

وزارة التعليم و البحث العلمي

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

lex

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT GENIE MECANIQUE

المفكرة الوطنية المتعددة التقنيات  
BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
Ecole Nationale Polytechnique

**PROJET DE FIN D'ETUDES**

**SUJET**

**Etude de la Conduction  
dans un Milieu Fluidise**

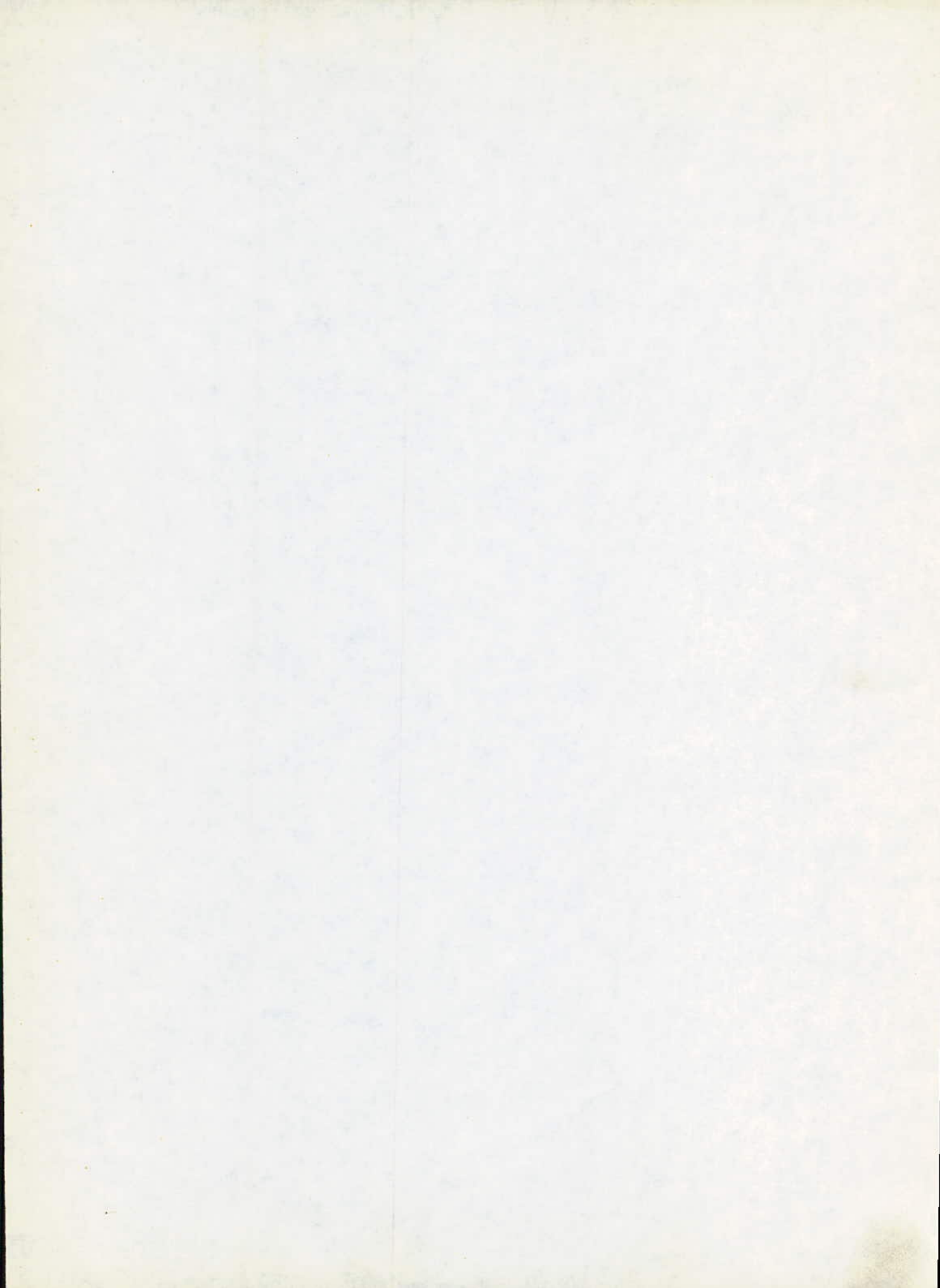
**( APPLICATION AU SECHAGE DE PRODUITS ALIMENTAIRES )**

Proposé par :  
**A. NOUACER**  
Maitre Assistant à l'ENP

Etudié par :  
**BOUAK FETHI**

Dirigé par :  
**A NOUACER**

PROMOTION : **JUIN 1986**



## ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT GENIE MECANIQUE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
المكتبة — BIBLIOTHEQUE  
Ecole Nationale Polytechnique

# PROJET DE FIN D'ETUDES

### S U J E T

# Etude de la Conduction dans un Milieu Fluidise

(APPLICATION AU SECHAGE DE PRODUITS ALIMENTAIRES)

Proposé par :  
**A. NOUACER**  
Maitre Assistant à l'ENP

Etudié par :  
**BOUAK FETHI**

Dirigé par :  
**A NOUACER**

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

Departement : Genie Mecanique

Promoteur : NOUACER

Eleve Ingenieur : BOUAK Fethi

وزارة التعليم العالي

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات

فرع: الهندسة الميكانيكية

الموجه: نواصر

الطالب المهندس: فتحي بوك

الموضوع: دراسة التوصيل الحراري ضمن مجرى مائع (تطبيق على التجفيف النذائي).  
الملخص: نواصل في دراستنا هذه العمل الذي قلم به الطالب المهندس يحيى  
محمد (دفعة جوان 85) حول الميوعة (علمية التميع) ونركز على اكمال  
هذا العمل باضافة منظرية للتبادل الحراري من شأنها ان تسمح  
بتحديد معامل التبادل الحراري بالاضافة الى تطبيق تقريبي حول التجفيف.  
ونشير الى ان منظمة التجريب هذه موجهة اسامها الى دائرة الهندسة  
الميكانيكية.

SUJET: ETUDE DE LA CONDUCTION DANS UN MILIEU FLUIDISE  
(APPLICATION AU SECHAGE DE PRODUITS ALIMENTAIRES) .

RESUME : Cette etude est une continuité du projet réalisé sur la fluidisation par l'élève ingénieur YAHLIAOUI Med (promotion juin 85) ; Elle consiste à compléter le banc d'essai par un système de transfert de chaleur pour permettre de déterminer le comportement d'échange de chaleur ; En outre une application d'approche sur le séchage . Le banc d'essai est destiné au département de génie mécanique.

SUBJECT: CONDUCTION STUDY IN FLUIDIZED BED (APPLICATION TO DRYING ALIMENTARY PRODUCE) .

ABSTRACT: This study is the continuity of the fluidization project realized by the engeneer student YAHLIAOUI Med (promotion june 85); It is mean to complete the test bench by a system of heat transfer which will enable us to put into evidence the behaviour of heat exchange ; Further an application of approach on the drying. The test bench is destined to engeneering department.

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
Ecole Nationale Polytechnique

٢

toute ma famille .

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

Je tiens à adresser ma profonde reconnaissance à monsieur A.NOUACER pour ses conseils et son suivi durant toute la période de préparation de mon projet.

Je remercie tous les enseignants de l'E.N.P qui ont contribué à ma formation d'ingénieur , en particulier ceux du département de Génie-Mécanique.

Je réitère mes remerciements à tous ceux qui ont contribué de loin ou de près à la mise en forme de ce projet , plus spécialement A.Moussa auquel j'adresse l'expression de ma profonde gratitude .

Fethi . B



\_o\_      T A B L E      D E S      M A T I E R E S      \_o\_

PRINCIPALES NOTATIONS .	pages
<b>I - INTRODUCTION .</b>	
HISTORIQUE .....	1
1. OBJECTIF DE L'ETUDE .....	1
1.1 Transfert de chaleur en lit fluidisé .....	1
1.2 Etude théorique du séchage alimentaire ...	2
<b>II- RAPPEL HYDRODYNAMIQUE .</b>	
1. DEFINITION .....	3
1.1 Les étapes de la fluidisation .....	4
2. PARAMETRES CARACTERISTIQUES .....	6
2.1 Vitesse minimale de fluidisation .....	6
2.2 Vitesse terminale .....	7
3. PARAMETRES INFLUANCANT LA QUALITE DE FLUIDISATION .....	8
3.1 Le distributeur .....	11
3.2 Choix de la vitesse de fluidisation .....	12
3.3 Hauteur du lit .....	12
3.4 Influence de la nature et la taille des particules .....	13
4. AVANTAGES ET LIMITATIONS DES LITS FLUIDISES ...	13
<b>III- TRANSFERT DE CHALEUR EN LIT FLUIDISE .</b>	
1. PARAMETRES INFLUANCANT LE PROCESSUS DE TRANSFERT DE CHALEUR .....	15
1.1 Problème de mesure de température .....	15
1.2 Effet des propriétés thermophysiques des particules solides et du fluide .....	15

1.3 Effet de la vitesse superficielle du fluide..	16
1.4 Influence de la hauteur du lit .....	16
2. DIFFERENTS COEFFICIENTS DE TRANSFERT DE CHALEUR PROPRE AU MILIEU FLUIDISE .....	17
2.1 Corrélations proposées dans la littérature...	17
2.2 Bilan de chaleur .....	21
2.2.1 Echange de chaleur lit-paroi .....	22
2.2.2 Echange de chaleur solide-gaz .....	23
2.3 Profils de température .....	26
2.3.1 Profil radial .....	26
2.3.2 Profil longitudinal .....	27

#### IV - ETUDE EXPERIMENTAL

1. TRAVAUX EFFECTUES .....	28
2. DESCRIPTION DE L'INSTALLATION .....	29
2.1 Appareils de mesure .....	30
2.2 Thermocouples .....	30
2.3 Système de chauffage .....	32
2.4 Compresseur .....	32
3. TRAVAUX ET RESULTATS EXPERIMENTAUX .....	33
3.1 Détermination des paramètres de fluidisation..	33
Conclusion .....	37
3.2 Transfert de chaleur .....	38
3.2.1 Introduction au mode opératoire .....	38
3.2.2 Mode opératoire .....	38
3.2.3 Resultats expérimentaux .....	38
3.3 Détermination des coefficients de transfert de chaleur .....	40
3.3.1 Méthode de détermination de la constante de temps .....	40
3.3.2 Echange de chaleur en milieu fluidisé ..	40



3.3.3 Echange en lit fixe .....	42
3.3.4 Interprétation des résultats .....	43
3.4 Vérification de l'isothermicité du lit .....	43
3.4.1 Discussion des résultats .....	44
<b>V - APPLICATION AU SECHAGE ALIMENTAIRE</b>	
1. DEFINITION DU SECHAGE .....	47
2. DIFFERENTES PERIODES DU SECHAGE .....	48
2.1 Période à allure constante .....	50
2.2 Période de ralentissement .....	50
3. PRINCIPALES CARACTERISTIQUES DU SECHAGE EN LIT FLUIDISE .....	51
4. INFLUANCE DES DIVERS PARAMETRES SUR LE SECHAGE ...	52
5. CALCUL D'UN SECHOIR EN LIT FLUIDISE .....	54
5.1 Bilan de matiere .....	55
5.2 Temps de séjour des particules dans le séchoir.	56
5.3 Calcul de la perte de charge .....	58
5.4 Calcul de la température du lit .....	60
6. CONCEPTION D'UN SECHOIR .....	60
6.1 Systeme de conditionnement d'air .....	61
6.2 Ventilateur .....	62
6.3 Controle d'écoulement du solide .....	62
6.4 Séparateur gaz-solide .....	62
CONCLUSION .....	64
- ANNEXE: A . Masse volumique des particules.	
- ANNEXE: B ; Capacité calorifique des particules .	
- ANNEXE: C . Masse volumique et viscosité dynamique de l'air .	
- ANNEXE: D . Coefficient du vide .	
- ANNEXE: E . Etalonnage des thermocouples .	
- ANNEXE : F . Programme de calcul.	

PRINCIPALES NOTATIONS UTILISEES

- A : surface totale d'échange de chaleur.  
 $C_D$  : coefficient de traînée.  
 $C_p$  : chaleur spécifique des particules solides.  
 $d_p$  : diamètre équivalent des particules.  
 $h_{sg}$  : coefficient de transfert de chaleur solide-gaz.  
 $h_{lp}$  : coefficient de transfert de chaleur lit-paroi.  
 $k_g$  : conductibilité thermique du gaz  
 $m_p$  : masse du lit.  
 P : pression  
 Q : débit massique  
 S : section du lit ou surface de la colonne.  
 T : température.  
 $U_0$  : vitesse superficielle du gaz.  
 $U_{mf}$  : vitesse minimale de fluidisation.  
 $U_1$  : vitesse maximale de fluidisation.  
 $V_a$  : volume apparent.  
 $V_p$  : volume des particules solides.  
 Z : hauteur du lit.

Nombres addimentionnels :

- Fr: nombre de froode  $U^2/d_p g$ .  
 Nu: nombre de Nusselt  $hd/k_g$ .  
 Re: nombre de Reynolds  $\frac{\rho U_0 d_p}{\mu_f}$ .

symboles greques:

- $\epsilon$  : porosité en lit fixe.  
 $\rho_p$  : masse volumique des particules solides.  
 $\rho_f$  : masse volumique du fluide (air).  
 $\mu_f$  : viscosité dynamique du fluide .

## II N T R O D U C T I O N

Les installations en lits fluidisés sont utilisées par l'industrie depuis plus d'une cinquantaine d'années pour divers traitements de matériaux pulvérulents , que ce soit pour des opérations physiques ( séchage ou transport ) ; ou en tant que réacteurs chimiques pour la gâzeification du charbon et le cracking catalytique des hydrocarbures . Ce dernier a été l'initiateur , et par suite les lits fluidisés ont été généralisés pour d'autres utilisations .

### 1 . OBJECTIF DE L'ETUDE .

Notre travail traite essentiellement l'etude du transfert de chaleur en lit fluidisé , avec une approche élémentaire sur le problème de séchage alimentaire .

#### 1 . 1 Transfert de chaleur en lit fluidisé.

Nous avons apporté un complément au banc d'essai de fluidisation hétérogène réalisé par un collègue du département de génie mécanique Mr YAHIAOUI [1] dans le but d'étudier le transfert de chaleur en lit fluidisé; Vu l'importance de nombreuses applications industrielles .

Nous avons déterminé le coefficient d'échange de chaleur

$h_{sg}$  ( solide-gaz ) et constaté d'une part la difference de ce dernier et le coefficient de transfert de chaleur en lit fixe , et d'autre part l'influence des propriétés physiques des particules sur  $h_{sg}$  ;

1 . 2 Etude théorique du séchage alimentaire.

Pendant longtemps les applications du séchage ont été mal exploitées par l'emploi de grands procédés industriels utilisant des sources d'énergie naturelle telles que le soleil et le vent ; Ce n'est que dans les dernières décennies , que des principes scientifiques ont été réunis, et depuis de nombreux chercheurs continuent à travailler dans ce domaine .

Le phénomène de séchage est caractérisé simultanément par un transfert de chaleur et un transfert de matière .

Selon les caractéristiques du produit à traiter , on utilise différents types de séchoirs ; Parmi ceux là , nous avons le séchoir en lit fluidisé qui présente plusieurs avantages .

Ici on donne un aperçu sur le séchage alimentaire en lit fluidisé ; Une telle étude va permettre le calcul de projet d'installation industrielle en lit fluidisé .

Il serait souhaitable de le réaliser à l'école et de traiter le problème dans sa complexité .

## II - RAPPEL HYDRODYNAMIQUE

### 1. Definition

La fluidisation consiste à amener une couche de particules solides dans un état où elle présente certaines analogies avec un fluide; grâce à un courant ascendant d'un fluide auxiliaire.

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

Suivant que les masses volumiques du fluide  $\rho_f$  et des particules solides  $\rho_p$  sont voisines ou non; nous distinguons la fluidisation homogène pour ( $\rho_p/\rho_f \approx 1$ ) et la fluidisation hétérogène pour ( $\rho_p/\rho_f \ll 1$ ) :

#### a. Homogène:

$$Fr_{mf} < 0,13$$

$$(Fr_{mf}) \cdot (Re_{mf}) \cdot \left( \frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_f} \right) \cdot \frac{z_{mf}}{d_p} < 100$$

#### b. Hétérogène:

$$Fr_{mf} > 0,13$$

$$(Fr_{mf}) \cdot (Re_{mf}) \cdot \left( \frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_f} \right) \cdot \frac{z_{mf}}{d_p} \geq 100$$

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 destruction du lit fluidisé soit au maximum de fluidisation.

### 1.1 Les étapes de fluidisation (fig 1)

Soit un courant fluide s'écoulant à travers un lit de particules solides de masse volumique  $\rho_p$  et de diamètre  $d_p$ , selon la variation du débit de fluide nous pouvons visualiser trois états:

- Le lit fixe pour lequel la perte de pression  $\Delta P$  subie par le fluide est proportionnelle à la vitesse de l'écoulement qui est faible, les particules restent immobiles et de plus la hauteur du lit  $Z_0$  reste invariante.

- Le lit fluidisé: en augmentant la vitesse du fluide on observe une dilatation du lit fixe, les particules commencent à se mouvoir, la perte de pression est alors égale au poids apparent du solide par unité de section droite de la colonne. Lorsqu'il atteint son maximum et reste constant alors l'état fluidisé est caractérisé par une vitesse minimale de fluidisation  $U_{mf}$  et une nouvelle valeur du vide  $\epsilon_{mf}$ .

- Et enfin le lit transporté: si on augmente d'avantage la vitesse du fluide, les particules s'échappent de la colonne

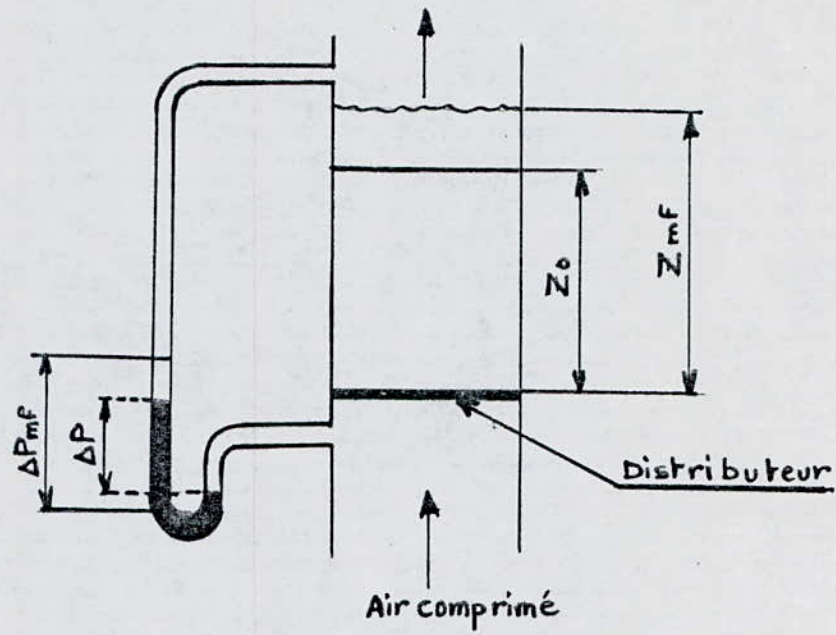


Figure .(1)

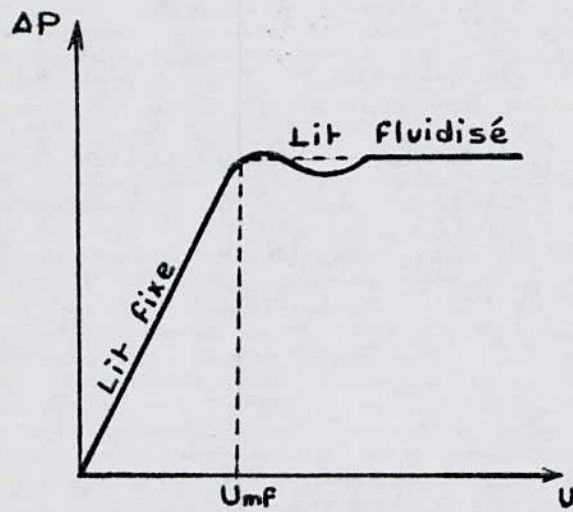


Fig 2 . Evolution de la perte du Lit fixe au lit fluidisé

Le lit est donc caractérisé par une vitesse minimale de transport donc à une vitesse maximale de fluidisation qui <sup>est</sup> assimilée en fait à la vitesse de chute libre  $U_t$  d'une particule unique.

La figure (2) présente l'évaluation de la perte de charge dans le lit lorsque le débit d'air augmente la branche ascendante correspond au lit fixe; lorsque le lit est gonflé la perte de charge passe par son maximum, car dès que la fluidisation commence  $\Delta P$  diminue légèrement puis se stabilise, enfin pour des débits d'air plus élevés la courbe de charge remonte à cause du frottement des particules contre la paroi de la colonne.

2. PARAMETRES CARACTERISTIQUES.

Comme déjà cité les limites de la fluidisation sont les vitesses minimale et maximale de fluidisation:

2.1 Vitesse minimale de fluidisation:

Elle depend 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'equation d'Ergun nous avons

$$(1) \dots \frac{\Delta P}{Z} = 150 \cdot \frac{(1 - \epsilon_{mf})^2}{\epsilon_{mf}^3 d_p^2} \cdot \mu \cdot U_{mf} + 1,75 \cdot \frac{(1 - \epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3} \frac{\rho_b}{d_p} U_{mf}^2$$



D'autre part

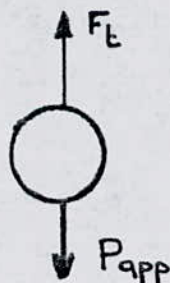
$$\frac{\Delta P}{Z} = (1 - \epsilon_{mf}) (\rho_p - \rho_f) g \dots (2)$$

En égalisant les deux équations (1) et (2) nous obtenons une équation du second degré en  $U_{mf}$

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

## 2.2 Vitesse maximale de fluidisation ou vitesse terminale:

Au delà de cette vitesse, le phénomène de fluidisation disparaît il y a entrainement des particules solides. Elle est obtenue en égalisant le poids apparent des particules à la force de traînée;



$$F_t = \frac{1}{2} \cdot \rho_f C_D \frac{\pi d_p^2}{4} U_f^2 \dots (3)$$

$$P_{app} = \frac{\pi d_p^3}{6} \cdot g (\rho_p - \rho_f) \dots (4)$$

- Expression donnant le coefficient de traînée  $C_D$ : est donnée par l'équation de Mârsi-Alexander:

$$C_D = a + \frac{b}{Re_p} + \frac{c}{Re_p^2} \dots (5)$$

Le graphe de  $C_D (Re_p^2 = f(Re_p))$  de la figure (II.2.2) , nous donne le domaine de variation du nombre de Reynolds , ce qui nous permet de déterminer les coefficients a, b, c à partir du tableau (II.2.2), or

$$C_D Re_p^2 = \frac{4}{3} \frac{(\rho_p - \rho_f) \cdot \rho_f \cdot g \cdot d_p^3}{\mu_p} \dots (5')$$

En égalisant les equations (3) et (4) et en remplaçant  $C_D$  par son expression (5) on obtient une équation du second degré en  $U_f$ :

$$\frac{3 a \rho_f}{4 (\rho_p - \rho_f) d_p} \cdot U_f^2 + \frac{3 b \mu_f}{4 (\rho_p - \rho_f) d_p^2} U_f + \frac{3 c \mu_f^2}{4 (\rho_p - \rho_f) \rho_f d_p^3} - g = 0 \dots (6)$$

### 3. PARAMETRES INFLUANÇANT LA QUALITÉ DE FLUIDISATION.

La fluidisation nécessite pour sa mise en oeuvre, un certain nombre de dispositifs et de composants qui constituent la technologie de cet intéressant systeme; elle se heurte à des difficultés et des perturbations dont les plus fréquentes sont:

- Le renardage au passages préférentiels de l'air à travers le lit, il s'observe surtout dans le cas de grosses particules.

- Le pistonnage consiste en la formation de poches d'air qui occupent toute la section et soulèvent le lit qui devient très hétérogène.

- Le bouillonnement c'est à dire formation de bulles d'air

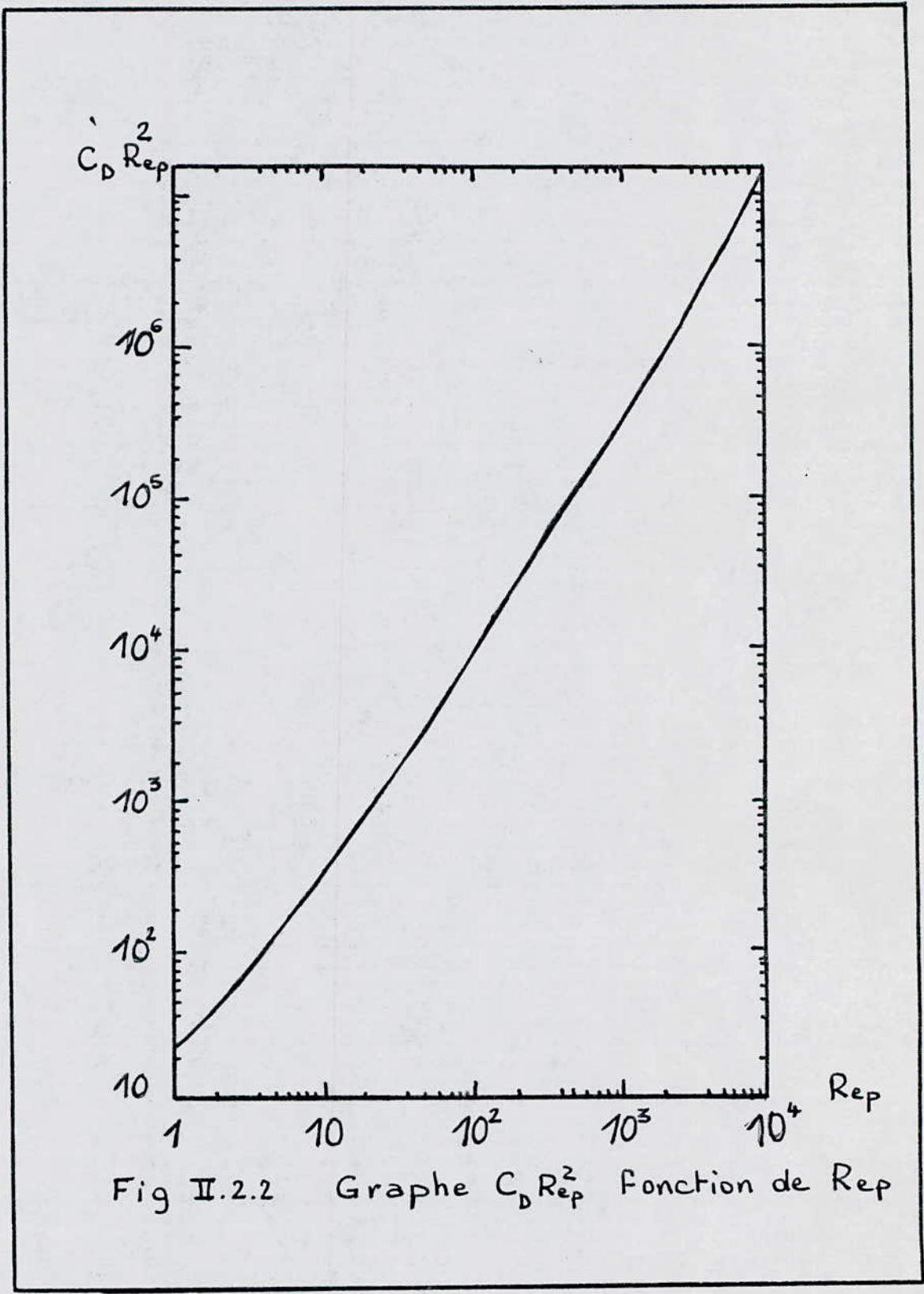


Fig II.2.2 Graphe  $C_D Re_p^2$  fonction de  $Re_p$

	a	b	c
$Re_p \approx 0,1$	0	24	0
$0,1 < Re_p \leq 1$	3,69	22,73	0,0903
$1 < Re_p \leq 10$	1.222	29,1667	-3,8889
$10 < Re_p \leq 10^2$	0.61667	46,5	-116,667
$10^2 < Re_p \leq 10^3$	0.3644	98,33	-2278
$10^3 < Re_p \leq 5 \cdot 10^3$	0.35713	148,62	-4,75 $10^4$
$5 \cdot 10^3 < Re_p \leq 10^4$	0.4599	-490,546	57,874
$10^4 < Re_p \leq 5 \cdot 10^4$	0.5191	-1662,5	5,41667 $\cdot 10^6$

Tableau II.2.2 Paramètres a, b, c pour différentes valeurs de  $Re_p$ .

à l'interieur du lit ces dernières croissent en s'élevant et donnent lieu à des chocs entre les particules, le lit devient moins homogène.

Parmi les facteurs influençant la qualité de fluidisation on observe :

- Le distributeur,
- La vitesse du fluide,
- La qualité des particules solides (résistances aux conditions de température imposées.),
- La hauteur du lit et le diamètre des particules.

### 3.1 Le distributeur:

Le distributeur a pour tache principale de soutenir la masse du lit, de distribuer uniformément le gaz de fluidisation et d'éviter le passage du solide à travers ses orifices.

Les distributeurs se présentent principalement sous deux formes différentes: des plaques perforées métalliques ou des voutes en materiaux refractaires; les premiers sont plus sensibles aux températures élevées et à la corrosion; le distributeur doit être choisi en fonction de la perte de charge du lit, il doit opposer au passage de l'air une perte de charge non négligeable par rapport à la perte de charge à travers le lit lui même, on estime généralement ces pertes à :

$$\Delta P_d = M_{ax} (0,1 \Delta P_{Lit})$$

Le distributeur doit présenter un grand nombre d'orifices par unité d'aire ainsi qu'un pourcentage du vide  $f_o$  compris entre 2% et 10% ,  $f_o$  est exprimé par :

$$f_o = \frac{U_o}{U_{or}}$$

$$U_{or} = C'_d \left[ \frac{2g \cdot \Delta P_d}{S_f} \right]^{1/2}$$

$U_{or}$ : Vitesse du gaz à travers un orifice du distributeur.

$C'_d$ : Coefficient du distributeur, il est obtenu à partir de la courbe  $C'_d = f(Re)$ ; pour  $f_o < 10\%$ .

### 3.2 Choix de la vitesse de fluidisation $U_o$ :

Le meilleur moyen de déterminer la vitesse opératoire  $U_o$  reste l'expérience; Ce pendant différentes méthodes ont été données pour l'estimation de celle-ci [2] tel que:

$$2U_{mf} < U_o < 5 U_{mf}$$

Il faut retenir que  $U_o$  croit avec la taille et masse volumique des particules solides.

### 3.3 Hauteur du lit:

La hauteur du lit fluidisé a une influence importante sur la qualité et les propriétés de la fluidisation: les hauteurs importantes conduisent à l'apparition du pistonage;

de nombreux auteurs proposent une hauteur du lit fluidisé n'excedant pas le diametre du lit.

### 3.4 Influence de la nature et la taille des particules :

Généralement les particules utilisées dans un lit fluidisé doivent bien resister aux frottements, aux chocs thermiques et mécaniques, et aux conditions de température imposées.

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 par contre elles sont grosses leur vitesse minimale de fluidisation est très proche de <sup>la</sup> zone de pistonage.

Les bonnes dimensions pour les particules d'un lit sont normalement comprise entre 0.04 et 6 millimètres.

Dans notre cas, l'étude porte uniquement sur des particules sphériques de diamètre égale à 6 mm, ce choix a été guidé par l'unique raison de la disponibilité.

## 4. AVANTAGES ET LIMITATIONS DES LITS FLUIDISES/

Les lits fluidisés présentent des avantages remarquables du fait des propriétés qu'ils confèrent aux deux phases en en présence .

Ces avantages sont:

- \* Mélange et circulation intenses des particules solides au sein du lit ( c'est là un caractère important pour l'élimination des déchets.) ,
- \* Très bonne isothermicité,
- \* Grands coefficients de transfert de chaleur entre le fluide et les particules solides d'une part, et entre le lit et les surfaces d'échange de chaleur d'autre part,
- \* Grande facilité de transport de solide qu'épouse le comportement d'un fluide lorsqu'il est fluidisé.

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

- \* Le court circuit par les bulles qui les rend peu performant,
- \* Les particules solides sont souvent entraînées par le fluide (courant gazeux).



### III . TRANSFERT DE CHALEUR EN LIT FLUIDISE

#### 1. PARAMETRES INFLUANÇANT LE PROÇESSUS DE TRANSFERT DE CHALEUR

##### 1.1 Problème de mesure de température:

La température du fluide dans le lit est mesurée à l'aide de thermocouple. La precision de mesure est faible et ce en raison du contact périodique entre les particules solides, le thermocouple indique la température intermediaire entre celle des particules 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 deduite d'un bilan de chaleur.

##### 1.2 Effet des propriétés thermophysiques des particules solides et du fluide :

- La conductivité thermique du matériau solide  $k_p$  n'a pratiquement pas d'influence sur le coefficient de transfert de chaleur, en appliquant la formule du nombre de Biot, on trouve que la résistance thermique à l'intérieur des particules solides est négligeable, c'est à dire  $hd_p/k_p < 0,1$ .

- La conductivité thermique  $k_g$  est une propriété physique du fluide qui a une grande influence sur le transfert de chaleur ; elle est fonction croissante de "h".

### 1.3 Effet de la vitesse superficielle du fluide : (fig III.1.3)

Plus la vitesse du fluide croit et plus le coefficient de transfert de chaleur  $h$  suspension-paroi augmente jusqu'à  $h_{max}$ . Ensuite il décroît, ce qui est dû au fait que les particules moins denses n'entrent pas en contact avec les parois et n'éliminent pas l'existence de la couche limite.

### 1.4 Influence de la hauteur du lit :

Le coefficient de transfert de chaleur diminue quand la hauteur du lit croit, ceci est dû essentiellement à la qualité de fluidisation c'est à dire à l'homogénéité qui diminue dès que la hauteur augmente.

### III.2 DIFFERENTS COEFFICIENTS DE TRANSFERT DE CHALEUR PROPRE AU MILIEU FLUIDISE .

#### 2.1 Corrélations proposées dans la littérature:

Pour l'étude du transfert de chaleur en lit fluidisé, le coefficient de transfert de chaleur est une donnée déterminante.

Dans le cas de transfert solide-gaz dont le coefficient peut être déterminé à l'aide d'un bilan de chaleur, de nombreuses formules existent (voir tableau III.2.1) pour donner de façon rapide la valeur de  $h_{sg}$ , la plus intéressante semble être celle de Heert-jes et Mc.Kibbins :

$$h_{sg} = 1,13 \left( \frac{d_p G}{\nu_f} \right)^{0,76}$$

$d_p$  : Diametre moyen des particules

$G$  : Flux massique du gaz

Aussi la surface de contact particule-gaz joue un role très important et permet des transferts thermiques très intenses ce qui donne des coefficients de transfert très élevés .

Pour mettre en évidence les ordres de grandeur du coefficient "h", des résultats expérimentaux [4] relatifs à certains types de particules sont reportés à la figure et dans le tableau ( III.2.1 ).

Dans un lit fluidisé il y a échange de chaleur avec le milieu extérieur à travers la paroi de la colonne, il est possible de définir comme pour le coefficient interne  $h_{sg}$ , la quantité de chaleur échangée à travers la paroi est donc

$$Q = h_{lp} \cdot S \cdot t \cdot \Delta T$$

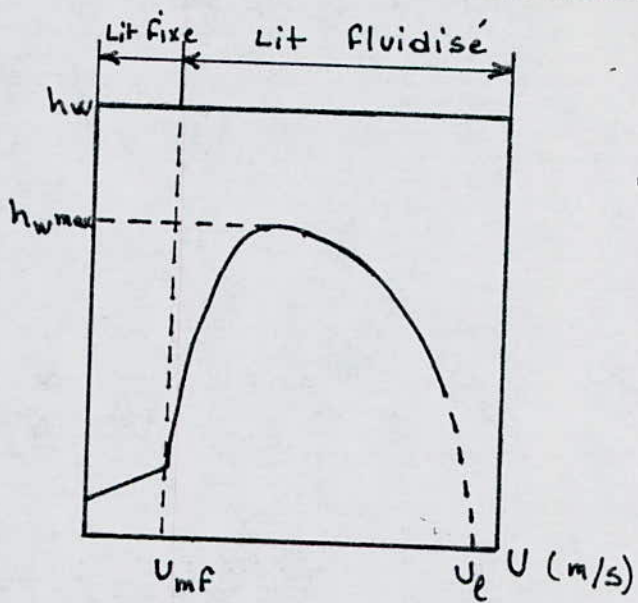
$\Delta T$  : Différence de température entre le lit fluidisé et la paroi,

t : Durée d'échange de chaleur.

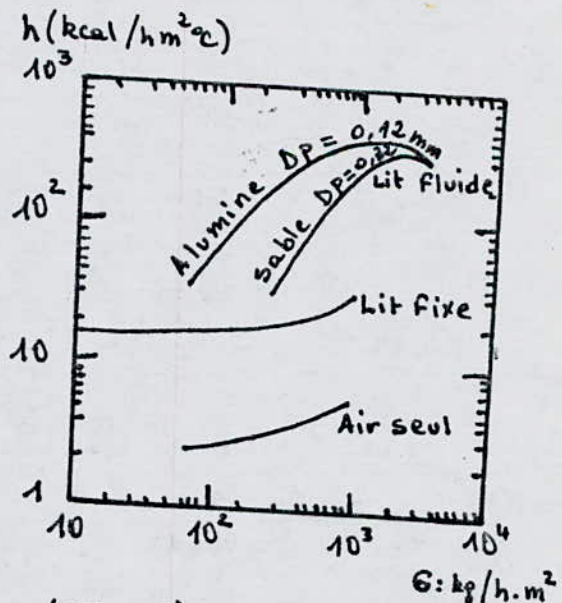
Pour la détermination du coefficient de transfert de chaleur lit-paroi ;Livenspiel et Walton [2] proposent les relations suivantes:

\* Ecoulement laminaire au voisinage de la paroi

$$Nu = \frac{h_{ep} \cdot D}{K_g} = \frac{0,417}{A_1} (1 - \epsilon_{mf})^{1/2} Re^{1/2}$$



Figure(III.1.3): Influence de de la vitesse sur le coefficient de transfert Lit-paroi.



Figure(III.2.1): Ordre de grandeur des coefficients de transfert Lit-paroi en lit fixe, en lit fluidisé et pour le fluide seul.

Auteurs	$D_p$ (mm)	$G$ (kg/h.m <sup>2</sup> )	$h$ (kcal/h.m <sup>2</sup> °C)	$\rho_f$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\mu_f$ (kg/h.m)	Rep	Corrélations
Kettering - Smith	0,37 - 1,0	150 - 160	15 - 50	1,14	0,066	10-60	$Nu = 0,0135 Re^{1,3}$
Levenspiel-	0,37 - 1,0	160 - 460	15 - 350	0,93	0,075	10-30	$Nu = 0,0028 Re^{1,7} \left(\frac{D_t}{D_p}\right)^{0,2}$
Wamsley - Johanson	0,14 - 0,9	55 - 300	0,35 - 4,5	1,06	0,07	1 - 40	$h = 4,3 D_p^{1,27}$
Heetjes - Mc Kibbins	0,33 - 1,0	160 - 320	30 - 150	1,17	0,065	8,52	$h = 6,4 Re^{0,76}$
Shakhova	-	-	-	-	-	-	$Nu = 0,0035 Re \frac{G_{mf}}{G}$
Frantz	0,22	60 - 120	5 - 10	0,64	0,1	1,3-2,8	$Nu = 0,018 Re^{1,2}$
Richardson - Ayers	0,12 - 0,5	20 - 300	5 - 200	1,01	0,072	0,5-34	$Nu = 0,054 Re^{1,28}$
Rosental	8,2 - 10	-	-	-	0,065	-	$Nu = 0,00064 Re^{1,48}$
Sunkoori - Kaparthy	0,52 - 1,4	$6 \cdot 10^3 - 10^4$	5000 - 3000	980	3,16	12-42	$Nu = 0,0039 Re^{2,1}$
Auton	0,37	60 - 160	10 - 30	0,73	0,07	5-16	$Nu = 0,227 Re$

Tableau III.2.1 : Valeurs expérimentales de transfert fluide - particule.

$$A_1 = (1 + B_1^2)^{3/2} - B_1^3$$

$$B_1 = 0,0294 (1 - \varepsilon_{mf})^{1/2} Re^{1/2}$$

\* Ecoulement turbulent près de la région de la paroi:

$$Nu = \frac{h_{1p} \cdot D}{k_g} = \frac{8,02}{A_2} (1 - \varepsilon_{mf})^{4/5} Re^{1/5}$$

$$\text{ou } A_2 = (1 + B_2^2)^{5/4} - B_2^{9/4}$$

$$B_2 = 0,478 (1 - \varepsilon_{mf})^{4/5} Re^{1/5}$$

C'est un resultat qui caracterise la fluidisation du charbon et du verre.

## 2.2 Bilan de chaleur :

Le phénomène de transfert de chaleur en lit fluidisé est très important on distingue deux cas:

- Le premier met en cause un flux de chaleur radial et conduit à définir un coefficient d'échange lit-paroi;
- Le second correspond à un échange de chaleur entre les particules solides et le fluide.

2.2.1 Echange de chaleur lit - paroi :

Hypothèses:

- Le profil de température à la paroi est parallèle au profil longitudinal de température du lit;
- La température du gaz est égale à celle des particules:  
 $T_g = T_p = \text{Température du lit .}$

Le flux de chaleur reçue par la paroi s'écrit :

$$Q = G C_g ( T_{ss} - T_{se} ) = P Z h_{lp} ( \bar{T}_p - \bar{T}_s )$$

Avec : -  $T_{ss}$  et  $T_{se}$  sont respectivement les températures à la sortie et à l'entrée du lit ;

-  $\bar{T}_p$  est la température moyenne de la suspension au centre de la colonne ;

-  $\bar{T}_s$  est la température moyenne de la paroi

-  $P$  : Périmètre de la colonne;

-  $C_g$  : Capacité calorifique du gaz .

Donc :

$$h_{lp} = \frac{G C_g ( T_{ss} - T_{se} )}{P . Z . ( \bar{T}_p - \bar{T}_s )}$$



2.2.2 Echange de chaleur solide-gaz .

Soit un lit de masse  $m$  dans lequel les particules sont spheriques de diametre  $d_p$  ; chauffées à une température  $T_{p_0}$  , de conductivité  $K_p$  , de chaleur spécifique  $C_p$  et au sein duquel s'écoule un fluide de masse volumique  $\rho_f$  , de viscosité dynamique  $\mu_f$  et de temperature d'entrée  $T_{ge}$  .

Hypothéses :

- On suppose que les pertes de chaleur dues aux parois de la colonne soient négligeables .

- Le brassage des particules s'efféctue parfaitement ( température  $T_{p_0}$  constante ) ;

- On suppose que l'incorporation des particules dans la colonne a été efféctuée si rapidement que l'égalisation de températures au sein du lit soit quasi instantanée .

- On admet que la température  $T_{ge}$  de l'air est indépendante du temps

- Soit  $\theta=0$  l'origine des temps à partir duquel commence le refroidissement .

Le bilan thérmique des particules solides pour un intervalle de temps  $d\theta$  s'écrit :

(I) La variation d'énergie interne des particules solide durant  $d\theta$ .

=

(II) La chaleur totale cédée par les particules durant  $d\theta$  vers le fluide.

$$- (I) = \left[ \begin{array}{l} \text{Masse du lit} \\ \text{de particules} \end{array} \right] \cdot \left[ \begin{array}{l} \text{Chaleur spécifique} \\ \text{des particules} \\ \text{solides} \end{array} \right] \cdot \left[ \begin{array}{l} \text{Température} \\ \text{échangée durant} \\ d\theta \end{array} \right]$$

$$\dot{Q} = - m_p \cdot C_p \cdot dT$$

$$- (II) = \left[ \begin{array}{l} \text{Coefficient de transfert} \\ \text{de chaleur particules-gaz} \end{array} \right] \cdot \left[ \begin{array}{l} \text{Surface totale} \\ \text{d'échange de chaleur} \end{array} \right] \cdot \left[ \begin{array}{l} \text{différence de} \\ \text{température durant} \\ d\theta \end{array} \right]$$

$$Q = h_{sg} \cdot A \cdot (T - T_{ge}) d\theta$$

$$\text{Donc : } - m_p C_p dT = h_{sg} \cdot A \cdot (T - T_{ge}) d\theta \dots (7)$$

Le signe moins dans l'équation (7) indique que l'énergie interne décroît lorsque  $T > T_{ge}$ :

avec ;  $T$  = Température moyenne des billes en °C

$$A = nA'$$

$n$  = Nombre total de particules .

$A'$  = Surface d'une particule unitaire .

$$A' = \frac{\pi d_p^2}{4}$$

$$\text{Or } \varphi_p = \frac{m_p}{V_t} = \frac{m_p}{n \frac{\pi d_p^3}{6}} \text{ donc } n = \frac{6 m_p}{\pi d_p^3 \varphi_p}$$

d'où :

$$A = \frac{3}{2} \frac{m_p}{d_p \varphi_p} \dots (8)$$

Les variables  $T$  et  $\theta$  peuvent être séparées facilement et pour un intervalle de temps  $d\theta$ , l'équation (7) devient :

$$\frac{dT}{T - T_{ge}} = \frac{d(T - T_{ge})}{T - T_{ge}} = - \frac{h_{sg} \cdot A}{m_p C_p} d\theta \dots \dots (9)$$

$dT = d(T - T_{ge})$  car  $T_{ge}$  est constant, l'intégration de l'équation (9) de  $T = T_p$  jusqu'à  $T = T$  et de  $t=0$  à  $t=\theta$  s'écrit :

$$\text{ou:} \quad \text{Ln} \frac{T - T_{ge}}{T_p - T_{ge}} = - \frac{h_{sg} \cdot A}{m_p C_p} \cdot \theta$$

$$\frac{T - T_{ge}}{T_p - T_{ge}} = e^{-\frac{h_{sg} \cdot A}{m_p C_p} \theta} = e^{-\frac{\theta}{\tau}}$$

La grandeur  $\left(\frac{1}{\tau}\right) = \left(\frac{h_{sg} A}{m_p C_p}\right)^{-1}$  à la dimension du temps est appelée

" Constante du temps ". Sa valeur indique la vitesse de la réponse d'un système capacitif à une variation brusque de la température d'entrée du gaz.

Lorsque  $t = \tau$ , l'écart des températures ( $T - T_{ge}$ ) représente 36,8% de la différence initiale ( $T_p - T_{ge}$ )

$$\frac{1}{\tau} = \frac{h_{sg} A}{m_p C_p}$$

d'ou:

$$h_{sg} = \frac{m_p C_p}{\tau A} \dots \dots (9')$$

en remplaçant A par l'expression (8) on obtient :

$$h_{sg} = 2400 \cdot \frac{C_p d_p \varphi_p}{\tau} \dots\dots (9'')$$

$$[h_{sg}] = [\text{kcal}/\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}]$$

$$\text{et} \quad [\tau] = [\text{sec}]$$

### 2.3 Profils radial et longitudinal de température .

#### 2.3.1 Profil radial .

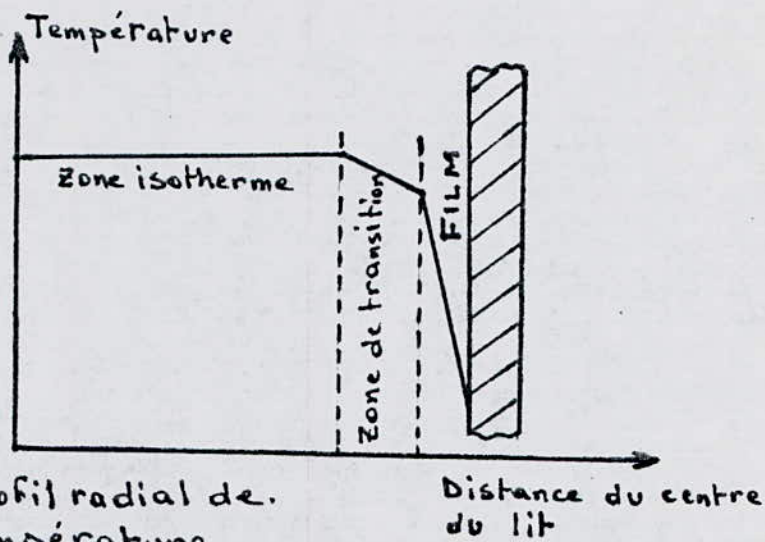
Dans le cas des lits fluidisés , la répartition des températures dans une section du lit met en évidence trois régions qui sont : ( Fig III.2.3.a ) [4]

- **Region centrale** : Pratiquement isotherme c'est à dire que les températures sont à peu près constantes ( à 1 ou 2 °C près ). Dans cette zone , les particules se déplacent vers le haut , tout en ayant des mouvements tourbillonnaires.

- **Region de transition** : Au voisinage de la paroi le gradient de température n'interesse qu'une couche très faible , les particules sont animées d'un mouvement descendant.

- **Region** où le lit est directement en contact avec la paroi , elle constitue un film de résistance très important .

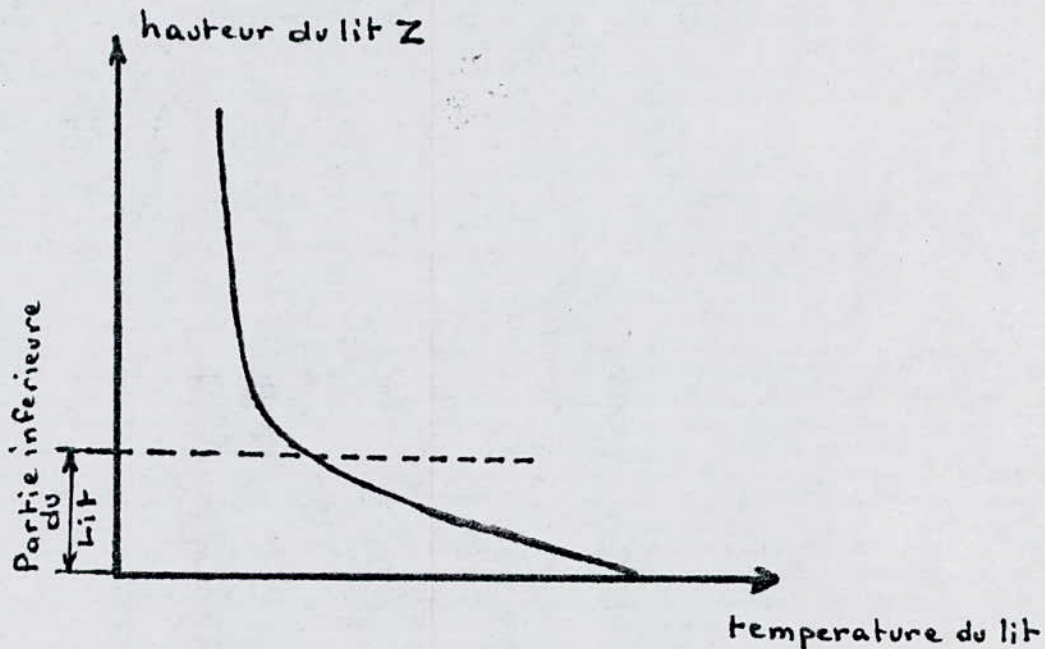
L'échange de chaleur entre paroi et particules solides s'efféctuent essentiellement par conductibilité du gaz .



(Fig III.2.3a): Profil radial de température

### 2.3.2 Profil longitudinal .

La courbe de variation de température dans la section verticale du lit ( Fig.b ) , montre que la température décroît très rapidement , juste au dessus du distributeur et qu'ensuite elle diminue très lentement. Tout semble donc se passer comme si la partie inférieure du lit assurait à elle **seule** le transfert .



(Fig III.2.3.b) : Profil longitudinal de température entre la base et le sommet du lit.

#### IV. ETUDE EXPERIMENTALE

##### 1. TRAVAUX EFFECTUES

- \* Nous avons intervenu sur :
  - La fixation des brides,
  - L'assemblage du convergent,
  - Le réglage du niveau de l'ensemble,
  - Ainsi que l'étalonnage de l'appareillage de mesure;
  
- \* Nous avons effectué une ouverture sur la colonne pour permettre le retrait rapide des particules solides, sans démonter complètement la colonne;
  
- \* On a inséré des thermocouples ( figure IV.1 ) qui nous permettent de connaître la température du gaz à l'entrée, à la sortie et au centre du lit;
  
- \* Nous avons placé un autre type de débitmètre, le premier

etait limité à des petites valeurs et donc il ne nous permettait pas d'atteindre l'état fluidisé pour les billes de verres;

- \* On a utilisé trois autres citernes de stockage d'air comprimé avec le compresseur, dans le but d'avoir une régulation stable et un débit de gaz constant.

## 2. DESCRIPTION DE L'INSTALLATION

L'installation utilisée pour l'étude de transfert de chaleur en lit fluidisé est représentée figure(IV.2), elle est constituée :

- D'une colonne prismatique (1), de hauteur  $H=1$  m et de section carrée  $S=0,01$  m<sup>2</sup>, réalisée en plexiglas;
- D'un convergent (2), en plexiglas qui permet l'uniformisation du profil de vitesse;
- D'une chambre de tranquillisation prismatique (3) de section carrée  $S=0,01$  m<sup>2</sup>, réalisée aussi en plexiglas;
- D'un divergent en acier (4), soudé sur une plaque d'acier (5), les boulons (6) permettent de régler le niveau de l'ensemble;

- D'un distributeur (7) qui est une grille constituée de mailles de fil métallique.

## 2.1 Appareils de mesure :

- Manomètre différentiel (8), gradué en millimètre de colonne d'eau (mm de CE), relié d'une part à l'entrée du lit et d'autre part à la sortie du lit et donne une chute de pression égale à:

$$\Delta P = \rho g \Delta h$$

Avec  $\rho = 0,5 \text{ (gr/cm}^3\text{)}$

- Rotamètre ( Débitmètre ): (9)

Le débit à mesurer passe à l'intérieur d'un tube vertical et gradué, dans lequel est placé un plongeur permettant une section de passage fonction de sa position.

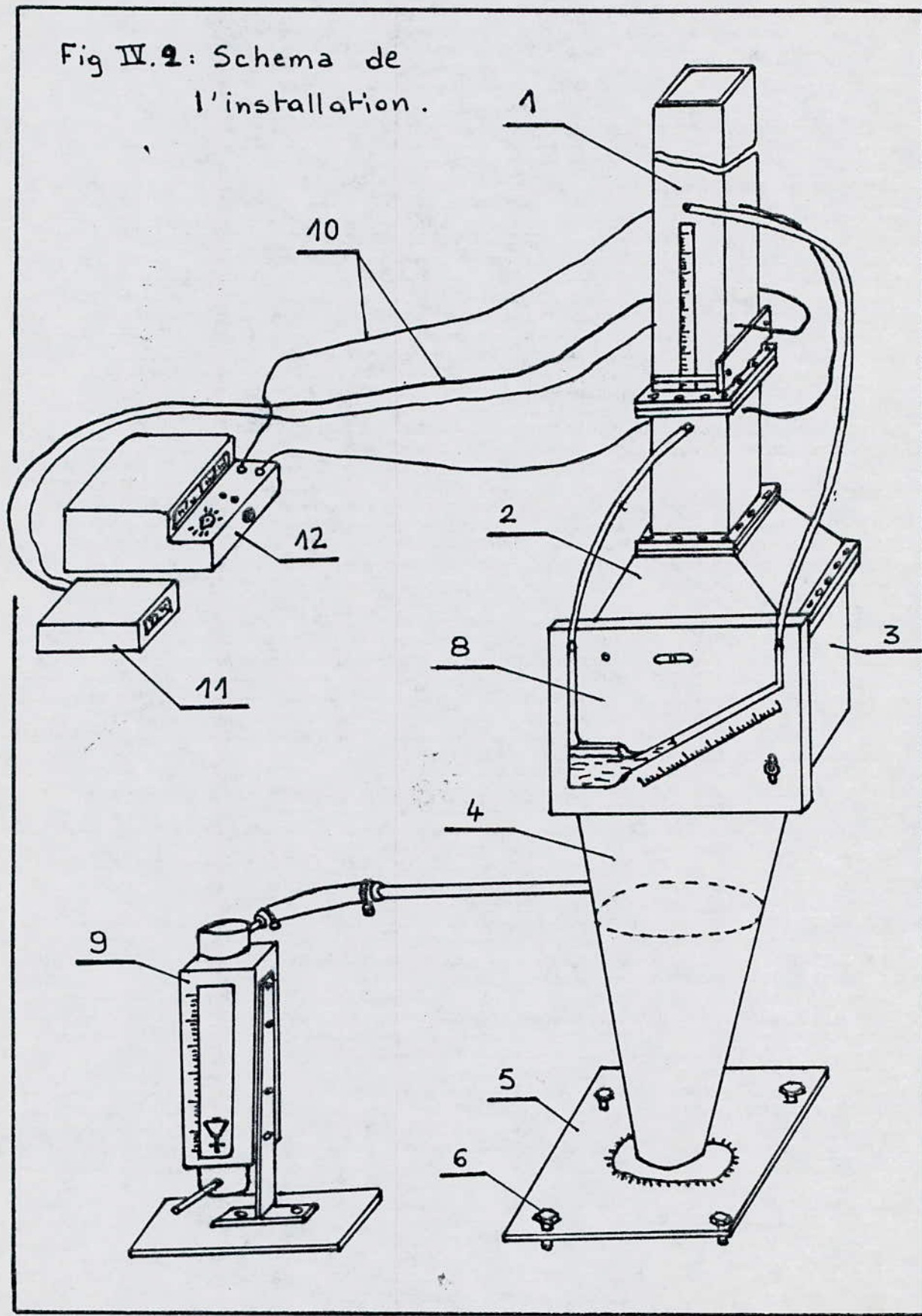
## 2.2 Thermocouples : (10)

Pour la mesure des différentes températures, on a utilisé des thermocouples " Cuivre (100% de Cu) - Constantan (55% Cu, 45% Ni) ", ils sont reliés à un adaptateur thermoelectrique. Cet appareil à la lecture digitale convertit directement la F.e.m produite dans la soudure ~~des~~ des thermocouples en degré Celcius, avec compensation de la soudure froide. (11)

En plus de cet appareil on a utilisé aussi un enregistreur ( Millivoltmètre). (12)



Fig IV. 2: Schema de l'installation.



### 2.3 Systeme de chauffage

Pour le chauffage des billes notre choix s'est porté sur un four à tube portatif, l'alimentation est électrique.

Références:

- Tension : 220 v
- Capacité : 520 gr de particules

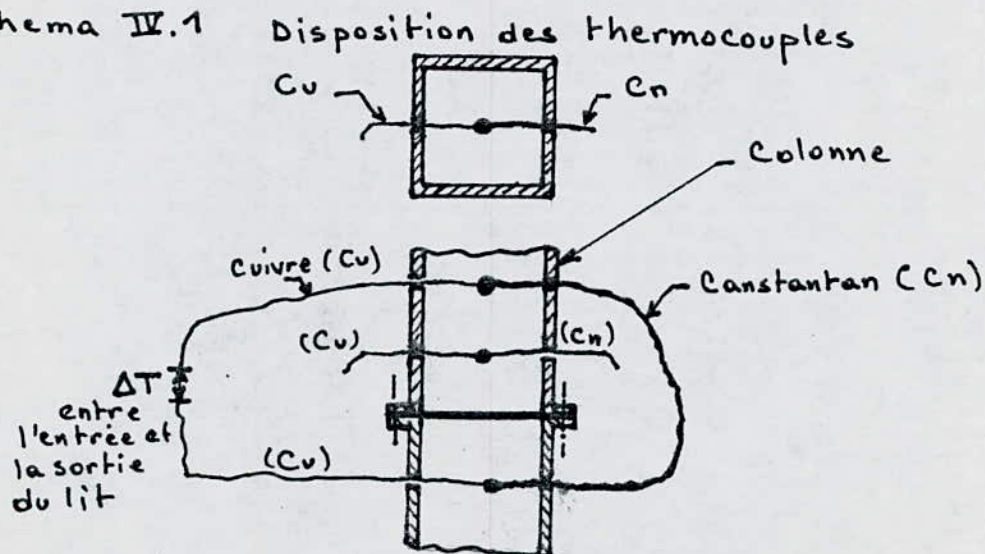
### 2.4 Compresseur

Nous avons utilisé un compresseur type 30 modèle 7T disponible au laboratoire d'énergétique.

L'entraînement est assuré par un moteur électrique dont les caractéristiques sont:

- Moteur asynchrone MDXT 160 ar 4
- Puissance : 7,4 (kw)
- Vitesse de rotation : 1400 (tr/mn)
- Tension : 380 v

Schema IV.1



### 3. TRAVAUX ET RESULTATS EXPERIMENTAUX

Notre etude experimentale a porté sur deux étapes :  
La première nous a permis de déterminer le seuil minimal de fluidisation, la chute de pression à la traversée du lit, ainsi que la vitesse terminale ; la seconde a porté sur le transfert de chaleur et ce qui fait l'originalité de notre mémoire.

Les experiences realisées ont porté sur la fluidisation de particules de verre qui ont été ramenés du laboratoire d'énergétique de marseille.

Caractéristiques des particules solides :

- Masse volumique :  $\rho_p = 2500 \text{ KG/m}^3$  ( Annexe A )
- Diametre :  $d_p = 6 \text{ mm}$
- Chaleur spécifique :  $C_p = 0,324 \text{ kcal/kg deg}^\circ\text{C}$  (Annexe B)

#### 3.1 Determination des parametres de fluidisation

##### 3.1.1 Vitesse minimale de fluidisation

###### a) Par l'experience:

Parmi les diverses methodes d'appréciation du minimum de fluidisation, nous avons choisi l'observation directe du lit pour sa simplicité et son efficacité, nous considérons que la fluidisation commence dès que chaque particule visible change continuellement de voisinage.

Le tableau ci-après résume les resultats des essais pour

different debit, qui ont été effectués à une température d'entrée du gaz sensiblement égale à 19 °C .

Valeurs mesurées		Valeurs calculées	
Q (g/s)	$\Delta h$ (mm)	U (m/s)	$\Delta P$ (Pa)
0	0	0.0	0.0
8	15	0,66	73,58
15	23	1,23	112,81
22	40	1,80	196,20
28	51	2,30	250,16
33	59	2,71	289,40
37	65	3,04	318,83
39	70	3,21	343,35
40	70	3,29	343,35
41	70	3,37	343,35
43	69	3,54	338,45
45	69	3,70	338,45

Tableau (IV.3.1) : TABLEAU de VALEURS

Avec : -  $\Delta P = 4,905 \Delta h$        $\Delta h$  en(mm)

-  $U = Q / 12,16$       Q en (gr/s)

Le debut du palier de la courbe  $\Delta P = f(U)$ , (planche IV.3.1) correspond au seuil minimal de fluidisation donc la valeur

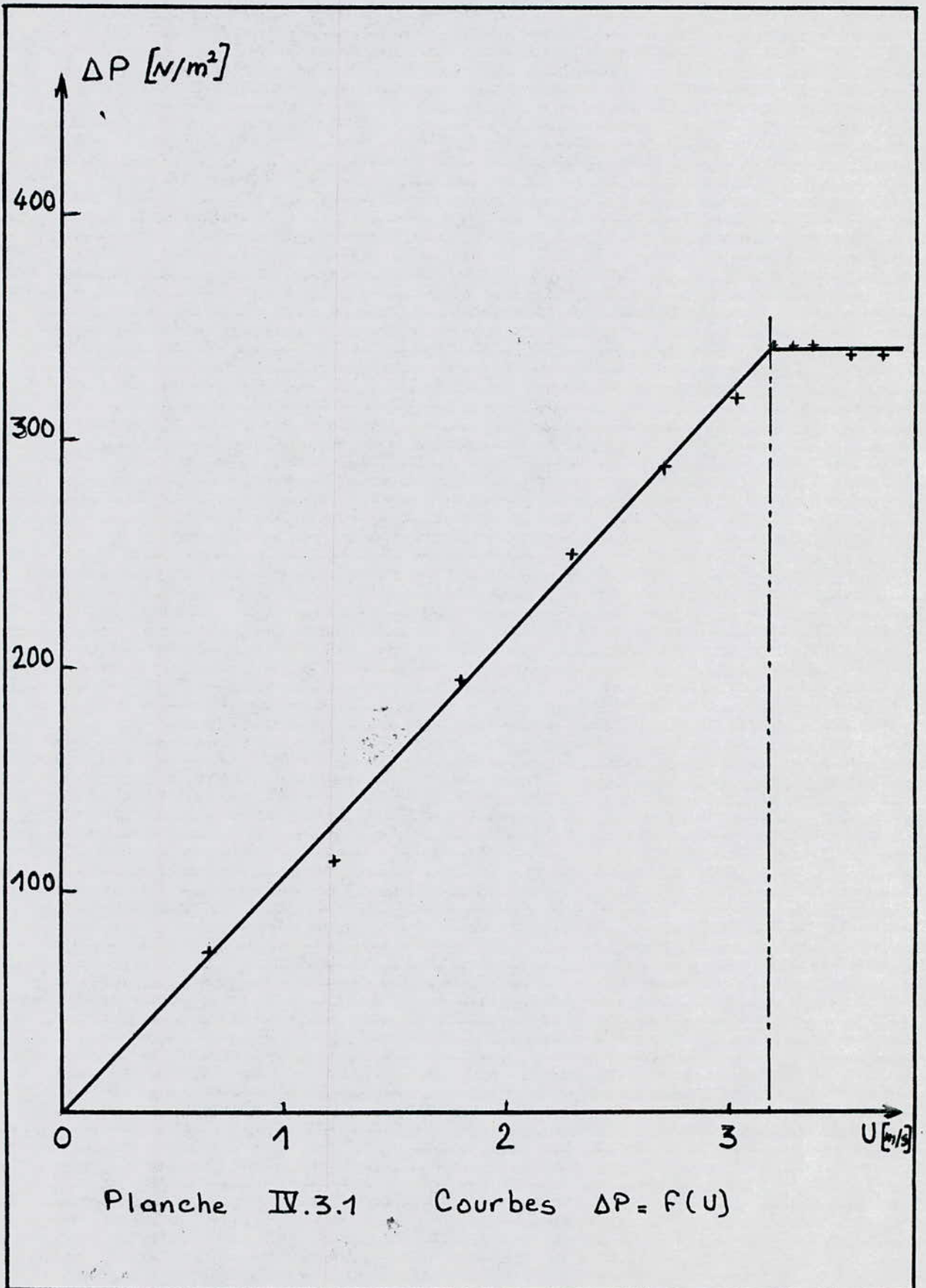


Planche IV.3.1 Courbes  $\Delta P = F(U)$

experimentale de la vitesse est donc :  $U_{mf} = 3,2 \text{ M/s}$

b) par la théorie: (verification)

On applique l'equation d'Ergun [3] pour le calcul de  $U_{mf}$

$$1,75 \frac{(1-\epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3} \frac{\varphi_f}{d_p} U_{mf}^2 + 150 \frac{(1-\epsilon_{mf})^2}{\epsilon_{mf}^3} \frac{\mu_f}{d_p^2} U_{mf} - g(1-\epsilon_{mf})(\varphi_p - \varphi_f) = 0$$

Les données sont:  $\varphi_p = 2500 \text{ kg/m}^3$

$$d_p = 6 \text{ mm}$$

$$\epsilon_{mf} = 0,52 \text{ (Annexe D)}$$

$$\mu_f = 1,769 \cdot 10^{-5} \text{ kg/m.s (Annexe C)}$$

$$\varphi_f = 1,216 \text{ kg/m}^3 \text{ (Annexe C)}$$

En remplaçant les paramètres par leurs valeurs on obtient :

$$U_{mf} = 3,1 \text{ m/s}$$

3.1.2 Vitesse maximale de fluidisation :

Calculons d'abord le groupement  $C_d R_{ep}^2$  d'après l'expression (5')

$$C_d R_{ep}^2 = 27432672,62$$

ce qui correspond à  $Re_p \leq 8 \cdot 10^3$  (fig II.2.2)

d'après le tableau II.2.2 on obtient:

pour  $5 \cdot 10^3 \leq Re_p \leq 10^4$  on a :  $a = 0,4599$

$$b = -490,546$$

$$c = 57,874$$

l'équation (6) s'écrit

$$\frac{3a \varphi_f}{4(\varphi_p - \varphi_f) d_p} U_e^2 + \frac{3}{4} b \frac{\mu_f}{(\varphi_p - \varphi_f) d_p^2} U_e + \frac{3}{4} \frac{c}{d_p^3} \frac{\mu_f^2}{(\varphi_p - \varphi_f) \varphi_f} - g = 0$$

et donc

$$U_1 = 20,1 \text{ m/s}$$

et

$$Re_p = U_1 d_p \varphi_f / \mu_f = 8290$$

#### CONCLUSION :

- La vitesse minimale de fluidisation obtenue expérimentalement est en accord avec la théorie d'Ergun[3] puisque les valeurs trouvées sont assez voisines toutefois l'écart entre celles-ci peut s'expliquer par les erreurs de manipulation ainsi que le pistonage qui était très proche du minimum de fluidisation.
- Suite à la grande valeur obtenue, l'entraînement des grosses particules (notre cas) nécessite beaucoup d'énergie.

### 3.2 Transfert de chaleur

#### 3.2.1 Introduction au mode opératoire

Pour notre étude nous devons étudier le comportement d'échange de chaleur et mettre en évidence le coefficient de transfert de chaleur en lit fixe et en lit fluidisé .

Nous utilisons des billes de verre dont on a préalablement déterminé les caractéristiques.

#### 3.2.2 Mode opératoire

- Chauffer une masse de bille à une température donnée,
- Refroidir totalement les particules en les fluidisant,
- Noter la variation de la différence de température entre l'entrée et la sortie du lit, en fonction de la durée de refroidissement; ainsi que la température au centre du lit.
- Refaire les trois opérations précédentes; le refroidissement (2<sup>e</sup> position) s'effectue en lit fixe.

#### 3.2.3 Resultats experimentaux

\* Condition d'ambiance :

$T_{amb}$	=	20 °C
$T_{ge}$	=	19 °C
$m_p$	=	500 gr
$T_p$	=	73 °C



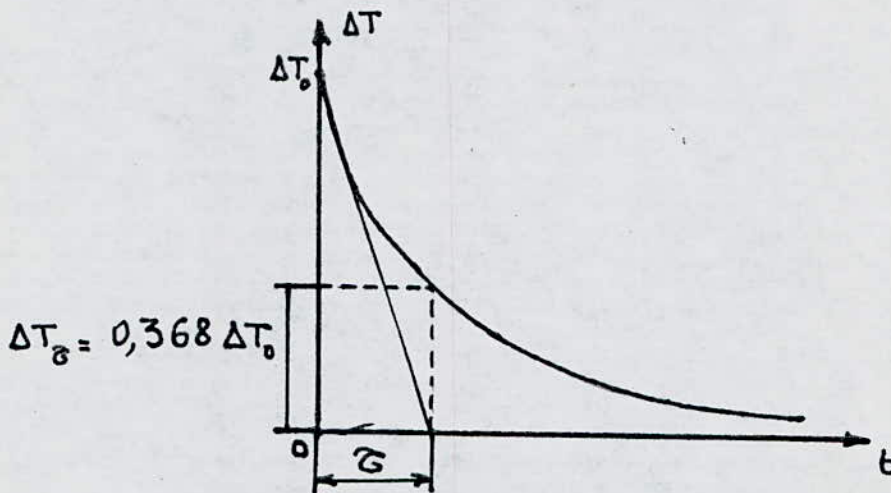
temps mn s	a	b	temps mn s	a	b
	$\Delta T_{(ec)}$	$\Delta T_{(ec)}$		$\Delta T_{(ec)}$	$\Delta T_{(ec)}$
0 00	49	49	42	6	-
04	51	-	43	-	19
05	-	50	46	5	-
10	46	-	50	4	16
11	-	47	53	3	-
15	-	44	55	-	14
17	33	-	1 00	1	11
18	-	41	1 05	-	9
20	28	-	1 10	0	8
21	-	38	1 14	-	7
23	22	-	1 17	-	6
25	-	35	1 22	-	5
26	20	-	1 29	-	4
29	-	30	1 35	-	3
31	14	-	1 45	-	2
35	10	-	2 00	-	1
37	-	24	10	-	0.5
39	8	-	3 10	-	00
41	-	21			

TABLEAU IV.3.2: Tableau de valeurs,  $\Delta T = f(\text{temps})$

### 3.3 Détermination des coefficients de transfert de chaleur.

Pour calculer la valeur de  $h_{sg}$  on doit obligatoirement déterminer la constante de temps,

#### 3.3.1 Méthode de détermination de la constante de temps $\tau$ à partir de la courbe $\Delta T = f(t)$



On distingue deux méthodes pour évaluer la valeur de  $\tau$  soit en traçant la tangente à la courbe (voir Fig ci dessus) et son point d'intérsecion avec l'axe des temps nous donne  $\tau$ , soit en prenant le temps qui correspond au point  $\Delta T_{\tau} = 0,368 \cdot \Delta T_0$ . La dernière méthode est plus précise.

#### 3.3.2 Echange de chaleur en milieu fluidisé.

Le refroidissement commence à  $t=7s$ , c'est à dire, à sept seconde après l'envoi de l'air ;

$$\text{Donc } \theta = t - 7 \text{ en (Sec)}$$

$$\text{d'après le graphe : } \Delta T_0 = 49^{\circ}\text{C} \quad (\text{Planche IV.3.3})$$

d'ou :

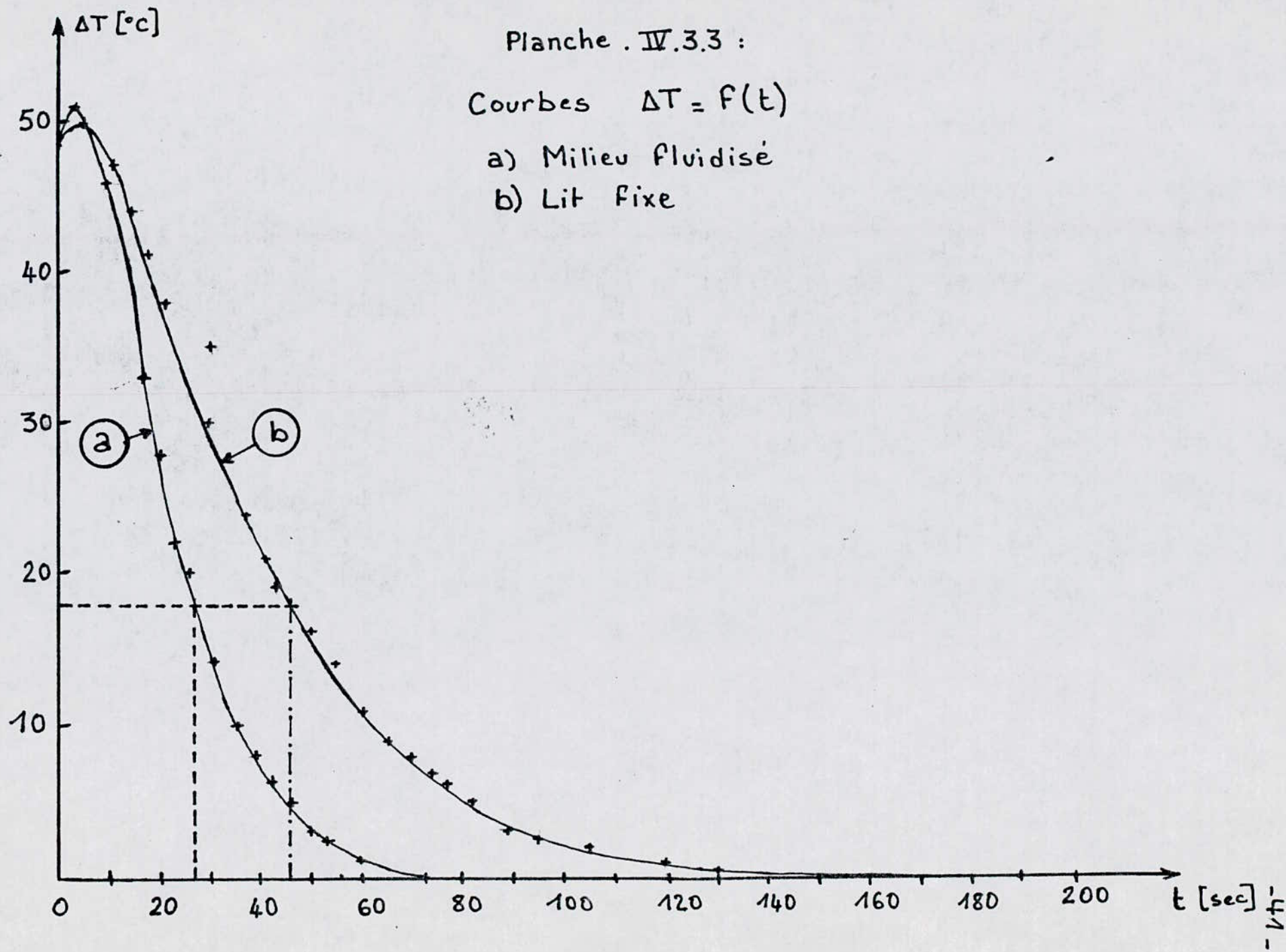
$$\Delta T_{\tau} = 18,032^{\circ}\text{C}$$

Planche . IV.3.3 :

Courbes  $\Delta T = F(t)$

a) Milieu fluidisé

b) Lit fixe



Pour  $\Delta T = 18,032 \text{ }^\circ\text{C}$  la constante de temps  $\tau_1$  est donc : (Planche V.3.3)

$$\tau_1 = (27-7) \text{ s}$$

C'est à dire  $\tau_1 = 20 \text{ s}$

Or d'après l'expression (9'')  $h_{sg(1)}$  est donc:

$$h_{sg(1)} = 2400 \frac{C_p \cdot d_p \cdot \rho_p}{\tau_1} \dots \dots \dots (9'')$$

sachant que:

$$\rho_p = 2500 \text{ Kg/m}^3$$

$$d_p = 6 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

$$C_p = 0,324 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$\tau_1 = 20 \text{ s}$$

Et par conséquent

$$h_{sg(1)} = 583,20 \text{ Kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

### 3.3.3 Echange en lit fixe

Pour  $\Delta T = 18,032 \text{ }^\circ\text{C}$  la constante de temps  $\tau_2$  est: (Planche IV.3.3)

$$\tau_2 = (46-7) \text{ s}$$

C'est à dire  $\tau_2 = 39 \text{ s}$

d'ou  $h_{sg(2)} = 299,07 \text{ Kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

On remarque que:  $h_{sg(1)} > h_{sg(2)}$

	Q (g/s)	$U_0$ (m/s)	$\Delta T_{cc}$	$\bar{\tau}$ (s)	$h_{sg}$ (kcal/m <sup>2</sup> h)
Lit fixe	30	2,47	49	39	299,07
Lit fluidisé	43	3,54	49	20	583,20

Tableau II.3.3.3: Tableau récapitulatif

### 3.3.4 Interpretation des résultats

Les deux cas étudiés ( lit fluidisé, lit fixe ) montrent que le débit d'air a une grande influence sur le coefficient de transfert de chaleur, l'expérience est donc en accord avec la théorie; D'autre part l'écart entre les deux valeurs devrait être supérieur, et cela s'explique par les erreurs systématiques dues à la manipulation, ainsi qu'aux pertes de chaleur dues d'une part aux parois de la colonne et d'autre part au transport des particules chaudes du four vers l'installation de fluidisation.

### 3.4 Vérification de l'isothermicité du lit :

On a procédé à deux expériences qui portent sur le changement de la prise de température; Dans le premier cas la différence de température du gaz se fait entre la température de sortie du lit et celle de l'entrée (comme précédemment), et dans le second cas, elle est entre la température au centre

du lit et celle de l'entrée; voir schema (IV.1)

On comparera les deux essais en traçant les deux courbes

$\Delta T = f(\text{temps})$  correspondantes. (Planche IV.3.4)

Le tableau(IV.3.4) resume les resultats des deux essais.

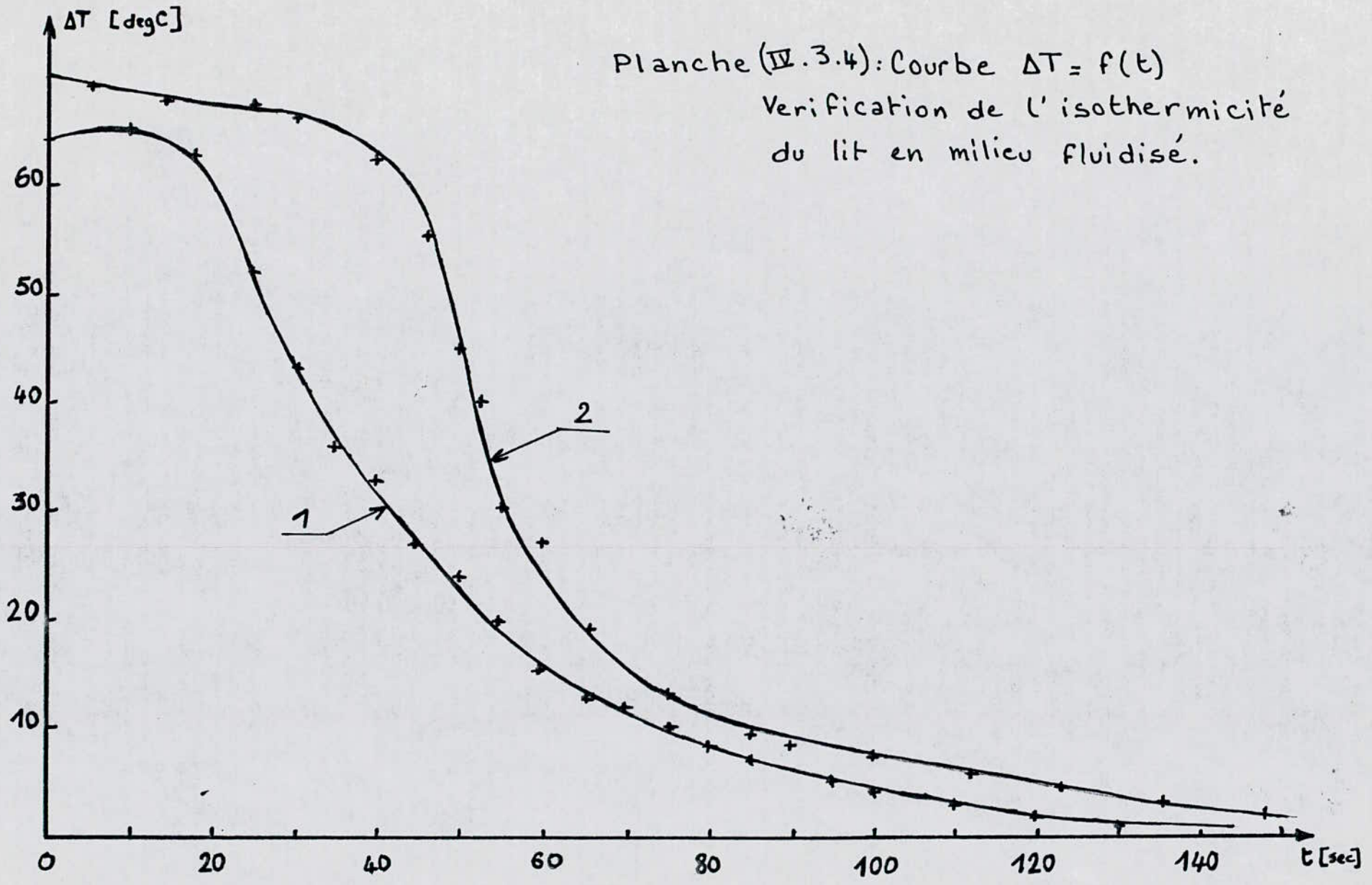
### 3.4.1 Discussion des resultats (Planche IV.3.4)

Les deux courbes nous montrent que durant l'echange de chaleur entre les billes et le fluide (les quatre vingts premières secondes) la température au sein du lit reste constante et ne varie que de quelques degrés puis diminue brusquement, et cela s'explique par le fait qu'il n'existe plus d'apport de chaleur après qu'il y ait eu fluidisation; Si <sup>l'air</sup> Vetait chauffé la courbe du cas (2) aurait été une droite et donc la température resterait constante.

temps mn s	cas: 1		cas: 2		temps mn s	cas: 1		cas: 2	
	$\Delta T_1$ (°C)		$\Delta T_2$ (°C)			$\Delta T_1$ (°C)		$\Delta T_2$ (°C)	
0 00	60		70		1 10	12		-	
05	-		69		15	10		13	
10	65		-		20	8		-	
14	-		68		25	7		9	
18	63		-		30	-		8	
25	52		67		35	5		-	
30	43		66		40	4		7	
35	36		-		50	3		-	
40	33		62		52	-		6	
45	27		-		2 00	2		-	
46	-		55		03	-		4	
50	24		45		10	1		-	
52	-		40		15	-		3	
55	20		30		28	-		2	
1 00	16		27		40	-		1	
05	13		-		2 55	-		0.5	
06	-		19						

Tableau IV.3.4 : TABLEAU de VALEURS  
Vérification de l'isothermicité

Planche (IV.3.4): Courbe  $\Delta T = f(t)$   
Vérification de l'isothermicité  
du lit en milieu fluidisé.





## V APPLICATION AU SECHAGE ALIMENTAIRE

### V.1 DEFINITION DU SECHAGE

Lorsqu'un corps humide est placé dans un courant d'air chauffé, il s'établit entre ce corps et l'air un écart de température et pression partielle d'eau tel que :

- Un transfert de chaleur s'effectue de l'air vers le produit à cause de la température.
- Un transfert d'eau s'effectue dans le sens inverse à cause de l'écart de concentration en eau dans l'air.

L'air sert donc à la fois de fluide chauffant et de gaz transporteur pour l'eau enlevée.

Le travail de base consiste à mettre le produit dans un courant d'air chaud, à des périodes régulières de temps, puis il suffit de relever la masse du produit jusqu'à ce que la masse reste constante.

L'évolution du séchage est représentée par les courbes

figure ( V.1 ) , [ 5 ] et [ 6 ]

\* La masse (teneur) en eau  $W_t$  du produit en fonction du temps  
( courbe V.1.a )

La teneur en eau ( $W_t$ ) est définie par :

$$W_t = \frac{m_t - m_s}{m_s} \quad W_t \text{ en } \left[ \frac{\text{kg d'eau}}{\text{kg M.S}} \right]$$

Avec :

$m_t$  =masse du produit au temps t

$m_s$  =masse du produit sec

\* Allure du séchage  $dm/dt$  ou vitesse de séchage  $dW_t/dt$  en  
fonction du temps ( courbe V.1.b ).

Elle s'obtient en derivant la courbe  $W_t = f(\text{temps})$ .

\* Allure du séchage en fonction de la teneur en produit volatil  
du produit:  $dW_t/dt = f(W_t)$  ( courbe V.1.C ).

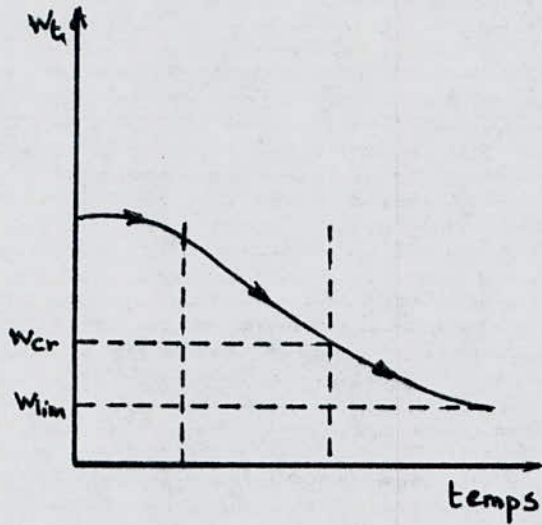
## 2. DIFFERENTES PERIODES DU SECHAGE

Lors du sechage, on dispose de trois regions différentes :

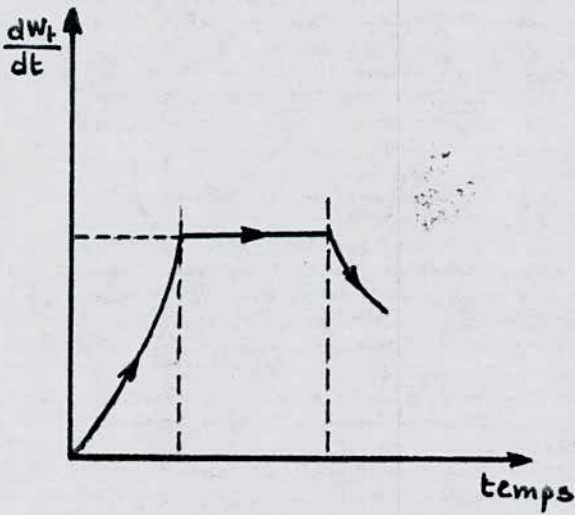
- Region 0 : Mise en température du produit
- Region I : Période à allure de séchage constante
- Region II : Période de ralentissement

. La teneur en eau correspondant à la transition entre les regions  
I et II est appelée " teneur en eau critique ( $W_{cr}$ ) ".

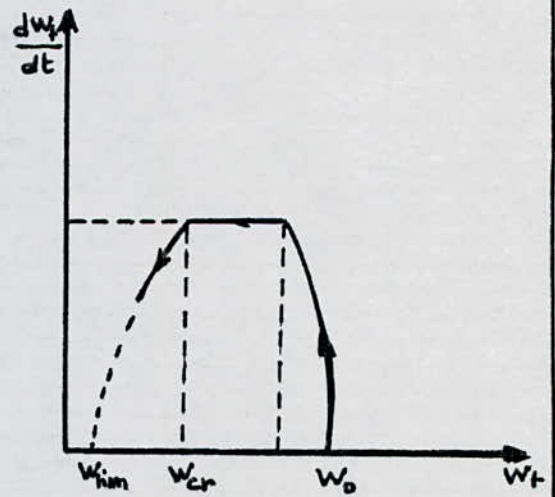
. En poursuivant le séchage,  $W_t$  tendrait vers une teneur en eau



a) :  $w_t = F(\text{temps})$



b) :  $\frac{dw_t}{dt} = F(\text{temps})$



c) :  $\frac{dw_t}{dt} = F(w_t)$

FIGURE V.1

Les courbes de séchage

limite .

- . Il arrive que la période de ralentissement se divise en plusieurs sous périodes.
- . La période de mise en température n'existe pas lorsque le produit à sécher est en grains ou en feuilles .

#### 2.1 Période à allure constante :

Le séchage est analogue à l'évaporation d'une surface liquide (évaporation superficielle ), l'opération devient un simple cas de transfert de matière et de chaleur.

#### 2.2 Période de ralentissement :

Dés que le produit atteint, au cours de la période précédente une teneur en humidité suffisamment basse, il y a un ralentissement de l'allure. C'est le début de la période II, le point est caractérisé par une teneur critique pour laquelle la surface du produit n'est plus mouillée et le séchage dépend du mouvement de l'eau dans le solide pour atteindre la surface de vaporisation, il y a ralentissement du séchage et la raison s'explique par plusieurs phénomènes tels que :

- Plus le produit est sec, plus il est imperméable à l'écoulement de l'humidité;
- Création d'un "mur de vaporisation" s'enfonçant lentement dans le produit;

- Il se produit un durcissement de la surface du produit ralentissant ainsi le séchage.

Tout ces phénomènes ne sont pas totalement connus, une étude plus approfondie est nécessaire.

### 3. PRINCIPALES CARACTERISTIQUES DU SECHAGE EN LIT FLUIDISE .

Lors du séchage en lit fluidisé, le plus souvent le fluide sécheur est également le moyen de fluidisation .

L'apport de chaleur nécessaire à l'évaporation de l'humidité se fait surtout par convection, les autres types de transfert étant négligés .

Du fait du bon transfert de chaleur et de matière, le séchage en lit fluidisé est caractérisé par :

- Une humidité uniformément distribuée d'un bout à l'autre de la couche;
- A un instant donné, la température du solide est pratiquement constante dans tout le lit;
- Bon contact fluide-solide
- La température de l'air et celle du lit s'égalise très rapidement

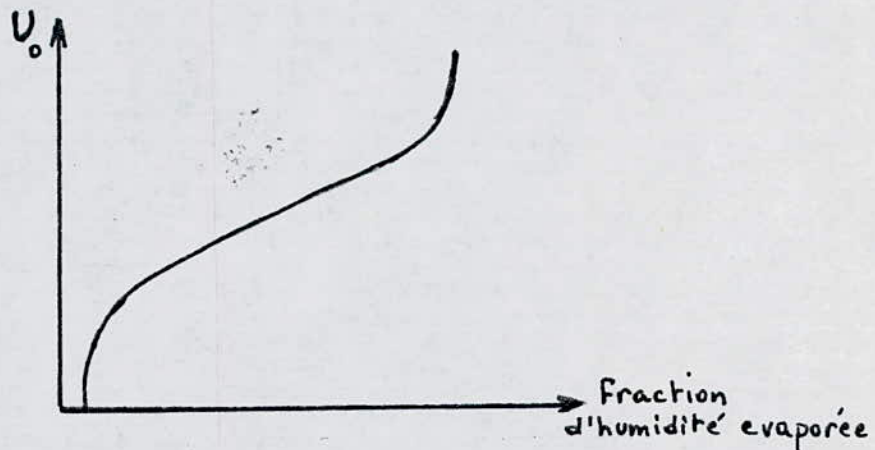
#### 4. INFLUENCE DES DIVERS PARAMETRES SUR LE SECHAGE

Le séchage en lit fluidisé est un phénomène très complexe et ne se limite pas à un transfert simultané de matière et de chaleur.

##### 4.1 Effet de la vitesse de fluidisation :

La vitesse de fluidisation étant un facteur externe, elle influe sur la vitesse de séchage durant la première période à taux constant et ce par l'intermédiaire des coefficients de transferts  $h$  et  $k_g$  auxquels elle est directement liée.

Venecek [5] montre la variation de l'humidité éliminée en fonction de  $U_0$ .



(fig V.4.1) Influence de la vitesse de l'air sur le séchage à taux constant .

Alors qu'elle a une grande importance pour la vitesse de séchage à taux constant, l'influence de  $U_0$  est pratiquement négligeable pour la période de séchage à taux décroissant.

#### 4.2 Influence de l'humidité de l'air

L'humidité agit sur le séchage et sur sa vitesse pendant la première période

$$\frac{dW}{dt} = KA(P_w - P_s)$$

Pour  $P_s$  donnée plus  $P_w$  est faible et plus la vitesse de séchage est grande en valeur absolue ( décroît moins rapidement ) [6]

Avec:  $P_s$  : Pression de vapeur d'eau à la surface.

$P_w$  : Pression de l'air humide.

#### 4.3 Influence de la hauteur du lit :

L'augmentation de la hauteur du lit, entraîne une élévation de  $W_{cr}$  et la diminution de la vitesse de séchage à taux constant.

Pour le cas du séchage à ralentissement la hauteur n'a point sinon peu d'influence sur le séchage

#### 4.4 Influence du gradient des températures $T_{air} - T_p$ [5] :

La température des particules dépend de celle du lit, donc de l'air et du débit du fluide gazeux.

Plus la température de l'air est grande et plus importante est la vitesse de séchage à taux constant, dans la seconde période, la vitesse de séchage décroît moins rapidement avec l'augmentation des températures ; Il est nécessaire d'avoir  $T_{air}$  plus élevée possible et  $T_p$  plus basse possible ( en choisissant un grand débit d'air ) car la chaleur consommée par le produit humide est proportionnelle à  $( T_{air} - T_p )$  .

## 5. CALCUL D'UN SECHOIR EN LIT FLUIDISE

On se propose de faire un avant projet concernant le dimensionnement d'une installation de séchage en lit fluidisé.

On doit tout d'abord connaître les caractéristiques du solide, fluide sécheur et d'humidité.

Soient :

\* SOLIDE : qui peut être du raisin, couscous, crevettes .....

- Débit massique  $M$  en  $[Kg/h]$
- Masse volumique  $\rho_p$  "  $[Kg/m^3]$
- Diamètre moyen  $d_p$  "  $[m]$
- Chaleur spécifique  $C_p$  "  $[kcal/Kg \text{ deg } C]$
- Humidité initiale  $W_i$  "  $[Kg \text{ d'eau } /Kg \text{ M.S}]$
- Humidité finale  $W_f$  "  $[Kg \text{ d'eau } /Kg \text{ M.S}]$
- Humidité critique  $W_{cr}$  "  $[Kg \text{ d'eau } /Kg \text{ M.S}]$
- Température d'entrée dans le lit .  
 $T_e$  en  $[^{\circ}C]$
- Coefficient d'échange de chaleur solide-gaz.  
 $h_p$  en  $[Kcal/h \text{ m}^2 \cdot ^{\circ}C]$

\* FLUIDE SECHEUR " AIR " :

- Masse volumique  $\rho_g$  en  $[Kg/m^3]$
- Chaleur spécifique  $C_{p_g}$  "  $[kcal/Kg \text{ } ^{\circ}C]$
- Viscosité dynamique  $\mu_b$  "  $[Kg/ms]$
- Température ambiante  $T_a$  "  $[^{\circ}C]$
- Température d'entrée du gaz .  
 $T_{g_i}$  "  $[^{\circ}C]$



- Humidité initiale  $Y_1$  en  $[\text{Kg d'eau / Kg d'air sec}]$
- Humidité finale  $Y_2$  " " " "
- Vitesse opératoire  $U_0$  "  $[\text{m/s}]$
- Porosité correspondante à  $U_0$  :  $\epsilon_0$

\* HUMIDITE " EAU " :

- Masse volumique  $\rho_e$  en  $[\text{Kg/m}^3]$
- Chaleur spécifique  $C_{p_e}$  "  $[\text{Kcal/Kg } ^\circ\text{C}]$
- Chaleur latente de vaporisation .  
 $\mathcal{L}$  en  $[\text{Kcal/Kg}]$

Pour le dimensionnement du séchoir on procède au calcul suivant:

- Le bilan de matière pour déterminer le débit d'air nécessaire à l'évacuation de l'humidité.
- La détermination du temps de séjour des particules dans le lit , donc la charge du produit dans le séchoir.
- Le calcul de la perte de charge subie par l'air , d'où la hauteur maximale du lit .
- Le calcul de la température de sortie du gaz.

5.1 Bilan de matière :

Nous supposant que l'air entre dans le séchoir avec une humidité absolue  $Y_1$  , s'humidifie à 80% donc a sa sortie il possède une humidité absolue  $Y_2$  .

Les valeurs de  $Y_1$  et  $Y_2$  sont déterminées graphiquement d'après le diagramme de Mollier .

Le bilan de matière s'écrit :

la quantité d'eau éliminée du solide = la quantité d'eau évacuée par l'air

$$M ( W_i - W_f ) = G ( Y_2 - Y_1 )$$

G: Débit nécessaire pour évacuer la quantité d'eau

$$G = \frac{M ( W_i - W_f )}{( Y_2 - Y_1 )} \quad [ \text{Kg / h} ]$$

Le débit volumique  $Q_v$  sera égale à :

$$Q_v = G / \rho_g \quad [ \text{m}^3/\text{s} ]$$

Pour un tel débit nous aurons une section du lit égale à :

$$S = Q_v / U_0 \quad [ \text{m}^2 ]$$

### 5.2 Temps de séjour des particules dans le séchoir :

Le facteur temps a une influence évidente sur tous les phénomènes de dégradation du produit, un temps de séchage long risque de provoquer sur les produits biologiques des modifications généralement considérées comme inconveniantes, et les rendent impropres à la consommation.

La durée de séchage est donc très importante et doit être de préférence aussi courte que possible; le séchoir en lit fluidisé est une solution.

La détermination du temps de séjour moyen  $t$  des particules dans le séchoir est exprimé ainsi :

- Pour la première période :

$$\frac{w_f}{w_i} = 1 - \frac{1 - e^{-\tau/t_1}}{\tau/t_1} \dots (10)$$

$\tau$  : Durée de séchage complet d'une particule telle que :

$$\tau = \frac{\gamma_s \cdot d_p \cdot U_0 \cdot \mathcal{L}}{6 \cdot h_p (T_{Lit} - T_a)} \dots (11)$$

$h_p$ : Coefficient de transfert de chaleur entre la particule et le lit .

$w_i$  ,  $w_f$  : Humidité du solide initiale et finale respectivement,  
\* dans cette période  $w_f = w_{cr}$

Connaissant  $\tau$  de l'équation (11) on détermine  $t_1$  de l'équation (10) .

- Pour la seconde période :

$$\frac{w_f}{w_i} = \frac{1}{1 + B't_2}$$

\*  $w_i = w_{cr}$

\*  $B'$  est fonction des conditions de séchage et du lit .

Nous pouvons écrire donc :

$$\frac{w_f}{w_{cr}} = e^{-B't_2}$$

La valeur de  $B'$  est déterminé expérimentalement à partir du tracé de la courbe  $\text{Log} ( W/W_{cr} ) = f ( \text{temps} )$ .

Connaissant  $B'$  on détermine  $t_2$  ( Seconde ) .

Le temps de séjour global est donc égale à :

$$t = t_1 + t_2$$

Connaissant le temps de séjour des particules dans le séchoir nous pouvons déterminer la masse de solide qu'il peut contenir

$$m = M \cdot t$$

### 5.3 Calcul de la perte de charge subie par l'air :

Nous appliquons l'équation d'Ergun (1), on suppose que la perte de charge due au filtre d'air, à la tuyauterie, au distributeur, etc....., sont égales à 0,05 bar; Ainsi nous aurons une perte de charge du lit inférieure à 0,05 bar, d'où une hauteur  $Z_0$  correspondante à :

$$Z_0 = \frac{(\Delta P)_{\max}}{\left(\frac{\Delta P}{Z}\right)_{\text{lit}}}$$

et puisque  $(\Delta P)_{\max} = 0,05 \text{ bar}$ ,  $Z_0$  s'écrit :

$$Z_0 = \frac{0,05}{\left(\frac{\Delta P}{Z}\right)_{\text{lit}}} \quad [m]$$

Connaissant la charge  $m$  et la hauteur du lit  $Z_0$  nous deduisons la section  $S$  du sechoir du point de vue hydrodynamique.

$$m = \rho_p V_p = \rho_p (V_a - V_v)$$

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

Or le volume apparent  $V_a = Z_0 S$

$$\text{et } \varepsilon = \frac{\text{Volume des vides}}{\text{Volume apparent}} = \frac{V_v}{V_a}$$

$$\text{donc } m = \rho_p \cdot Z_0 \cdot S (1 - \varepsilon)$$

$$\text{et } S = \frac{m}{\rho_p Z_0 (1 - \varepsilon)}$$

Si la section est superieure à celle calculée précédemment , on recalcule le débit d'air nécessaire (  $G$  ) .

$$G = S \cdot \rho_f \cdot U_0$$

L'humidité finale est donc :

$$G (Y_2 - Y_1) = M (w_i - w_f)$$

d'où :

$$Y_2 = \frac{M (w_i - w_f)}{G} + Y_1$$

## 5.4 Calcul de la température du lit :

La température du lit peut être déterminée à partir du bilan de chaleur :

$$\left[ \begin{array}{l} \text{La chaleur cédée} \\ \text{par le gaz au} \\ \text{solide} \end{array} \right] = \left[ \begin{array}{l} \text{la chaleur nécessaire} \\ \text{pour augmenter la} \\ \text{température et vaporiser} \\ \text{l'eau contenue dans le} \\ \text{solide} \end{array} \right] + \left[ \begin{array}{l} \text{la chaleur pour} \\ \text{augmenter la} \\ \text{température du solide} \end{array} \right] + \left[ \text{Pertes de chaleur} \right]$$

En supposant que les pertes de chaleur dues aux parois soient négligeables et que la température du solide soit sensiblement égale à celle du lit, nous obtenons :

$$S U_0 \int_{\theta} C_{Pg} (T_{g_i} - T_{Lit}) = M (w_i - w_f) [\lambda + C_{Pe} (T_{Lit} - T_e)] + M C_p [T_{Lit} - T_e]$$

$$T_{Lit} = \frac{S U_0 \int_{\theta} C_{Pg} T_{g_i} - M (w_i - w_f) (\lambda + C_{Pe} T_e) + M C_p T_e}{S U_0 \int_{\theta} C_{Pg} + M (w_i - w_f) C_{Pe} + M C_p}$$

On donne en Annexe(F) le programme qui permettra un calcul rapide de dimensionnement d'une installation de séchage.

## 6 . CONCEPTION D'UN SECHOIR A LIT FLUIDISE

Une installation de séchage se compose principalement des unités suivantes ; ( Fig : V.6 )

- Un systeme de chauffage d'air (1)
- Un distributeur d'air sécheur (2) qui reste une des parties les plus importantes du séchoir du point de vu qualité de fluidisation .
- Une chambre d'alimentation du produit humide avec une entrée (4) vers le lit de particules (3) .
- Une chambre de produits sec avec une sortie du lit de particules (5).
- Un separateur pour le traitement de l'air (6) .
- Des ventilateurs (7) et (8) .
- Un systeme de contrôle
- Un filtre à air (9) .

#### 6.1 Systeme de conditionnement d'air et de distribution :

La methode de conditionnement d'air est liée au produit à traiter et à la disponibilité de moyens de chauffage , notre produit étant alimentaire ,il est nécessaire de filtrer l'air pour supprimer la poussiere .

L'air peut etre chauffé au moyen par exemple :

- d'une batterie vapeur .
- d'un chauffage électrique .
- d'un four, etc ...

il existe d'autres méthodes , cependant le choix dépend de :

- des moyens de chauffage et leur disponibilité
- la température de séchage maximum du produit .

### 6.2 Ventilateur .

Il permet d'entretenir l'écoulement de débits importants , sous de faibles pertes de charges ; Les ventilateurs hélicoidaux sont les plus utilisés.

### 6.3 Controle d'écoulement du solide .

En utilise généralement des distributeurs à alvéoles (FIG:V.6.3) appelé aussi distributeur à palettes qui permettront la régulation de l'alimentation en solide , ces distributeurs peuvent etres utilisés pour le déchargement du solide

### 6.4 Séparateur gaz-solide .

Lors de la fluidisation , il y parfois entrainement des particules fines , il est nécessaire de prévoir un séparateur gaz-solide ( Fig ;V.6.4 ) dans le but de récupérer le produit d'une part , et l'air humide d'autre part .

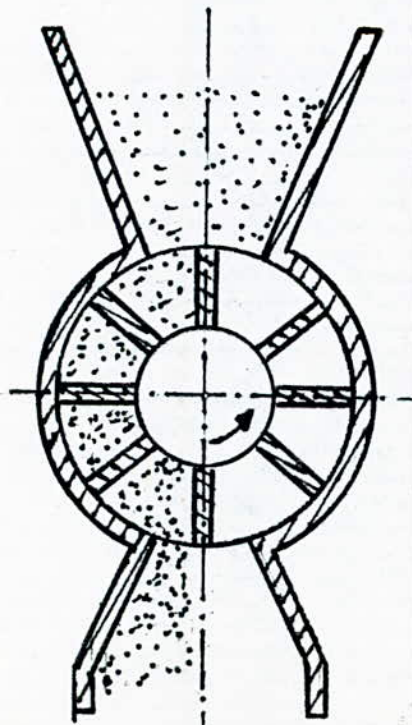


Fig (V.6.3) : Schema du distributeur à palettes

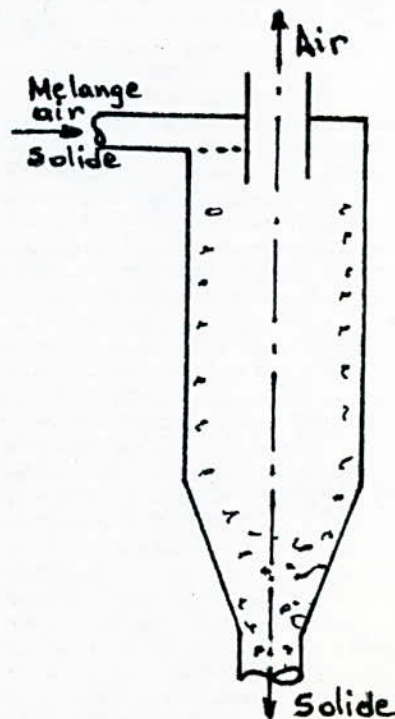
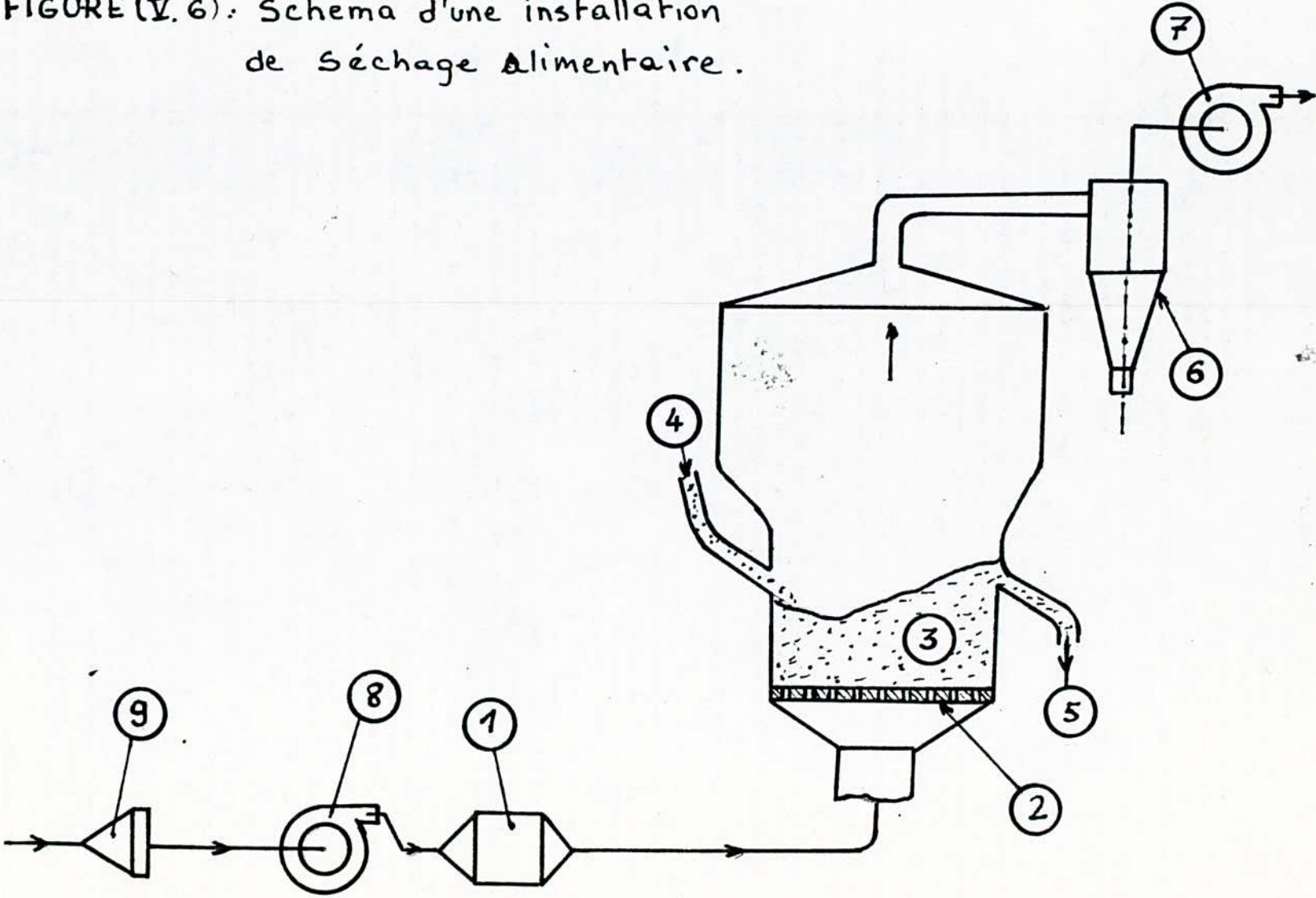


Fig (V.6.4) : Séparateur



FIGURE (V.6). Schema d'une installation de séchage alimentaire.



- C O N C L U S I O N -

D'une manière générale le transfert de chaleur en lit fluidisé est influencé par le débit du gaz .

Nous avons constaté que le coefficient de transfert de chaleur solide-gaz " $h_{sg}$ " est fonction croissante avec le débit du gaz, il est d'autant plus élevé que la masse du lit (hauteur du lit) est faible.

On a remarqué que la température au sein du lit était uniforme, ce qui permet de fixer une température constante et faire un traitement thermique; Donc le lit fluidisé permet de réduire les résistances externes en assurant un niveau de turbulence élevé autour des particules solides, cette forte agitation des grains solides créée par le passage du gaz rend la température quasiment uniforme, d'où le comportement du lit fluidisé comme " échangeur gaz - solide " .

Nous avons présenté le squelette et l'utilité d'un projet de séchage de produits alimentaires en lit fluidisé pour un éventuel travail que nous suggérons comme mémoire de fin d'études.

Pour finir il serait souhaitable de :

- disposer des billes de différents calibrages et voir leur influence ,
- réaliser un calorifugeage de la colonne sur les différents échanges de chaleur ,
- disposer d'un enregistreur de température ( table traçante).

B I B L I O G R A P H I E

- \* 1 \* M.YAHIAOUI .  
" Banc d'essai didactique d'un écoulement  
dans un lit fluidisé "  
Projet de fin d'études • Génie Mécanique (juin 85).
- \* 2 \* D.KUNII et O.LEVENSPIEL .  
" Fluidization engineering ". J.WILEY 1969 .
- \* 3 \* R.GIBERT .  
" Mécanique des fluides". Génie chimique: Tome 1.
- \* 4 \* P.WUITHIER .  
" Le pétrole. RAFFINAGE ET GENIE CHIMIQUE. T.II  
(Editions Technip 1972).
- \* 5 \* V.VENECEK , M.MARKVART & R.D  
" Fluidized bed drying ". L.HILL 1966.
- \* 6 \* W.L.BADGER & J.T.BANCHERO.  
" Introduction to chemical, engéneering ".  
Mc Graw HILL.
- \* 7 \* F.KREITH .  
" Transmission de la chaleur et thermodynamique ".  
(ed. Masson et Cnie 1967)

A N N E X E    A

Masse volumique des particules

On opère comme suit :

Dans une éprouvette on place un liquide (eau) de poids et volume ( $V_e$ ) connue et on ajoute une masse ( $m_p$ ) de particules, on note ensuite le volume total  $V_t$ .

( Le déplacement de volume de liquide est égale au volume du solide ).

$$\rho_p = \frac{m_p}{V_t - V_e}$$

On prend:

$V_1 =$  Volume du liquide égale à  $400 \text{ cm}^3$  durant tous les essais.

Les essais ont donné les résultats suivants :

essai	$V_e \text{ (cm}^3\text{)}$	$m_p \text{ (gr)}$	$V_t \text{ (cm}^3\text{)}$	$\rho_p \text{ (g/cm}^3\text{)}$
1 <sup>er</sup>	400	25	410	2,5
2 <sup>nd</sup>	400	100	440	2,5
3 <sup>ème</sup>	400	200	480	2,5

$$\rho_p = 2500 \text{ kg/m}^3 .$$

## ANNEXE B

## Capacité calorifique des particules solides

D'après le bilan de chaleur, nous écrivons :

$$\begin{array}{l} \text{Quantité de chaleur} \\ \text{perdue par le} \\ \text{corps chaud .} \end{array} = \begin{array}{l} \text{Quantité de chaleur} \\ \text{reçue par le} \\ \text{corps froid .} \end{array}$$

Nous supposons les pertes de chaleur négligeables.

Nous avons utilisé un calorimètre:

Donc:

$$m_{\text{eau}} C_{\text{eau}} (\theta_{\text{eq}} - \theta_{\text{eau}}) = m_{\text{bille}} C_p (\theta_{\text{bille}} - \theta_{\text{eq}})$$

où  $\theta_{\text{eq}}$  = Température d'équilibre;

$\theta_{\text{eau}}$  = Température du corps froid;

$\theta_{\text{bille}}$  = Température du corps chaud.

$$C_p = \frac{m_{\text{eau}} C_{\text{eau}} (\theta_{\text{eq}} - \theta_{\text{eau}})}{m_{\text{bille}} (\theta_{\text{bille}} - \theta_{\text{eq}})}$$

avec  $C_{\text{eau}} = 1 \text{ cal / gr. } ^\circ\text{C}$

essais	masse eau (gr)	masse bille (gr)	$\theta_{\text{eau}}$ (°C)	$\theta_{\text{bille}}$ (°C)	$\theta_{\text{eq}}$	$C_p$
1 <sup>er</sup>	1000	300	21,5	69	25	0,2652
2 <sup>nd</sup>	500	300	22	80	31	0,3061
3 <sup>ème</sup>	1000	300	21,1	132	33	0,4007

$$C_p = 0,324 \text{ . Kcal / kg } ^\circ\text{C}$$

A N N E X E C

Masse volumique et viscosité dynamique de l'air

1° - Masse volumique de l'air  $\rho_f$  à 19° C

Les tables thermodynamiques donnent pour l'air

T (°C)	$\rho_f$ kg/m <sup>3</sup>
12	1,136
38	1,245

Une interpolation linéaire permet d'avoir  $\rho_f$  à 19° C

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

2° - Viscosité dynamique à 19° C

$$\nu_f = \nu_0 \left[ \frac{T}{273} \right]^{1/2}$$

$\nu_0$  : Viscosité dynamique à  $T_0 = 273^\circ \text{ K}$

$$\nu_0 = 1,711 \cdot 10^{-5} \text{ [kg/m.s]}$$

$$T = 292^\circ \text{ K}$$

après calcul on obtient :

$$\begin{aligned} \nu_f &= 1,769 \cdot 10^{-5} \text{ kg/m.s} \\ \text{et} \\ \rho_f &= 1,216 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$



ANNEXE D

" POROSITÉ "  
ou Coefficient du vide

Définition :

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

Soient une colonne de section S et une hauteur de lit Z, la masse m du lit est définie comme suit :

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

or

$$\epsilon = \frac{V_v}{V_a} \quad \text{et} \quad V_a = ZS$$

d'où

$$\epsilon = 1 - \frac{M}{\rho_p ZS}$$

et par conséquent la porosité au minimum de fluidisation est donc

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

Pour sa détermination on a eu recours à l'expérience ou il suffit de relever la hauteur minimale de fluidisation  $Z_{mf}$ .

M (Gr)	Z <sub>mf</sub> (mm)	ε <sub>mf</sub>
300	27	0,555
400	36	0,555
1562	115	0,457

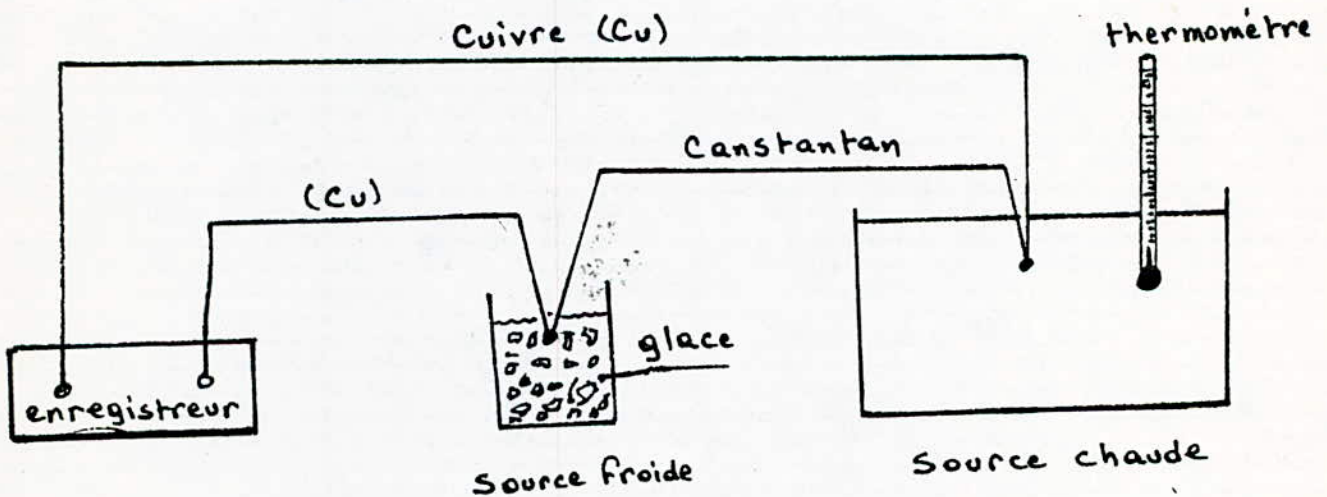
$$\epsilon_{mf} = 0,52$$

# A N N E X E E

## ETALONNAGE DES THERMOCOUPLES

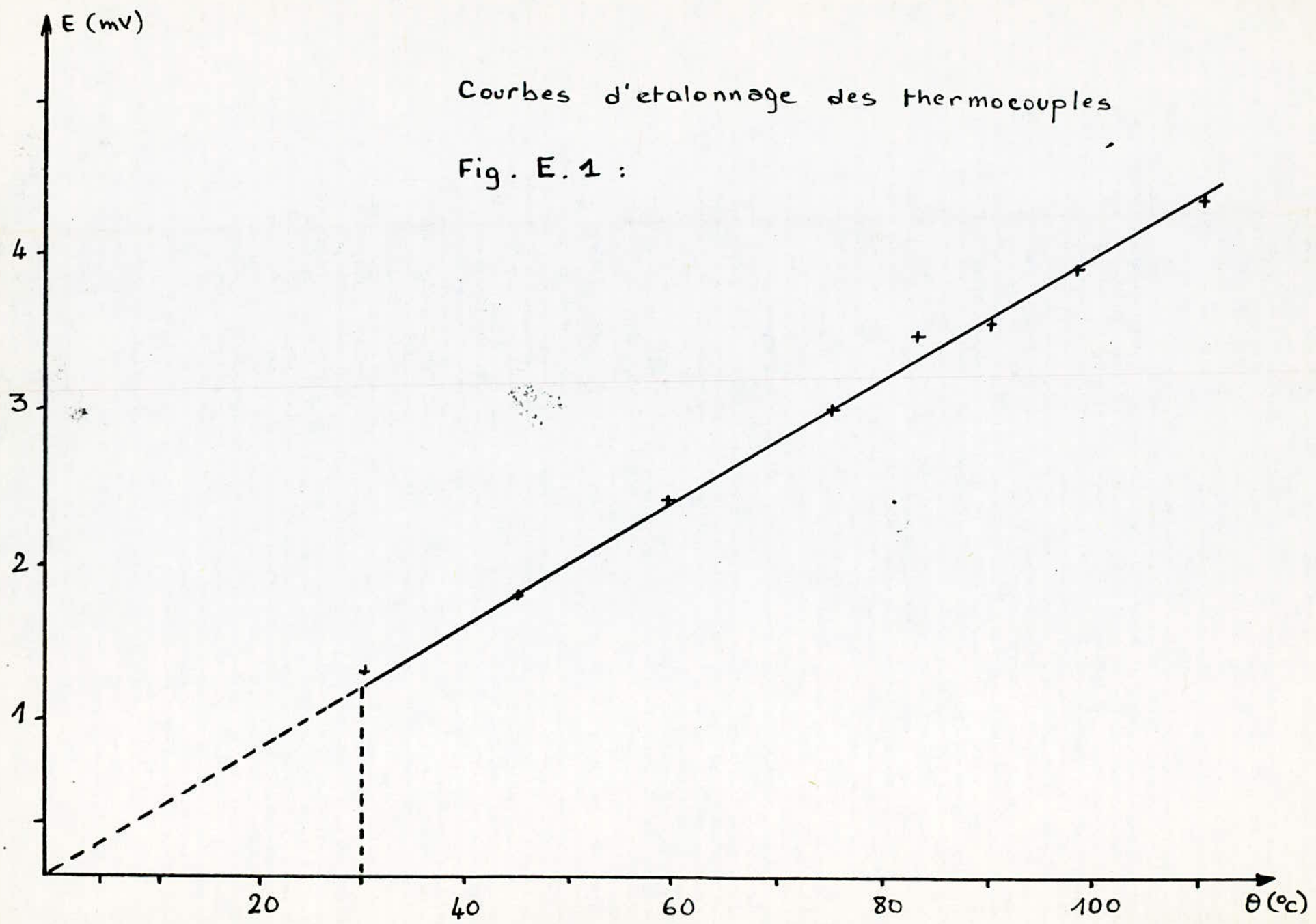
Pour contrôler la température du produit ,du lit et du fluide ,on a utilisé des thermocouples cuivre-Constantan. Ces thermocouples sont utilisables dans l'intervalle de température  $-50^{\circ}\text{C}$  ,  $300^{\circ}\text{C}$  leurs sensibilité varie entre et

On a procédé à l'étalonnage de ces thermocouples ( Fig E.1 ) en utilisant le dispositif suivant :



Courbes d'etalonnage des thermocouples

Fig. E. 1 :



## ANNEXE : F

```

5 PRINT CHR$(27)+"[2J
10 PRINT"=====
11 PRINT"***** CARACTERISTIQUES DU SOLIDE *****
12 PRINT"=====
13 PRINT
20 INPUT"DEBIT MASSIQUE EN [KG/h]:M=";M
30 INPUT"MASSE VOLUMIQUE EN [KG/m**3]:RHOp=";RHOP
40 INPUT"DIAMETRE MOYEN EN [m]:Dp=";DP
50 INPUT"CHALEUR SPECIFIQUE EN [Kcal/KG.C]:Cp=";CP
60 INPUT"HUMIDITE INITIALE EN [KG d'eau/KG M.S]:Wi=";WI
70 INPUT"HUMIDITE FINALE EN [KG d'eau/KG M.S]:Wf=";WF
80 INPUT"HUMIDITE CRITIQUE EN [KG d'eau/KG M.S]:Wcr=";WC
90 INPUT"TEMPERATURE D'ENTREE DANS LE LIT EN degC:Te=";TE
100 INPUT"COEFFICIENT DE TRANSFERT DE CHALEUR solide-gaz EN [Kcal/h.deg.m**2]:hp hp=";HP
101 PRINT
102 PRINT"=====
103 PRINT"***** CARACTERISTIQUES DU GAZ *****
104 PRINT"=====
105 PRINT
110 INPUT"MASSE VOLUMIQUE EN [KG/m**3]:RHOg=";RHOG
120 INPUT"CHALEUR SPECIFIQUE EN [Kcal/KG.degC]:Cpg=";CPG
130 INPUT"VISCOSITE DYNAMIQUE EN [KG/.M.S]:MU=";MU
140 INPUT"TEMPERATURE AMBIANTE EN [degC]:Ta=";TA
150 INPUT"TEMPERATURE D'ENTREE D'AIR EN [deg.C]:Tgi=";TGI
160 INPUT"TEMPERATURE DE SATURATION EN [degC]:Ts=";TS
170 INPUT"HUMIDITE INITIALE EN [KG d'eau/KG d'air sec]:Y1=";Y1
180 INPUT"HUMIDITE FINALE EN [KG d'eau/KG d'air sec]:Y2=";Y2
190 INPUT"VITESSE OPERATOIRE EN [m/s]:Uo=";UO
200 INPUT"POROSITE CORRESPONDANTE A Uo:EPS=";EPS
201 PRINT
202 PRINT"=====
203 PRINT"***** CARACTERISTIQUES DE L'EAU *****
204 PRINT"=====
205 PRINT
210 INPUT"MASSE VOLUMIQUE EN [KG/m**3]:RHOe=";RHOE
220 INPUT"CHALEUR SPECIFIQUE EN [Kcal/KG.degC]:Cpe=";CPE
230 INPUT"CHALEUR LATENTE EN [Kcal/KG]:L=";L
240 INPUT"COEFFICIENT DE SECHAGE (donnee experimentale):B=";B
270 RAP=150*(1-EPS)^2/EPS^3*MU/DP^2*UO+(1.75*(1-EPS)/EPS^3*RHOG/DP*UO^2)
280 ZO=.05*10^5/RAP
285 GOSUB 390
290 THO=RHOP*DP*UO*L/(6*HP*(TGI-TA))
295 T1=THO/XO
300 T2=-LOG(WF/WC)/B:T=T1+T2
310 MP=M*T/3600
312 G1=M*(WI-WF)/(Y2-Y1)
314 QV=G1/RHOG
320 S1=QV/(UO*3600)
325 S2=MP/(RHOP*ZO*(1-EPS))
330 IF S1>S2 THEN 340 ELSE 350

```

```

340 G=61:S=S1
345 GOTO 360
350 G=S2*RHOG*U0*3600
356 Y2=M*(WI-WF)/G+Y1
357 S=S2
360 NUM=S*U0*CPG*RHOG*TGI-M*(WI-WF)*(L+CPE*TE)+M*CP*TE
370 DEN=S*U0*RHOG*CPG+M*CPE*(WI-WF)+M*CP
380 TL=NUM/DEN
381 PRINT CHR$(27)+"[2J
382 PRINT"DEBIT D'AIR NECESSAIRE EN [Kg/h] :G=";G
383 PRINT"LA PERTE DE CHARGE EN [Pa/m] :D/Z=";RAP
384 PRINT"DUREE TOTALE DE SECHAGE D'UNE PARTICULE :THO=";THO;"Sec"
385 PRINT"TEMPS GLOBAL DE SEJOUR :T=";T;"sec"
386 PRINT"SECTION DU LIT :S=";S;"m^2"
387 PRINT"LA NOUVELLE VALEUR DE L'HUMIDITE FINALE:Y2=";Y2;"KG/KGAS"
388 PRINT"TEMPERATURE DE SORTIE DE L'AIR:Tgs=";TL;"degC"
389 END
390 PRINT
391 PRINT"***** CE SOUS PROGRAMME PERMET DE DETERMINER T1 *****"
392 PRINT"***** (temps de sejour des particules pendant la *****"
393 PRINT"***** premiere periode.) *****"
394 PRINT"=====
400 DEF FNR(X)=EXP(-X)+X*(1-(WC/WI))-1
410 INPUT"La precision desiree :E=";ER
415 PRINT"DONNEZ L'INTERVALLE [A;B]
420 INPUT"A";A
425 INPUT"B";B
430 P=FNR(A)*FNR(B)
440 IF P>0 THEN 420 ELSE 450
445 PRINT"CHOISISSEZ UN AUTRE INTERVALLE,[A;B]"
447 GOTO 420
450 C=(A+B)/2
460 Q=FNR(A)*FNR(C)
470 IF Q>0 THEN 480 ELSE 490
480 A=C:GOTO 450
490 D=ABS(B-C)
500 IF D<ER THEN 510 ELSE 540
510 X0=(B+C)/2
520 PRINT"La solution de l'equation :X0=";X0
530 RETURN
540 B=C:GOTO 450

```

