

~~UNIVERSITÉ DE BORDAUX~~

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

1ED

Département Génie Chimique

PROJET DE FIN D'ETUDES



Sujet : CONCEPTION ET REALISATION D'UN SECHOIR EN
LIT FLUIDISÉ : Essais sur le séchage torrefaction du café

Proposé par :

Etudié par :

Michel TASSART.

Kenza. BENSADOK

CONCEPTION ET REALISATION D'UN SECHOIR EN LIT FLUIDISE

Essais sur le séchage - torréfaction du café

K. BENSADOK

Alger, juin 1980

MEMBRES DU JURY

Président:	Mr. Chitour	Professeur
Examineurs:	Mlle. Alia	Maître Assistant
	Mr. Amanowicz	Maître de Conférence
	Mr. Grochowski	Maître de Conférence
	Mr. Tassart	Maître Assistant

Les propriétés des couches fluidisées sont exploitées dans de nombreux domaines industriels, en particulier le séchage des particules solides.

Le calcul d'un séchoir industriel nécessite la connaissance de certaines données sur la cinétique du séchage mis en oeuvre.

Nous avons conçu et réalisé au cours de ce projet une petite installation qui permet de recueillir ces données.

Cette installation sera présentée après avoir rassemblé les éléments de théorie qui permettent le calcul d'un séchoir industriel opérant en continu. Des essais expérimentaux réalisés sur le séchage-torréfaction du café donnent enfin un aperçu de l'utilisation de notre installation.

PLAN GENERAL

- I RAPPELS D'HYDRODYNAMIQUE
 - I.1 Représentation d'un lit de particules solides
 - I.2 Fluidisation gazeuse

- II LE SECHAGE EN LIT FLUIDISE
 - II.1 Généralités
 - II.2 Caractéristiques du séchage en lit fluidisé
 - II.3 Les courbes de séchage
 - II.4 Influence des divers paramètres sur le taux de séchage
 - II.5 Détermination de la durée de séchage
 - II.6 Capacité d'un séchoir : bilan de matière et bilan d'énergie
 - II.7 Calcul d'un séchoir industriel opérant en continu

- III ETUDE EXPERIMENTALE
 - III.1 Conception de l'appareillage
 - III.2 Manipulations
 - III.3 Interprétation des résultats

- IV SUGGESTION D'UN PROCEDE DE SECHAGE-TORREFACTION DU CAFE EN CONTINU

- V QUELQUES AMELIORATIONS A APPORTER A L'INSTALLATION REALISEE

CONCLUSION

Bibliographie

- Annexe I Méthode de la courbe de séchage limite
- Annexe II Dessins des différentes pièces usinées
- Annexe III Mesure de l'humidité de l'air
- Annexe IV Tableaux des résultats expérimentaux . Calculs
- Annexe V Caractéristiques de l'air

I

RAPPELS D' HYDRODYNAMIQUE

I. RAPPELS D'HYDRODYNAMIQUE : LA FLUIDISATION GAZEUSE

I.1. REPRESENTATION D'UN LIT DE PARTICULES SOLIDES [2]

Pour représenter une couche de particules solides, il faut décrire d'une part les particules de cette couche, d'autre part ce que l'on appelle la texture de la couche qu'elles constituent

La particule est caractérisée par :

- la masse volumique (ρ_s)
- le diamètre équivalent (d_p)
- le facteur de forme (ψ_s)

Les paramètres caractérisant la couche sont :

- la porosité (ϵ)
- la surface spécifique des particules entassées selon la porosité ϵ , (a).

I.1.1. La masse volumique du solide ρ_s :

C'est l'un des importants paramètres caractérisant le solide. Elle s'exprime en Kg/m³ dans le système M.K.S.A.

I.1.2. Le diamètre équivalent d_p :

Si une particule de forme quelconque a pour volume et surface V_p et A_p respectivement, son diamètre équivalent est égal par définition au diamètre de la sphère de même volume (ou de même surface) que la particule, ceci étant traduit par l'écriture suivante :

$$d_p = \left(\frac{6V_p}{\pi} \right)^{1/3} \dots \dots \dots (1)$$

ou
$$d_p = \left(\frac{A_p}{\pi} \right)^{1/2} \dots \dots \dots (2)$$

Le plus souvent c'est la première définition qui est utilisée; ce sera aussi celle que l'on considèrera dans nos calculs antérieurs.

Si les particules sont polydispersées, on considère le diamètre équivalent moyen d_p dont l'évaluation se fait de plusieurs manières. [2, 3, 5]

I.1.3. Le facteur de forme ou de sphéricité ψ_s :

Il marque l'écart relatif entre la forme de la particule et la sphéricité parfaite. Défini de 3 manières différentes, on retiendra pour notre étude, celle correspondant à la surface de la particule, puisque c'est cette dernière qui est en contact avec le fluide gazeux.

$$\psi_s = \frac{\text{Volume de la sphère de même surface que la particule}}{\text{Volume de la particule}}$$

Quelle que soit la particule $0 \leq \psi_s \leq 1$

I.1.4. La porosité de la couche ϵ :

Elle représente le volume de vide par rapport au volume de la couche. Dans le cas de lits fixes plus ou moins tassés, ψ_s et ϵ_{mf} (voir plus loin la définition du minimum de fluidisation) sont reliés graphiquement par la courbe de la fig.1

I.1.5. La surface spécifique a_p : ou, a

Elle est définie comme le rapport A_p/V_p en ce qui concerne la particule isolée et s'écrit comme :

$$a_p = \frac{6}{\psi_s d_p} \dots \dots \dots (3)$$

Considérant la couche de particules solides, la surface spécifique de celle ci représente le rapport de la surface totale des particules en contact avec le fluide, au volume de la couche

$$a = \frac{6(1-\epsilon)}{\psi_s d_p} \dots \dots \dots (4)$$

I.2. LA FLUIDISATION GAZEUSE : [2 , 3 et 5]

Pour une population de particules solides, l'état fluidisé de la couche constituée par ces particules est à l'état intermédiaire du lit fixe et du transport pneumatique. Les limites inférieure et supérieure étant traduites respectivement par la vitesse minimale de fluidisation u_{mf} et la vitesse terminale d'entraînement u_T (voir fig.2)

I.2.1. Vitesse minimale de fluidisation :

Si ψ_s et ϵ_{mf} sont connus, u_{mf} est calculée comme suit (relations donnés KUNNI) [3] .

$$u_{mf} = \left(\frac{C_0 d_p}{150} \right)^2 \frac{\rho_s - \rho_g}{\mu} g \frac{\epsilon_{mf}^3}{1 - \epsilon_{mf}} \text{ pour } Re_{mf} = \frac{\rho_s u_{mf} d_p}{\mu} < 20$$

$$u_{mf}^2 = \frac{\psi_s d_p}{1.75} \frac{\rho_s \rho_g}{\rho_g} g \epsilon_{mf}^3 \text{ pour } Re_{mf} > 1000 \dots (6)$$

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

$$\frac{150(1-\epsilon_{mf})}{\psi_s^2 \epsilon_{mf}^3} \frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu} + \frac{1.75}{\psi_s \epsilon_{mf}^3} \left(\frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu} \right)^2 = \frac{d_p \rho}{\mu^2} - (\rho_s - \rho_g) g \dots \dots (7)$$

- avec ϵ_{mf} = porosité au minimum de fluidisation
- ρ_g = masse volumique du gaz
- μ = viscosité dynamique du gaz
- g = accélération de la pesanteur

-2-

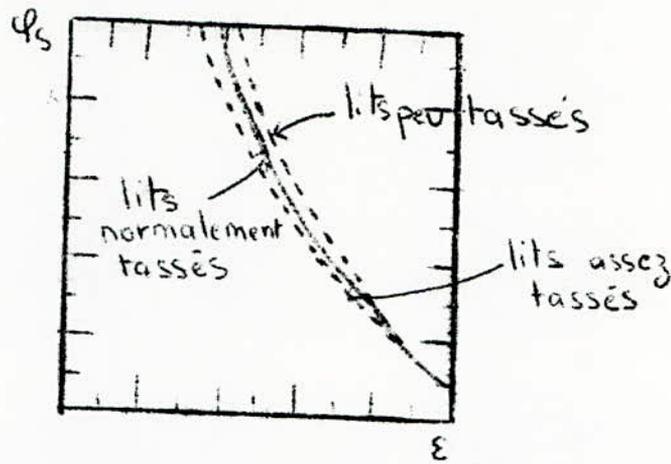
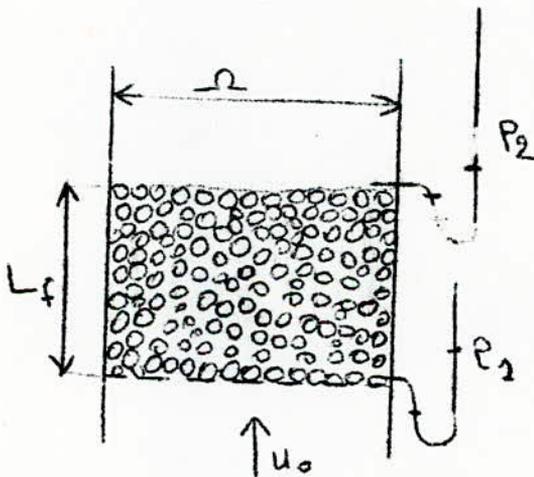
Fig. 1. Relation entre u_s et ε 

fig. 2. Représentation d'une couche fluide

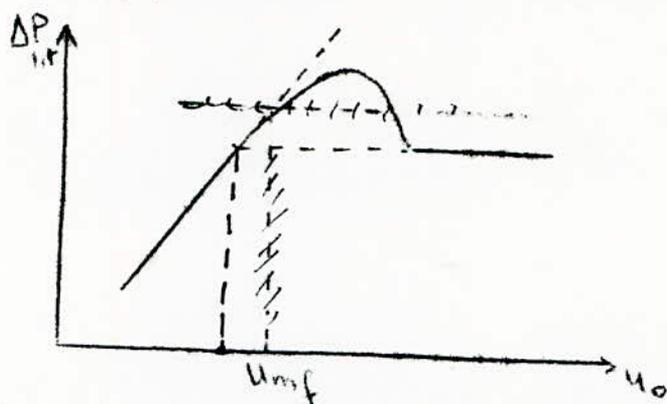
- * $\Delta P_{l,t} = P_1 - P_2$: pertes de charge dans le lit
- * L_f : hauteur de la couche fluide
- * u_0 : vitesse superficielle du gaz
- * Ω : Aire de la section de la couche

Si ϕ_s et ϵ_{mf} sont inconnus, Wen et Yu estiment,

$$\frac{1}{\phi_s \epsilon_{mf}^3} \approx 14 \quad \text{et} \quad \frac{1 - \epsilon_{mf}}{\phi_s^2 \epsilon_{mf}^3} \approx 11$$

et remplacent chacune de ces valeurs dans les équations précédentes.

u_{mf} peut être également déterminée expérimentalement à partir de la courbe $\Delta P_{mf}(u_0)$ établie en échelle log-log (fig.3)



I.2.2. Vitesse terminale d'entraînement.

Elle se calcule à partir de l'équation suivante :

$$u_t = \left[\frac{4g d_p (\rho_s - \rho_f)}{3 \rho_f C_d} \right] \dots \dots \dots (8)$$

où C_d est le coefficient de traînée et est déterminé graphiquement par la courbe paramétrée (fig.4)

$$C_d Re_t^2 = f(Re_t)$$

$$\text{où } Re_t = \frac{d_p \rho_f u_t}{\mu}$$

$$\text{et } C_d Re_t^2 = \frac{4g d_p^3 \rho_f (\rho_s - \rho_f)}{3 \mu^2}$$

Certains auteurs proposent les égalités suivantes :

$$\frac{u_t}{u_{mf}} = 91,6 \quad \text{pour } Re_t < 0,4$$

$$\text{et } \frac{u_t}{u_{mf}} = 8,72 \quad \text{pour } Re_t > 1000$$

I.2.3. Qualité de la fluidisation

Un bon lit fluidisé est surtout caractérisé par :

- une bonne distribution du gaz
- un bon contact fluide-solide
- une densité uniforme dans tout le lit

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

- le distributeur
- la vitesse de fluidisation
- la qualité des particules solides
- la hauteur (la masse) du lit.

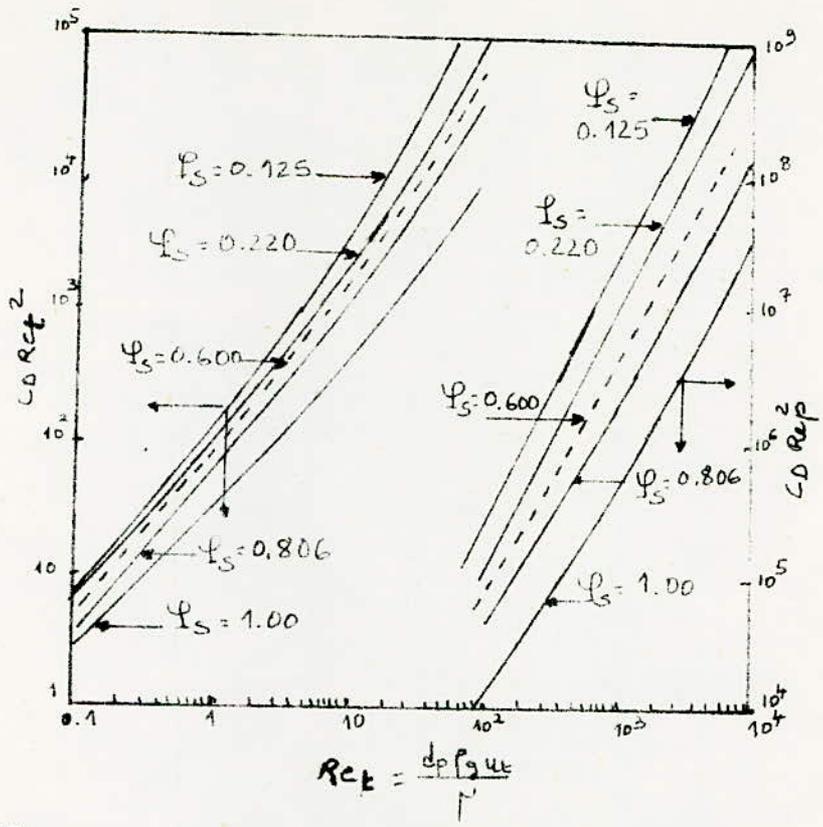


Fig. 4 . Determination graphique de μ_t

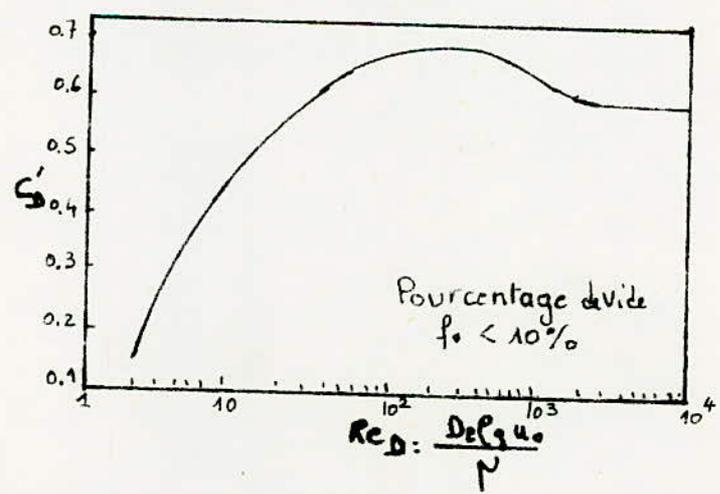


Fig. 5. Determination du coefficient d'orifice

I.2.3.1. Influence du distributeur :

Le distributeur a pour rôles essentiels de :

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

Les différents auteurs proposent deux critères à satisfaire lors de la conception d'un distributeur ;

a) Il doit opposer au passage du gaz une perte de charge non négligeable par rapport à la perte de charge seule à travers le lit lui même. On estime généralement ces pertes à :

$$\Delta P_d = \text{Max}(0,1 \Delta P_{lit}, 35 \text{ cm H}_2\text{O}, 100 \Delta P_{\text{expansion}}) \quad (9)$$

Pour un lit peu profond, et doivent être du même ordre de grandeur.

b) La structure doit approcher le plus possible celle d'un matériau fritté : autrement dit il doit présenter un grand nombre d'orifices par unité d'aire ainsi qu'un pourcentage de vide (f_0) compris entre 20% et 100%

Le pourcentage de vide f_0 est le rapport de l'aire libre à l'aire totale du distributeur, cette fraction étant généralement imposée par les conditions opératoires.

f_0 s'exprime généralement par ;

$$f_0 = \frac{U_0}{U_{or}} \quad \text{où } U_0 = \text{vitesse superficielle du gaz}$$

$U_{or} = \text{vitesse du gaz à travers un orifice du distributeur}$

$$\text{avec } U_{or} = C'd \left(\frac{2g \Delta P_d}{e_s} \right)^{1/2} \quad \dots \dots \dots (10)$$

$C'd$ étant le coefficient d'orifice et est déterminé à partir de la courbe $C'd = f(R_{eD} = \frac{D U_{or}}{\nu})$ pour $f_0 < 10\%$ où D exprime le diamètre du lit de particules (fig.5).

Pour un distributeur dont la perte de charge ΔP_d est supérieure au $\text{Max}(0,1 \Delta P_{lit}, 35 \text{ cm H}_2\text{O}, 100 \Delta P_{\text{exp}})$, une approche de u_{or} a été proposée :

$$u_{or} = (0,7 - 0,85) \left(\frac{2g \Delta P_{lit}}{e_s} \right)^{1/2} \quad \dots \dots \dots (11)$$

I.2.3.2. Choix de la vitesse de fluidisation :

Bien que la meilleure manière d'estimer u_0 reste l'expérience, de nombreuses recherches sont consacrées aux différentes méthodes de calcul de détermination et d'estimation de celle-ci. [2, 3]

On retiendra seulement qu'en général :

$2 u_{mf} < u_0 < 5 u_{mf}$ et que U_0 croît avec la taille et la masse volumiques des particules solides.

I.2.3.3. Influence de la qualité des particules solides

En plus de leur influence sur U_0 , on notera comme remarque générale, que toutes sortes d'hétérogénéités indésirables du lit fluide, telles que renardage, pistonnage, densité du lit non uniforme, augmentent avec la taille, la densité et la polydispersité des particules.

I.2.3.4. Estimation de la hauteur du lit

Pour l'obtention d'une bonne fluidisation, plusieurs auteurs proposent une hauteur du lit fluide, n'excédant pas le diamètre du lit, surtout dans le cas de petits réacteurs.

Cependant, L_f peut être calculée à partir de L_{mf} , hauteur du lit fixe, et telle que :

$$1 - \frac{L_{mf}}{L_f} = \bar{\xi}$$

où $\bar{\xi}$ est la porosité moyenne du lit fluide et est déterminée par la formule suivante [5]

$$\bar{\xi} = Ar^{-0,21} (18R_0 + 0,36 R_0^2)^{0,21}$$

$$\text{où } R_0 = \frac{\rho_p d_p u_0}{\mu}$$

$$Ar = d_p^3 \frac{\rho_s (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2}$$

II

LE SECHAGE EN LIT FLUIDISE

II. LE SECHAGE EN LIT FLUIDISE

II.1. GENERALITES [1, 4, 5, 7 et 9]

II.1.1. Rappels, Définitions et Terminologie.

* Le séchage est l'opération ayant pour but l'élimination totale ou partielle de l'humidité libre d'un solide par évaporation de cette dernière de la surface vers l'extérieur. L'évaporation se fait grâce à un apport extérieur de chaleur. Toutefois, il y a lieu de distinguer entre l'évaporation et la vaporisation : lors du séchage, l'humidité est éliminée par évaporation qui a lieu à une température inférieure à la température d'ébullition, alors que la vaporisation a trait à l'ébullition du liquide.

* L'humidité : c'est l'eau ou tout autre liquide que l'on désire éliminer d'un corps.

* Teneur en humidité w : elle est généralement exprimée par la fraction de poids d'humidité rapporté à la masse du produit humide (w_h) ou sec (w_s), w_h et w_s étant liés comme suit :

$$w_h = \frac{w_s}{1 + w_s} \iff w_s = \frac{w_h}{1 - w_h}$$

La masse de produit sec étant constante lors du séchage, c'est l'humidité rapportée à l'unité de masse sèche que l'on considèrera et que l'on notera w en omettant le subscript (s).

Elle s'exprime en Kg d'humidité par Kg de matière sèche.

* Humidité libre : elle correspond à l'humidité que l'on peut éliminer d'un corps soumis au séchage, et ce dans des conditions opératoires données.

* Humidité d'équilibre w_e : c'est la teneur d'humidité limite atteinte au cours du séchage. Elle varie avec la nature du matériau à sécher et les conditions opératoires. Certains solides (non poreux par exemple) ont une humidité d'équilibre nulle quelle que soit la température et l'humidité de l'air sécheur; alors que d'autres matériaux (organiques, fibreux, ou à structure colloïdale) ont leur humidité d'équilibre qui varie considérablement avec les grandeurs précitées.

Badger et Banchemo [6] montrent l'effet de ces facteurs sur w_e (fig. 6 et 7).

* Température humide (T_w) et température sèche (T) :

- La température sèche est donnée par un thermomètre ordinaire placé à l'endroit où l'on désire faire la mesure.

- La température humide est celle donnée par un thermomètre enveloppé d'un tampon imbibé d'eau.

* Température du solide : T_s :

Si l'on suppose le transfert de chaleur entre l'air et le solide se faisant uniquement par convection, la température du solide est alors estimée égale à la température humide de l'air traversant le lit de particules [3, 6, 5].

Dans le cas où les transferts de chaleur par conduction et rayonnement ne sont pas négligeables, PERRY [1], donne une méthode de calcul de la température du solide subissant le séchage.

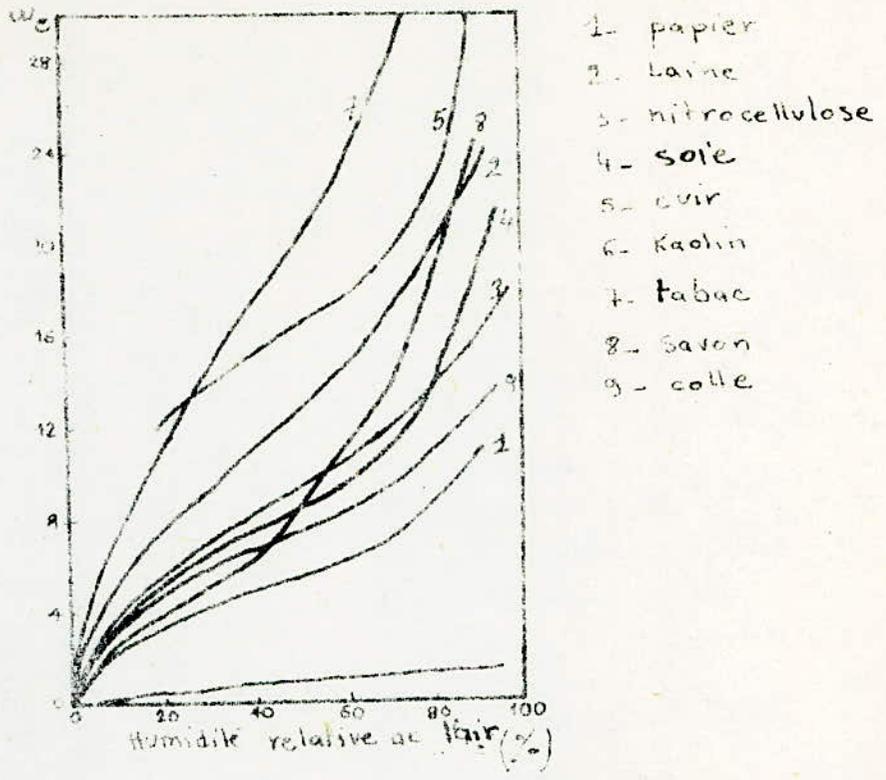


Fig. 6. Courbes d'humidité d'équilibre à 25°C

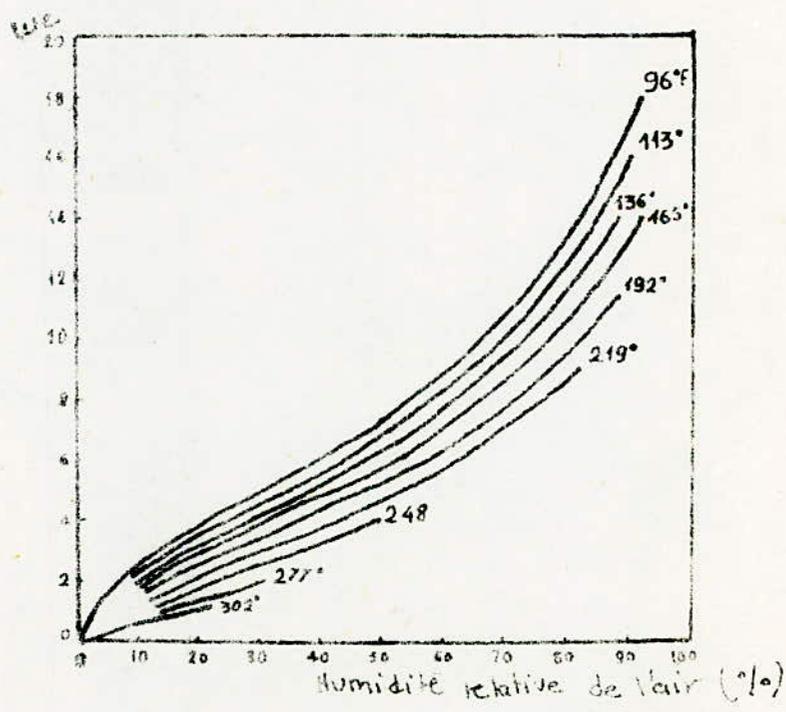
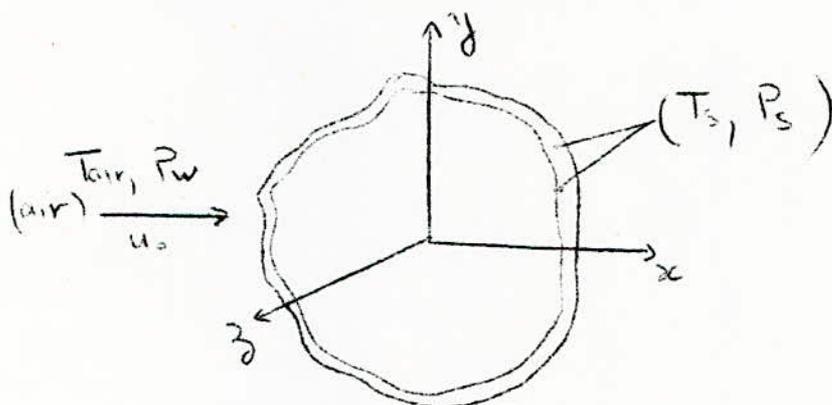


Fig. 7. Effet de la température sur l'humidité d'équilibre (coton).

* Température d'un lit de particules soumises au séchage : un thermomètre placé dans le lit indique une température entre T_{air} ou T_s . On suppose en général qu'elle est égale à la température du fluide à la sortie du lit.

II.1.2. Le phénomène de séchage : transferts de chaleur et de matière

Soit un solide humide placé dans un courant d'air chaud (de vitesse, température et pression de vapeur respectivement u_0 , T_{air} et P_w). La surface du solide est entourée d'une mince couche d'air stationnaire de température et de tension de vapeur respectivement T_s et P_s qui sont également la température et la pression de vapeur de la surface du solide.



Le transfert de chaleur du courant gazeux vers la surface est dû à l'existence d'un gradient de température entre l'air et le solide. Ce transfert est décrit par la loi de FOURIER :

$$\frac{\partial T_s}{\partial t} = a_s \nabla^2 T_s \quad \dots\dots\dots(13)$$

où a_s représente la diffusivité thermique du solide.

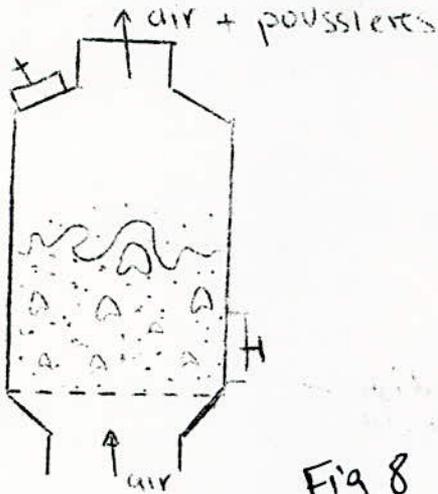
Le transfert de matière (séchage proprement dit) ne peut se faire que s'il existe un gradient de pression ou de concentration en humidité, entre la surface et le fluide gazeux. Il est exprimé par la loi de Fick :

$$\frac{\partial w}{\partial t} = D \nabla^2 w \quad \dots\dots\dots(14)$$

où D est le coefficient de diffusivité de l'humidité.

III.2. LES PRINCIPALES CARACTERISTIQUES DU SECHAGE EN LIT FLUIDISE:
[5, 7, 8, 10]

Procédé discontinu



Procédé continu

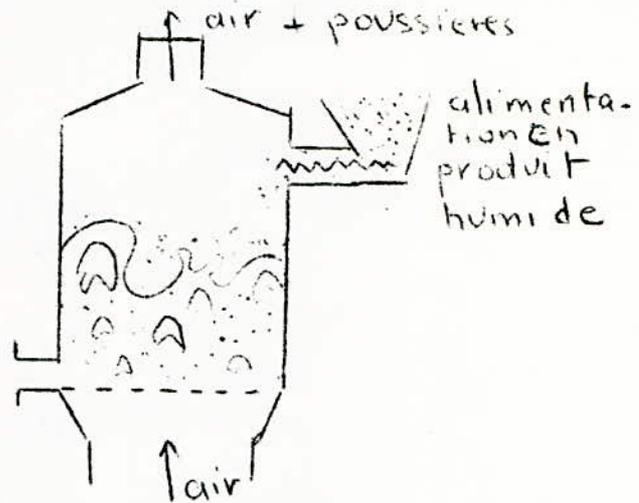


Fig 8

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 transferts étant négligés.

Du fait de la bonne agitation et du bon transfert de chaleur et de matière, le séchage en lit fluide 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 la même dans tout le lit.
- La température de l'air et la température du lit s'égalise très rapidement. Vanacek et al. [5] illustre l'évolution de ces températures (fig.9)

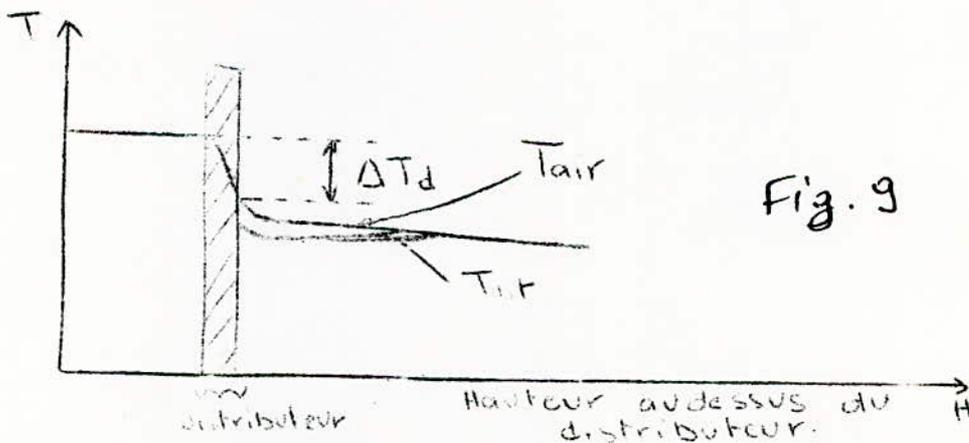


Fig. 9

Une fois le régime établi, les pertes de chaleur à travers le distributeur, par conséquent la chute ΔT_d , sont négligeables.

En plus des propriétés relevant de l'important transfert de chaleur et de matière, le séchage en lit fluide présente également les caractéristiques suivantes :

- Facilité d'opérer en continu tout en évitant l'encombrement.

- Possibilité d'augmenter la production et d'améliorer la capacité du séchoir, par utilisation de séchoirs multiétagés. L'utilisation de ces derniers est pratiquement recommandée pour le séchage de matières thermosensibles.

- Dans le cas de séchage de particules polydispensées, une séparation suivie d'un éventuel recyclage est possible.

- Du fait de la forte agitation, une dégradation des particules est possible, mais elle sera moins importante que celle subie par les particules séchées dans des séchoirs agités mécaniquement.

- Il y a lieu de remarquer un point négatif relatif au procédé continu : alors que dans le cas de séchage discontinu, toutes les particules séjournent pendant la même période dans le séchoir, il en est autrement pour les séchoirs opérant en continu où les particules ont un temps de séjour plus ou moins long. Dans le dernier cas, on parlera de temps de séjour moyen ou de temps de passage.

II.3. LES COURBES DE SECHAGE OU CINETIQUE DE SECHAGE [1, 2, 5, 9]

II.3.1. Allures des courbes

Le séchage, transfert simultané de chaleur et de matière entre le matériau à sécher et le fluide sécheur, est souvent caractérisé au moyen des courbes de séchage. Ces dernières représentent l'évolution de l'opération au cours du temps.

Les courbes sont représentées sur la figure 10. L'allure de celles-ci change selon la nature et la structure du solide.

Les courbes IIi correspondent au séchage de matériaux non poreux.

Les courbes IIIi correspondent au séchage de matériaux plus ou moins poreux.

On remarque que l'allure des courbes n'est pas régulière, quelle que soit la nature du produit à sécher :

- Les portions AB (cas I et II) dites " première période de séchage " correspondent à la période de séchage à taux constant.

- La portion BC dite " deuxième période de séchage " représente la période à taux décroissant dans le cas de matériaux non poreux.

- Les portions BE et EF, qui sont la deuxième et troisième période de séchage, expriment respectivement la première et deuxième périodes à taux décroissant du séchage de solides poreux. En général, on confond ces deux périodes et l'on parle de la deuxième période comme dans le cas I.

Remarque ; On entend par taux de séchage, la quantité d'humidité éliminée par unité de temps et par unité de surface du solide exposée au séchage, alors que la vitesse de séchage exprime la variation de l'humidité par unité de temps.

II.3.2. Analyse des courbes de séchage :

L'analyse des courbes de séchage obtenues expérimentalement conduit à une meilleure compréhension du mécanisme du séchage, et permet l'estimation des meilleures conditions d'opération.



15

II.3.2.1. La période à taux constant :

Au cours de cette période, la surface du solide restant totalement et uniformément mouillée (supposée saturée en humidité), garde sa température constante. La vitesse de diffusion de l'humidité de l'intérieur du solide vers sa surface étant faible, c'est le transfert de matière de la surface du solide vers le courant gazeux qui contrôle la cinétique du séchage. En effet, le phénomène du séchage se réduit dans ce cas à une simple évaporation de l'eau sur une surface liquide. La loi de la diffusion de la vapeur depuis une surface liquide, à travers un film stationnaire, vers un courant gazeux régit alors le phénomène.

$$\frac{dw}{dt} = \frac{hA\Delta T}{\lambda} \dots \dots \dots (15)$$

$$\text{ou } \frac{dw}{dt} = K_G A (P_s - P_w) \dots \dots \dots (16)$$

où $\frac{dw}{dt}$: vitesse du séchage

h : coefficient de transfert de chaleur de l'air vers la surface humide

$\Delta T = T_{\text{air}} - T_s$: différence entre la température de l'air à l'entrée du lit et celle du solide.

λ : chaleur latente de vaporisation de l'eau dans les conditions opératoires (T_s, P_s)

A : surface à travers laquelle se font les échanges.

$K_G = 18 \text{ kg}$ dans le cas d'évaporation d'eau (18 = masse molaire de H_2O).

K_G : coefficient de transfert de matière

P_w : pression partielle de la vapeur d'eau dans le courant gazeux (déduite à partir du diagramme de l'air humide)

P_s : pression de vapeur de l'eau à la surface du solide

Les coefficients de transfert de chaleur (h) et de matière (K_G) relatifs à cette période peuvent être calculés. Cependant, du fait de l'importante variation de la valeur de K_G pour de petites fluctuations des conditions opératoires (T, W, P), on préfère le calcul de dw/dt à partir de l'équation (15) qui fait appel au coefficient de transfert de chaleur dont les variations sont négligeables et le calcul aisé. Certains auteurs, proposent :

$$h =$$

où h : coefficient de transfert de matière

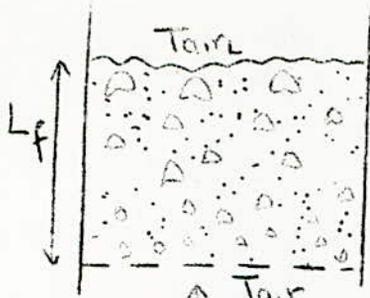
$G_0 = \rho u_0$: vitesse de masse.

Vanecek [5], propose une méthode expérimentale pour la détermination du coefficient de transfert de chaleur lors de la période à taux constant.

Quelques suppositions doivent être à ce propos :

- On suppose que la température de la particule est à tout instant uniforme, de la surface vers le centre et est égale à T_s .

- Une température uniforme dans le lit; c'est à dire que toutes les particules ont la même température T_s



T_{air} : température de l'air à l'entrée du lit
 T_{airL} : température de l'air au dessus du distributeur d'une hauteur L
 T_s : température du solide dans le lit

La chaleur transmise par l'air au solide, s'exprime par :

$$Q = hA(T_{air} - T_s)$$

En négligeant les pertes de chaleur, le bilan de chaleur se traduit alors par l'équation (17)

$$L_n \frac{T_{air} - T_s}{T_{airL} - T_s} = \frac{ha}{u_0 f_g c_g} L \dots \dots \dots (17)$$

où c_g est la chaleur spécifique du gaz dans les conditions opératoires.

En traçant alors : $L_n \frac{T_{air} - T_s}{T_{airL} - T_s} = f(L)$, on obtient une droite dont la pente nous donne h.

II.3.2.2. La période à taux décroissant :

Elle commence après avoir atteint l'humidité critique w_c , qui marque la fin de la première période. La surface du solide présentant alors quelques points séchés, l'humidité diffuse de l'intérieur vers la surface où elle s'évapore. Le séchage se poursuit ainsi de la surface vers le centre de la particule si celui ci se fait sur au moins deux faces du solide, ou d'une face à son opposé s'il se fait sur un seul plan du matériau.

Du fait de la diminution de la teneur en humidité, et de l'augmentation de la distance séparant la surface du plan subissant le séchage, il est alors logique que la vitesse du processus diminue avec son évolution.

L'évaporation de l'humidité à la surface n'étant plus le facteur limitant, c'est la diffusion de l'humidité à l'intérieur du solide qui contrôle la vitesse de l'opération.

Selon la nature du matériau à sécher, le mouvement de l'humidité à l'intérieur du solide se fait par :

- Diffusion moléculaire
- Capillarité

II.3.2.2.1. Diffusion moléculaire :

La solution de l'équation de Fick, proposée par Sherwood est alors applicable.

$$w^* = \frac{8}{\pi^2} \left[e^{-Dt \left(\frac{\pi}{2l}\right)^2} + \frac{1}{9} e^{-9Dt \left(\frac{\pi}{2l}\right)^2} + \frac{1}{25} e^{-25Dt \left(\frac{\pi}{2l}\right)^2} + \dots \right] (B)$$

où $w^* = \frac{w - w_c}{w_c - w_e}$

D : coefficient de diffusivité de l'humidité à l'intérieur du solide

l : la demi épaisseur de la particule si le séchage se fait sur au moins deux faces, ou l'épaisseur totale si le séchage se fait sur une seule face.

L'équation (17) suppose que D est constant, alors qu'en fait la valeur de celui ci varie avec la température et l'humidité.

Si la durée du séchage est assez longue et si la valeur de w^* est inférieure à 0,6, l'équation (17) se réduit à :

$$w^* = \frac{w - w_e}{w_c - w_e} = \frac{8}{\pi^2} e^{-Dt \left(\frac{\pi}{2l}\right)^2} \quad (19)$$

et sa représentation graphique en coordonnées ^{semi} logarithmiques donne lieu à une droite (fig.11)

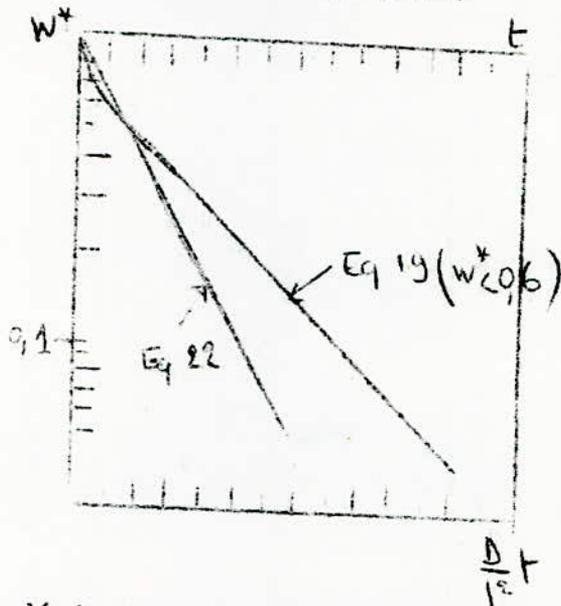


Fig 11. Courbes représentant la 2^e période

La dérivation de l'équation(19) conduit à :

$$\frac{dw}{dt} = - \frac{\pi D^2}{4l^2} (w - w_e) \quad (20)$$

qui est l'expression de la cinétique du séchage au cours de cette deuxième période.

II.3.2.2.2. Mouvement par capillarité

Si tel est le cas, la vitesse du séchage est traduite par les équations (21) et (22)

$$\frac{dW}{dt} = -K(W - W_e) \tag{21}$$

$$W^* = e^{-Kt} \tag{22}$$

où K est une fonction de la vitesse de séchage à taux constant et s'écrit :

$$K = \frac{(dW/dt)_{const}}{W_c - W_e} \tag{23}$$

Le tracé de l'équation (21) en coordonnées ^{semi} log-log conduit également à une droite dont la pente vaut (-K) (fig.11)

II.3.2.2.3. Détermination expérimentale du mode de diffusion de l'humidité à l'intérieur du solide:

Pour connaître le type de mouvement de l'humidité à l'intérieur du matériau, on trace la courbe $W^* = f(t)$ en échelle log-log. Si la pente de la droite est égale à K calculé à partir de l'équation (23), alors le mouvement se fait par capillarité. Sinon le mouvement de l'humidité se fait par diffusion moléculaire et vaudrait alors :

$$-\frac{\pi D^2}{4 t^2}$$

II.4. INFLUENCE DES DIVERS PARAMETRES SUR LE SECHAGE

Le séchage en lit fluidisé est un phénomène tres complexe et ne se limite pas un transfert simultané de matière et de chaleur. Nous passons maintenant en revue l'influence des différents facteurs sur les phénomènes de fluidisation et de transfert de matière et de chaleur.

II.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 transfert h ou K_g auxquels elle est directement liée.

Plus u_0 est grande et meilleurs sont les transferts de chaleur et de matière et par conséquent, plus importante est la vitesse de séchage.

Vanecek (5), montre la variation de l'humidité éliminée en fonction de u_0

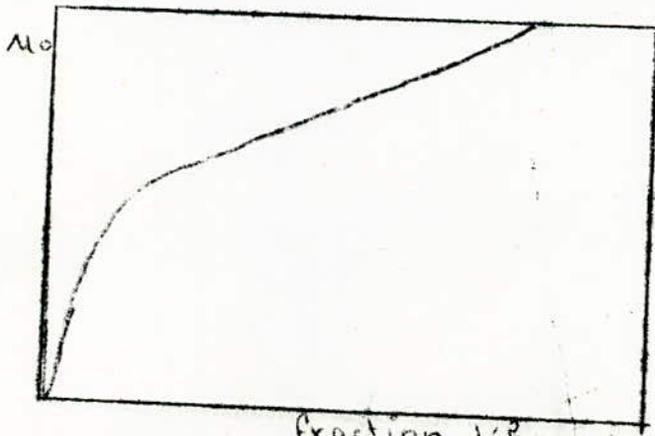


Fig.12. Influence de la vitesse de l'air sur la cinétique du séchage à taux croissant.

fraction d'humidité évaporée

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

II.4.2. Influence du gradient des températures $T_{air} - T_s$

T_s étant tributaire de la température du lit, donc de celle de l'air, et du débit du fluide gazeux; on considère surtout l'influence de T_s sur la cinétique du séchage : comme on pressent et tel que le montre l'équation (15), plus T_{air} est grande et plus importante est la vitesse de séchage à taux constant. Cependant, il faut tenir compte du cas où le produit à sécher est sensible à la chaleur et (ou) est thermodégradable.

Pendant la deuxième période, la vitesse de séchage décroît moins rapidement avec l'augmentation des températures puisque le coefficient de diffusivité (D) est influencé par ce facteur.

Vanecek montre la variation de D avec la température.

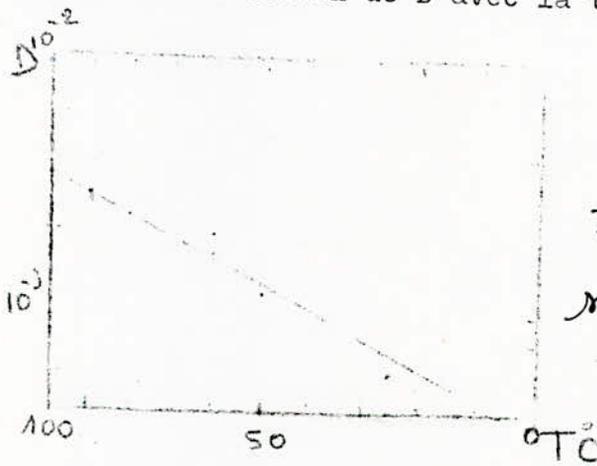


Fig. 12

Influence de la température sur le coefficient de diffusivité.

Du point de vue pratique, on a intérêt à travailler avec T_{air} la plus élevée possible et T_s la plus basse possible (en choisissant un grand débit du gaz) car la chaleur consommée par le produit humide est proportionnelle à $(T_{air} - T_s)$.

Vanecek (5) illustre cet effet par l'exemple du séchage industriel (10 tonnes l'heure) de scories de haut fourneau (fig.13)

Il est entendu que la température de l'air (T_{air}), influence également sur l'humidité critique (w_c) et l'humidité d'équilibre (w_e); (voir II.1.1).

II.4.3. Influence de l'humidité de l'air :

Au même titre que la température, l'humidité agit sur le séchage et sur sa vitesse.

Pendant la 1^o période on a en effet:

$$\frac{dw}{dt} = k_p A (P_w - P_s)$$

Pour P_s donnée, plus P_w est faible et plus la vitesse de séchage est grande en valeur absolue (ie: décroît moins rapidement).

Badger et Banchemo [6], montrent l'influence de l'humidité de l'air sur le taux de séchage (fig. 14).

II.4.4. Influence de la taille des particules solides :

La taille des particules solides influe aussi bien sur le séchage contrôlé par les facteurs externes, que sur celui contrôlé par les facteurs internes

Dans le premier cas, l'effet n'est pas très important alors que le taux de séchage varie comme $1/d_p$ dans le deuxième cas.

II.4.5. Influence de la hauteur du lit :

L'augmentation de la hauteur du lit, entraîne une élévation de l'humidité critique, et la diminution de la vitesse de séchage à taux constant (fig. 15). Pour le cas d'un processus de séchage contrôlé par la diffusion, la hauteur du lit n'a point, sinon peu d'influence sur la cinétique du séchage. Cependant dans ce dernier cas, si la couche fluide est peu poreuse (faible ϵ), ou si le fluide sécheur présente un taux d'adsorption d'humidité limité, la vitesse du séchage diminue avec l'augmentation de la hauteur (masse) de la couche.

II.4.6. Effet du rétrécissement du solide lors du séchage :

Le rétrécissement du solide soumis au séchage est un important facteur contrôlant également la cinétique du séchage. Les substances rigides poreuses ou non poreuses, ne rétrécissent pas d'une façon appréciable, ce qui n'est pas du tout le cas des solides fibreux ou à structure colloïdale.

Le phénomène de rétrécissement a 4 effets :

- Altération de la surface du solide exposée à l'air: ce qui est particulièrement vrai pour les matériaux tels que les végétaux et les aliments.
 - Formation d'une couche imperméable à l'écoulement de l'humidité aussi bien liquide que vapeur. Ceci entraîne une diminution du taux de séchage.
 - Transformation de la structure interne de la substance et éventuellement du mode d'écoulement de l'humidité.
 - La perte de poids et de volume du solide subissant le séchage influe également sur la fluidisation :
- moins le produit est humide et plus faible est la vitesse superficielle de l'air nécessaire à l'obtention d'un état de fluidisation donné (L_p, ξ, \dots).

Vanecek montre en exemple, des données sur U_m et la teneur en humidité du solide pour le cas du séchage de particules de copolymères.

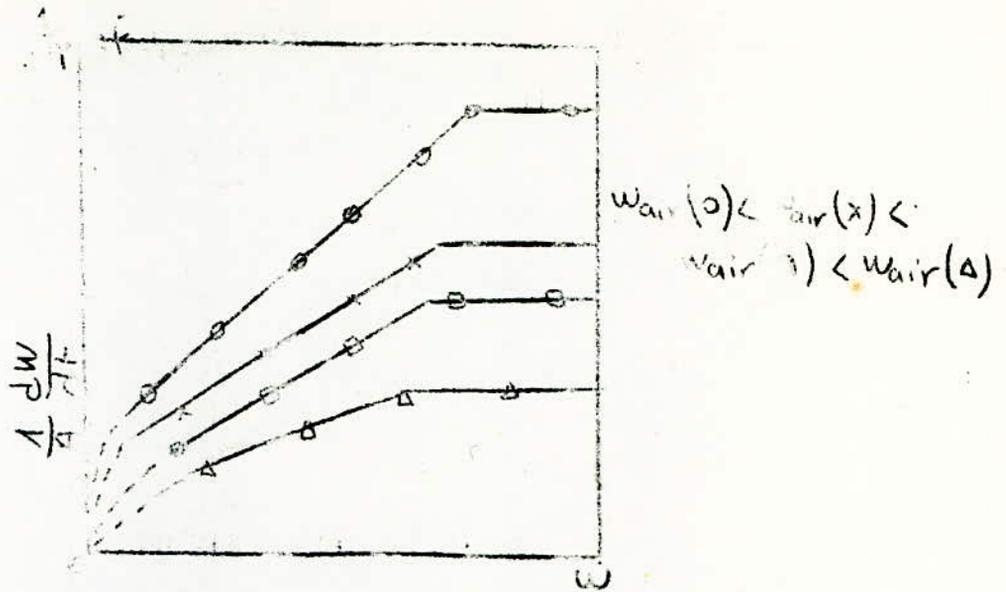


Fig. 14. Effet de l'humidité de l'air sur la cinétique du séchage.

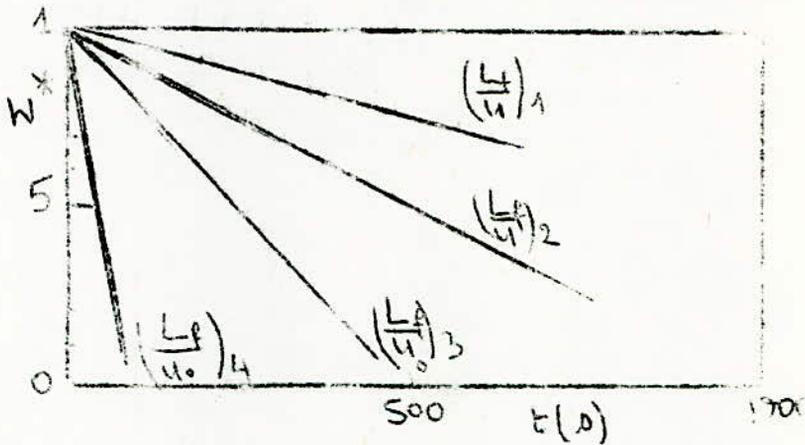


Fig. 15. Influence de la hauteur de la couche (et de u_0) sur la cinétique de séchage à taux constant.

$$\left(\frac{L}{u_0}\right)_1 > \left(\frac{L}{u_0}\right)_2 > \left(\frac{L}{u_0}\right)_3 > \left(\frac{L}{u_0}\right)_4$$

Teneur en Humidité du copolymère %	vitesse minimale de fluidisation
0,5	0,04
3	0,1
5	0,16
7	0,3
8	> 1

II.5. DETERMINATION DE LA DUREE DU SECHAGE.

Le séchage se compose de 3 phases :

- chauffage du produit
- séchage à taux constant
- séchage à taux décroissant

Le temps nécessaire au chauffage étant généralement très faible on le négligera par rapport aux deux autres durées.

II.5.1. Durée de la première période.

Elle peut être calculée à partir de l'équation de transfert de chaleur (15) ou de transfert de matière (16).

Considérant l'équation de transfert de matière, on écrit que :

$$t_c = \frac{w_0 - w_c}{\left(\frac{dw}{dt}\right)_c} = \frac{1}{k_1} \cdot \frac{w_0 - w_c}{w_c - w_e} \dots \dots \dots (24)$$

où w_0 = humidité initiale du produit à sécher

w_c = " critique

w_e = " d'équilibre

$\frac{dw}{dt}_c$ = vitesse de séchage à taux constant

$$k_1 = \left(\frac{dw}{dt}\right)_c \cdot \frac{1}{w_c - w_e}$$

II.5.2. Durée de la deuxième période.

Si l'écoulement de l'humidité se fait par capillarité, l'éq. (21) nous conduit à :

$$t_d = \frac{1}{k_1} \frac{w_c - w_e}{w_t - w_e} \dots \dots \dots (25)$$

où w_t : teneur en humidité du solide au temps t

Si l'écoulement est diffusionnel, procédant de même que précédemment, le temps de séchage t_d correspondant à l'humidité w_t est égal à :

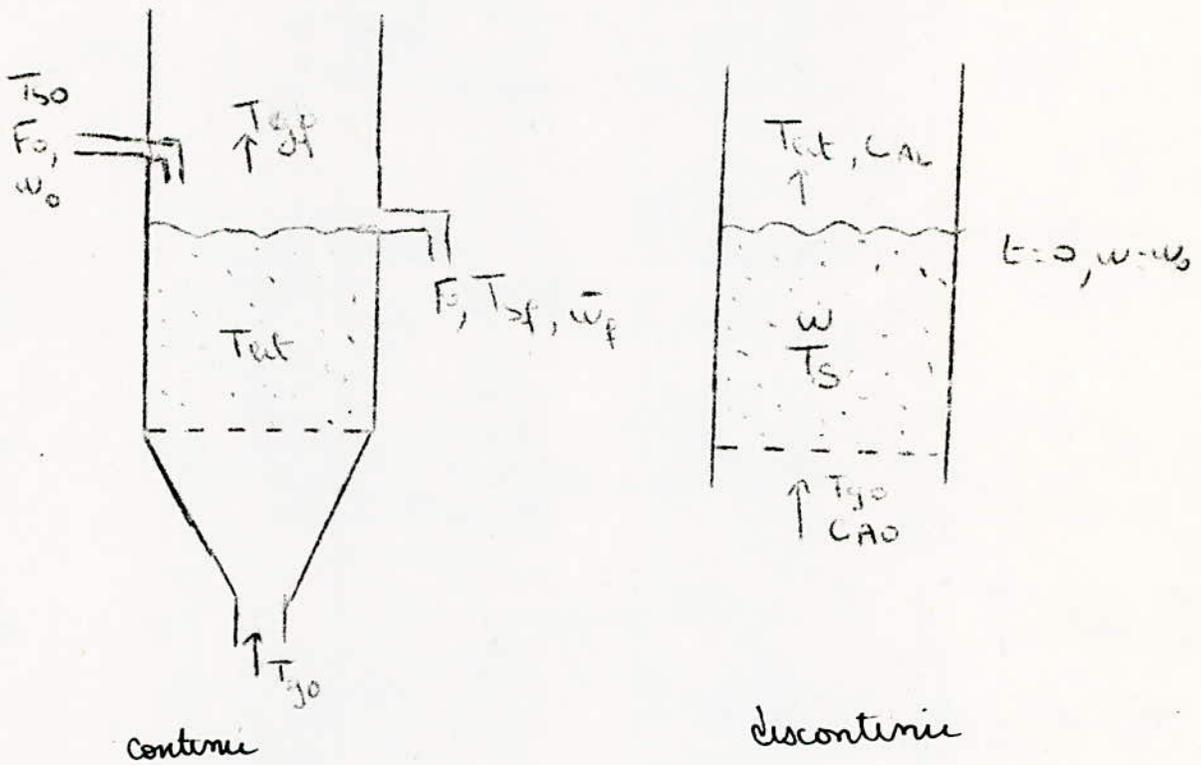
$$t_d = \frac{4l^2}{\pi^2 D} \ln \frac{w_c - w_e}{w_t - w_c} \dots \dots \dots (26)$$

II.6. CAPACITE D'UN SECHOIR [2,5]

La définition de la capacité d'un séchoir est "arbitraire", elle dépend du facteur qui interesse le plus l'utilisateur : ce facteur pouvant être

- la quantité de chaleur consommée
- la quantité de produit séché
- le volume ou la section du séchoir (encombrement)

Si on s'interesse à la chaleur consommée lors d'une opération de séchage, la capacité d'un séchoir est définie comme suit: c'est la quantité d'humidité éliminée par unité de temps et par unité de chaleur consommée.



II.6.1. Quantité d'humidité éliminée lors d'une opération de séchage: Bilan de matière.

Le bilan de matière s'écrit :

(humidité fixée par l'air) = (humidité éliminée du produit)

et se traduit dans le cas d'une opération discontinue, par :

$$\int_{t_0}^{t_f} \mu_0 (C_{AL} - C_{AO}) dt = -L_f (1 - \epsilon) \int_{w_0}^{\bar{w}} dw \dots \dots \dots (27)$$

où C_{AO} = concentration de l'air en humidité à l'entrée du lit (g/cm³)

C_{AL} = concentration de l'air en humidité à la sortie du lit

Pour une opération continue, il s'écrit :

$$\mu_0 (C_{AL} - C_{AO}) = F_0 (w_0 - \bar{w}) \dots \dots \dots (28)$$

w_0 = humidité initiale du solide

\bar{w} = " moyenne du solide à la sortie du lit

II.6.2. Chaleur consommée lors d'un séchage : Bilan d'énergie.

Le Bilan d'énergie se traduit par :

$$\left(\begin{array}{l} \text{qte de chaleur} \\ \text{fournie par l'air} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{l} \text{pertes de} \\ \text{chaleur} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{chaleur} \\ \text{nécessaire} \\ \text{à l'évaporation} \\ \text{de l'humidité} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{l} \text{chaleur conso-} \\ \text{mmée pour le} \\ \text{chauffage du} \\ \text{produit} \end{array} \right)$$

Dans le cas d'une opération discontinue et négligeant les pertes, on écrit :

$$\rho V_0 C_{pg} (T_{air} - T_s) dt = -\rho_s L_p (1 - \epsilon) \lambda du + \rho_s L_p (1 - \epsilon) C_{ps} dT_s \quad (29)$$

- où C_{pg} = chaleur spécifique de l'air à pression constante (Kcal/Kg°C)
- C_{ps} = " " " " du solide " " "
- λ = chaleur de vaporisation de l'humidité (Kcal/Kg)

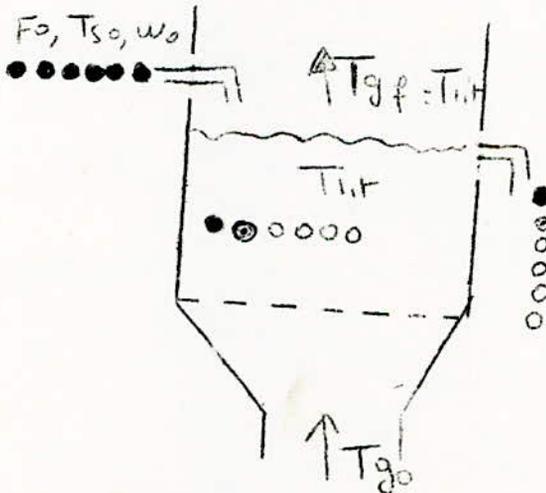
Pour une opération continue et négligeant toujours les pertes de chaleur, le bilan d'énergie s'écrit :

$$\rho V_0 C_{pg} (T_{g0} - T_{gf}) = F_0 C_{ps} (T_{sf} - T_{so}) + F_0 \lambda (w_0 - w_f) \quad (30)$$

- où T_{air0} : Température de l'air à l'entrée du lit
- T_{airL} : " " " " à la sortie du lit
- T_{so} : " " du solide à l'entrée du séchoir
- T_{sf} : " " " " à la sortie du séchoir

II.7. CALCUL D'UN SECHOIR INDUSTRIEL OPERANT EN CONTINU 2 *

Lors d'un séchage en lit fluide, continu, chaque petite portion de matière humide introduite dans le séchoir, se trouve immédiatement mélangée au contenu du lit plus sec.



- particule humide
- ⊙ : " " pas assez séchée
- particule séchée

Alors que dans le cas d'un processus discontinu, la durée de séchage ainsi que la teneur en humidité sont les mêmes pour toutes les particules, il en est autrement pour un procédé continu. Dans ce dernier cas, il existe une distribution du temps de séjour des particules à l'intérieur du lit fluide, et par conséquent une distribution de la teneur en humidité des particules. On parle alors de temps de séjour moyen des particules t , et d'une humidité moyenne du produit w_f .

- Dimensionnement d'une installation de séchage de particules en lit fluide dont les caractéristiques du solide, fluide sécheur et l'humidité sont les suivantes :

* Solide

- débit massique F (Kg/h)
- masse volumique ρ_s (Kg/m³)
- diamètre moyen d_p (m)
- facteur de sphéricité ψ_s
- chaleur spécifique C_{ps} (Kcal/Kg^oC)
- humidité initiale w_o (Kg/Kg de matière sèche)
- humidité finale \bar{w}_f (" " " ")
- Température d'entrée dans le lit T_{so} (° C)

* Air

- Masse volumique ρ_g (Kg/m³)
- chaleur spécifique C_{pg} (Kcal/Kg^oC)
- Température d'entrée dans le lit T_{go} (° C)

* Humidité

- masse volumique ρ_e (Kg/m³)
- chaleur spécifique C_{pe} (Kcal/Kg^oC)
- chaleur latente de vaporisation λ (Kcal/Kg)

1°- Les conditions opératoires optimales (d_o, ξ , caractéristiques du distributeur etc...) fixées, on détermine le temps de séjour moyen des particules solides à l'intérieur du lit :

* Dans le cas d'un séchage à taux constant:

$$\frac{\bar{w}_f}{w_o} = 1 - \frac{1 - e^{-\tau/\bar{t}}}{\tau/\bar{t}}$$

où τ représente la durée du séchage complet d'une particule et tel que :

$$\tau = \frac{\rho_s d_p w_o \lambda}{6 h_p (T_{lit} - T_p)}$$

où T_p : Température de la particule (ou T_s)
 h_p : Coefficient de transfert de chaleur entre la particule et le lit.

* Si la diffusion de l'humidité à l'intérieur du solide contrôle l'opération :

Pour une particule unique (ou encore pour la population de particules d'une charge séchée en discontinu), l'évolution de l'humidité avec le temps s'écrit :

$$\frac{w}{w_o} = e^{-Bt}$$

où B est fonction du lit et des conditions opératoires et est égale à la pente de la courbe $w/w_o = f(t)$ obtenue lors d'un essai en discontinu et représentée en coordonnées logarithmiques.

Connaissant B alors, et sachant que pour une opération continue $\bar{w}_f/w_o = 1/(1+B\bar{t})$ on peut alors déduire \bar{t} .

2°- Négligeant les pertes de chaleur et supposant $T_{sf} = T_{lit} = T_s$, le bilan enthalpique s'écrit (cf. II.6.2)

$$\Omega w_o \rho_g C_{pg} (T_{go} - T_{lit}) = F_o (w_o - \bar{w}_f) [\lambda + C_{pe} (T_{lit} - T_{so})] + F_o \rho_s (T_{lit} - T_{so})$$

et l'on déduit la section du séchoir Ω , et son diamètre $D = 2 \left(\frac{-2}{\pi} \right)^{1/2}$

3°- Le débit massique d'air nécessaire est alors égal à:

$$Q_n = \rho_3 u_0 \Omega$$

4°- La connaissance du débit massique du produit et du temps de séjour moyen t , permet la détermination du Hold Up M_f donc de la hauteur du lit L_f .

$$\eta_f = F_0 \times \bar{t}$$

$$\text{et } L_f = \frac{\eta_f}{\rho_2 (1 - \varepsilon) \rho_s}$$

Vanecek et al. [5] proposent une seconde méthode de calcul d'un séchoir à l'échelle industrielle à partir d'essais sur une petite installation en discontinu ; nous décrivons cette méthode en annexe I.

III

ETUDE EXPERIMENTALE

III. - ETUDE EXPERIMENTALE

L'étude expérimentale a porté d'une part, sur la conception et la réalisation d'une petite installation de séchage en lit fluidisé; et d'autre part sur des essais de séchage, dans cette installation, de particules solides.

III.1 : CONCEPTION DE L'APPAREILLAGE :

Il s'agissait de concevoir et de réaliser une installation de séchage en lit fluide permettant :

- l'obtention d'une bonne couche fluide
- la mesure du débit d'air (donc de Q) ainsi que sa variation
- la mesure ainsi que le réglage des différentes températures
- le relevé des pertes de charge à travers la couche et à travers le distributeur
- des conditions opératoires stables (atteinte du régime permanent)
- le contrôle de l'opération

III.1.1 : Description et schéma de l'installation (fig.18 et 19)

Le débit de l'air froid arrivant du compresseur (1) est mesuré au moyen de débitmètres (3) et est réglé grâce à 2 vannes (2). L'air chaud sortant de la boîte de chauffage (4), dont la puissance est réglée par un ensemble d'interrupteurs (5), traverse le cylindre métallique (9) lequel est muni d'une plaque perforée (8) pour une meilleure répartition de l'air. La distribution de l'air dans la couche fluide (10) est assurée par une deuxième plaque perforée rigoureusement étudiée: le distributeur (11).

Les profils des différentes températures ainsi que des différentes pertes de charge sont relevés respectivement au moyen de thermistances (10) et de manomètres à liquide non volatil dans les conditions opératoires (12). En cas d'une surpression dans la boîte ou d'une mauvaise ventilation, un système de sécurité (6) coupe le chauffage.

Enfin, pour éviter toute perturbation du chauffage et de l'équilibre thermique lors du démarrage et de l'arrêt des expériences, une sortie de l'air dans l'atmosphère ambiante (7) a été prévue.

La réalisation de cette installation nous a amené à l'usinage de certaines pièces métalliques. La figure (19) présente les éléments constituant les sections d'homogénéisation et de séchage.

III.1.2. Conception du distributeur :

Vue l'importance de cet élément en ce qui concerne la qualité de la fluidisation, donc de l'échange de chaleur et de matière, la réalisation de celui-ci doit se faire le plus rigoureusement possible.

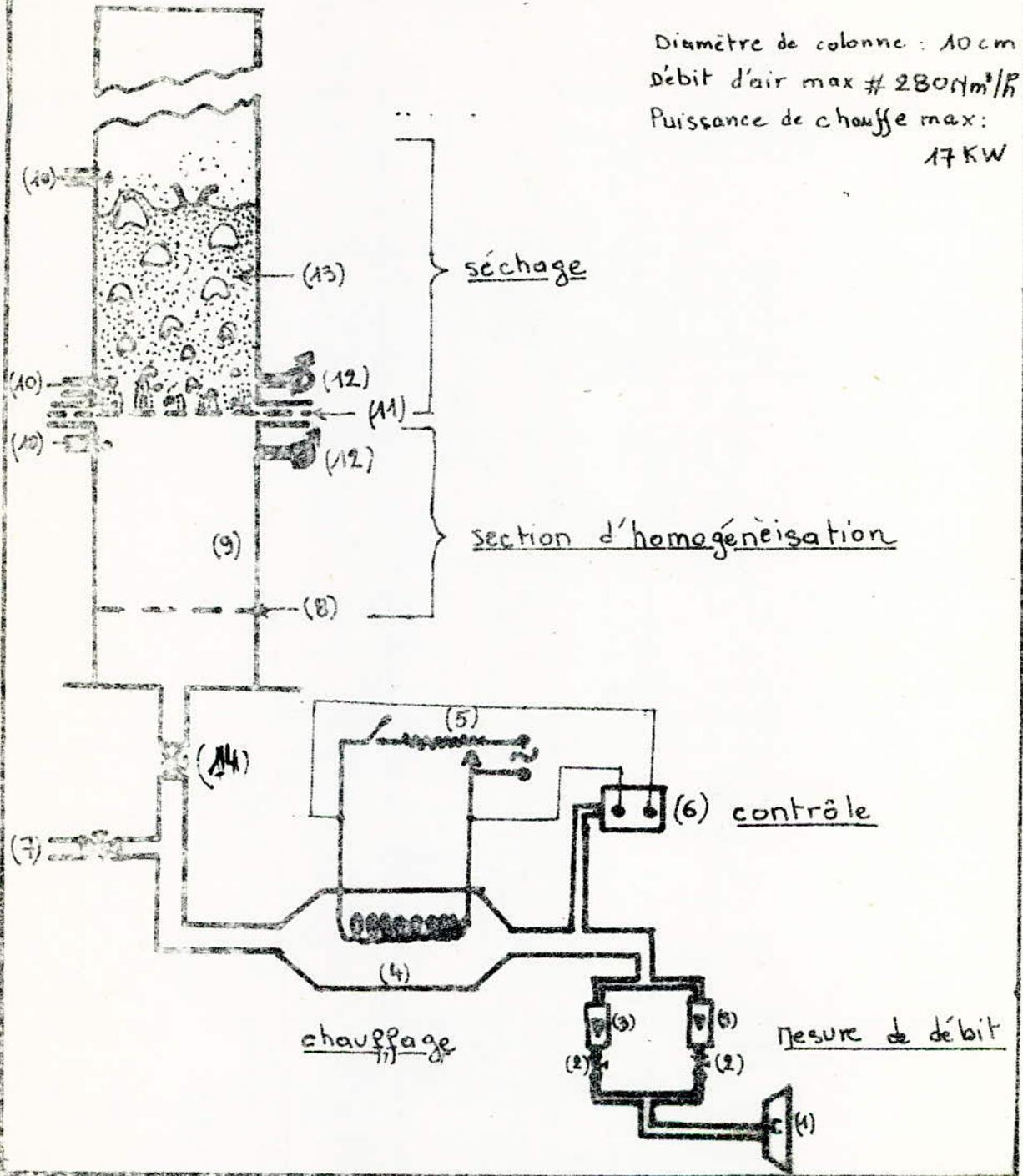
Les principales caractéristiques du distributeur sont :

- le pourcentage de vide f
- le diamètre des orifices d_o
- l'épaisseur
- la nature du matériau

Pour le séchage de particules d'oignons de forme parallélépipédique

VUE GENERALE
SUR L'INSTALLATION

Appareillage conçu et réalisé pour l'étude
du séchage en lit fluidisé



Les Débitmètres , La section d'homogénéisation
et la colonne de séchage .

Vue de dessus de la colonne vide :
Le distributeur et les prises de températures.

- les dimensions : 10, 5 et 2 mm
- de $\rho_s = 1,275 \text{ g/cm}^3$
- de $d_p = \frac{(6 \times 10 \times 5 \times 2)}{6} = 5,76 \text{ mm}$
- $\psi_s = \frac{(5,76)^2}{2 \times (10 \times 5 + 10 \times 2 + 5 \times 2)} = 0,65$
- de $a_p = \frac{6}{10} = 0,6 \text{ mm}^{-1}$

ET dont la courbe $\psi_s = f(E_{mp})$ donne pour $\psi_s = 0,65$, $E_{mp} = 0,55$

On obtient :

$$\cdot U_{mf} = 2,32 \text{ m/s} \quad (\text{Eq 7})$$

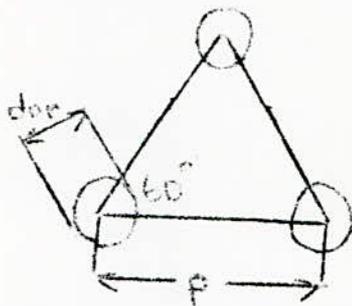
$$\cdot U_0 = \frac{5}{2} = 5,8 \text{ m/s} \quad [7]$$

$$\cdot U_{0z} = 80 \text{ m/s} \quad (\text{Eq. 9 et 10})$$

$$\text{d'où } f_0 = 7\%$$

Si la maille est un triangle équilatéral dont le pas est p , on a la relation suivante :

$$\frac{p}{d_{0z}} = \left(\frac{0,907}{f_0} \right)^{1/2}$$



Le diamètre des pores devant être le plus petit possible, on choisit :

$$d_{0z} = 1 \text{ mm}$$

et l'on obtient :

$$p = 3,6 \text{ mm}$$

L'épaisseur du distributeur a été estimée à 2 mm de façon à ce que celui-ci puisse supporter la masse de la charge et présenter une bonne rigidité.

Quant au matériau, on a choisi du laiton du fait de sa convenance aux conditions opératoires et de sa disponibilité.

III.1.3. Mesures de pression :

Les 4 prises de pression à l'entrée du lit, en plus d'une mesure moyenne, nous permettent de détecter éventuellement les passages préférentiels de l'air à travers la couche fluide.

Les pressions en aval et en amont du distributeur sont relevées au moyen d'un tube en U rempli d'un liquide convenant aux conditions opératoires (huile par exemple).

III.1.4. Mesures de température :

La température est mesurée à 3 niveaux différents :

- à l'entrée du lit (T_1)
- dans le lit (T_3)
- à la sortie du lit (T_2)

III.1.5. Mesure du débit :

Le débit de l'air froid est mesuré au moyen de débitmètre Full View étalonnés pour l'eau, que l'on a reétalonnés pour l'air (Gros débit-mètre : tube R12M 255; flotteur 12 RS 221; débit max = $145,10 \text{ Nm}^3/\text{h}$ d'air.

Petit débit-mètre: tube R10M 253 ; Flotteur 10 RV 30 ; débit max = $28 \text{ Nm}^3/\text{h}$ d'air).

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

$$\begin{aligned} & (\rho Q_v)_{\text{froid}} = (\rho Q_v)_{\text{chaud}} \quad \text{conservation de la masse} \\ & (\rho Q_v)_{\text{chaud}} = (\rho Q_v)_{\text{froid}} \times \frac{\rho_{\text{air froid}}}{\rho_{\text{air chaud}}} \end{aligned}$$

III.1.6. Chauffage de l'air :

L'air est chauffé au moyen d'éléments chauffants récupérés de fours réformés (Baguettes SILIT-CEWID).

La puissance de chauffage maximale a été calculée de façon à obtenir une température de l'air à l'entrée du lit de 250°C environ, et ce pour un débit de $4 \text{ m}^3/\text{h}$ (particules d'oignons)

$$P = Q_v C_p \Delta T$$

Q_v = débit massique de l'air
 C_p = chaleur spécifique de l'air dans les conditions moyennes
 ΔT = Différence entre les températures initiale et finale de l'air traversant la boîte de chauffe

$$\begin{aligned} P &= (\rho_{250-20}) \frac{\pi D^2}{4} \cdot 4 \text{ m}^3/\text{h} \times C_p (250-20) \times \Delta T \\ P &= 0,75 \times \pi \frac{(10)^2}{4} \times 4 \times 2,31 \times 0,252 \times (250-20) \\ P &= 3,15 \text{ Kcal/s} = 13,18 \text{ KJ/s} \quad 13,2 \text{ KW} \end{aligned}$$

Estimant les pertes calorifiques à 25% de la puissance fournie, la puissance maximale est alors :

$$P_{\text{max}} = \frac{5}{4} = 16,5 \text{ Kw}$$

* Disposant d'une ddp de 220V

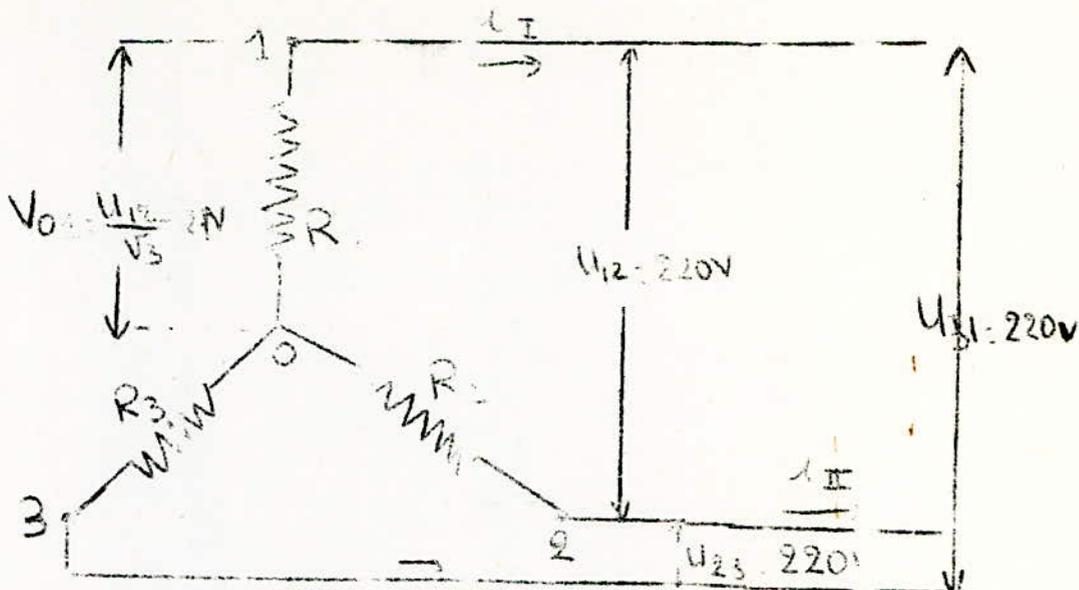
* d'une intensité maximale de 80 A

* de résistances chauffantes dont le nombre et la valeur

sont limitées,

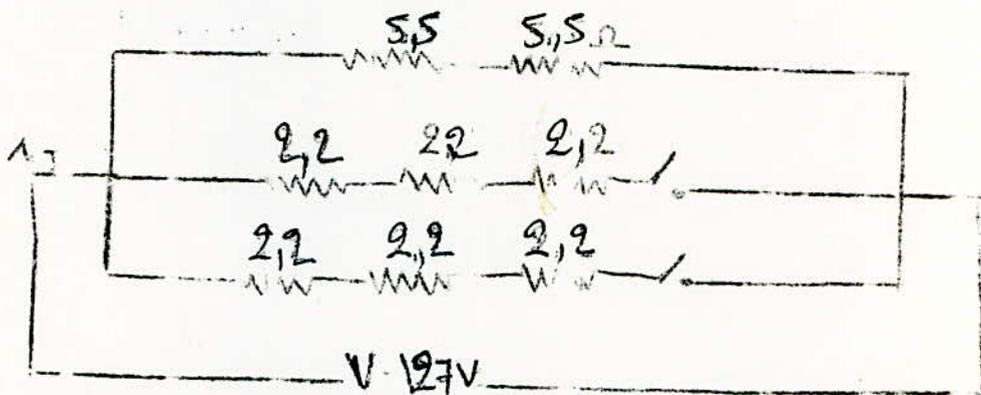
on a recherché le montage électrique répondant aux conditions précitées.

On a finalement abouti à un système électrique triphasé étoilé, dont le schéma électrique est le suivant :



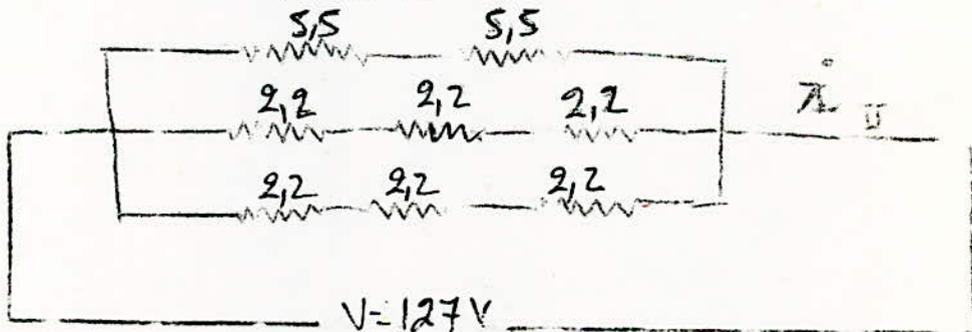
- Détail des branches

* Branche 01



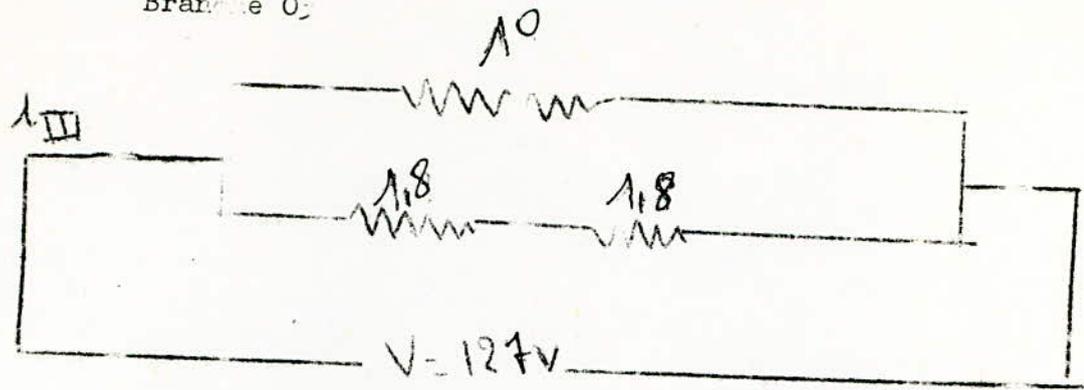
$$P_1 = \frac{(220)^2}{3} \left(\frac{1}{5.5 \times 2} + \frac{1}{2.2 \times 2} + \frac{1}{2.2 \times 2} \right) = 6.72 \text{ Kw}$$

* Branche 02



$$P_2 = \frac{(220)^2}{3} \left(\frac{1}{5.5 \times 2} + \frac{1}{2.2 \times 2} + \frac{1}{2.2 \times 2} \right) = 6.72 \text{ Kw}$$

Branche 03



$$P_3 = \frac{(220)^2}{1,8 \times 2} \left(\frac{1}{1,8 \times 2} + \frac{1}{10} \right) = 6,095 \text{ Kw}$$

$$P_{\text{max}} = \sum P_i = 6,22 + 6,22 + 6,09 = 18,5 \text{ Kw}$$

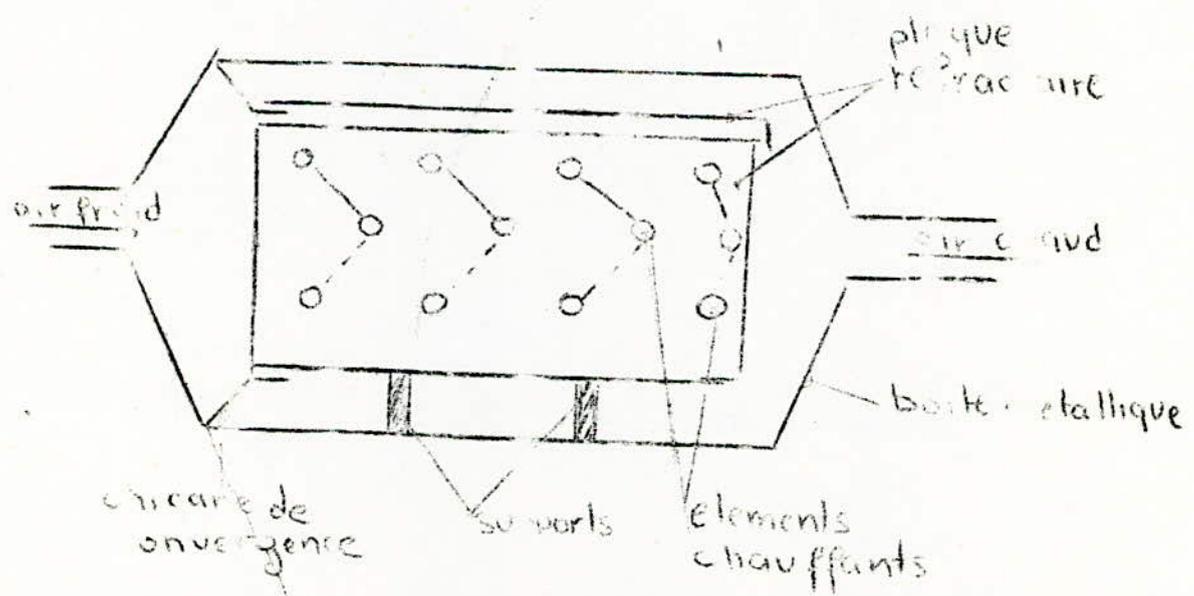
- Conception de la boîte de chauffage

Fixées par leurs extrémités à des plaques réfractaires, les résistances se présentent perpendiculairement à l'écoulement de l'air, à l'exception de 2 résistances qui du fait de leur longueur, sont parallèles à l'écoulement. La disposition de ces éléments chauffants a été étudiée de telle manière que l'échange thermique avec l'air soit maximal.

Les plaques réfractaires sont supportées par des cornières métalliques qu'on a découpées et soudées.

Dans le souci d'éviter d'importantes pertes de charge dues au rapport de la section des conduites d'amenée et de sortie du gaz dans la boîte, et de la section de cette dernière, on a réalisé une boîte métallique diminuant les pertes de charge d'une part et supportant l'ensemble chauffant d'autre part.

Afin d'isoler les fils électriques, on a entouré ceux-ci de fil d'amiante. Pour assurer une bonne étanchéité au niveau des sorties des fils électriques à travers la boîte, on a enduit l'intérieur des bornes électriques (en prenant soin de préserver la solidité du joint) d'une couche d'amiante.



III. 1.7 Contrôle de l'opération:

Le système de contrôle lie le chauffage et la ventilation selon le schéma présenté par la figure 20 :

III 2. MANIPULATIONS

III 2.1. Mode opératoire:

Pour chaque manipulation, on observe le mode opératoire suivant:

1° Fermer la vanne dégageant l'air dans l'atmosphère ambiante (7) et ouvrir la vanne en aval du cylindre (14)

2° Ouvrir la vanne du compresseur préalablement purgé et admettre progressivement à l'aide des débitmètres, l'air dans l'installation. Fixer le débit désiré.

3° Allumer l'interrupteur général (K), puis éventuellement d'autres interrupteurs.

4° Vérifier que les thermistances sont convenablement placées, et que le manomètre indique une pression nulle (sauf pour ΔP_d qui est différente de zéro pour un débit d'air non nul).

5° Une fois le régime permanent établi, ouvrir la vanne (7) et fermer la vanne (14). Mettre la charge soigneusement posée, et relever rapidement la hauteur de la couche.

6° Répéter l'opération 1°.

7° Suivre l'évolution de l'opération, en prélevant à des intervalles de temps déterminés, des échantillons du produit séché que l'on mettra le plus rapidement dans des flacons tarés. Pour chaque échantillon, relever les différentes valeurs de température, de pression et de débit.

8° En fin d'opération, ouvrir la vanne (7) et fermer la vanne (14) et après avoir relevé la hauteur du lit, décharger et peser le produit séché. Couper le chauffage.

9^a Lorsque les résistances sont assez refroidies, couper la ventilation.

10^a Peser les échantillons, puis les mettre dans l'étuve à 105 pendant 24 heures environ (le séjour dans l'étuve étant arbitraire).

Après le séjour dans l'étuve, peser de nouveau les échantillons.

III.2.2 Résultats expérimentaux :

III.2.2.1 Essais préliminaires:

1°- Essai de fluidisation de particules d'oignons dont les caractéristiques ont été données précédemment (d_p 5,76 mm)

Poids de la charge : 545g
Hauteur du lit : 13cm
Température ambiante : 23°C

Observations;

- le débit d'air n'est pas suffisant pour permettre la fluidisation (on rappelle que le débit minimal de fluidisation, calculé est de l'ordre de 65 m³/h, alors que le compresseur fournit un débit maximal de 50m³/h environ).

- la couche présente des passages préférentiels engendrés par le colmatage des particules. Ce colmatage étant principalement dû à l'importante humidité du produit.

- la réduction du volume des particules (\neq de moitié) n'a pas eu d'effet sur le phénomène.

2°- Essai de séchage des particules d'oignons de 3mm

Poids de la charge : 540g
Hauteur : 9cm
Température ambiante : 23°C
Débit de l'air : 50m³/h

Température de l'air à l'entrée du lit progressant de 25°C à 150°C

Durée de séchage : 20mn
Hauteur finale de la couche

- Le colmatage du produit diminuait avec l'évolution de l'opération, mais les particules fines sont entraînées (pour éviter leur entraînement, on a couvert le séchoir d'une étoffe perméable à l'écoulement gazeux).

- A un certain degré d'avancement de l'opération (début de brunissement de l'oignon), la qualité de la fluidisation s'améliorait.

- Le produit séché a subi un important rétrécissement du volume ainsi qu'une importante diminution du poids.

Ne pouvant obtenir une assez bonne fluidisation, avant un certain degré d'avancement du séchage, on a cherché à sécher d'autres particules pouvant être fluidisées dans des conditions opératoires limitées (à savoir le débit de l'air).

3°- Essai de séchage et de torréfaction du café vert :

Poids de la charge : 500g
 Hauteur initiale de la couche : 90mm
 Température ambiante : 24°C
 Température du lit progressant de 25°C à 230°C
 Débit de l'air régressant avec l'évolution de l'opération
 Durée de l'opération : 45mn
 Poids fluide de la charge : 450g
 Hauteur finale de la couche : 160mm

Observations :

- La fluidisation des grains verts commence pour un débit d'air de 25-28 Nm³/h et sa qualité s'améliore (bullage) pour un débit de 40-45 Nm³/h

- A la suite de la perte de poids (humidité + peau des grains) au cours du séchage, la couche fluide présente un pistonage, les peaux ainsi que les grains fins sont entraînés. Afin de maintenir une bonne fluidisation, on a diminué le débit de l'air avec la progression de l'opération.

- Les grains perdent leur peau du fait de l'attrition et de l'augmentation de leur volume

III 2.2.2. Données sur les graines de café vert :

- Détermination de la masse volumique du solide:

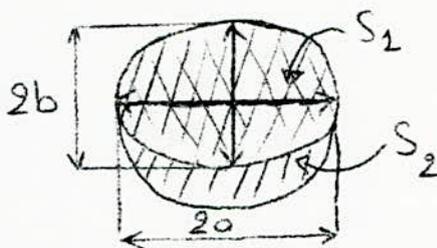
On mesure l'augmentation de poids et de volume qu'ils engendrent par leur immersion dans un liquide de poids et de volume connus. On prend pour cela, 2 liquides différents, et l'on répète l'opération 2 fois avec chacun des liquides.

liquide	eau	eau	huile	huile
ρ_s g/cm ³	1,1856	1,1532	1,0997	1,1631

$$\bar{\rho}_s = \frac{\sum \rho_{s_i}}{\sum i} \approx 1,150$$

- Détermination du diamètre moyen des particules \bar{d}_p , et du facteur de sphéricité

Pour ce faire, on assimile le grain de café à une moitié d'ellipsoïde de révolution, d'axes (a, b, b)



avec et

$$S_1 = \pi a b$$

$$S_2 = \pi a b \left[\frac{A c \sin \sqrt{1 - \frac{b^2}{a^2}}}{\sqrt{1 - \frac{b^2}{a^2}}} + \frac{b}{a} \right]$$

Volume de la particule, V_p .

$$V_p = \frac{2}{3} \pi a b^2$$

D'après, I.1;

$$d_p = \left(\frac{6 V_p}{\pi} \right)^{1/3}$$

$$\text{et } \psi_s = \frac{\pi}{6 V_p} \left(\frac{A_p}{\pi} \right)^{3/2}$$

Pour obtenir \bar{d}_p et $\bar{\psi}_s$, on considère une population de particules dont on détermine pour chacune, après mesure des axes 2a et 2b; le diamètre équivalent d_p et le facteur de sphéricité ψ_s .

On a alors :

$$\bar{d}_p = \frac{\sum d_{p_i}}{\sum i}$$

$$\bar{\psi}_s = \frac{\sum \psi_{s_i}}{\sum i}$$

On retrouvera en annexe IV, le tableau de valeurs de ces différentes grandeurs.

On obtient finalement:

$$\bar{d}_p = 0,5527 \text{ mm}$$

Diagramme de la figure 1, on déduit (lecture de la courbe de fluage) pour :

$$\text{et } \varphi_s = 1,439$$

III. 2.2.3 Essais de fluidisation:

Les essais de fluidisation sont nécessaires pour la vérification de la bonne marche de l'installation: L'appréciation de la qualité des couches fluidisées obtenues; est basée sur le relevé des courbes de fluidisation,

Lors de la torréfaction, les grains de café augmentent de volume (cf III.2.2.1), il est donc intéressant, pour le calcul d'une installation de séchage-torréfaction du café, d'avoir les courbes de fluidisation pour les 2 types de graines: humides et torréfiées.

On trouvera en annexe IV, les tableaux de valeurs résultant des différents essais de fluidisation; et en figure , le tracé des courbes

On déduit de la courbe expérimentale (Fig)

$$(u_{mf})_{\text{café humide}} = u_{mf1} = 0,94 \text{ m/s} \Leftrightarrow Q_{v_{mf}} = 25,5 \text{ m}^3$$

$$(u_{mf})_{\text{café torréfié}} = u_{mf2} = 0,78 \text{ m/s} \Leftrightarrow Q_{v_{mf}} = 22 \text{ m}^3$$

On remarque, comme on le prévisait, que u_{mf2} est supérieure à u_{mf1} . Ceci s'explique par le fait que la densité du café torréfié est plus faible que celle du café humide.

Le calcul de la hauteur de la couche (cf. I.2.2) donne :

III. 2. 2. 4 . Essais de séchage:

Le séchage des grains de café, qui présentent, apparemment, une texture rigide et peu poreuse, ainsi qu'une assez faible teneur en humidité, sera probablement contrôlé par la diffusion. Si tel est le cas; d'après II.4. :

- La fluidisation, dont un des intérêts est la diminution de l'épaisseur, ou carrément la rupture de la couche limite s'opposant aux transferts de chaleur et de matière entre le solide et le fluide gazeux; n'aurait pas ou aurait peu d'influence sur la cinétique du séchage.

- Sous réserve que le bullage de la couche soit de bonne qualité, et l'air n'étant pas saturé; la hauteur (masse) de la couche n'aurait également pas d'influence sur la cinétique du processus. (On suppose ici que la quantité de chaleur apportée par le courant d'air chaud est

nettement supérieure à la chaleur sensible du produit, nécessaire au chauffage de ce dernier depuis sa température d'entrée dans le lit Tso, jusqu'à la température de séchage Ts

- L'évolution de l'opération est observée en prélevant des échantillons ; il en découle une diminution de la masse du lit au cours du séchage mais ceci ne devrait pas affecter la cinétique étudiée.

- Par contre, la température devrait influencer sensiblement la vitesse du séchage.

Dans le but de vérifier ces différentes prévisions, on a choisi de procéder aux manipulations suivantes:

- Séchage des particules dans l'étuve à une température choisie et reproductible dans le lit fluidisé.

- Séchage en lit fluidisé, pour 2 charges différentes.

--Séchage en lit fluidisé sans prélèvement d'échantillons.

- Séchage en lit fluidisé pour différentes températures de l'air à l'entrée du lit (Tair).

Mesure de l'humidité des échantillons:

Quelques soit l'essai de séchage, (en lit fluidisé ou en étuve) la teneur en humidité d'un échantillon prélevé à l'instant t est mesurée comme suit:

- L'échantillon préalablement pesé (poids P1), est placé dans une étuve à 105°C pendant une durée de 24 Heures.

- Les 24 heures écoulées, on retire l'échantillon de l'étuve, et on le pèse de nouveau (Poids P2)

- La teneur en humidité est alors égale à:

$$w = \frac{P_1 - P_2}{P_1}$$

1° Séchage en étuve:

- On place dans une étuve à température choisie, une série d'échantillons dont le poids de chacun est d'environ 10g.

A des intervalles de temps déterminés, on retire successivement les échantillons; dont on détermine la teneur en humidité.

On détermine alors les courbes de séchage et on compare les résultats obtenus avec ceux du séchage en lit fluidisé pour les mêmes conditions opératoires (température et humidité de l'air).

La température choisie pour de notre essai de séchage en étuve est de 105°C. Le choix de cette température est dû au fait qu'elle est reproductible dans le lit fluidisé de notre installation. Elle n'a aucun rapport avec la température à laquelle on fait la mesure de l'humidité des échantillons.

2° Séchage en lit fluidisé.

- Le régime permanent établi (Cf III.2.1.) on met dans le séchoir la charge de produit humide

- A des intervalles de temps déterminés, on prélève des échantillons dont on détermine la teneur en humidité.

- Au moment du prélèvement, on relève également les différentes températures.

- On trace les courbes de séchage.

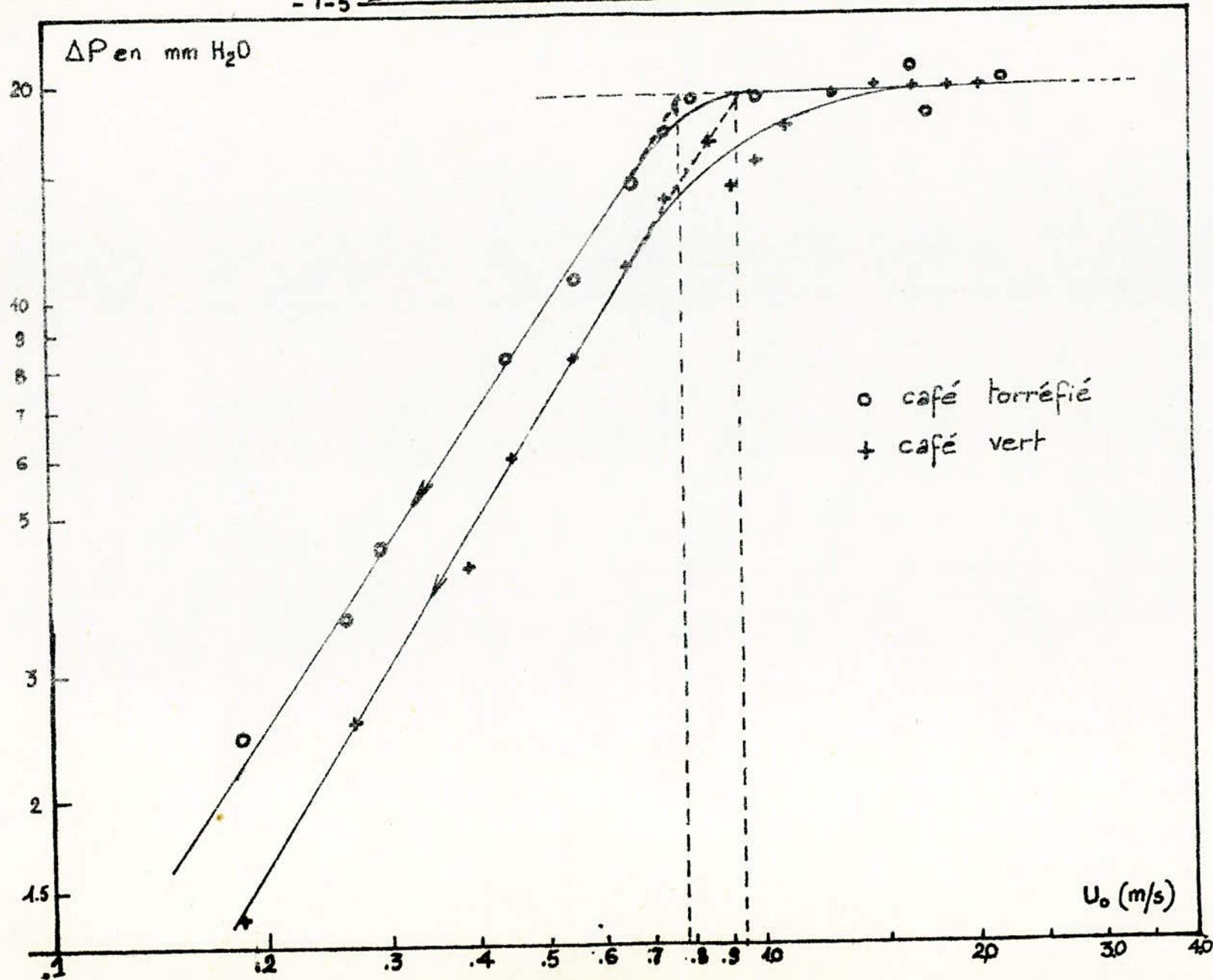
3° Séchage en lit fluidisé sans prélèvement:

- Le mode opératoire est le même que le précédant, à la seule différence, que dans ce cas on ne fera qu'un seul prélèvement (de préférence à un temps (t) supérieur à celui nécessaire au chauffage du solide), dont on détermine l'humidité (w)

- On porte sur un graphique $T = f(t)$

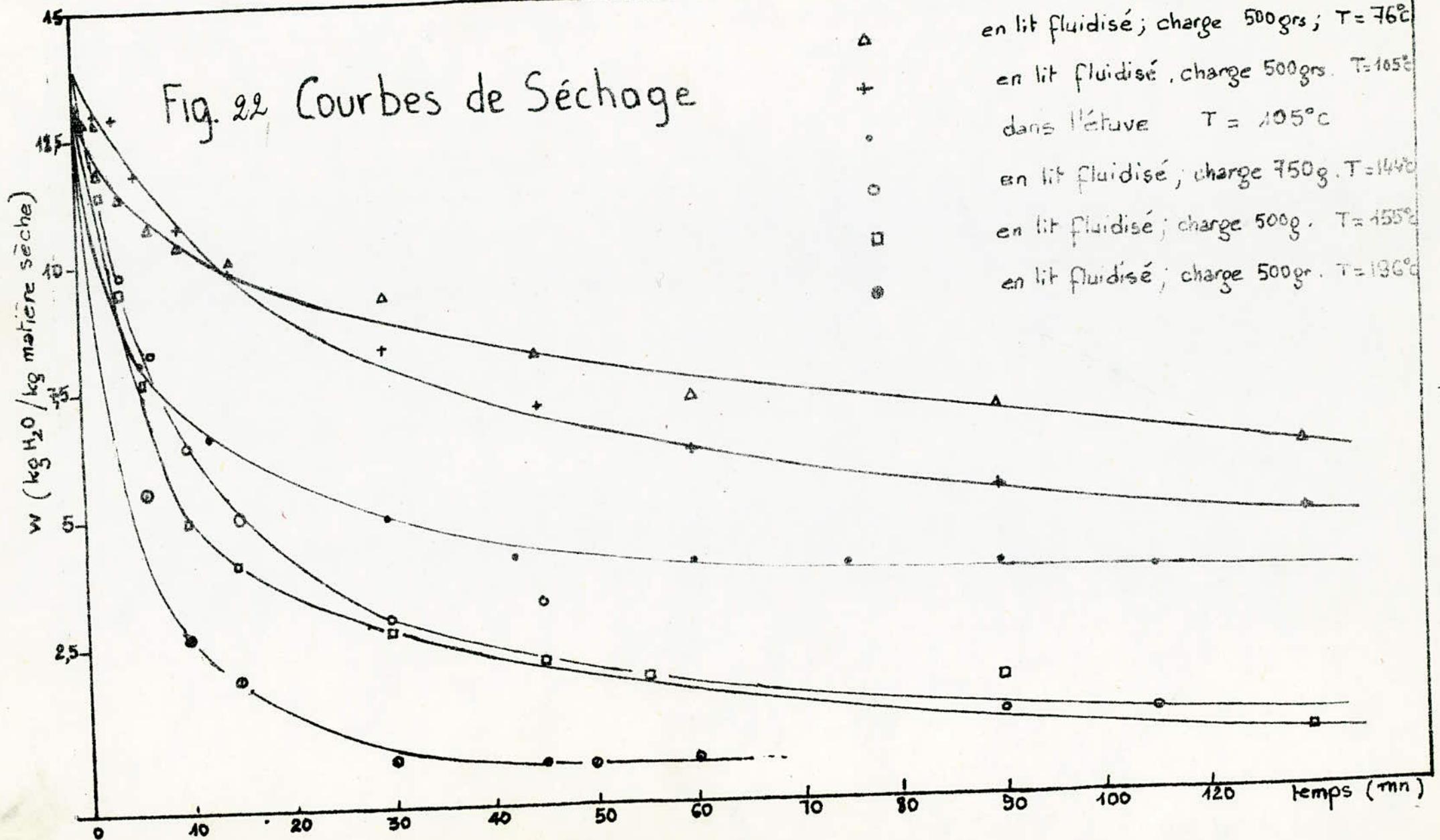
- On vérifie si le point considéré (w, t) se retrouve sur les courbes de séchage obtenues pour un essai avec prélèvements et pour les mêmes conditions.

- Fig. 21 COURBES de FLUIDISATION



ht

Fig. 22 Courbes de Séchage



28

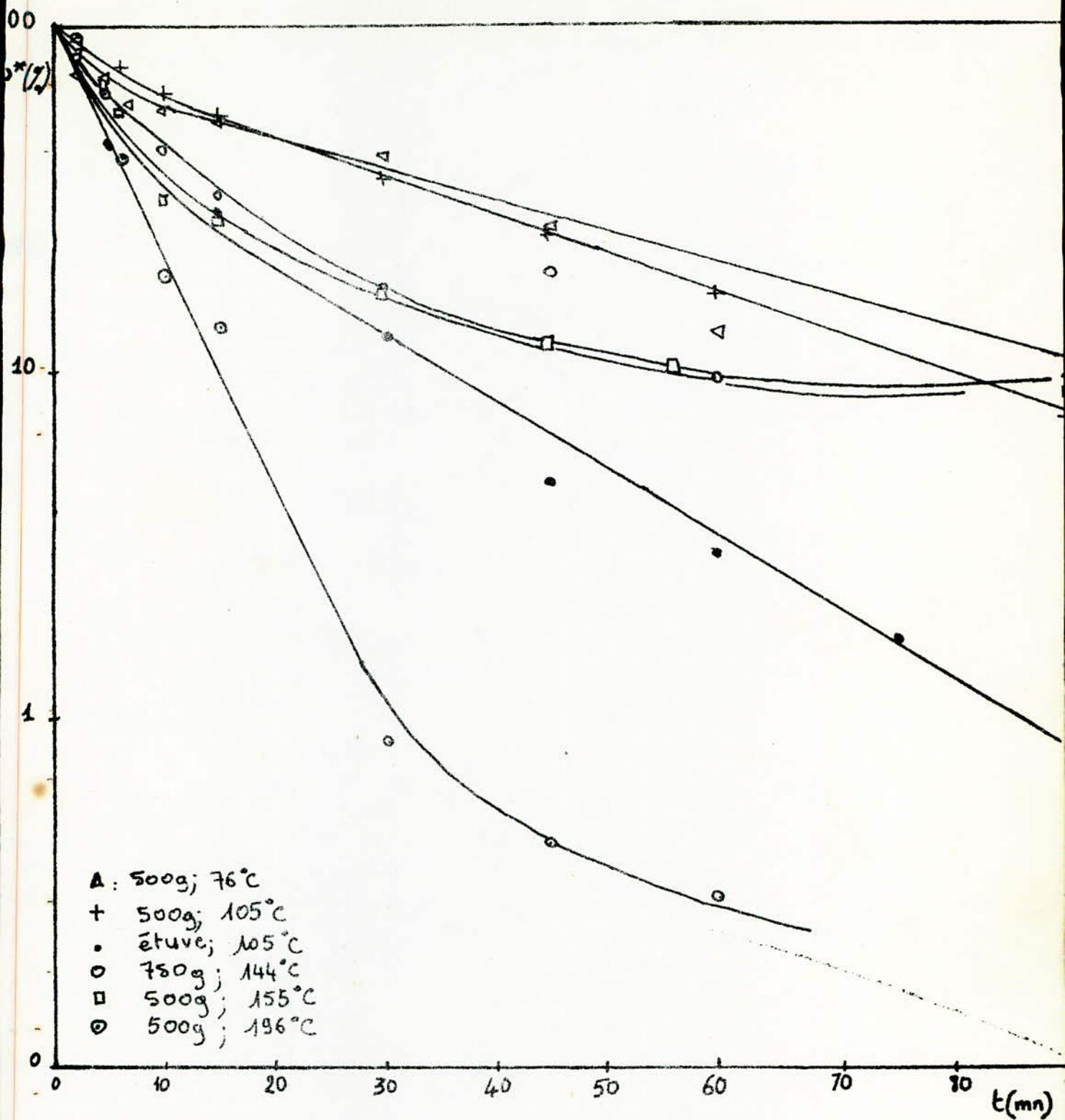


Fig. 23 : Courbes de séchage $\log w^* = f(t)$

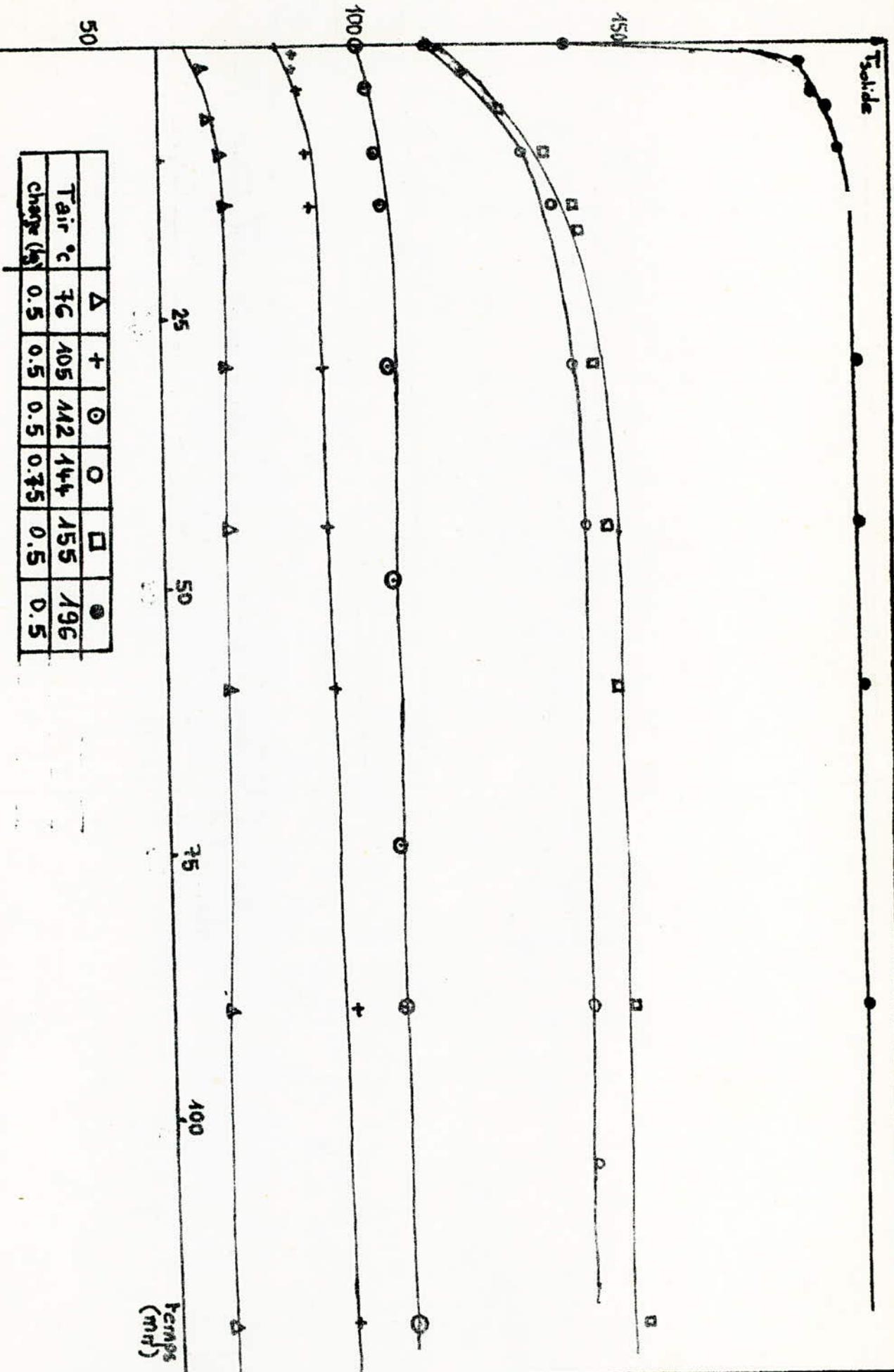


Fig 2) Variations de la température du solide au cours du séchage.

D'après l'allure des courbes de séchage du café, on déduit que celui-ci subit un séchage à taux décroissant. Autrement dit, contrôlé par la diffusion de l'humidité à l'intérieur du solide.

Les résultats obtenus, montrent également, que la masse de la charge ainsi que les prélèvements des échantillons, qui sont des facteurs externes, n'affectent pas la cinétique du séchage.

(voir courbes 4 et 5 Fig. 22 et courbes 2 et 3 Fig. 24)

Par contre, la vitesse de l'opération augmente avec la température ; cette dernière étant directement liée au coefficient de diffusivité de l'humidité à l'intérieur du solide.

Donc contrôlée par la diffusion, la cinétique de séchage ne doit pas être influencée par la vitesse de l'air. Ceci, revient à dire que pour les mêmes conditions opératoires, les courbes de séchage en lit fluidisé et en étuve doivent se superposer. Il se trouve que dans notre cas, la vitesse de séchage du café est plus importante en étuve qu'en lit fluidisé (voir courbes 2.3 Fig 24)

En confrontant ce résultat aux courbes représentant l'évolution de la température de l'air dans le lit, on remarque que pour le cas considéré (courbe 2 Fig) la température atteinte au bout de 2 heures, n'est que le 100 °C environ, La température de l'air égale à 105 °C, et moyennant le résultat précédent, il apparaît que la quantité de chaleur nécessaire au chauffage des particules est plus importante dans le lit fluidisé. Ceci pourrait s'expliquer par le fait, que dans l'étuve, la masse de produit est nettement inférieure (10g environ) à la masse fluidisée (500 g).

Pour vérifier cette explication, il serait donc intéressant d'obtenir la cinétique du séchage en étuve d'une masse de 500 g.

On observe d'autre part, un aplatissement des courbes $\log w^* = f(t)$ (fig. 23).

Le séchage de la particule évoluant de sa surface externe vers son centre ; donc diminution de la surface du plan subissant le séchage en plus de la distance séparant ce plan de la surface d'échange entre l'air et le solide ; pourrait être une explication, plausible, à cet aplatissement.

* dans l'étuve étant constante et égale...

IV

SUGGESTION D'UN PROCEDE DE SECHAGE - TORREFACTION DU CAFE
EN CONTINU

49

N'ayant pratiquement, aucune influence sur la vitesse de séchage du café, en discontinu, l'opération en lit fluidisé devrait cependant, présenter de grands intérêts pour le procédé de séchage et torréfaction du café:

- Facilité d'opérer en continu
- Période de chauffage des graines, plus courte que dans un four
- Moins de pertes d'arôme
- Calcination plus efficace (augmentation des échanges thermiques se produisant lors de la calcination.
- Amélioration de l'efficacité thermique et du rendement de l'opération par utilisation d'une installation multiétagée ([5]; P.P. 4.3, 4.3⁷ exemple de calcination d'une pierre calcaire).
- Entraînement des peaux et des fines.

On propose fig. , une installation multiétagée de séchage-torréfaction du café:

- Dans un premier lit, l'air froid est préchauffé par refroidissement du produit torréfié, chaud (250° C environ), sortant du lit de torréfaction (lit inférieur de la section séchage-torréfaction

- L'air préchauffé passe ensuite dans un four dont la puissance de chauffe peut être réglée par le débit du comburant (FUEL par exemple).

- L'une des propriétés des couches fluides étant la ségrégation des particules, les graines séchées arrivant du lit supérieur (plus lourdes, Cf III.2.2.3) tombent au fond du lit de torréfaction et remontent vers la surface, au fur et à mesure qu'elles sont torréfiées. Ceci explique la sortie du produit, située au niveau supérieur de la couche du lit de torréfaction.

- Les peaux ainsi que les particules fines susceptibles de boucher les orifices du distributeur, sont entraînés hors du lit de séchage, et n'arrivent pratiquement pas dans le lit inférieur. Elles sont ensuite récupérées au moyen d'un cyclone.

- Le dimensionnement de chaque étage se fait de la manière décrite en II.7.

- Le rétrécissement de l'appareil au niveau de la section de séchage, s'explique par le fait que la vitesse superficielle de l'air nécessaire à l'obtention d'une bonne couche fluidisée, est plus faible dans le cas du produit humide (Cf. III 2.2.3).

- Les vitesses superficielles de l'air à travers les couches de particules humides et torréfiées étant respectivement u_1 et u_2 , les diamètres de ces couches sont dans le rapport.

$$\frac{D_1}{D_2} = \left(\frac{u_2}{u_1} \right)^{1/2}$$

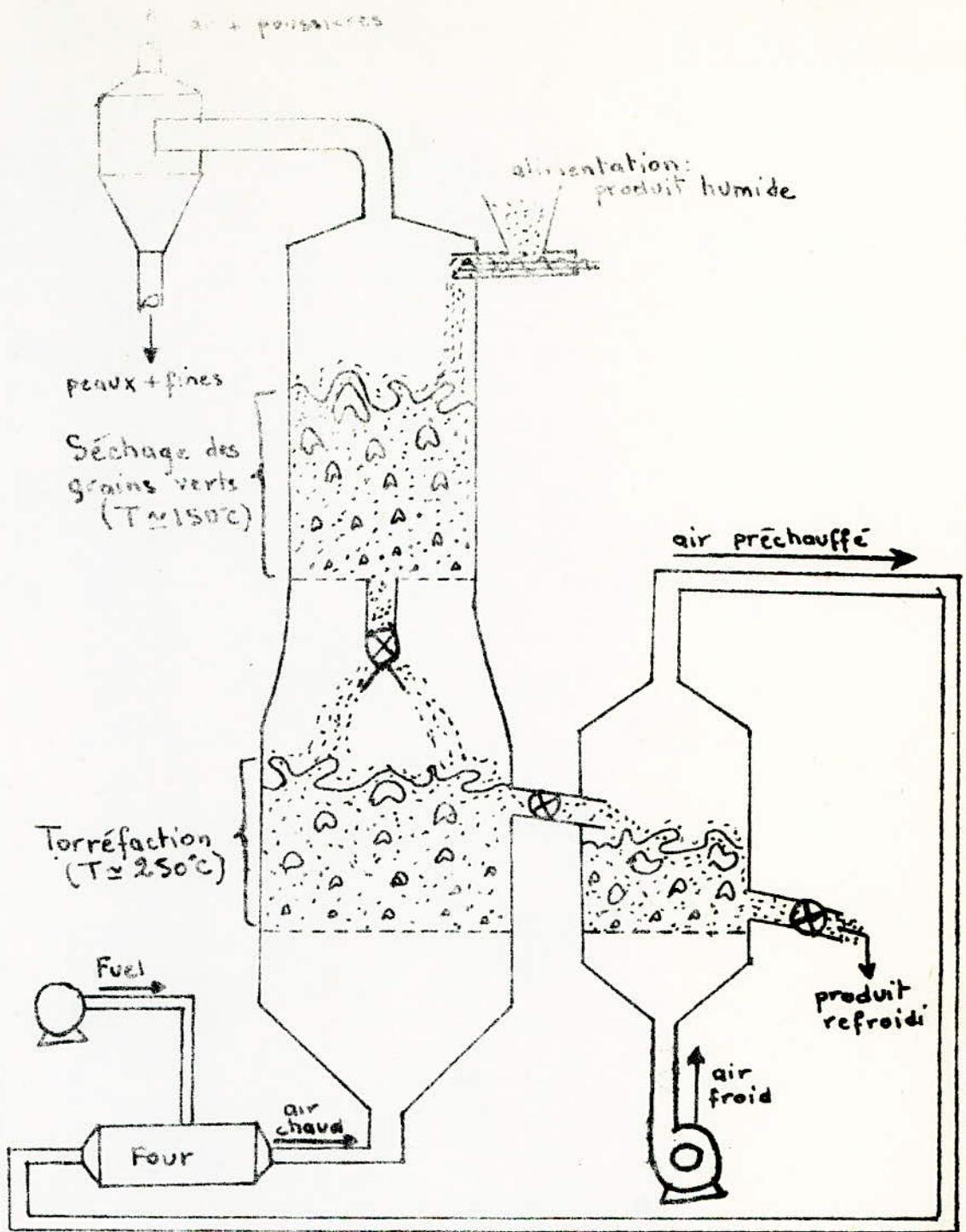


Fig. 25. Installation de torréfaction du café

V

QUELQUES AMELIORATIONS A APPORTER A L'INSTALLATION REALISEE

V

QUELQUES AMELIORATIONS A APPORTER A L'INSTALLATION REALISEE

53

SUGGESTIONS

Pour une meilleure utilisation de l'installation réalisée, il serait souhaitable que l'on puisse doter celle-ci de certains accessoires supplémentaires à savoir :

1°) - Une régulation de la température au moyen d'un by-pass d'air froid, à l'entrée du lit, avec vanne automatique : on réduirait ainsi la durée de la mise en régime qui est de plus d'une heure (cette inerte due aux plaques refractaires placées à l'intérieur de la boîte, ne permet pas une régulation basée directement sur le réglage de la puissance de chauffage).

2°) - Des rheostats places sur les sous-branches permanentes (démunies d'interrupteurs) du système électrique chauffant, permettent de basses températures de l'air à l'entrée du lit.

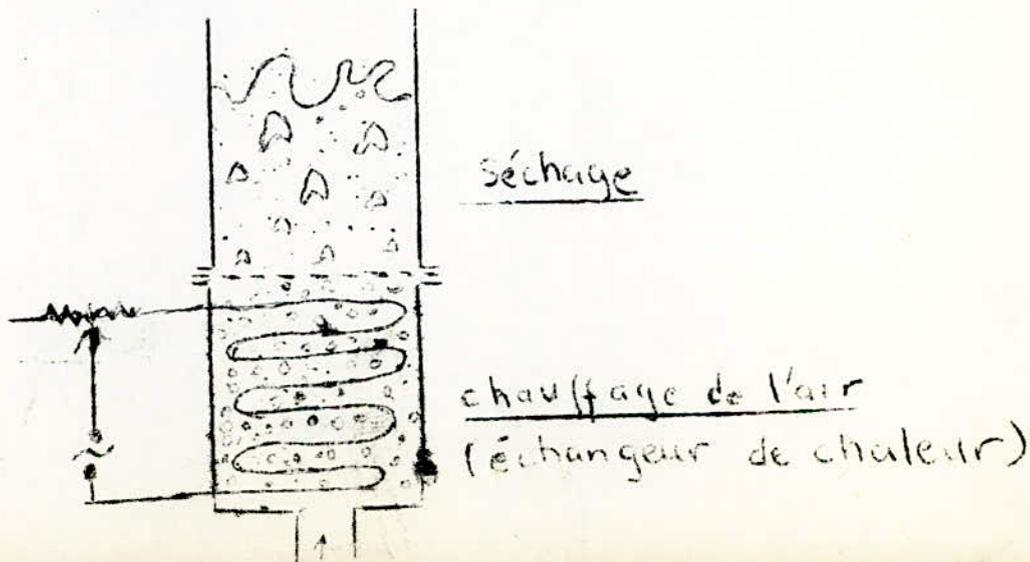
3°) - Une filtration ainsi qu'un séchage de l'air avant son entrée dans l'installation.

4°) - Un moyen de variation de l'humidité de l'air filtré et séché ; par exemple, par un barbotage de celui-ci dans l'eau.

5°) - Un meilleur calorifugeage, afin d'éviter des pertes d'énergie, et par conséquent un allongement de la durée de la mise en régime par chauffage de l'atmosphère ambiante.

Les points 1° - 2° - 3°, pourraient être en grande partie résolues, en remplaçant la boîte de chauffage par des éléments chauffants tels que les fils THERMOCOAX. Ces derniers, dotés d'une souplesse d'utilisation intéressante, seront convenablement disposés à l'intérieur du cylindre que l'on omettra pas de calorifuger.

L'introduction, dans le cylindre d'une seconde couche de particules solides adéquates (bonne conductibilité thermique ainsi qu'une bonne fluidisation dans les conditions opératoires) améliorerait le chauffage de l'air entrant dans le lit de particules subissant le séchage.



CONCLUSION

Nous avons conçu et réalisé une petite installation qui répond aux performances que nous lui demandions.

Elle peut servir, sous réserve de l'améliorer en suivant les conseils que nous avons répertoriés, à l'étude du séchage d'une large gamme de produits (le changement du distributeur, seule pièce à modifier en fonction du produit séché, est très facile).

Les essais effectués sur le séchage du café, et qu'il convient de parachever, montrent un exemple d'étude de séchage d'un produit à taux décroissant. On pourra étudier, sur cette même installation, la torréfaction elle-même, qui est un cas de calcination, et non plus de séchage, en lit fluidisé. Ces essais devront être suivis d'un calcul d'une installation industrielle.

57

A N N E X E S

A N N E X E I

Méthode de détermination de la couche de séchage en continu à partir d'un processus discontinu.

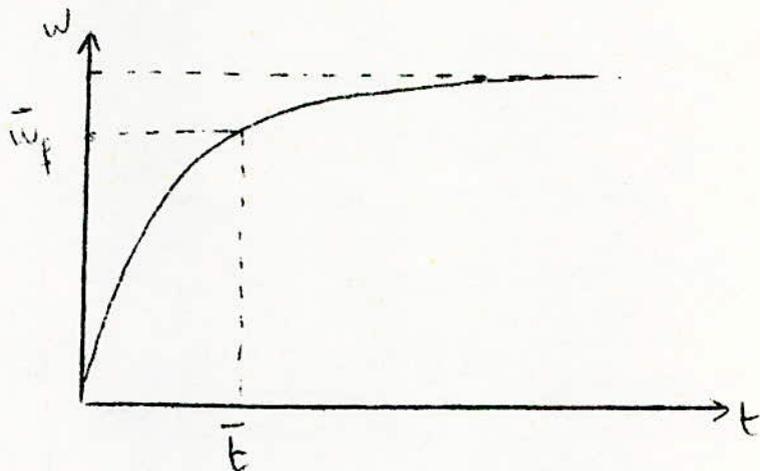
L'analyse de la couche du séchage continu, donne les renseignements nécessaires, (notamment le temps de séjour moyen \bar{t}) au calcul d'un séchoir industriel opérant en continu. Vanocsek propose une méthode d'obtention de cette courbe à partir d'une série d'opérations discontinues.

A une charge fluidisée et séchée de masse M Kg, on rajoute successivement des petites portions de matériau humide de masse M_1 , M_2 , M_3 Après chaque addition, on détermine la courbe de séchage, en suivant l'évolution dans le temps de l'humidité du fluide sécheur à la sortie du lit. On obtient ainsi, et pour chaque addition, une courbe de séchage. Plus le rapport est faible, et plus la situation se rapproche de ce qui se passe en continu.

En traçant les courbes de séchage pour différents rapports ; on peut, en extrapolant à $=0$, obtenir la courbe de séchage en continu.

Vanocsek illustre ce procédé d'obtention de la courbe de séchage limite, par l'exemple de séchage en lit fluide, de particules de

Pour w_f fixée, \bar{t} est facilement déduit de la courbe de séchage limite.



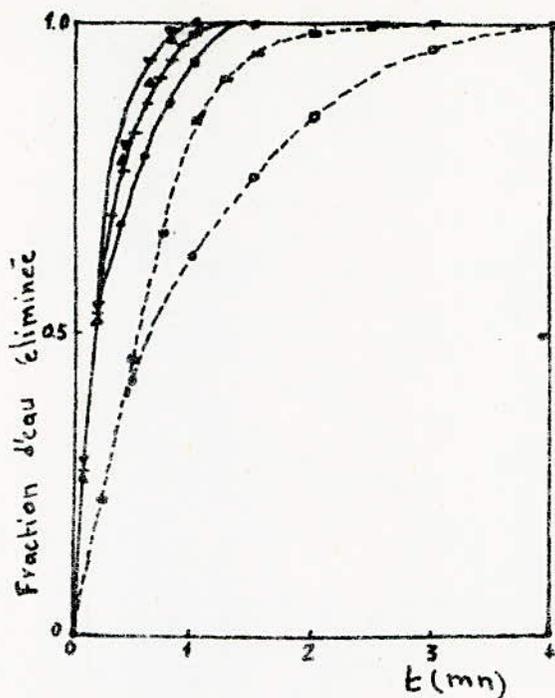


Fig. 26. Obtention de la courbe limite du séchage de résines échangeuses d'ions.

Légende:

○ : charge humide de 200g

■ : charge humide de 50g

● : charge séchée $M: 200g$ + portion humide $M_1: 100g \cdot \frac{M_1}{M} = 95$

+ " " $M: 200g$ + " " $M_2: 60g \cdot \frac{M_2}{M} = 93$

▲ " " $M: 200g$ + " " $M_3: 40g \cdot \frac{M_3}{M} = 92$

▼ " " $M: 200g$ + " " $M_4: 20g \cdot \frac{M_4}{M} = 91$

A N N E X E II

DESSINS DES DIFFERENTES PIECES USINEES

Afin de situer, l'emplacement des différentes pièces dans l'installation, on a représenté (fig.19) le schéma des sections d'homogénéisation et de séchage de cette installation.

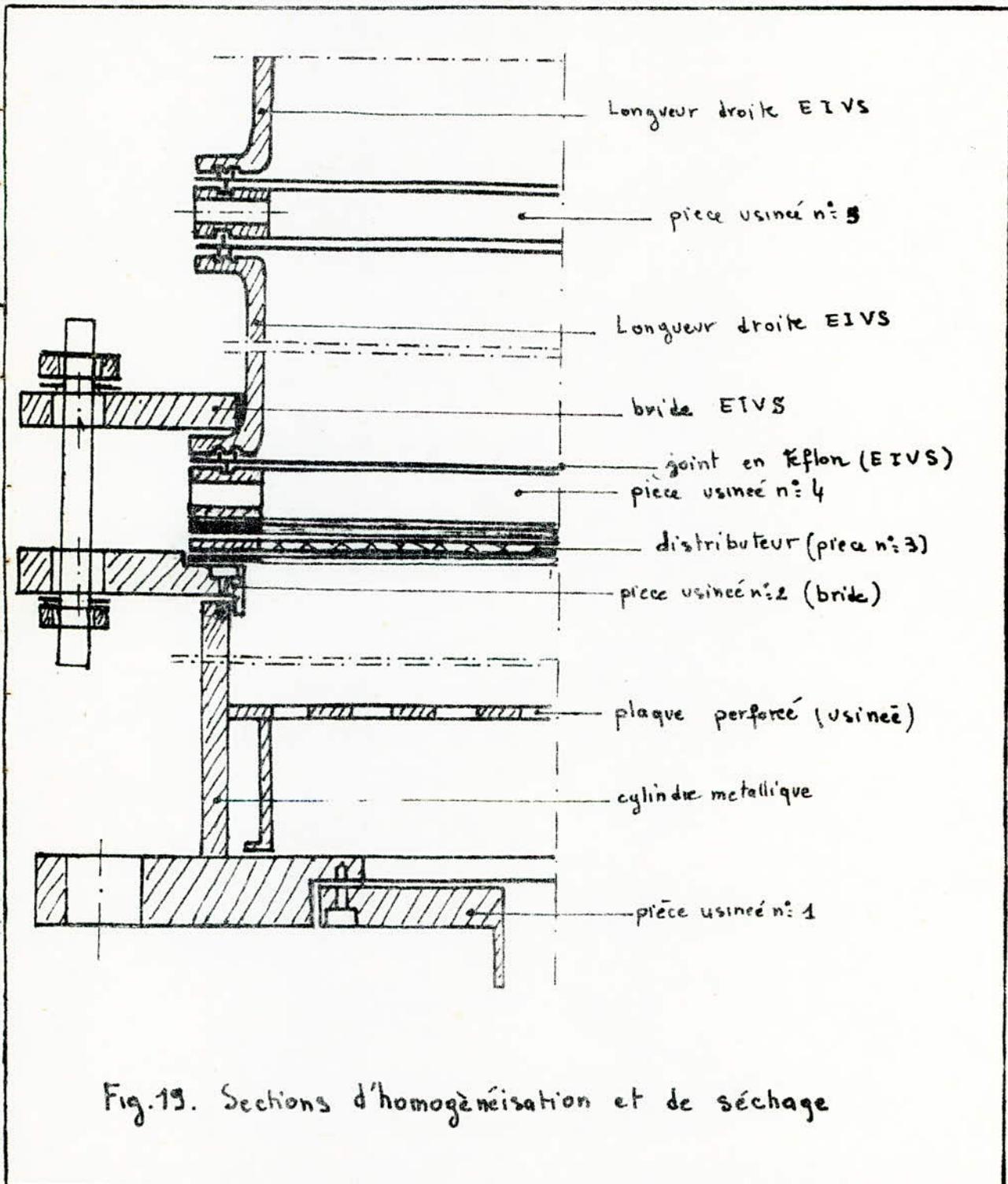


Fig.19. Sections d'homogénéisation et de séchage

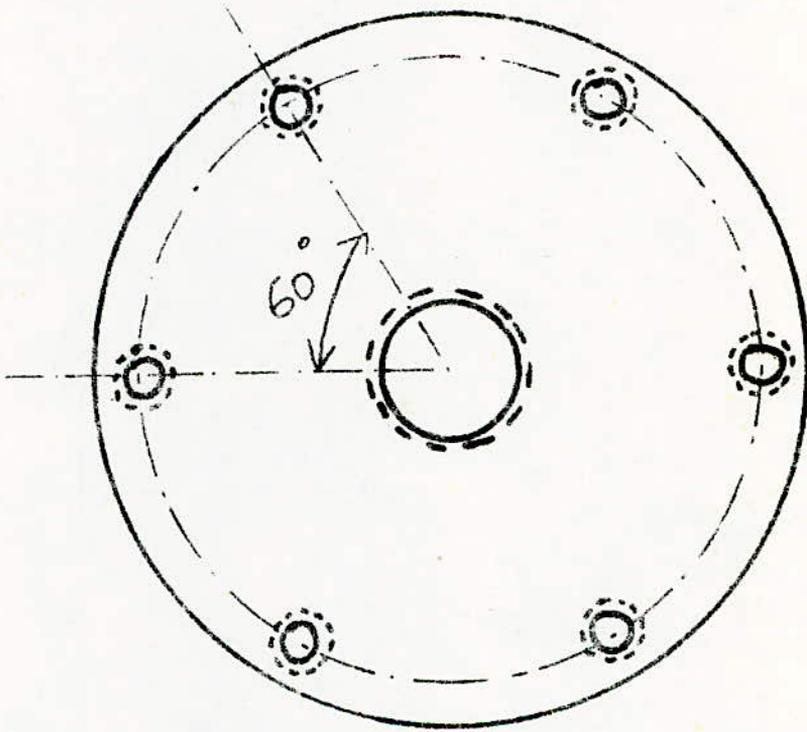
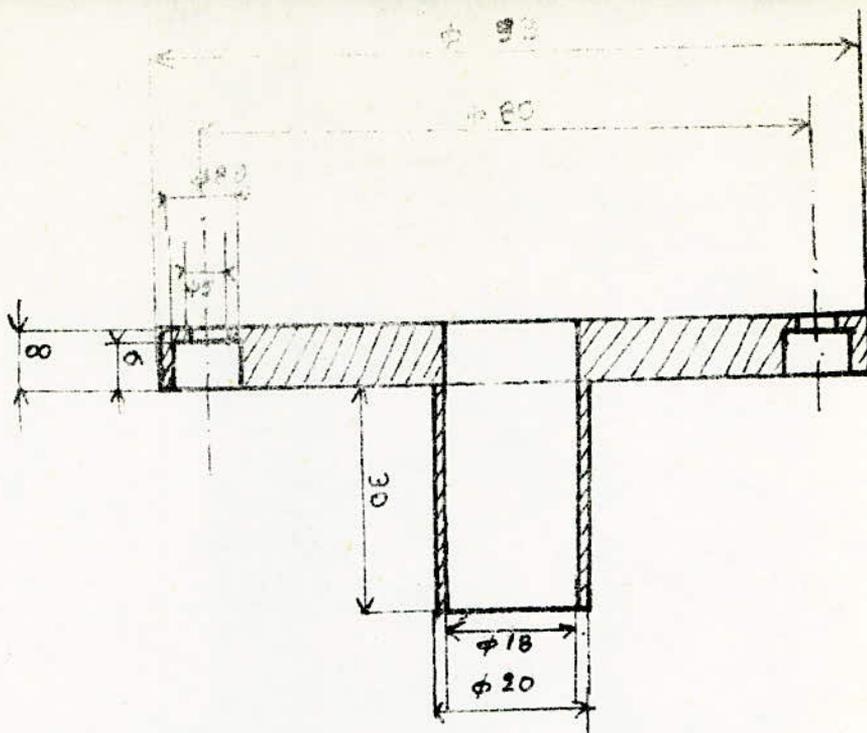


Fig 27 Pièce usinée n° 1 (échelle 1/2) en Laiton

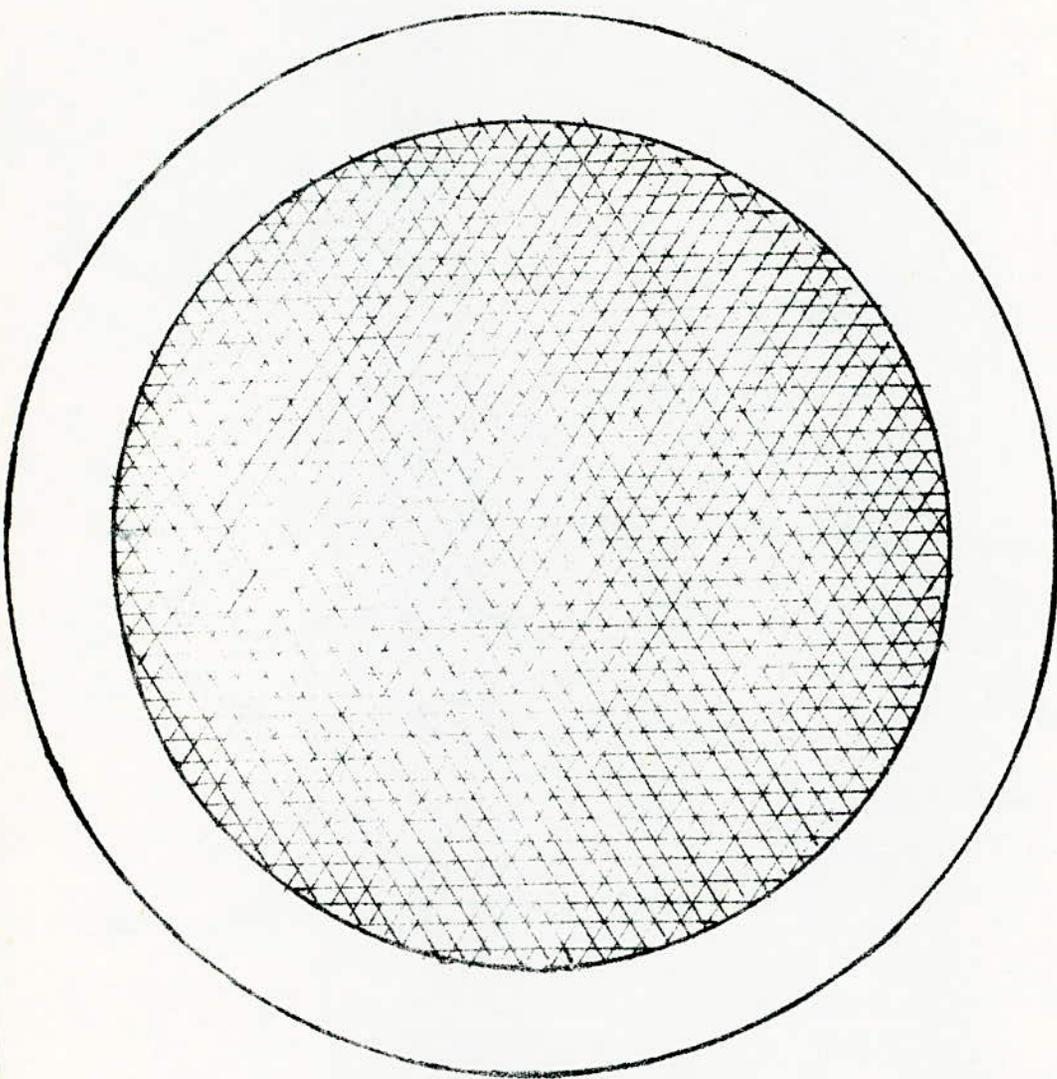


Fig 29 Distributeur: pièce n° 3 (échelle 1/1). en Laiton

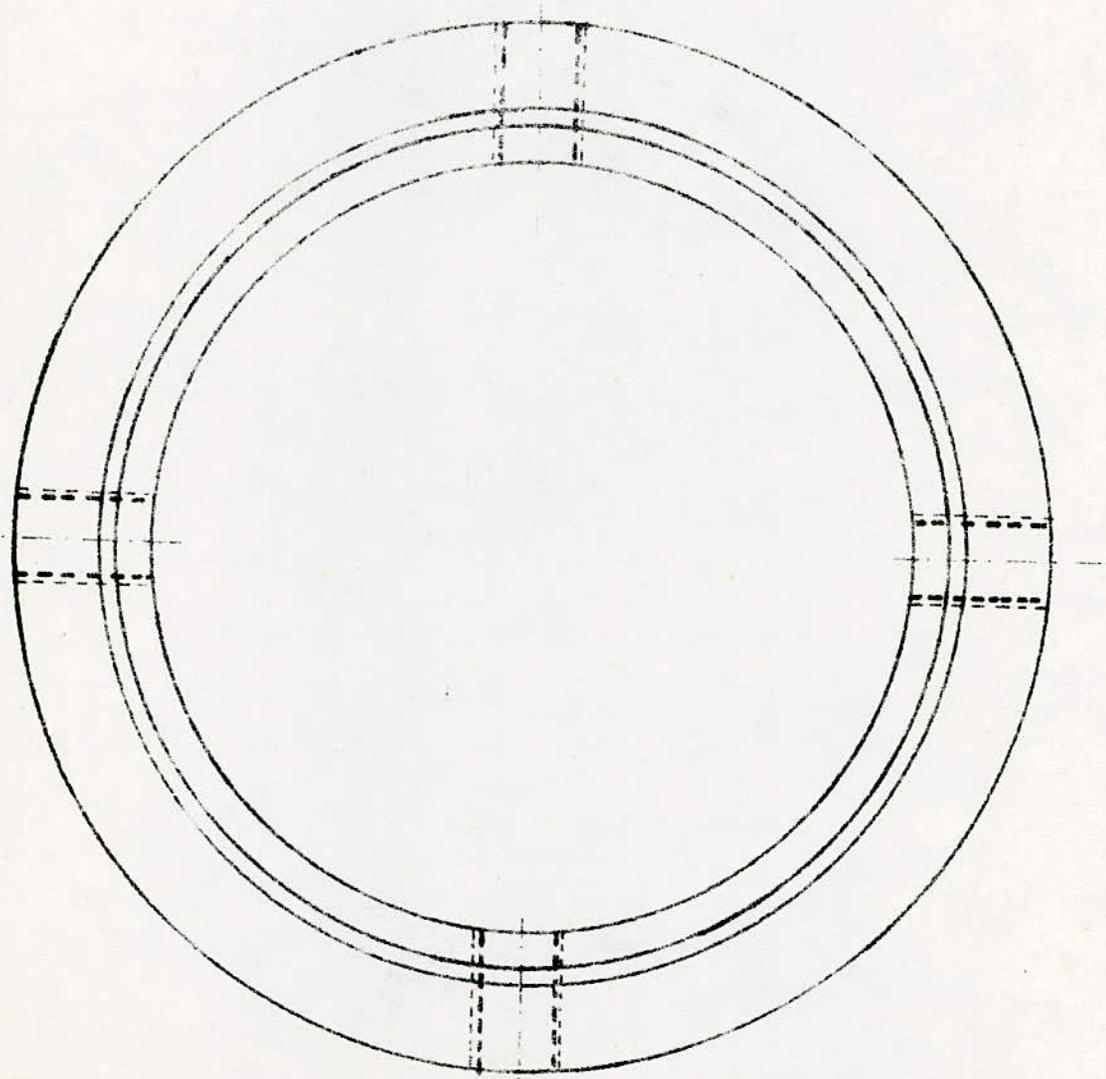
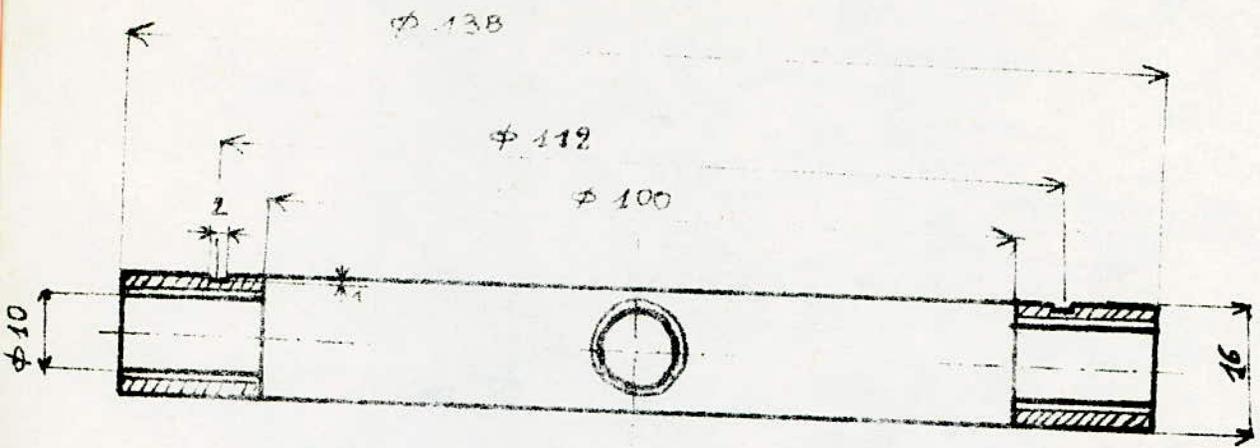


Fig 30 Pièce n° 4. (Echelle 1/1) en Acier

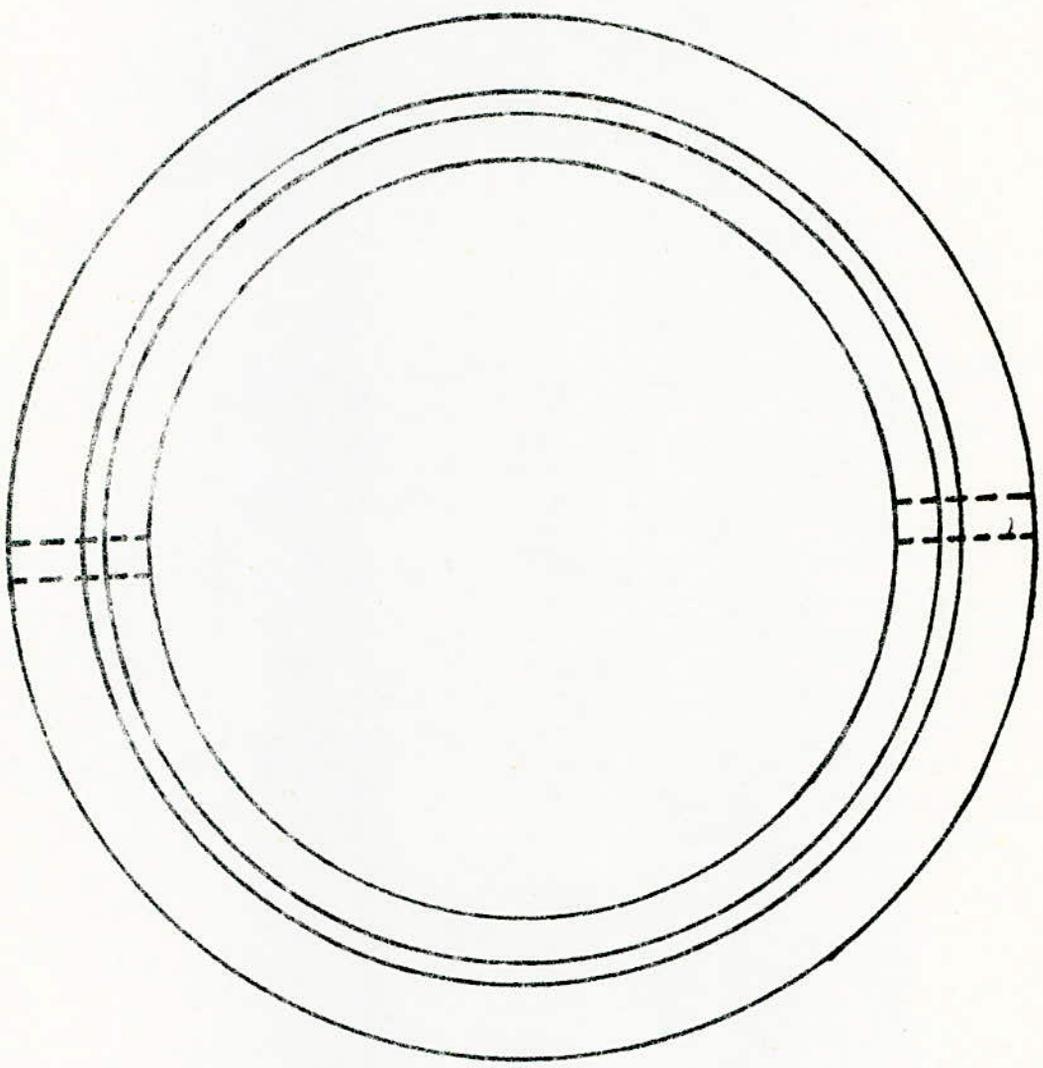
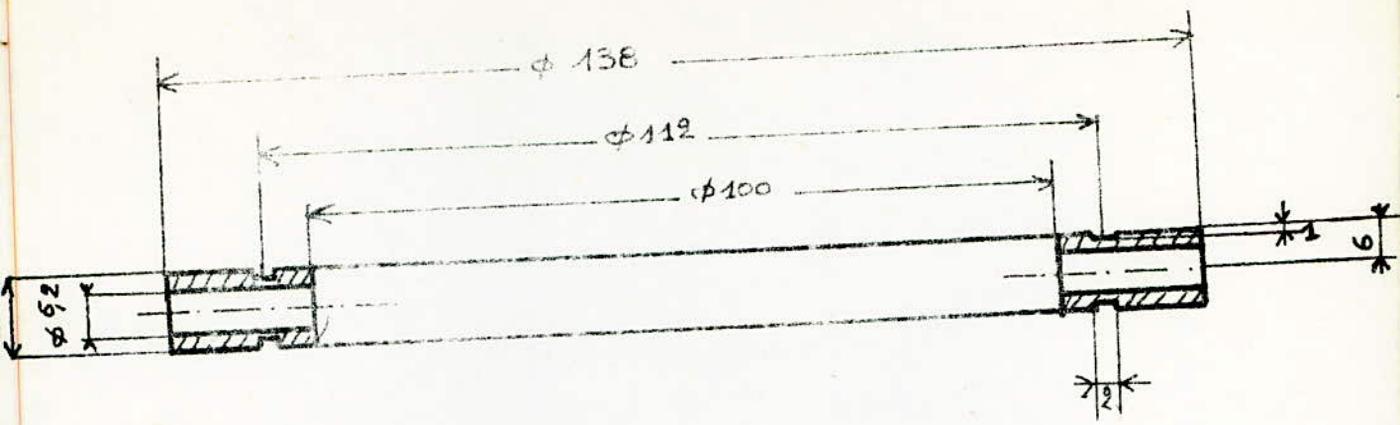


Fig 31 Pièce n° 5. (Echelle 1/4) en Laiton

A N N E X E III

MESURE DE L'HUMIDITE DE L'AIR

L'humidité de l'air, a été mesurée au moyen d'un hygromètre à condensation " Casella ". On donne pour cela la courbe (déduite du diagramme de l'air humide SOLYVENT), représentant la relation entre la température de l'air et sa température de rosée pour une teneur en humidité donnée.

A N N E X E IV

TABLEAU DES VAIEURS DES RESULTATS EXPERIMENTAUX

Dans le désir de ne pas surcharger la partie expérimentale, on a reporté dans cette annexe certains des résultats expérimentaux.

Tableau I.

Données sur les particules

a (mm)	b (mm)	V _p (mm ³)	A _p (mm ²)	d _p (µm)	ψ _s
0,3475	0,2975	0,0644	0,9442	0,4973	0,823
0,3550	0,2800	0,0582	0,8949	0,4808	0,811
0,4025	0,2875	0,0696	1,0258	0,5103	0,798
0,3700	0,2875	0,0640	0,6957	0,4963	0,801
0,4250	0,2875	0,0736	1,0751	0,5199	0,790
0,3750	0,2600	0,0531	0,8607	0,4663	0,793
0,3875	0,2950	0,0706	1,0232	0,5127	0,807
0,3675	0,2525	0,0490	0,7504	0,4540	0,863
0,4680	0,2750	0,0728	0,1129	0,5180	0,747
0,3700	0,3050	0,0721	1,0236	0,5164	0,818
0,3500	0,2775	0,0564	0,8751	0,5008	0,899
0,3650	0,3000	0,0688	0,9927	0,5084	0,818
0,4200	0,2875	0,0727	1,0639	0,5178	0,791
0,3400	0,3125	0,0695	0,9837	0,5012	0,802
0,3675	0,2760	0,0582	0,9027	0,4808	0,804
0,3475	0,2800	0,0570	0,8792	0,4775	0,814
0,3700	0,2750	0,0581	1,1451	0,4805	0,633
0,3875	0,3075	0,0767	1,0743	0,5271	0,812
0,3800	0,3000	0,0716	1,0264	0,5152	0,756
0,3825	0,2815	0,0628	0,9538	0,4931	0,801
0,3625	0,2950	0,0660	0,9680	0,4857	0,765
0,3600	0,2900	0,0616	0,9433	0,4899	0,799
0,3175	0,2700	0,0480	0,7887	0,4509	0,809
0,3350	0,3000	0,0631	0,9256	0,4939	0,828
0,4025	0,2975	0,0746	1,0667	0,5222	0,803
0,3950	0,3075	0,0782	1,0912	0,5305	0,810
0,4175	0,3075	0,0827	1,1433	0,5405	0,803
0,4050	0,3150	0,0841	1,1459	0,5435	0,810
0,3675	0,3075	0,0728	1,0277	0,5180	0,820
0,4000	0,3100	0,0805	1,1133	0,5357	0,809
0,3550	0,2975	0,0658	0,9600	0,5008	0,821
0,4075	0,2800	0,0669	1,0061	0,5036	0,792
0,3850	0,3000	0,0631	1,0379	0,4939	0,738
0,3750	0,3050	0,0730	1,0350	0,5185	0,816
0,4275	0,3000	0,0806	1,1341	0,5359	0,795
0,3875	0,2875	0,0679	0,9933	0,5041	0,804
0,3575	0,3050	0,0696	0,9950	0,5103	0,822
0,3350	0,2750	0,0530	0,8350	0,4660	0,817
0,9250	0,2850	0,0667	2,1782	0,5031	0,865
0,3975	0,2800	0,0652	0,9848	0,4933	0,795
0,3700	0,2875	0,0640	0,9554	0,4963	0,809
0,3400	0,2875	0,0588	0,6310	0,4824	0,785
0,3475	0,2875	0,0501	0,8156	0,4573	0,806
0,4350	0,2800	0,0714	1,0646	0,5147	0,782
0,3825	0,3050	0,0745	1,0522	0,5220	0,813
0,3350	0,3000	0,0631	0,9256	0,4939	0,828
0,4075	0,3025	0,0781	1,0992	0,5303	0,809
0,3225	0,2750	0,0510	0,8093	0,4601	0,822
0,3650	0,2600	0,0516	0,8409	0,4619	0,797
0,3675	0,2925	0,0650	0,9692	0,4988	0,806

ERRATA

Nous nous excusons pour les erreurs introduites dans ce fascicule

page 2 : I. 2.1, 4^e ligne $U_{mf} = \frac{(\varphi_s d_p)^2}{150} \cdot \frac{\rho_s - \rho_g}{\mu} g \cdot \frac{\varepsilon_{mf}^3}{1 - \varepsilon_{mf}}$
 " " 8^e ligne $(\dots) \cdot (\dots) + \dots = \frac{d_p^3 \rho_g}{\mu^2} (\rho_s - \rho_g) g$

page 4 ; éq(8) $U_t = \left[\frac{4g d_p (\rho_s - \rho_g)}{3 \rho_g C_D} \right]^{1/2}$

page 15, 11^e ligne à partir du bas $h = 53,6 \cdot G_0^{0,8} \text{ MKSA}^x$

page 16 ; dernière ligne. Ajouter $l =$ demi-épaisseur de la particule si le séchage se fait sur les deux faces ou $l =$ épaisseur totale si le séchage se fait sur une face.

pp 16 et 17 Eq 18 ; 19 ; 20 : valables pour une surface subissant le séchage plane et constante.
 KUNII (5) donne pour le cas d'une particule sphérique de rayon R :

$$w^* = \frac{w - w_e}{w_0 - w_e} = \frac{G}{\pi^2} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \exp \left[- \left(\frac{n\pi}{R} \right)^2 \frac{Dt}{R^2} \right]$$

p. 18, 13^e ligne $w^* = f(t)$ en échelle demi-log.

p 20 5^e ligne $\frac{dw}{dt} = -k_G A (\rho_w - \rho_s)$

p 26 4^e ligne : E

p 24 ; 2 dernières lignes : \bar{w}_f et \bar{t}

p. 39, 8^e ligne poids final de la charge

p. 38, 2^e essai, 9^e ligne Hauteur finale de de la couche $4c$

p 41, \bar{d}_p et $\bar{\varphi}_s$ recalculés (voir annexe IV tableau I)

p 42, 1^{ere} et 2^e ligne : nettement supérieure à la

ERRATA (Suite)

chaleur sensible nécessaire pour emmener le produit depuis sa température d'entrée dans le lit T_{s_0} jusqu'à la température de séchage

p. 42
$$w = \frac{P_1 - P_2}{P_2}$$

p. 45, fig 22 les températures portées représentent la température de l'air à l'entrée du lit (ordonnée xx)

p. 43 Modifier la courbe 3

p. 47 fig 24 ordonnée T_{lit} et non T_s

p. 48 Dernier \int fin de la 2^e ligne : en plus de l'accroissement

p. 38 III 2.2.1 observations 4^e ligne : $50 \text{ Nm}^3/\text{h}$

p. 49 2^e ligne supprimer discontinu

p. 53 ; 4^o), 2^e ligne, barbotage de celui-ci dans l'eau

Page 1

$$\varphi_s = \frac{\text{surface de la sphère ayant même volume que la particule}}{\text{surface de la particule}}$$

Tableau II₁
Fluidisation du café torréfié

T(ambiante): 24°C

P(atmosphérique): 753,4 mm Hg

Poids de la charge: 175 g

Qv réel (m³/h)	u ₀ (m/p)	ΔP _c (mm eau)	ΔP _{c+d} (mm eau)	ΔP _d (mm eau)
62,6	2,21	20,0	61,1	41,0
49,0	1,73	18,2	47,4	29,2
46,9	1,66	20,9	46,5	25,5
41,7	1,47	19,6	46,9	27,3
36,5	1,29	19,6	37,8	18,2
28,2	1,00	19,6	38,7	19,1
26,1	0,92	19,6	37,4	17,7
22,9	0,81	19,6	33,3	13,7
20,9	0,74	16,9	29,2	12,3
18,8	0,66	14,6	24,6	10,8
15,6	0,55	10,5	18,2	7,7
12,5	0,44	8,2	12,7	4,6
10,4	0,37	5,9	10,0	4,1
7,3	0,26	3,6	6,8	3,2
5,2	0,18	2,2	3,6	1,4
0,0	0,0	0,0	0,0	0

Tableau II₂

Fluidisation du café humide (vert).

T(ambiante): 21°C

P(atmosphérique): 758,2 mm Hg

Poids de la charge = 500 g.

Qv réel (m³/h)	u ₀ (m/p)	ΔP _c (mm eau)	ΔP _{c+d} (mm eau)	ΔP _d (mm eau)
59,1	2,10	21,9	63,8	41,9
49,8	1,76	21,9	54,7	32,8
43,6	1,54	21,9	53,3	31,4
41,5	1,46	21,9	46,9	25,0
29,0	1,03	21,9	44,2	22,3
25,9	0,92	20,5	36,9	16,4
20,8	0,73	19,6	36,0	16,4
15,7	0,55	9,1	18,7	9,6
10,4	0,37	5,0	9,6	4,6
8,3	0,29	4,1	7,7	3,6
5,2	0,18	2,7	4,1	1,4
0,0	0,0	0,0	0,0	0,0

Tableau II₁

Séchage en lit fluidisé à 76°C

 $P(\text{atm}) = 760 \text{ mmHg}$; Débit air : 4,8,5 N m³/h $T(\text{amb}) = 22^\circ\text{C}$ Humidité de l'air : ($T = 23^\circ\text{C}$ et $T_{\text{roseé}} = 12^\circ\text{C}$)

Poids de la charge = 500g

 $W_{\text{air}} = 55\%$

t (mn)	T _s (°C)	W (%) Kgeau / Kg mat sèche	W* = $\frac{W - W_e}{W_0 - W_e}$ (%)
0	66	13,70	100,00
2	71	11,87	76,23
4	72	11,41	70,26
7	73	10,66	60,52
10	75	10,38	56,88
15	76	10,01	52,07
30	76	9,27	42,46
45	76	8,03	26,36
60	76	7,04	13,50
90	76	6,78	10,13
120	76	5,98	—

Tableau II₂

Séchage en lit fluidisé à 105°C

 $P(\text{atm}) = 763,1 \text{ mmHg}$; Débit air = 42,5 N m³/h $T_{\text{atm}} = 23^\circ\text{C}$ humidité de l'air : ($T = 24^\circ\text{C}$, $T_{\text{roseé}} = 11,2^\circ\text{C}$) $W_{\text{air}} = 48\%$

Poids de la charge = 500g

t (mn)	T _s (°C)	W (%) Kgeau / Kg mat sèche	W* = $\frac{W - W_e}{W_0 - W_e}$ (%)
0	85	14,00	100,00
2	89	13,03	89,62
4	90	12,92	88,44
6	91	11,76	75,93
10	91	10,69	64,47
15	92	9,83	55,25
30	94	8,19	37,50
45	95	7,02	24,91
60	96	6,09	17,10
90	99	5,18	7,31
120	99	4,52	0,22

Tableau III₃

Séchage en étuve à 105°C

$P_{atm} = 762,7 \text{ mm Hg}$

$T_{amb} = 23,8^\circ\text{C}$

humidité de l'air ($T = T_{amb}$; $T_{rosée} = 15,5^\circ\text{C}$) $w_{air} = 6,5\%$

$t \text{ (mn)}$	$W \text{ (Kg eau / Kg mat sèche)}$ %	$W^* = \frac{W - W_e}{W_0 - W_e} \text{ (\%)}$
0	13,90	100,00
2	11,42	75,90
4	8,41	46,70
6	8,12	43,90
15	6,63	29,40
30	4,93	12,90
45	4,10	4,80
60	3,91	3,00
75	3,78	1,70
90	3,70	0,90
105	3,62	0,20

Tableau III₄

Séchage en lit fluidisé à 112°C, sans prélèvement

$P_{atm} = 753,4 \text{ mm Hg}$, débit d'air = $42,5 \text{ Nm}^3/\text{h}$

$T_{amb} = 24^\circ\text{C}$

humidité de l'air ($T = 24,5^\circ\text{C}$, $T_{rosée} = 16^\circ\text{C}$)

$w_{air} = 6,0\%$

Poids de la charge = 500g

$t \text{ (mn)}$	$T_s \text{ (}^\circ\text{C)}$
0	101
2	103
4	103
10	104
15	105
30	106
50	107
75	108
90	108
120	110

Tableau III₅

Séchage en lit fluidisé à 144°C

$P_{atm} = 762,4 \text{ mmHg}$; Débit d'air = $42,5 \text{ Nm}^3/\text{h}$

$T_{amb} = 23^\circ\text{C}$

humidité de l'air : ($T = 23,5^\circ\text{C}$, $T_{rosee} = 13^\circ\text{C}$)

$W_{air} = 55\%$

Poids de la charge = 750g

$t \text{ (mn)}$	$T_s \text{ (}^\circ\text{C)}$	$W \text{ (Kg eau / Kg mat. sèche)}$ (%)	$W^* = \frac{W - W_e}{W_0 - W_e} \text{ (}\%)$
0	112	13,81	100,06
2	122	10,87	77,74
4	124	9,83	69,87
7	127	8,24	57,83
10	132	6,42	44,06
15	137	5,00	33,31
30	141	2,88	17,26
45	143	3,21	19,76
60	144	1,88	9,69
90	144	0,72	0,91
105	144	0,76	1,21

Tableau III₆

Séchage en lit fluidisé à 155°C

$P_{atm} = 762,0 \text{ mmHg}$; Débit air = $41,5 \text{ Nm}^3/\text{h}$

$T_{amb} = 23^\circ\text{C}$

humidité de l'air ($T = 24^\circ\text{C}$, $T_{rosee} = 16^\circ\text{C}$)

Poids de la charge = 500g $W_{air} = 65\%$

$t \text{ (mn)}$	$T_s \text{ (}^\circ\text{C)}$	$W \text{ (Kg eau / Kg mat. sèche)}$ (%)	$W^* = \frac{W - W_e}{W_0 - W_e} \text{ (}\%)$
0	116	13,85	100,00
2	123	11,41	82,00
4	126	9,52	68,04
6	127	7,73	54,83
10	136	4,48	30,85
15	141	4,01	27,38
30	145	2,68	17,56
45	147	2,03	12,77
60	149	1,71	10,41
90	151	1,50	8,86
120	153	0,30	0,00

Séchage en lit fluidisé à 196°C
 $P_{atm} = 765 \text{ mm Hg}$; débit de l'air = $41 \text{ Nm}^3/\text{h}$
 $T_{amb} = 22^{\circ}\text{C}$
humidité de l'air ($T = 23^{\circ}\text{C}$; $T_{rosée} = 11^{\circ}\text{C}$)
 $W_{air} = 45\%$
Poids de la charge = 500 g

$t \text{ (mn)}$	$T_s \text{ (}^{\circ}\text{C)}$	$W \text{ (Kg eau / Kg mat. sèche)}$ o/o	$w^{\circ} = \frac{W - W_e}{W_0 - W_e} \text{ (}\% \text{)}$
0	140	13,61	100,00
2	183	12,46	91,62
4	186	8,63	63,24
6	189	5,62	41,18
10	191	2,63	19,12
15	194	1,84	13,24
30	194	0,12	0,88
45	194	0,06	0,44
60	195	0,04	0,31
90	195	—	—

A N N E E V

CARACTÉRISTIQUES DE L'AIR

Les caractéristiques de l'air, notamment ρ , C_p et μ , étant fonction des conditions opératoires, on donne dans cette annexe les variations de ρ , C_p et μ en fonction de la température.

Les courbes ont été tracées à partir des valeurs données par la littérature [4].

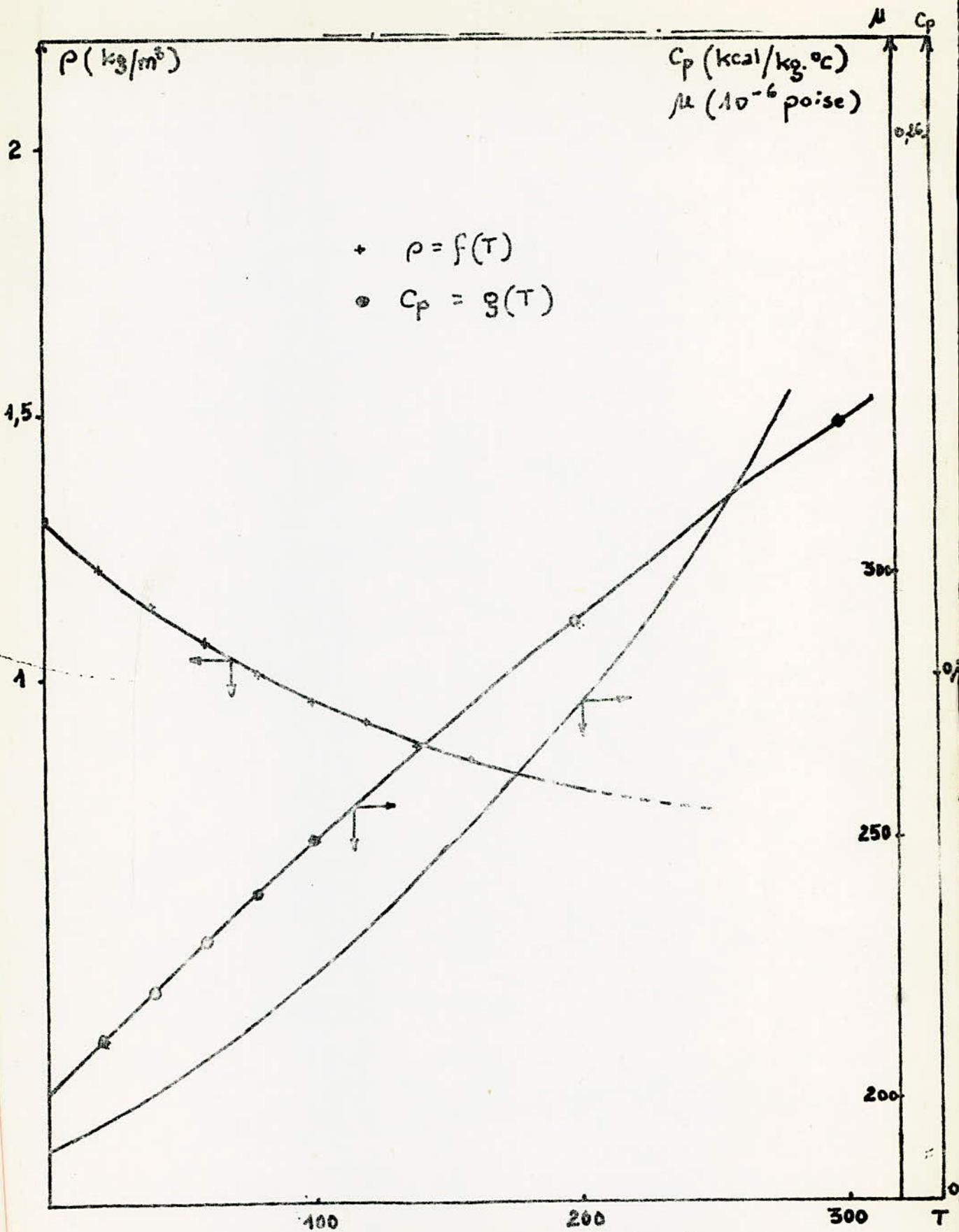


Fig 32 caractéristiques physiques de l'air en fonction de la température

BIBLIOGRAPHIE

- 1 J.H. Perry, Chemical Engineer's Handbook, 3^e éd., Mc Graw Hill, New York, 1963
- 2 D Kunii & O. Levenspiel, Fluidization Engineering, John Wiley & Sons , 1969
- 3 Davidson & Richardson, Fluidization
- 4 Techniques de l'ingénieur, J 2710, J2312, K 420
- 5 V. Vanecek, M. Markvart et R. Drbohlav, Fluidized Bed Drying, Leonard Hill, London, 1966
- 6 W.L. Badger et J.T. Banchero; Introduction to Chemical Engineering, Mc Graw Hill
- 7 M.I. Khokhar, A.S. Mujumbar, I E (I) Journal CH, vol 58, Mc Gill University
- 8 J.L.M. Vaccarezza, J.L. Lombardi et J. Chirife, Can. J.of Chem. Eng., vol. 52, Oct. 74.
- 9 F. Kneule, Le séchage, Eyrolles, 1959
- 10 W.E. Clark, Chem. Eng., Mars , 1967
- 11 M. Younsi, E.N.P.A., Juin 1979, Projet de fin d'études

