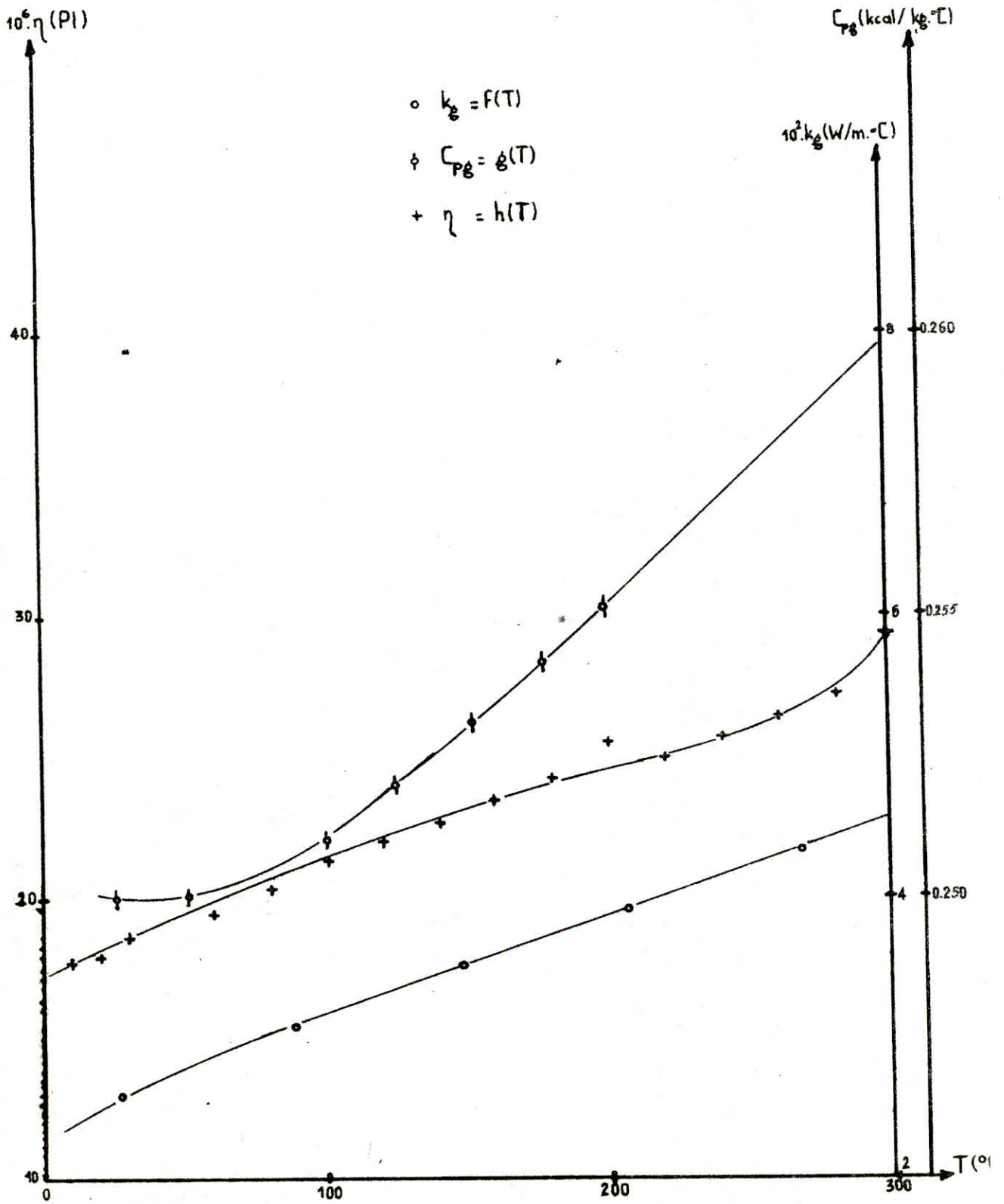


FIG : (43) ETAISONNAGE DES SONDAS



Fig(4₄): PROPRIETES PHYSIQUES DE L'AIR (9), 5(10)

A.7. ETUDE HYDRODYNAMIQUE

7. 1. Introduction au phénomène de fluidisation :

La fluidisation des solides consiste à leur conférer des propriétés physiques particulières , grâce à leur mise en suspension dans un fluide .

En faisant varier la vitesse du courant fluide, nous pouvons voir les différentes phases du phénomène .

Suivant que les masses volumiques du fluide ρ_f et des particules solides ρ_s sont voisines ou non, nous distinguons la fluidisation homogène ($\rho_s/\rho_f \sim 1$) et la fluidisation hétérogène ($\frac{\rho_s}{\rho_f} \gg 1$) . L'étude qualitative du phénomène de fluidisation permet de distinguer deux situations extrêmes :

- L'état préfluidisé correspondant au minimum de fluidisation.
- L'état relatif au début de la destruction du lit fluidisé soit au maximum de fluidisation.

7.2. Vitesse minimale de fluidisation : U_{minf} .

Elle dépend essentiellement des caractéristiques physiques des particules solides, et est obtenue en égalisant la perte de charge dans le lit, au poids apparent du solide par unité de section droite du lit.

D'après l'équation d'Ergun nous avons :

$$\frac{\Delta P}{Z} = \frac{150 (1-\epsilon_{minf})^2 \eta U_{minf}}{\epsilon_{minf}^3 dp^2} + \frac{1.75 (1-\epsilon_{minf}) \rho_f U_{minf}^2}{\epsilon_{minf}^2} \quad (1)$$

et d'autres part :

$$\frac{\Delta P}{Z} = (1-\epsilon_{minf}) (\rho_s - \rho_f) g \quad (2)$$

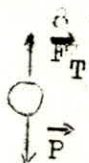
En égalisant ces - deux équations nous obtenons l'expression de U_{minf} :

$$\frac{1.75 \rho_f U_{minf}^2}{\epsilon_{minf}^3 dp} - \frac{150 (1-\epsilon_{minf}) U_{minf}}{\epsilon_{minf}^3 dp^2} - (\rho_s - \rho_f) g = 0 \quad (3)$$

7. 3. Vitesse maximale de fluidisation : U_{maxf}

Au delà de cette vitesse, le phénomène de fluidisation disparaît ; il ya entrainement des particules solides.

La vitesse maximale de fluidisation est assimilée à la vitesse terminale de chute libre d'une particule unique. Elle est obtenue en égalisant le poids apparent des particules à la force de traînée



$$F_T = \frac{1}{2} \Omega C_D \rho_f U^2 \quad (4)$$

avec Ω : maitre couple de l'obstacle = $\frac{\pi d_p^2}{4}$

$$P = \frac{\pi d_p^3}{6} \rho_s (\rho_s - \rho_f) g \quad (5)$$

En égalisant (4) et (5) nous obtenons :

En égalisant (4) et (5) nous obtenons:

$$U_t^2 = \frac{4}{3} \frac{(p_s - p_g) g dp}{\rho g C_D} \quad (6)$$

L'expression classique du coefficient de trainée C_D est :

$$C_D = a \text{Rep}^{-n} \quad \text{où } a \text{ et } n \text{ sont fonction de Rep}$$

$$C_D = \left[a \frac{U_f \rho g dp}{\mu} \right]^{-n}$$

L'expression générale donnant la vitesse terminale de chute libre d'une particule sera

$$U_t^{2-n} = \frac{4}{3} \frac{(p_s - p_g) g dp}{\rho g^{-1-n} \mu a} \quad 1+n$$

7 - 4 Expressions donnant le coefficient de trainée C_D .

7 - 4.1 1er type: $C_D = a \text{Rep}^{-n}$ (7)

Nous introduisons le nombre adimensionnel

$$X = C_D \text{Rep}^2$$

X est fonction des caractéristiques physiques du fluide et des particules :

$$X = \frac{4}{3} \frac{\rho g (p_s - p_g) dp g}{\mu^2} \quad (8)$$

24 $X \approx 24$, $\text{Rep} \approx 1$; $a = 24$, $n = 1$, Regime de Stokes

$X \approx 4410^4$, $1 \text{Rep} \approx 10^3$, $a = 18,5$, $n = 0,6$; Regime d'Allen

$X \approx 4410^4$, $\text{Rep} \approx 10^3$, $a = 0,44$, $n = 0$, Regime de Newton

7.4.2. 2ème type :

Equation de Morsi Alexander :

$$C_D = a + b \text{Rep}^{-1} + c \text{Rep}^{-2} \quad (9)$$

le graphe $C_D \text{Rep} = f(\text{Rep})$ (fig A 8 bis)

nous permet d'avoir le domaine de variation du nombre de Reynolds Rep , ce qui nous permet de déterminer les coefficients a, b, c à partir du tableau n° (A10)

$$X = C_D \text{Rep}^2 = a \text{Rep}^2 + b \text{Rep} + c \quad (10)$$

Connaissant X , a , b et c nous pouvons déterminer

Rep_t , et en déduire

$$U_t = \frac{\text{Rep}_t}{\rho g dp} \quad (11)$$

7 - 5) Exemple de calcul

Cas du Catalyseur

$X = 208530$ D'après l'équation (8)

D'après le graphe CD $Rep^2 = f(Rep)$ Fig (A8) nous déterminons le domaine de variation du nombre de Reynolds

$$10^2 < Rep < 10^3$$

Le tableau n° (A10) nous donne les coefficients de l'équation de Morsi Alexander :

$$a = 0,36443 ; b = 98,33 ; c = -22,78.$$

L'équation (10) s'écrit alors :

$$0,36443 Rep^2 + 98,33 Rep - 2085278 = 0$$

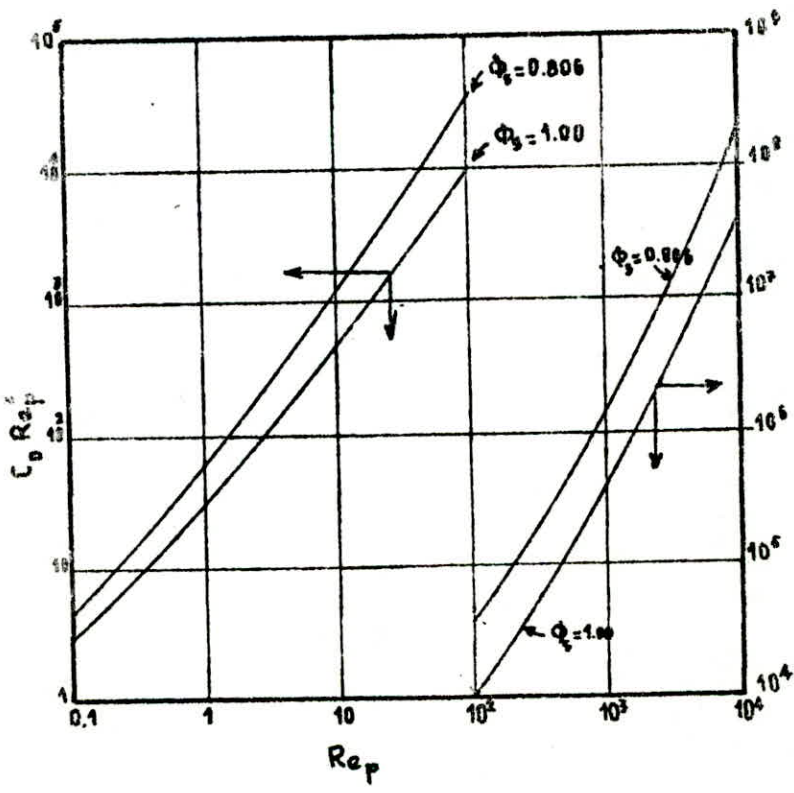
En résolvant cette équation du second degré nous trouvons

$$Re_{pt} = 633,48$$

d'après (11) $U_t = 5,72 \text{ m/s}$

	$Rep < 0,1$	$0,1 < Rep < 1$	$1 < Rep < 10$	$10 < Rep < 10^2$
a	0	3,69	1,222	0,61667
b	24	22,73	29,1667	46,5
c	0	0,00903	-3,8889	-116,667
	$10^2 < Rep < 10^3$	$10^3 < Rep < 5 \cdot 10^3$	$5 \cdot 10^3 < Rep < 5 \cdot 10^4$	$10^4 < Rep < 5 \cdot 10^4$
a	0,3644	0,35713	0,4599	0,5191
b	98,33	148,62	-490,546	-1662,5
c	-2278	-4,75104	57,874	5,41667 \cdot 10^4

Tableau n° (A10)



Fig(A 8 bis) $C_D Re_p^2 = f(Re_p)$ [1]

7 - 6) Résultats expérimentaux

Pour les billes de verre et le catalyseur de reforming, une étude hydrodynamique a été faite (6) nous n'avons donc pas fait d'expérience pour ces particules.

7 - 6 - 1) Billes de verre

$$\begin{aligned} dp &= 2,00 \text{ mm} & U_{\text{minf}} &= 1,80 \text{ m/s} \\ ps &= 2,45 \text{ g/cm}^3 & G_{\text{minf}} &= 61,33 \text{ Kg/h} \\ & & \epsilon_{\text{minf}} &= 0,400 \end{aligned}$$

7 - 6 - 2) Catalyseur de reforming

$$\begin{aligned} dp &= 1,67 \text{ mm} & U_{\text{minf}} &= 0,47 \text{ m/s} \\ ps &= 0,928 \text{ g/cm}^3 & G_{\text{minf}} &= 16,01 \text{ Kg/h} \\ & & \epsilon_{\text{minf}} &= 0,414. \end{aligned}$$

L'étude hydrodynamique des autres particules a été faite dans l'installation figure (E₁).

La hauteur du lit fixe a été gardée constante pour toutes les particules et égale à 6,3 cm.

7 - 6 - 3) Alumine :

$$\begin{aligned} \text{Particules : } dp &= 2,56 \text{ mm} & \text{Air } T_{\text{amb}} &= 285 \text{ K} \\ ps &= 2,418 \text{ g/cm}^3 & P_{\text{atm}} &= 758,8 \text{ mm Hg} \\ \rho_s &= 840 \text{ g} & \rho &= 1,84 \cdot 10^{-3} \text{ PI} \end{aligned}$$

Z (cm)	ΔP_{NL} (mm Hg)	G (Kg/h)	Ln G	ΔP_{NL} (cm H ₂ O)	ϵ
6,3	11	47	3,850	3,7	0,295
6,4	15	62	4,127	4,3	0,306
6,5	18	74	4,304	5,3	0,316
6,5	22	88	4,477	6,0	0,316
6,5	29	115	5,744	7,8	0,316
6,8	33	129	4,860	8,2	0,347
7,5	40	154	5,037	7,3	0,408
7,75	47	178	5,182	7,8	0,427
8,0	57	213	5,361	8,2	0,445
9,0	62	230	5,438	8,3	0,506
10,25	71	260	5,561	8,6	0,566
11,0	79	288	5,663	8,8	0,596

Tableau 11

Z : hauteur du lit

ΔPND : perte de pression au niveau diaphragme.

G : débit massique obtenu à partir de la courbe fig ()

ΔPNL : perte de pression à l'entrée du lit

ϵ : porosité de la couche solide

$$\epsilon(z) = \frac{-M s}{\rho_s Z} + 1 \quad \text{Avec : } M \text{ : masse du solide}$$

$$\rho_s \text{ : section de la colonne}$$

D'après les courbes $\Delta PNL = f(G)$ figures (A5) et (A6)

$\epsilon = f(G)$ Figures (A7) et (A8) nous avons obtenus :

$$G_{\min} = 120 \text{ Kg/h}$$

$$\epsilon_{\min} = 0,325.$$

7 - 6 - 4 Sable

Particules $d_p = 0,45 \text{ mm}$
 $\rho_s = 2,39 \text{ g/cm}^3$
 $M_s = 810 \text{ g}$

Air $P_{atm} = 758,5 \text{ mm Hg}$
 $T_{amb} = 286,5 \text{ K}$
 $\mu = 1,85 \cdot 10^{-5} \text{ PI}$

Tableau A12

Z(cm)	ΔPNL (mm Hg)	G(Kg/h)	Ln G	ΔPNL cm H ₂ O	ϵ
6,3	1	6	1,792	2,2	0,291
6,3	2	10,5	2,351	3,2	0,291
6,3	4	18,7	2,929	5,2	0,291
7,0	5	22	3,090	6,1	0,362
7,5	6	27	3,296	6,5	0,405
9,75	10	43	3,761	7,1	0,542
10	12	51	3,932	7,3	0,554
10,75	13	55	4,007	7,4	0,584
12,0	16	66	4,190	7,6	0,628

$$\epsilon_{\min} = 0,425$$

$$G_{\min} = 35 \text{ Kg/h}$$

7 - 6.5) Poudre de verre

Particules $d_p = 0,36 \text{ mm}$
 $\rho_s = 2,34 \text{ g/cm}^3$
 $M_s = 725 \text{ g}$

Air $P_{atm} = 758,5 \text{ mm Hg}$
 $T = 285 \text{ K}$
 $\mu = 1,81 \cdot 10^{-5} \text{ PI}$

Z (cm)	ΔPND (mm Hg)	G (Kg/h)	Ln G	ΔPNL cm H ₂ O	ϵ
6, 3	1	6	1, 792	0, 8	0, 374
6, 3	2	10,5	2, 351	3, 2	0, 374
6, 3	5	22,5	3, 114	5, 8	0, 374
6, 7	6	26	3, 258	6, 0	0, 411
8, 75	8	33,5	3, 512	6, 1	0, 549
9, 75	9	37	3, 611	6, 3	0, 596
10, 25	10	40	3, 689	6, 4	0, 615
11, 50	13	50	3, 912	6, 6	0, 657
12, 75	15	56	4, 025	6, 8	0, 691
13	16	59	4, 078	6, 9	0, 697

Tableau A13

$\epsilon_{\text{minf}} = 0, 375$

$G_{\text{minf}} = 23 \text{ Kg/h}$

7 - 6 - 6 Silicagel

Particules $dp = 3, 36 \text{ mm}$
 $ps = 1, 432 \text{ g/cm}^3$ Air $Patm = 758,8 \text{ mm Hg}$
 $M = 500 \text{ g}$ $Tamb = 285 \text{ K}$
 $\eta = 1,8410^{-5} \text{ PI}$

Z (cm)	ΔPND (mm Hg)	G (Kg/h)	Ln G	ΔPNL (cm H ₂ O)	ϵ
6, 3	5	23	3, 135	0, 9	0, 294
6, 3	8	35	3, 555	1, 7	0, 294
6, 4	13	55	4, 007	2, 3	0, 305
6, 5	20	72	4, 277	3, 4	0, 316
6, 5	26	105	4, 654	4, 2	0, 316
6, 7	35	135	4, 905	4, 4	0, 336
7, 25	39	150	5, 011	4, 5	0, 387
7, 5	50	188	5, 236	4, 7	0, 407
8, 25	57	213	5, 361	4, 8	0, 461
9	64	235	5, 459	4, 9	0, 506
10, 25	71	260	5, 561	4, 8	0, 566

Tableau A14

$\epsilon_{\text{minf}} : 0, 315$

$G_{\text{minf}} = 110 \text{ Kg/h}$

7 - 7 - Tableau récapitulatif (n° A15)

Particules	dp (mm)	ϵ_{minf}	G_{minf} (Kg/h)	U_t (m/s) 1er type	U_t (m/s) 2eme type	Rept
Alumine	2, 56	0, 325	120	12,43	12,63	2146,31
Catalyseur	1, 67	0, 414	16,01	7,07	5,72	633,5
Sable	0, 45	0, 425	35	3,13	3,33	99, 48
Silicagel	3, 36	0, 315	110	10,98	11,29	2519,1
Poudre de verre	0, 36	0, 375	23	2,38	2,65	63,39
Billes de verre	2,00	0, 40	61,33	11,08	10,83	1435,1

$\ln \Delta P$ lit (mm Hg) ;

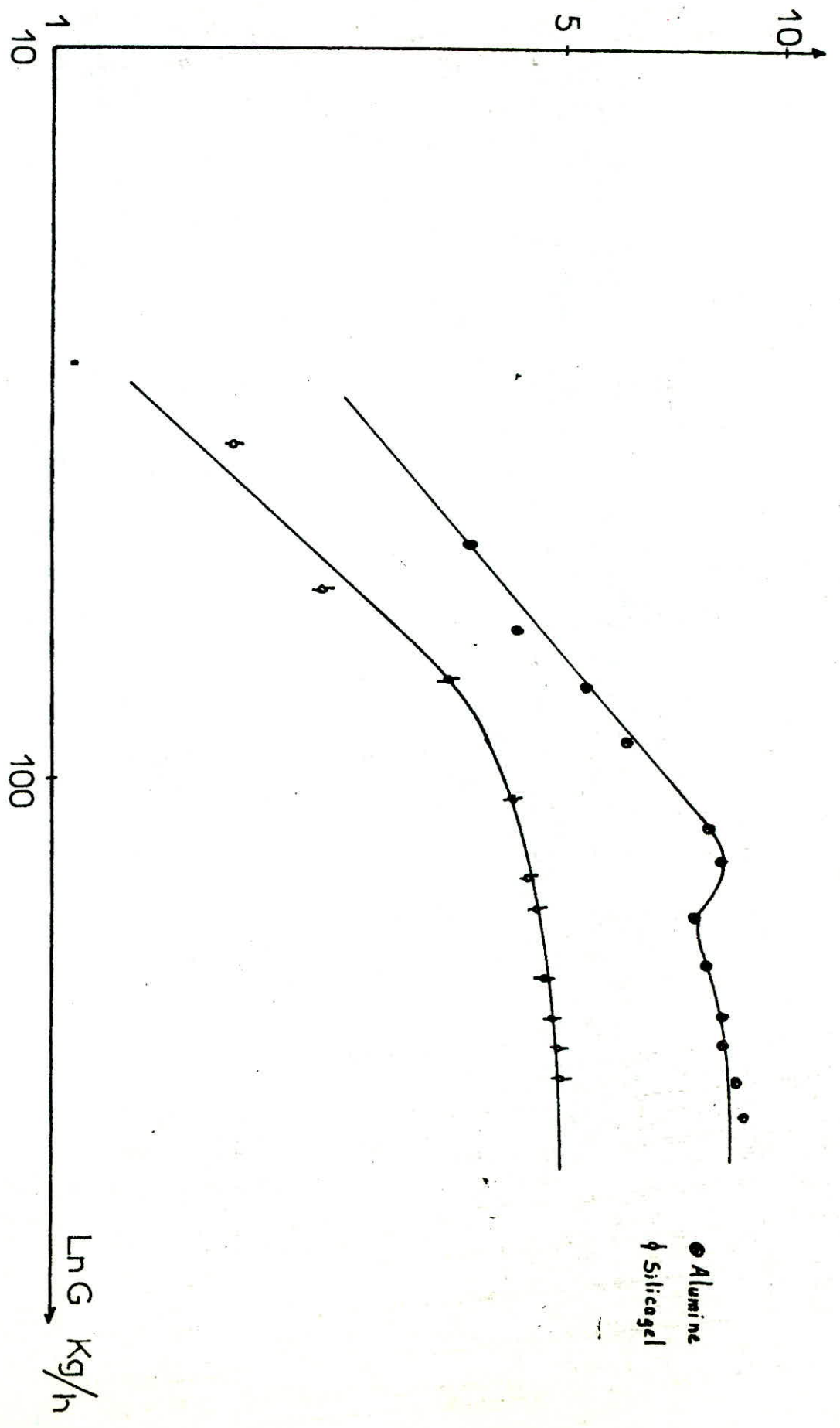


Fig. 15 $\ln \Delta P = f(\ln G)$

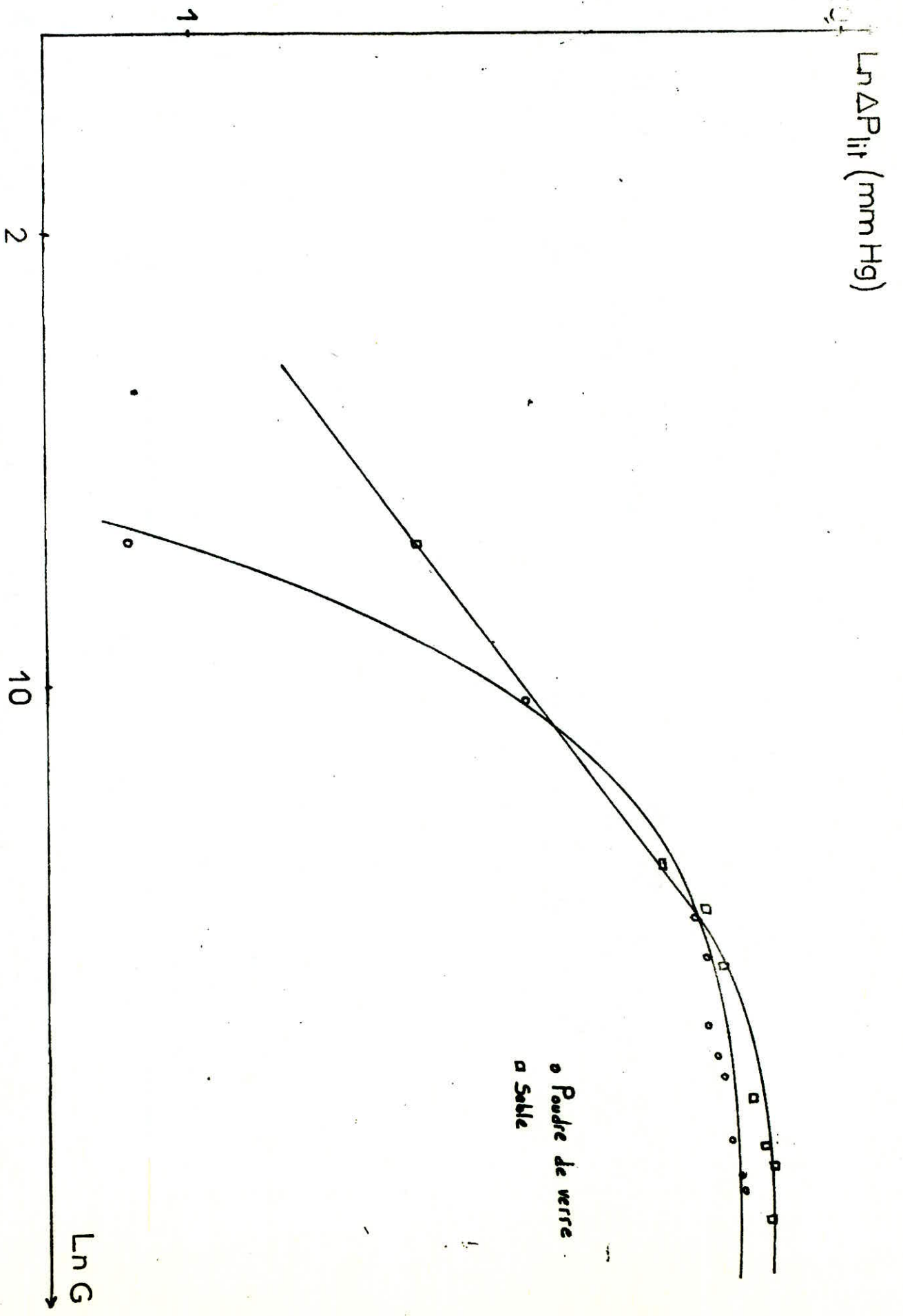


Fig. : (A7) $E = f(\ln G)$

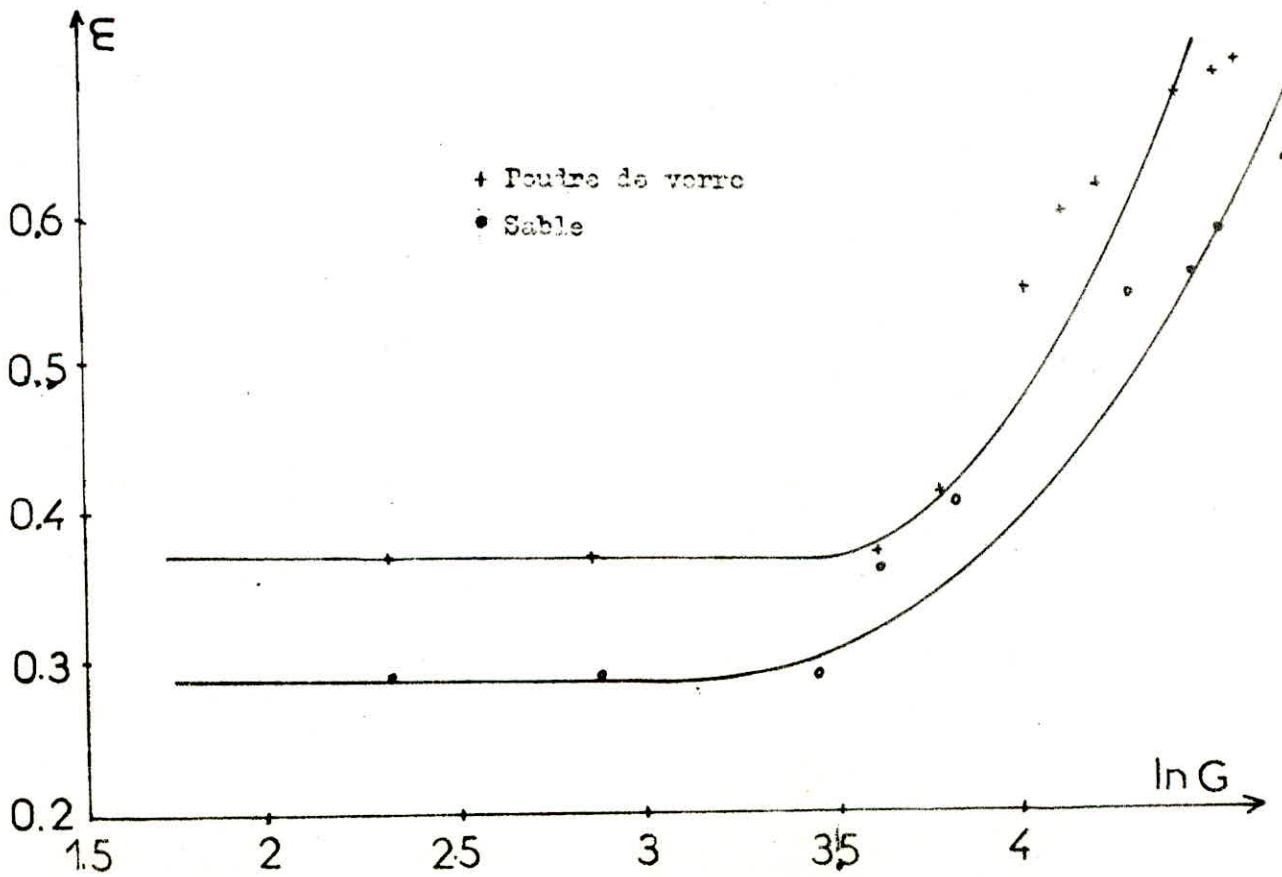
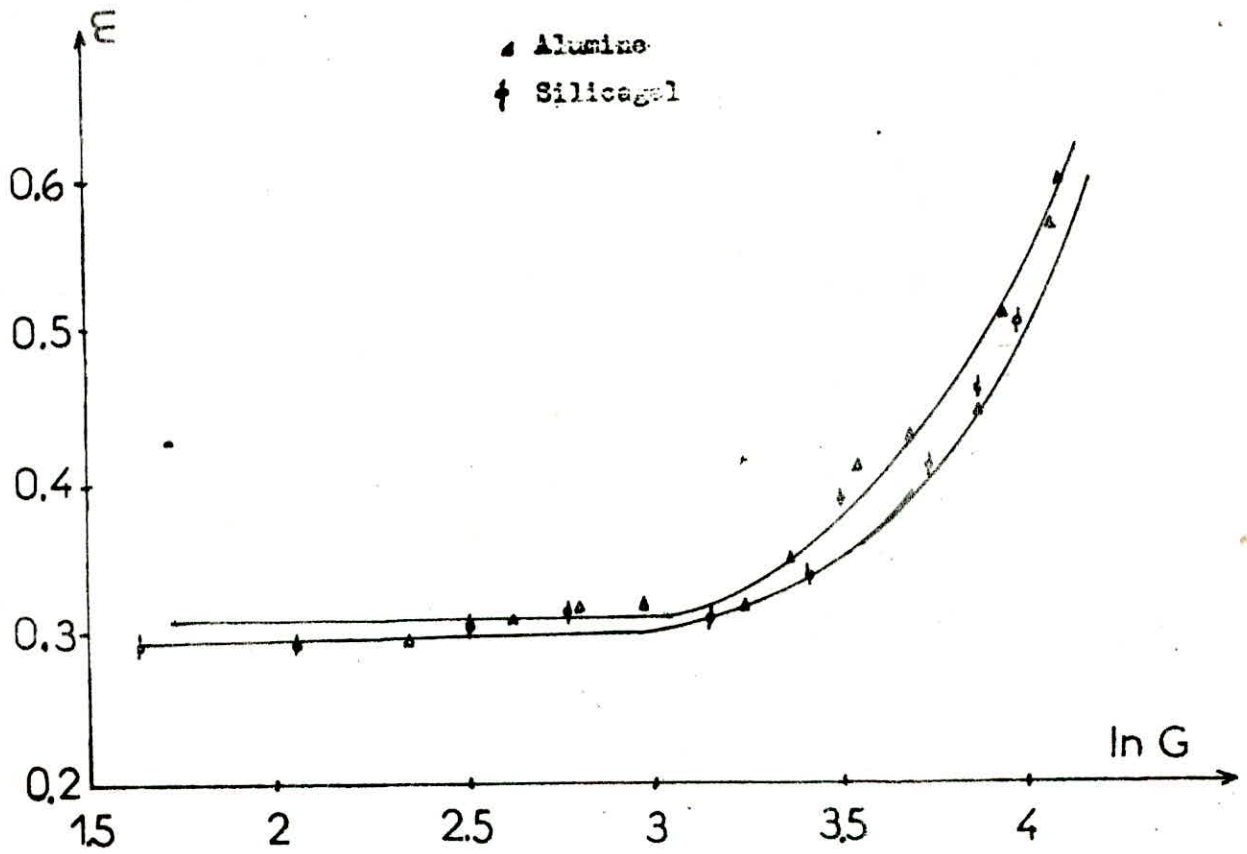


Fig. : (A8) $E = f(\ln G)$

A 8. ETUDE DU TRANSFERT DE CHALEUR DANS LE GAZ DE L'ÉCOULEMENT DU GAZ SEUL

8 - 1 Etude sans calorifugeage

8 - 1.1: profil radial de température à Z = 1,2 cm.

G(Kg/h)	96	88	80	70	47	25,5
Z(cm)	T (°C)	T (°C)	T (°C)	T (°C)	T (°C)	T (°C)
0	102,5	108	111	120,5	133	155
0,5	102,5	106	109	119	133	154
1	100	104,5	108	117	133	150
1,5	97,5	101	104	113	131	149
2	94	98	100,5	109	125,5	145
2,5	91	94	97	107	123	143
3	88	93	95,5	105	121	138
3,5	86	91	93	102	119	135
4	84	88	91	101	117	131
4,5	83	88	89	99	116	130,5
5	83	87	89	99	116	129

Tableau n° A16

8. 1.2 profil radial de température à Z = 28 cm

8. 1.2 profil radial de température à Z = 28 cm

G(Kg/h)	96	88	80	70	47	25,5
Z (cm)	T (°C)	T (°C)	T (°C)	T (°C)	T (°C)	T (°C)
0	82	86	88	95,5	105,5	125
0,5	81,5	88,5	88,5	95,5	105,5	124
1	79,5	84	87	93	103,5	123
1,5	78	83	84,5	90,5	101,5	120
2	75,2	81	83	88,5	97,5	117
2,5	70,2	78	79,5	86	92,5	112
3	65,5	73	74,5	80	88	106
3,5	60	67	68	73	79	91,5
4	52	62	63	66	71	80,5
4,5	44,5	52	53,5	58,5	59	66
5	44,5	45	46	49	52	58

Tableau n° A17

8. 1. 3 Profil longitudinal de température à $r = 0$ cm

G(Kg/h)	96	88	80	70	47	25,5
Z(cm)	T (°C)	T (°C)	T (°C)	T (°C)	T (°C)	T (°C)
0	104	109	115	119	138	158
1	103	107	112	118	133	155
2	103	106	111	115	130	152
3	99	105	111	114	128	151
4	99	105	110	114	123	148
5	99	103	107	110	125	148
10	91	95	100	107	115	139
15	86	91	98	103	113	135
20	81	87	92	98	107	133
25	81	85	90	95	104	131
30	78	83	89	94	105	131
35	79	83	88	93	104	131
40	79	82	87	91	103	131

Tableau n° A18

8 - 2 - Etude avec calorifugeage
 8 - 2 - 1 - Profil radial de température à Z = 1,2 cm

r (cm) \ G (kg/h)	230	210	190	155	135	117	96	88	80	70	60	47	36	25.5
	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)
0.0	75.0	79.0	83.0	89.5	92.0	94.0	107.0	110.5	115.0	117.0	122.0	140.5	143.0	163.0
0.5	74.5	79.0	82.5	89.0	92.0	94.0	107.0	110.5	115.0	117.0	122.0	140.0	142.0	163.0
1.0	74.0	78.0	82.0	88.0	91.0	93.5	105.0	108.0	113.0	115.0	120	138.5	141.0	161.0
1.5	72.5	77.0	80.0	85.0	88.0	92.5	105.0	105.0	109.0	111.0	115.0	136.5	140.0	159.0
2.0	70.0	75.0	78.0	84.0	87.0	91.0	98.0	100.0	103.0	107.0	110.0	131.0	136.0	157.0
2.5	68.0	72.0	74.0	79.0	82.0	86.0	93.0	95.0	100.0	103.0	107.0	128.0	131.0	153.0
3.0	65.0	70.0	72.0	75.0	80.0	83.0	91.0	94.0	98.0	101.0	105.0	126.0	128	150.5
3.5	63.0	68.0	71.0	73.0	78.0	82.0	89.0	91.0	95.0	99.0	103.0	125.0	127.0	148.0
4.0	61.0	66.0	68.0	71.0	76.0	80.0	87.0	88.0	94.0	97.0	101.0	125.0	127.0	144.0
4.5	59.0	63.0	67.0	71.0	75.0	80.0	88.0	90.0	94.0	97.0	101.0	124.0	126.0	143.0
5.0	58.0	63.0	65.0	71.0	75.0	77.0	88.0	90.0	94.0	97.0	101.0	124.0	126.0	143.0

Tableau (A 19)

8 - 2 - 2 Profil radial de température à Z = 28 cm

r (cm) \ G (g/h)	230	215	190	155	135	117	96	88	80	70	60	47	35	25.5
	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)
0.0	55.5	60.0	64.0	70.0	73.0	75.0	86.0	88.0	90.5	94.5	100.0	113.0	116.0	130.0
0.5	55.0	59.0	64.0	69.5	72.0	75.0	86.0	87.0	89.0	93.0	99.0	110.0	114.0	127.0
1.0	54.0	58.0	62.5	68.0	71.5	73.5	83.0	87.0	88.0	91.5	98.0	106.0	111.0	124.0
1.5	52.0	57.0	61.0	66.0	71.5	72.0	82.0	84.5	86.5	89.5	95.0	103.0	105.0	121.0
2.0	50.0	55.0	60.0	64.5	68.0	70.0	80.0	83.0	84.0	87.0	90.0	99.5	98.0	115.0
2.5	48.5	52.0	57.0	61.5	65.0	67.0	76.0	78.0	77.0	82.0	84.5	92.5	96.0	113.0
3.0	46.5	51.0	55.0	60.0	63.0	65.5	74.0	75.0	73.5	78.0	80.0	87.0	94.0	98.0
3.5	43.0	49.0	54.0	57.0	60.0	62.0	67.0	67.0	67.0	67.0	72.0	78.0	84.0	86.5
4.0	40.0	45.5	49.0	55.0	58.0	58.0	65.0	58.0	59.0	61.0	61.0	68.0	76.0	80.0
4.5	37.0	42.0	45.5	50.0	54.0	55.0	61.0	52.0	54.0	57.0	55.0	63.0	68.0	77.0
5.0	34.0	39.0	42.0	47.0	50.0	51.0	58.5	51.0	53.0	53.0	54.0	60.0	64.0	75.0

Tableau (A 20)

8-2-3 Profil longitudinal de température à 1-0cm

Z(cm) \ C(kg/h)	230	216	198	156	135	117	96	88	80	70	60	47	35	25.5
	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)
0	73.	78	80	86	88	92	106	118	128	123	127	145	160	166
1	72	76	77	83	87	92	104	108	118	121	124	138	146	165
2	70	74	77	80	85	92	103	107	114	118	122	136	144	163
4	67	70	72	77	80	86	102	107	111	116	118	129	—	157
10	61	67	70	75	79	84	96	102	—	113	115	129	131	160
15	59	66	68	73	78	82	93	100	107	109	113	125	—	148
20	57	64	66	72	76	80	93	98	103	107	110	119	124	143
25	55	62	63	70	74	75	90	96	101	104	106	116	123	138
30	54	58	62	68	70	75	89	95	99	102	105	116	120	136
35	52	56	60	67	69	73	89	94	98	100	104	116	122	136
40	51	55	59	65	68	70	88	92	97	100	104	116	122	136

Tableau (A 21)

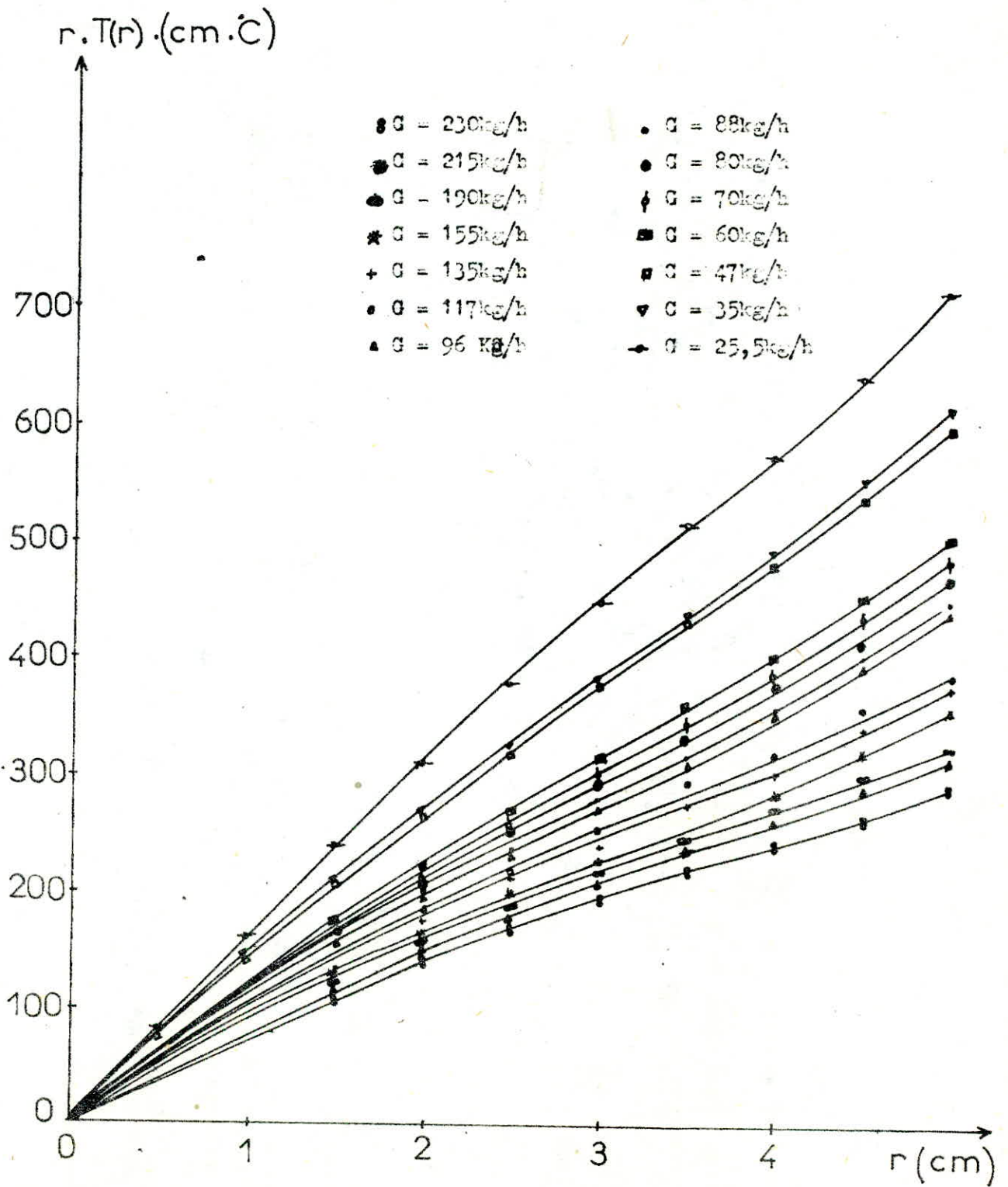


Fig : (A9) GAZ SEUL AVEC CLORIFUGEE

$r \cdot T(r) = f(r)$ à $Z = 1,2 \text{ cm}$

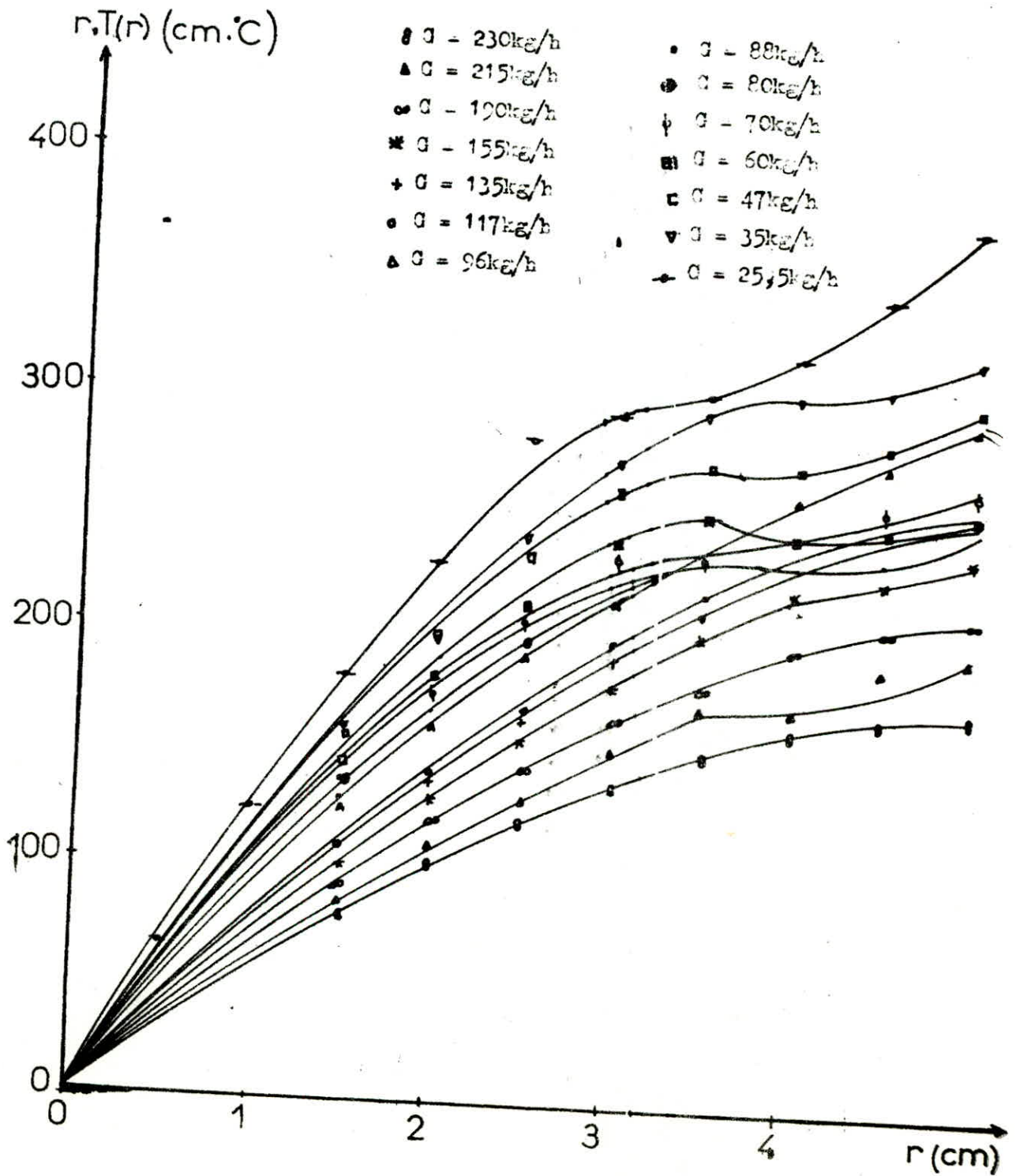


Fig (A 10) GAZ SEUL AVEC CALORIFIQUEAGE.

$r.T(r) = f(r) \text{ à } Z = 28 \text{ cm}$

-75-

\dot{m} (kg/h)	230	215	190	155	135	117	96	80	60	40	30	47	35	25.5
$\int_r T(r) dr$ ($cm^2 \cdot ^\circ C$)	811.25	875.20	907.50	935.00	1012.50	1039.96	1139.75	1176.25	1223.75	1267.50	1316.25	1553.75	1397.50	1361.25
T_{g_e} ($^\circ C$)	64.9	70.0	73.6	74.8	81.0	84.0	91.1	94.1	97.9	101.4	105.3	125.1	127.9	148.9
$\int_r T(r) dr$ ($cm^2 \cdot ^\circ C$)	572.50	658.75	700.00	733.75	758.25	791.25	851.25	888.25	963.75	977.50	981.25	989.75	1053.75	1166.25
T_{g_s} ($^\circ C$)	45.8	52.3	56.0	58.7	60.5	62.5	68.9	69.9	69.1	70.2	78.5	79.1	84.3	93.3
$T_{g_e} - T_{g_s}$ ($^\circ C$)	19.1	17.7	17.6	16.1	20.5	21.5	22.2	24.2	28.8	31.2	26.8	46.0	43.5	55.6
\bar{T}_p ($^\circ C$)	45.00	51.00	53.50	59.00	62.50	64.00	73.25	73.50	73.50	75.00	76.00	92.00	95.00	109.00
\bar{T}_g ($^\circ C$)	62.25	69.50	73.50	79.75	82.50	84.50	96.50	99.25	102.75	103.75	111.00	126.75	129.00	146.50
$T_{g_e} - \bar{T}_p$ ($^\circ C$)	19.25	19.50	20.00	20.75	20.00	20.50	23.25	20.75	29.25	30.75	35.00	34.75	34.00	37.50
h_{a-p} ($kcal/h.m^2 \cdot ^\circ C$)	310.83	311.53	309.01	307.60	311.70	305.23	273.05	248.10	234.02	241.92	157.12	186.29	134.13	113.61
Pr	0.710	0.710	0.715	0.715	0.713	0.707	0.709	0.704	0.700	0.700	0.700	0.699	0.694	0.690
Nu	3405	3599	4028	4384	4572	4377	4016	342	287	720	492	644	450	373
Re	41135	37457	31942	25744	22366	19094	15393	12740	13280	11512	9326	1467	5525	3904

Transport de chaleur Gaz - Paroi

Tableau (A 22)

49 ETUDE DU TRANSFERT DE CHALEUR DANS LE CAS DE LA SUSPENSION

9 - 1 - CATALYSEUR

9 - 1 - 1 - Profil radial de température à $Z = 1,2$ cm

$G(KG/h)$	135	117	96	88	80	70
$r(cm)$	$T(^{\circ}C)$	$T(^{\circ}C)$	$T(^{\circ}C)$	$T(^{\circ}C)$	$T(^{\circ}C)$	$T(^{\circ}C)$
0	75	82	85	92,5	96	99
1,5	72	78	82	90	95	97
3,5	69	73	78	88	90	92
5	65,5	71	76	87,5	89	90

Tableau N° A23

9-1-2 Profil radial de température à $Z = 28$ cm

$G(KG/h)$	135	117	96	88	80	70
$r(cm)$	$T(^{\circ}C)$	$T(^{\circ}C)$	$T(^{\circ}C)$	$T(^{\circ}C)$	$T(^{\circ}C)$	$T(^{\circ}C)$
0	56	64	72,5	75	77,5	80
1,5	56	62,5	70	73	75	77
3,5	56	61	65	68	70	72
5	56	61	65	67	68	70

Tableau N° A24

9-1-3 Profil longitudinal de température à $r = 0$ cm

$G(KG/h)$	$Z(cm)$	0	0,2	0,5	1	1,5	2	3	4	5
135	$T(^{\circ}C)$	87	86	86	82	81	80	80	80	80
117	$T(^{\circ}C)$	90	88	87	85	84	83,5	83	83	83
96	$T(^{\circ}C)$	92	91	90	89	88	88	88	88	88
88	$T(^{\circ}C)$	97	96	95	94	93,5	93,5	93,5	93,5	93,5
80	$T(^{\circ}C)$	99	98	97	96	95	95	95	95	95
70	$T(^{\circ}C)$	102	100	100	99	98	98	98	98	98

Tableau N° A25

9-2-1 Profil radial de température à $z = 1,20\text{m}$

$G(\text{Kg/L})$	88	80	70	60	47	35	25,5
$r(\text{cm})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$
0	100	107	112	116,5	127	131	134,5
1,5	98	104	111	114	124	130	133,5
3,5	93	100	108	112	123	129	133
5,0	91	99,5	106	112	123	128	133

Tableau N° A26

9-2-2 Profil radial de température à $z = 28\text{cm}$

$G(\text{Kg/L})$	88	80	70	60	47	35	25,5
$r(\text{cm})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$
0	90	96	100	104	111	116	120
1,5	90	96	99,5	104	111	115	118,5
3,5	90	96	99,5	104	111	115	118,5
5,0	90	96	99,5	104	111	115	118,5

Tableau N° A27

9-2-3 Profil longitudinal de température à $r = 0\text{cm}$

$G(\text{Kg/L})$	88	80	70	60	47	35	25,5
$r(\text{cm})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$
0	97	100	103,5	107	122	126,5	138
0,2	95	99,5	102	105	122	125	137
0,5	92	96	100,5	104	122	123,5	136
1,0	92	96	100,5	104	120	123,5	136
1,5	92	96	100,5	104	120	123,5	136
2,0	92	96	100,5	104	120	123,5	136

Tableau N° A28

9-3- Poudre de verre.

9-3-1 Profil radial de température à $Z=1,2\text{cm}$

$G(\text{Kg/h})$	88	80	70	60	47	35	25,5
$r(\text{cm})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$
0	91	94	101	110	116,5	121,5	133,5
1,5	86	92	99,5	108	116	120,5	132
3,5	83	89	97,5	108	114	119,5	131,5
5,0	82	88	96	107	114	119,5	131,5

Tableau N° A29

Profil radial de

9-3-2 Profil radial de température à $Z=20\text{cm}$

$G(\text{Kg/h})$	88	80	70	60	47	35	25,5
$r(\text{cm})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$
0	85	89,0	95	99	112	117	130
1,5	85	89,0	95	99	112	117	130
3,5	85	89	95	99	112	117	130
5,0	85	89,0	95	99	112	117	130

Tableau N° A30

9-3-3 Profil longitudinal de température à $r=0\text{cm}$

$G(\text{Kg/h})$	88	80	70	60	47	35	25,5
$z(\text{cm})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$
0	94	97	100	103	118	124,5	135,5
0,2	92	95	99	102,5	116,5	122	133,5
1,0	90	93	97,5	101	115	120	132
1,5	90	93	97,5	101	115	120	132
2,0	90	93	97,5	101	115	120	132

Tableau N° A31

9-4 Billes de verre

9-4-1 Profil radial de température à $Z = 1,2\text{cm}$

$G(\text{Kg/h})$	70	80	88	96	117	135
$r(\text{cm})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$
0,0	102,0	98,0	94,0	88,0	74,0	68,0
1,5	99,0	96,0	92,0	84,0	73,5	67,0
3,5	96,0	93,0	88,0	79,0	69,0	62,5
5,0	95,0	93,0	86,5	76,0	65,5	55,5

Tableau N° A32

9-4-2 Profil radial de température à $Z = 2,8\text{cm}$

$G(\text{Kg/h})$	70	80	88	96	117	135
$r(\text{cm})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$
0,0	82,0	78,0	75,5	70,0	58,0	54,0
1,5	79,0	76,0	74,0	68,0	56,0	52,0
3,5	77,0	74,0	72,0	65,0	55,0	52,0
5,0	77,5	73,0	70,0	62,0	55,0	52,0

Tableau N° A33

9-4-3 Profil longitudinal de température à $r = 0\text{cm}$

$G(\text{Kg/h})$	70	80	88	96	117	135
$r(\text{cm})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$
0,0	102,0	97	95	90,0	87,0	85,0
0,2	102,0	96	94	88,0	86,0	83,5
0,5	100,5	96	93	87,5	85,5	80,0
1,5	101,5	95	92	88,0	83,0	78,0
2,0	100,0	94	91	86,0	82,0	78,0
3,0	99,0	94	91	86,0	82,0	78,0
4,0	99,0	94	91	86,0	82,0	78,0
5,0	99,0	94	91	86,0	82,0	78,0

Tableau N° A34

9-4 Billes de verre

9-4-1 Profil radial de température à $Z = 1,2\text{cm}$

$G(\text{Kg/h})$	70	80	88	96	117	135
$r(\text{cm})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$
0,0	102,0	98,0	94,0	88,0	74,0	68,0
1,5	99,0	96,0	92,0	84,0	73,5	67,0
3,5	96,0	93,0	88,0	79,0	69,0	62,5
5,0	95,0	93,0	86,5	76,0	65,5	55,5

Tableau N° A32

9-4-2 Profil radial de température à $Z = 28\text{cm}$

$G(\text{Kg/h})$	70	80	88	96	117	135
$r(\text{cm})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$
0,0	82,0	78,0	75,5	70,0	58,0	54,0
1,5	79,0	76,0	74,0	68,0	56,0	52,0
3,5	77,0	74,0	72,0	65,0	55,0	52,0
5,0	77,5	73,0	70,0	62,0	55,0	52,0

Tableau N° A33

9-4-3 Profil longitudinal de température à $r = 0\text{cm}$

$G(\text{Kg/h})$	70	80	88	96	117	135
$r(\text{cm})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$
0,0	102,0	97	95	90,0	87,0	85,0
0,2	102,0	96	94	88,0	86,0	83,5
0,5	100,5	96	93	87,5	85,5	80,0
1,5	101,5	95	92	88,0	83,0	78,0
2,0	100,0	94	91	86,0	82,0	78,0
3,0	99,0	94	91	86,0	82,0	78,0
4,0	99,0	94	91	86,0	82,0	78,0
5,0	99,0	94	91	86,0	82,0	78,0

T₁

Tableau N° A34

9-5 Alumine

9-5-1 Profil radial de température à Z = 1,20m

g (kg/h)	117	135	155	190	215	230
	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)
r(0m)						
0,0	85,5	80,0	77,5	71,0	67,5	60,0
1,5	84,0	78,0	76,0	69,5	65,0	58,0
3,5	83,5	76,5	73,0	67,0	62,0	55,0
5,0	82,0	76,0	73,0	66,5	60,5	51,0

Tableau N°A35

9-5-2 Profil radial de température à Z = 28 cm

g (kg/h)	117	135	155	190	215	230
	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)
r(0m)						
0,0	68,0	60,5	55,0	51,0	47,0	41,0
1,5	66,5	59,0	54,5	50,0	46,5	41,0
3,5	64,0	57,0	52,0	48,5	45,0	40,0
5,0	63,0	56,0	52,0	48,5	45,0	40,0

Tableau N°A36

9-5-3 Profil longitudinal de température à R=0cm

g (kg/h)	117	135	155	190	215	230
	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)	T(°C)
Z(0m)						
0,0	86,0	82,0	79,0	76,0	74,0	68,0
0,2	85,0	80,0	77,5	76,0	72,0	68,0
0,5	84,5	80,0	77,0	75,0	72,0	66,0
1,0	83,0	79,0	75,0	73,0	70,5	66,0
2,0	84,0	78,0	74,0	73,0	70,0	64,0
2,5	83,0	77,5	73,5	72,0	69,0	63,5
4,0	83,0	77,5	73,5	72,0	69,0	63,5
5,0	83,0	77,5	73,5	72,0	69,0	63,5

Tableau N°A36

9-6 Silica-gel

9-6-1 Profil radial de température à Z = 1,20m

$G(\text{kg/h})$	230	215	190	150	135	117
$r(\text{cm})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$
0,0	62,0	65,0	70,0	75,0	79,0	85,5
1,5	59,0	63,0	67,5	73,0	78,0	83,5
3,5	54,0	60,0	64,0	71,0	77,0	83,0
5,0	51,0	56,0	63,0	70,0	76,0	82,5

Tableau N° 437

9-6-2 Profil radial de température à Z = 28 cm

$G(\text{kg/h})$	230	215	190	150	135	117
$r(\text{cm})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$
0,0	43,0	45,0	50,0	53,0	58,0	68,0
1,5	43,0	44,0	48,0	51,0	57,0	66,0
3,5	41,5	43,5	47,5	51,0	55,0	64,5
5,0	41,0	43,5	47,5	50,0	54,5	63,0

Tableau N° 437

9-6-3 Profil longitudinal de température à R = 0cm

$G(\text{kg/h})$	230	215	190	150	135	117
$Z(\text{cm})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$	$T(^{\circ}\text{C})$
0,0	67,0	73,0	75,0	78,0	83,0	88,0
0,2	66,0	72,0	73,0	76,0	81,0	86,0
0,5	66,0	72,0	73,0	76,5	81,0	86,0
1,0	64,0	70,0	71,5	74,5	80,0	85,0
2,0	63,0	69,0	71,5	73,0	79,0	85,0
3,0	62,0	69,0	70,0	72,5	78,0	83,0
4,0	62,0	68,0	70,0	72,5	78,0	83,0
5,0	62,0	68,0	70,0	72,5	78,0	83,0

Tableau N° 438

A-9-2 Transfert de chaleur Gaz-Solide

9-2-1. Catalyseur

Ms = 253

G (kg/h)	70	80	88	96	117	135
$(T_g - T_s)_{z=0}$ (°C)	3	4	4	4	6	7
ϵ	0,50	0,52	0,56	0,59	0,61	0,64
Z (cm)	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)_{z=0}}$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)_{z=0}}$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)_{z=0}}$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)_{z=0}}$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)_{z=0}}$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)_{z=0}}$
0,0	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
0,2	0,67	0,75	0,75	0,75	0,83	0,86
0,5	0,50	0,50	0,50	0,50	0,67	0,71
1,0	0,33	0,25	0,25	0,25	0,50	0,36
1,5	0,00	0,00	0,00	0,00	0,17	0,14
2,0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
$\frac{m}{F_{cat}}$ (cm)	1,31	1,39	1,39	1,39	0,91	1,02
a (cm ⁻¹)	17,96	17,24	15,81	14,73	14,01	12,93
h _{g-s} (Kcal/h.m ² .°C)	163,20	206,07	147,19	289,27	292,77	339,56
h _{g-s}	9,89	12,57	15,17	17,98	18,43	21,66
Rep	192,2	220,8	246,3	268,7	332,2	385,3

- Pent (cm⁻¹)

Tableau N° A 39

9-2-2 Sable

MS -869 et

$G(\text{kg/h})$	25,5	35	47	60	70	80	88
$(T_g - T_s)_{Z=0} (^\circ\text{C})$	1,5	2	2	3	3	4	4
ϵ	0,42	0,55	0,63	0,61	0,55	0,68	0,69
$z(\text{cm})$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)_{Z=0}}$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)_{Z=0}}$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)_{Z=0}}$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)_{Z=0}}$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)_{Z=0}}$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)_{Z=0}}$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)_{Z=0}}$
0,0	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
0,2	0,67	0,75	0,75	0,67	0,67	0,750	0,75
0,5	0,33	0,50	0,50	0,33	0,33	0,50	0,38
1,0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
$-m (\text{cm}^{-1})$	2,14	1,39	1,39	2,14	2,14	1,39	1,73
$a (\text{cm}^{-1})$	77,33	60,00	53,33	52,00	46,67	42,67	41,33
$h_g - s$ (cal/hm^2)	2,27	26,03	39,32	79,15	102,62	83,28	117,67
$\text{Nu}_G - s$	0,034	0,409	0,625	1,305	1,398	1,989	1,989
Rep	17,55	24,89	33,57	44,24	51,5	59,49	66,38

Tableau N° A40

9-2-4 Billes de Verres

MS = 768 g

G(Kg/h)	70	80	88	96	117	135
$(T_g - T_s)_{z=0}$ (°C)	3	3	4	4	5	6
ϵ	0,43	0,47	0,50	0,52	0,53	0,56
Z (cm)	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)_{z=0}}$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)_{z=0}}$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)_{z=0}}$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)_{z=0}}$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)_{z=0}}$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)_{z=0}}$
0,0	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
0,2	0,75	0,86	0,75	0,67	0,80	0,79
0,5	0,50	0,57	0,50	0,50	0,60	0,60
1,0	0,25	0,29	0,25	0,17	0,36	0,29
1,5	0,05	0,14	0,13	0,00	0,20	0,07
2,0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
M^{-1} (cm ⁻¹)	-1,69	-1,23	-1,40	-1,79	-1,05	-1,27
a (cm ⁻¹)	17,10	15,90	15,00	14,40	14,10	13,20
hg - s (Kcal/h.m °C)	22,18	197,78	262,38	381,06	278,00	414,27
mg-S	16,06	14,45	19,29	28,37	20,97	31,65
Rep	229,2	264,4	293,6	321,8	397,9	461,3

Tableau N° A 42

9-2-5 Alumine

$M_s = 794 \text{ g}$

$G(\text{kg/h})$	117	135	155	190	215	230
$(T_g - T_s)_{z=0}$ (°C)	3	5	5	4	5	5
ϵ	0.40	0.42	0.45	0.49	0.55	0.58
Z (cm)	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)_{z=0}}$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)_{z=0}}$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)_{z=0}}$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)_{z=0}}$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)_{z=0}}$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)_{z=0}}$
0.0	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
0.2	0.71	0.86	0.89	0.875	0.78	0.78
0.5	0.54	0.66	0.67	0.625	0.62	0.67
1.0	0.36	0.43	0.33	0.375	0.33	0.33
2.0	0.00	0.14	0.11	0.125	0.11	0.11
2.5	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
$m(\text{cm}^{-1})$	1.11	1.15	1.22	1.17	1.24	1.19
$a(\text{cm}^{-1})$	14.06	13.59	12.89	11.95	10.55	9.84
h_{G-S} (Kcal/hm ² °C)	294.72	364.36	467.72	592.85	805.02	885.73
Nu_{G-S}	26.45	25.64	46.05	58.76	80.86	90.19
Rep	509.3	590.5	684.6	843.3	958.9	1041.2

Tableau A43

9-2-6 silicagel

№ = 472

$G(Kg/h)$	117	135	155	190	215	230
$(T_g - T_s) / (^\circ C) Z=0$	5	5	4	4	5	5
ϵ	0,40	0,44	0,51	0,53	0,55	0,59
$Z (cm)$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)Z=0}$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)Z=0}$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)Z=0}$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)Z=0}$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)Z=0}$	$\frac{T_g - T_s}{(T_g - T_s)Z=0}$
0,0	1	1	1	1	1	1
0,2	0,78	0,89	0,80	0,875	0,80	0,80
0,5	0,62	0,67	0,60	0,625	0,60	0,70
1,0	0,44	0,44	0,40	0,30	0,36	0,40
1,5	0,22	0,22	0,20	0,125	0,20	0,20
2,0	0,022	0,11	0,10	0,00	0,04	0,10
3,0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
$-M (cm^{-1})$	-0,94	-0,90	-1,04	-1,18	-1,06	-0,97
$a (cm^{-1})$	10,71	10,00	8,75	8,39	8,04	7,32
h_{G-s}^2 (Kcal/hm. $^\circ C$)	327,65	387,52	587,35	851,62	902,99	970,535
h_{UG-s}	41,51	49,75	75,90	110,78	119,05	129,71
Rep	668,4	775,0	898,5	1106,8	1258,6	1366,7

Tableau N° A44

A 9-3 Transfert de chaleur suspension-paroi

9-3-1 Catalyseur

Ms = 253g

G(Kg/h)	70	80	88	96	117	135	
$\int r \cdot T(r) dr$	1152,50	1140,00	1108,75	976,25	901,25	847,50	
$T_{me} (°C)$	92,2	91,2	88,7	78,1	72,1	67,8	
$\int r \cdot T(r) dr$	901,25	883,75	846,25	761,88	783,75	-	
$T_{ms} (°C)$	72,10	70,70	67,70	60,95	62,70	56,00	
$T_{me} - T_{ms} (°C)$	20,10	20,50	21,00	17,15	9,40	11,80	
$\bar{T}_p (°C)$	80,00	78,50	77,25	70,50	66,00	60,75	
$\bar{T}_o (°C)$	89,50	86,75	83,75	78,75	73,00	65,50	
$\bar{T}_o - \bar{T}_p (°C)$	9,50	8,25	6,50	8,25	7,00	4,75	
h_{s-p} (kcal/hm ² °C)	441,67	337,16	847,18	247,82	467,61	997,74	
Nus-p	26,77	20,54	52,00	15,40	29,44	63,63	
Rep	192,2	220,8	246,3	268,7	333,2	385,3	

Tableau N° A45

9-3-2 Sable

Ms = 869gr

G(Kg/h)	25,5	35	47	60	70	80	88
$\int r \cdot T(r) dr$	1662,5	1600,0	1537,5	1400,0	1325,0	1243,8	1156,8
$T_{me} (°C)$	133,0	128,0	123,0	112,0	106,0	99,5	92,7
$T_{ms} (°C)$	119,0	115,0	111,0	104,0	99,5	96,0	90,0
$T_{me} - T_{ms} (°C)$	14,0	13,0	12,0	8,0	6,5	3,5	2,7
$\bar{T}_p (°C)$	125,75	121,50	119,00	110,25	106,00	97,75	90,50
$\bar{T}_o (°C)$	127,25	123,50	117,00	108,00	102,75	101,50	95,00
$\bar{T}_o - \bar{T}_p (°C)$	1,50	2,00	2,00	2,25	3,25	3,75	4,50
h_{s-p} (kcal/hm ² °C)	715,18	681,46	844,38	636,75	417,53	222,60	157,34
Nus-p	10,79	10,71	13,42	10,50	6,97	3,74	2,66
Rep	17,55	24,89	33,57	44,24	51,80	59,49	66,38

Tableau N° A46

9-3-3 Poudre de verre

$\theta = 7730$

Ms = 772g

G(KG/h)	25,5	35	47	60	70	80	88
$\int r.T(r)dr$	1643,75	1478,75	1425,00	1337,50	1215,00	1127,50	1071,25
Tme (°C)	131,5	118,5	114,0	107,0	97,2	90,2	85,7
Tms (°C)	130	117	112	99	95	89	85
Tme - Tms (°C)	1,5	1,3	2,0	8,0	2,2	1,2	0,7
\bar{T}_p (°C)	130,75	118,25	113,00	103,00	95,50	88,50	83,50
\bar{T}_0 (°C)	131,75	119,25	114,25	104,50	98,00	91,50	88,00
$\bar{T}_0 - \bar{T}_p$ (°C)	1,00	1,00	1,25	1,50	2,50	3,00	4,50
$\frac{h_s-p}{Kcal/hm^2°C}$	114,94	136,29	225,17	955,12	183,71	95,40	40,79
N_{s-p}	1,557	1,676	2,801	12,322	2,399	1,254	0,540
Rep	14,04	19,91	26,86	35,39	41,44	47,59	53,10

Tableau N° A47

9-3-4 Billes de verre

Ms = 768g.

G (kg/h)	135	117	16	88	80	70	
$\int r.T(r)dr$	768.375	863.125	1003.750	1104.875	1166.000	1205.625	
Tm (°C)	61.47	69.05	80.30	88.39	93.28	96.45	
$\int r.T(r)dr$	640.625	683.750	811.625	891.875	921.250	969.375	
Tm (°C)	51.25	54.70	64.93	71.35	73.70	77.55	
Tme - Tms (°C)	10.22	14.35	15.37	17.04	19.58	18.90	
\bar{T}_0 (°C)	61.00	66.00	79.00	84.75	88.00	92.00	
\bar{T}_p (°C)	53.75	60.25	69.00	78.25	83.00	86.25	
$\bar{T}_p - \bar{T}_p$ (°C)	7.25	5.75	10.00	6.50	5.00	5.75	
$\frac{h_s-p}{(Kcal/hm^2°C)}$	566.16	869.04	439.50	687.43	933.89	686.16	
N.U.S.P	43.26	65.54	32.72	50.33	68.22	49.81	
Rep	461.32	397.89	321.83	293.62	264.43	229.23	

Tableau N° A48

9-35 Alumina

ME = 794.

α (kg/h)	117	135	155	190	215	230
$\int_0^5 rT(r) \frac{dr}{(cm^2 \cdot ^\circ C)}$	1030,625	952,625	920,000	841,250	780,625	682,125
T_{ms} ($^\circ C$)	82,45	76,21	73,60	67,30	62,45	54,47
$\int_0^5 \frac{rT(r)}{r_0^2} dr$ ($^\circ C$)	804,250	713,875	650,625	601,750	556,875	495,625
T_{ms} ($^\circ C$)	64,34	57,11	52,05	48,14	44,55	39,65
$T_{ms} - T_{ms}$ ($^\circ C$)	18,11	19,10	21,55	19,16	17,90	14,82
\bar{T} ($^\circ C$)	76,25	70,25	66,25	61,00	57,25	50,50
\bar{T}_p ($^\circ C$)	73,00	66,00	62,50	57,25	52,75	45,50
$\bar{T}_0 - \bar{T}_p$ ($^\circ C$)	3,25	4,25	3,75	3,75	4,50	5,00
$h_s - p$ (Kcal/h $m^2 \cdot ^\circ C$)	1940,39	1804,99	2648,93	2886,96	2542,305	2039,40
$N_{us} - p$	189,78	177,12	260,79	286,13	255,37	207,67
Rep	518,0	689,6	693,0	851,6	968,4	1041,2

9-3-6 silicagel

Ms = 472 g

$g(Kg/h)$	117	135	155	190	215	230
$\int_0^5 rT(r) dr$ ($cm^2 \cdot ^\circ C$)	1026,625	951,875	881,875	807,25	739,375	682,625
$T_{ms} (^\circ C)$	82,13	76,15	70,55	64,58	59,15	54,61
$\int_0^5 rT(r) dr$ ($cm^2 \cdot ^\circ C$)	801,000	691,625	621,875	588,125	534,375	504,750
$T_{ms} (^\circ C)$	61,08	55,33	49,75	47,05	42,75	40,38
$T_{ms} - T_{ms} (^\circ C)$	18,05	20,82	20,00	17,53	16,40	14,23
$\bar{T}_0 (^\circ C)$	76,75	69,00	64,25	64,75	55,25	52,50
$\bar{T}_p (^\circ C)$	72,75	65,25	60,00	55,00	50,75	46,00
$\bar{T}_0 - \bar{T}_p (^\circ C)$	4,00	3,75	4,25	9,75	4,50	6,50
$hs - p$ ($Kcal/hm^2 \cdot ^\circ C$)	1571,35	2229,87	2169,18	1015,905	2329,26	1496,22
$Nus - p$	199,08	286,24	282,22	133,06	307,09	199,95
Rep	668,4	775,0	898,5	11068,0	1258,6	1366,6

Tableau A 50

