

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

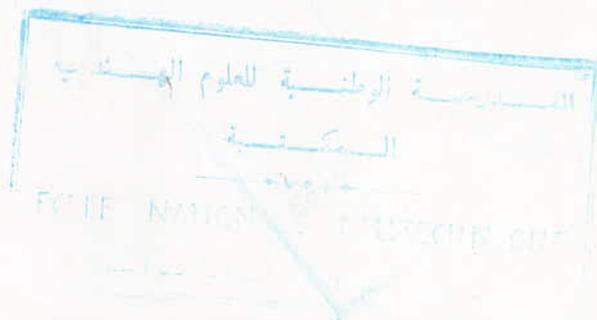
DEPARTEMENT GENIE CHIMIQUE

2ex

PROJET DE FIN D'ETUDES

Sujet : ETUDE CINETIQUE DU SECHAGE
..... CONCEPTION D'UN SECHOIR A LIT FLUIDISE
.....
.....
.....

Proposé par : M^{elle} Fatiha Etudié par : M^{elle} Ourida
..... BENTAHAR MOHAMMEDI



UNIVERSITE DES SCIENCES ET DE LA TECHNOLOGIE D'ALGER

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT GENIE CHIMIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

Sujet : Etude cinétique du Sechage

Conception d'un séchoir à lit Fluidisé

Proposé par : Mlle FATIHA

BENTAHAR

Etudié par : Mlle OURIDA

MOHAMMEDI

Promotion : JANVIER 1983

- D E D I C A C E S -

//-

- Ma mère , Mon père
 - Mes soeurs , Mes frères
 - Ma grande - Mère
 - Mes Tantes , Mes Oncles
 - Mes cousines , Mes Cousins
 - Mes Amis (es)
- et tous ceux qui me sont chers .

- REMERCIEMENTS -

Mes plus vifs remerciements s'adressent à mon promoteur Melle
BENTAHAR FATIHA pour son aide constant et ses précieux conseils.

Je tiens également à remercier :

- Les membres du Jury :

President : Melle K. ALIA : Maitre de conférence à l'E.N.P.

Examineurs : Mr GROCHOWSKI : Maitre de conférence à l'E.N.P.

Mr AHMED - ZAID : Maitre assistant stagiaire à l'E.N.P.

pour avoir bien voulu juger ce modeste travail .

- Tous ceux qui de près ou de loin ont contribué à
l'elaboration de ce travail en particulier : Mme L.KAOUAS, Mme
AMANOWICZ et Mr BENIDDIR.

- Mr H.IHOUT ainsi que mes camarades pour leur
soutien et leur encouragements .

- PLAN -

- OBJET du sujet.....	1
- Introduction.....	2
I. Cinétique du séchage.....	3
I.1 Les différentes périodes de séchage.....	5
I.2 Etudes des phénomènes ayant lieu au cours du séchage.....	5
I.2.1 Période à allure constante.....	5
I.2.2 Période de ralentissement.....	5
I.2.3 Transfert de chaleur et de matière.....	8
I.2.4 Evolution de la température dans le produit.....	10
I.3 Phénomènes rencontrés lors du séchage d'un produit alimentaire.....	11
II. Séchage en lit fluidisé.....	13
II.1 Généralités sur la fluidisation.....	13
II.2 Caractéristique du séchage en lit fluidisé.....	19
- Bilan de matière et de chaleur.....	20
III. Etude expérimentale de la cinétique de séchage.....	22
III.1 Etude cinétique en séchage.....	23
III.1.1 Appareillage.....	23
III.1.2 Manipulation.....	25
III.1.3 Résultats expérimentaux et interprétations.....	26
III.2. Etude cinétique du séchage en lit fluidisé.....	36
III.2.1 Description du séchoir.....	36
III.2.2 Manipulation.....	36
III.2.3 Résultats expérimentaux et interprétations.....	39
IV. Conception d'un séchoir en lit fluidisé.....	48
IV.1 Détermination de la vitesse de l'air U_0	48
IV.2 Conception du distributeur.....	49
IV.3 Calcul du séchoir.....	52
- Bilan de matière.	
- Temps de séjour des particules dans le lit.	
- Perte de charge subie par l'air.	
- Hauteur libre H.	
- Température du lit.	

IV.4 Les équipements annexes.....	63
- Séparateur solide-Gaz.	
- Systeme de conditionnement d'air et de distribution.	
- Ventilateur.	
- Contrôle d'écoulement du solide.	
<u>Conclusion générale</u>	77
Bibliographie.....	78
Annexes.....	80
A1. Etalonnage des thermocouples.	
A2. Determination des caractéristiques du produit.	
A3. Calcul de la vitesse minimale et maximale de fluidisation.	
A4. Calcul de l'épaisseur du distributeur.	
A5. Propriétés physique de l'air.	

- / / NOTATION -

C_{pg} ; C_{ps} :	Chaleur spécifique du gaz et solide à pression constante respectivement	(g/mm^3)
D :	Diffusivité de l'humidité dans le solide	(cm^2/s)
d_p :	Diamètre des particule	(mm)
f :	Fraction de vide du distributeur	(%)
F_o :	Débit d'alimentation du produit humide	(kg/h)
G :	Débit massique de l'air sec	(kg/h)
h :	Coefficient de transfert de chaleur	($\text{cal}/\text{sec cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$)
h_l :	Hauteur du lit	(m)
K :	Coefficient de transfert de matière	($\text{g.M.S.}/\text{cm}^2 \text{ sec}$)
\mathcal{L} :	Chaleur latente de vaporisation de l'eau	(cal/g)
m_p :	masse du produit	(kg)
M.S :	Masse du produit sec	(kg)
Re :	nombre de REYNOLDS	
t, tr :	Temps et temps critique respectivement	(sec)
t :	Temps de séjour	(sec)
U_o ; U_{minf} , U_t :	vitesse superficielle du gaz, vitesse minimale de fluidisation et vitesse de chute libre des particules respectivement	(m/s)
W, W_o , W , W_{er} :	Teneur en humidité de solide à l'instant t, initiale, d'équilibre et critique respectivement	(kg d'eau/kg M.S)
Y_1 , Y_2 :	Humidité absolue de l'air à l'entrée et à la sortie du séchoir	(kg d'eau/kg d'air se

- Lettres Grecques.

Ω :	Section du lit	(m^2)
μ :	Viscosité dynamique	(p)
ρ_g , ρ_s :	Masse volumique du gaz et solide	(g/cm^3)
ϕ :	Humidité relative de l'air	(%)
θ_{go} , θ_{gf} :	Température du gaz à l'entrée et sortie du séchoir	($^\circ\text{C}$)
θ_{lit} :	Température du lit égale à θ_{gf}	($^\circ\text{C}$)

Un empirisme total a dominé, pendant longtemps, les applications du séchage, par l'emploi exclusif, dans les grands processus industriels, des sources d'énergie naturelles : le soleil et le vent. Ce n'est que dans les dernières décennies, que nous avons réuni et concretisé les principes scientifiques qui sont à la base du phénomène complexe du séchage.

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

L'objet de notre travail est l'étude de la cinétique de séchage d'un produit alimentaire "RAISIN" dans un séchoir à lit fluidisé et en statique.

Une telle étude permettra de calculer un projet d'installation industrielle en lit fluidisé en continu.

- INTRODUCTION -

L'opération de séchage a pour but d'éliminer partiellement ou totalement les produits volatils d'un corps humide par évaporation de ces produits. Dans notre cas, le produit volatil est l'eau.

Selon les caractéristiques exigées du produit à traiter, nous utilisons différents types de séchoirs. Le choix d'une méthode de séchage doit tenir compte de la nature de la substance, de son état et éventuellement de sa préparation.

Parmi ces séchoirs nous distinguons :

- Chambres de séchage
- Séchoirs - tunnel
- Convoyeurs de séchage
- Tours de séchage
- Séchoirs rotatifs
- Séchoirs à fluidisation
- Séchoirs pneumatiques
- Séchoirs par pulvérisation
- Etc.....

Notre choix s'est porté sur le **séchoir** en lit fluidisé qui présente plusieurs avantages par rapport à d'autres qui sont :

- Mélange et circulation intenses du solide au sein du lit,
- Très bonne isothermité,
- Grands coefficients de transfert de chaleur (et de matière) entre les grains et le fluide.

PARTIE

THEORIQUE

I CINÉTIQUE DE SÉCHAGE.

Lorsqu'un corps humide est placé dans un courant d'air chauffé, il s'établit spontanément 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 sous l'effet de la température.
- Un transfert d'eau s'effectue dans le sens inverse du fait de l'écart de concentration en eau dans l'air.

L'air sert donc à la fois de fluide chauffant et de gaz vecteur pour les produits volatils enlevés.

L'expérience de base consiste à soumettre le produit à un courant d'air chaud, à des intervalles réguliers de temps, nous relevons la masse du produit jusqu'à masse constante.

- L'évolution du séchage est représentée par les courbes représentées sur la figure N° 1.

* Masse (m) ou teneur en eau Wt du produit en fonction du temps (figure 2 - a).

La teneur en humidité étant définie par :

$$Wt = \frac{m_t - m_s}{m_s} \left[\frac{\text{kg d'eau}}{\text{kg M.S}} \right] \dots\dots\dots(1).$$

avec :

m_t : masse du produit au temps t

m_s : masse du produit sec.

* Allure du séchage dm/dt ou vitesse de séchage dWt/dt en fonction du temps (figure 2 -b).

Elle s'obtient en dérivant la courbe $Wt = F(\text{temp})$.

* Allure du séchage en fonction de la teneur en produit volatil du produit :

$$dW/dt = F(Wt) \quad (\text{figure 2 - c}).$$

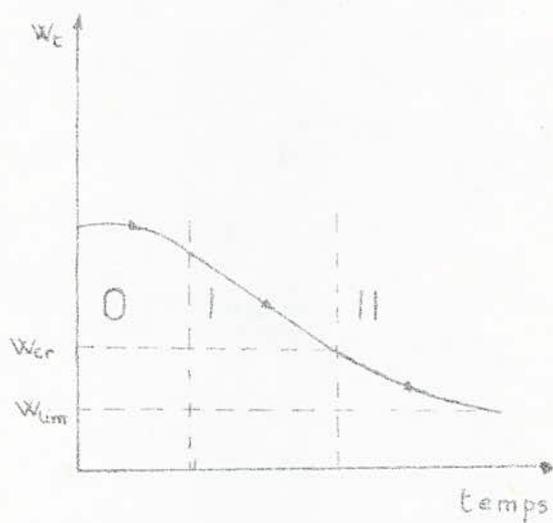
I.1 Les différentes périodes de séchage : (1).

Lors du séchage, nous observons trois périodes différentes :

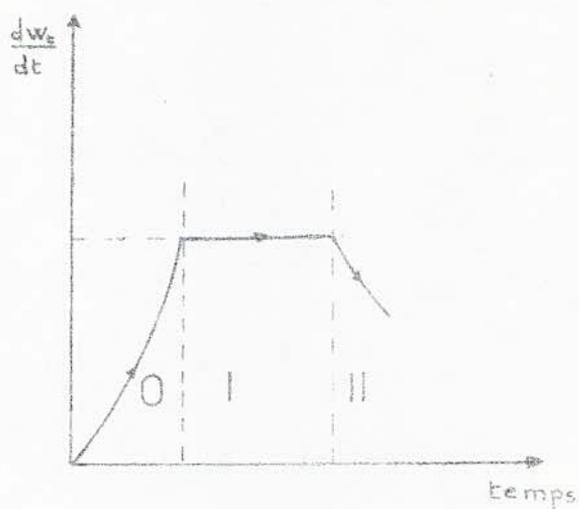
- Période 0 : mise en température du produit
- Période I : période à allure de séchage constante ou évaporation superficielle de l'eau libre.
- Période II : période de ralentissement.

La teneur en eau correspondant à la transition entre la période I et II est appelée "teneur en eau critique" W_{cr} .

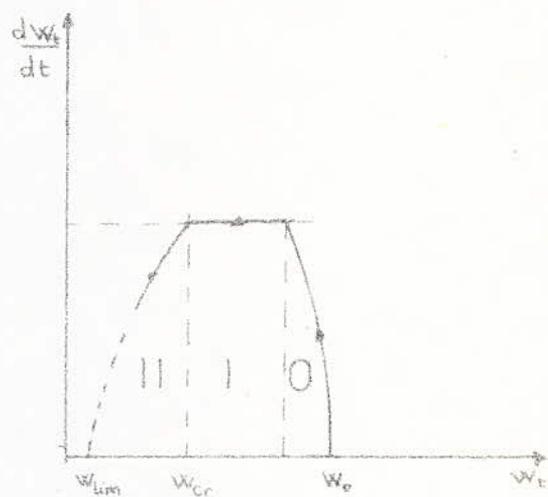
Si nous poursuivons indéfiniment le séchage, l'allure de séchage tendrait vers zéro et le produit vers une teneur en eau limite.



$$1-a : W_c = F(\text{temps})$$



$$1-b : \frac{dW_c}{dt} = F(\text{temps})$$



$$1-c : \frac{dW_c}{dt} = F(W_c)$$

FIGURE N°1

Les courbes de séchage

Ceci constitue la théorie simple. En réalité, divers phénomènes interviennent :

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

I.2 Etudes des phénomènes ayant lieu au cours du séchage. (1).

I.2.1 Période à allure constante.

Au cours de cette période, l'humidité gagne si rapidement la surface que la pellicule d'eau qui s'y trouve, se renouvelle vite (nous supposons que la surface est saturée en humidité à une température constante).

Le séchage est alors analogue à l'évaporation d'une surface liquide (évaporation superficielle).

L'opération devient donc un simple cas de transfert de matière et de chaleur.

I.2.2 Période de ralentissement.

Lorsque le produit atteint, au cours du séchage à allure constante, une teneur en produit - volatil suffisamment basse nous observons un ralentissement de l'allure ; c'est la période II. Le point est caractérisé par "une teneur critique" W_{cr} .

A cette teneur critique, la surface n'est plus mouillée et le séchage dépend du mouvement de l'eau dans le solide pour atteindre la surface de vaporisation.

Plusieurs phénomènes simultanés et couplés expliquant le ralentissement de séchage.

- Existence d'un "front de vaporisation" s'enfonçant progressivement dans le produit d'où une distance ~~croissante~~ entre le front de vaporisation et la surface du produit.
- Plus le produit est sec moins il est perméable à l'écoulement de l'humidité.
- Les effets du corps solubles qui accompagnent l'eau vers la surface où celle-ci les dépose en s'évaporant. Il se produit alors un phénomène de croûtage de la surface qui s'accompagne d'un durcissement de la surface.

Le mouvement de l'humidité dans le solide peut-être :

- * Un mouvement de liquide sous l'influence des forces capillaires ou des forces superficielles.
- * Un mouvement de vapeur, dans les pores remplis de gaz, causé par des différences de tension partielle des vapeurs.
- * Un mouvement par diffusion du liquide dû à une différence de concentration.

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

- Diffusion moléculaire
- Capillarité

Dans le cas de la diffusion moléculaire (2).

La solution de l'équation de FICK, proposée par SHERWOOD est alors applicable :

$$W^* = \frac{8}{\pi^2} \left\{ \exp \left[-Dt \left(\frac{\pi}{2d} \right)^2 \right] + \frac{1}{9} \exp \left[-9Dt \left(\frac{\pi}{2d} \right)^2 \right] + \frac{1}{25} \exp \left[-25Dt \left(\frac{\pi}{2d} \right)^2 \right] + \dots \right\} \dots \dots (2)$$

avec :

$$W^* = \frac{W_t - W_{\infty}}{W_{cr} - W_{\infty}}$$

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

d : La demi-épaisseur de la particule .

L'équation (2) suppose D constant, alors qu'en fait la valeur de celui-ci varie avec la température et de l'humidité.

Si la durée de séchage est assez longue et si la valeur de l'humidité W^* est inférieure à 0,6, l'équation (2) se réduit à :

$$W^* = \frac{W_t - W_{\infty}}{W_{cr} - W_{\infty}} = \frac{8}{\pi^2} \exp \left[-Dt \left(\frac{\pi}{2d} \right)^2 \right] \dots \dots (3)$$

En dérivant l'équation (3) nous obtenons :

$$\frac{dW}{dt} = \frac{-\pi^2 D^2}{4d^2} (W_t - W_{\infty}) \dots \dots (4)$$

L'équation (4) est l'expression cinétique du séchage au cours de la seconde période à allure décroissante.

Dans le cas du mouvement par capillarité : (2).

Si le transfert de l'humidité se fait par capillarité alors, la vitesse de séchage est traduite par les équations (5) et (6).

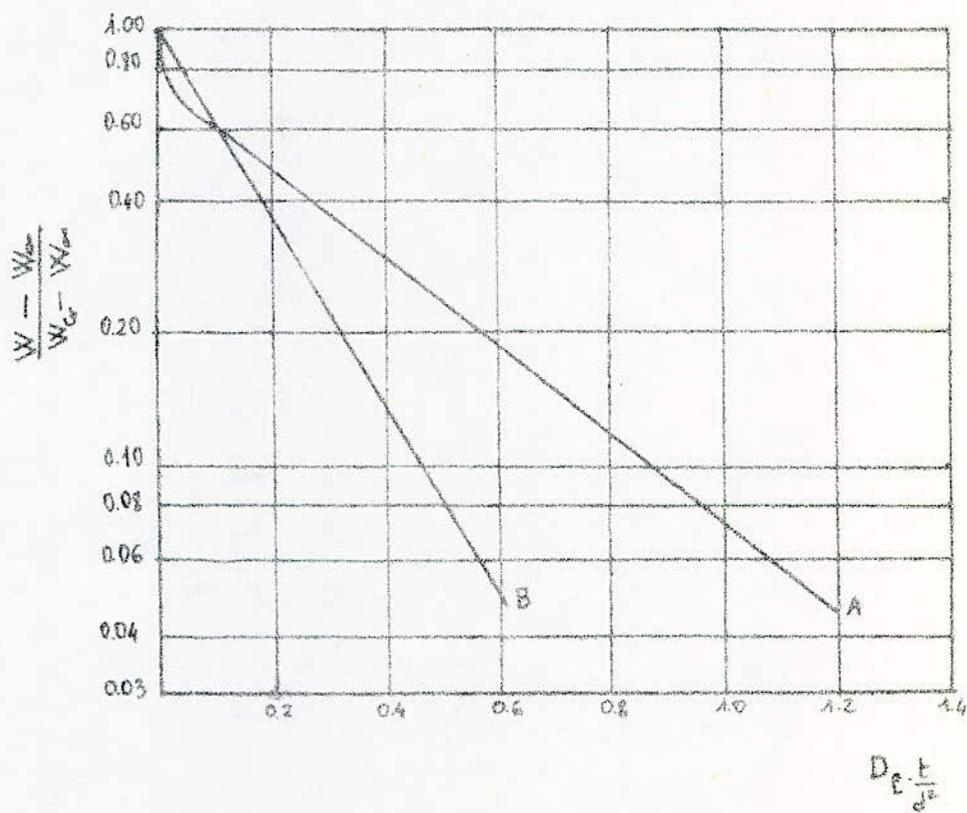
$$\frac{dW}{dt} = -K(W_t - W_{\infty}) \dots \dots (5)$$

$$W^* = e^{-Kt} \dots \dots (6)$$

où K est une fonction de la vitesse de séchage correspondante à la première période et s'écrit :

$$K = \frac{(dW/dt)_{const}}{W_{cr} - W_{\infty}}$$

On a représenté l'équation (4) et (6) sur la figure N° 2.



A :

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{W - W_m}{W_{cr} - W_m} = \frac{8}{\pi^2} e^{-Dt \left(\frac{\pi}{2d}\right)^2} \\ \text{pour } \frac{W - W_m}{W_{cr} - W_m} < 0.6 \end{array} \right.$$

B :

$$\frac{W - W_m}{W_{cr} - W_m} = e^{-bt}$$

FIGURE N°2

I.2.3 Transferts de chaleur et de matière.

Les transferts de chaleur et de matière s'effectuent de deux manières :

- * A l'intérieur du solide par conduction
- * dans la couche limite par convection.

La figure N° 5 représente les différents échanges entre un corps humide et l'air ambiant.

- Transferts de chaleur et de matière dans le produit :
La conduction de la chaleur dans le produit est gouvernée par la loi de FOURIER où intervient le gradient de température :

$$Q_x = - A \cdot \lambda \cdot \frac{\partial \theta}{\partial X} \dots \dots \dots (7)$$

avec : Q_x : Flux de quantité de chaleur suivant l'axe des x (Watts).

A : Surface d'échange perpendiculaire à l'axe des x (m²).

$\frac{\partial \theta}{\partial X}$: Gradient de température existant dans le produit suivant l'axe des X (°C/m).

λ : Conductibilité thermique d'un milieu (W/m°C).

De même, lorsqu'il existe un gradient de concentration dans une substance, il y a un transfert de matière obéissant à la loi de PICK :

$$(dw/dt)_x = A \cdot D_c \cdot \frac{\partial c}{\partial X} \dots \dots \dots (8)$$

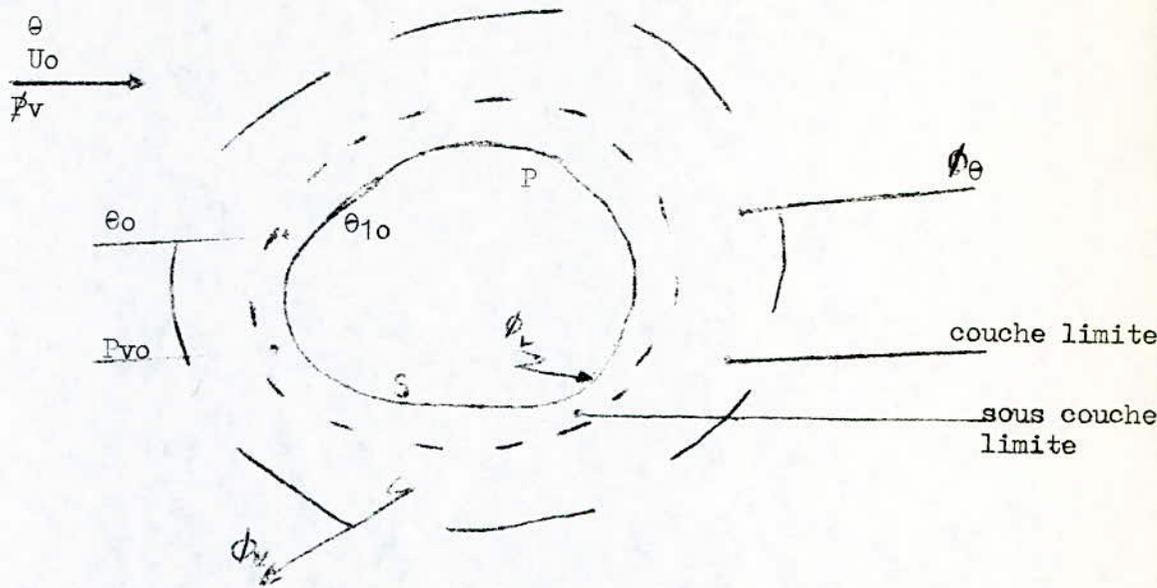
avec :

$(dw/dt)_x$: Flux de quantité de matière diffusante suivant l'axe des X ($\frac{kg}{sec}$)

$\frac{\partial c}{\partial X}$: Gradient de concentration de matière suivant l'axe X (unité de concentration /m).

D_c : Conductibilité d'une matière diffusante dans un milieu relative aux concentration ou diffusivité de matière (m²/s).

- Transfert de chaleur et de matière dans l'air entourant le produit.
Dans la pratique industrielle, l'air est le plus souvent en régime turbulent dans le séchoir. Cependant au voisinage immédiat du produit il s'établit une couche limite dont l'écoulement est en régime laminaire. Alors l'air au contact du produit est considéré comme immobile. Il s'établit donc un équilibre de température et d'humidité entre l'air et la surface du produit.



- S : Surface du corps
- ϕ_l : Flux liquide
- ϕ_v : Flux vapeur
- ϕ_0 : Flux de chaleur
- P_v : Pression de vapeur
- θ : Temperature
- U_0 : Vitesse de l'air

Figure : 3.

Echanges entre un corps humide et l'air ambiant.

Nous aurons donc :

$$\theta^* = \theta_s \quad \text{et} \quad \psi^+ = a w_1 s \dots\dots\dots(9).$$

où : θ_s : Température du solide ($^{\circ}\text{C}$).

θ^* : Température de l'air au contact du solide ($^{\circ}\text{C}$).

$a w_1 s$: Humide relative du produit.

ψ^+ : Humidité relative de l'air à l'équilibre.

Nous admettons que toute la résistance aux transferts se situe dans la couche limite et les équations de FOURIER et de FICK s'appliquent malgré le mouvement de l'air:

$$Q = A \cdot \alpha (\theta - \theta^*) = A \cdot \alpha (\theta - \theta_s) \dots\dots\dots(10).$$

$$dW/dt = A \cdot \beta_p (P^* - P) = A \cdot \beta_p (P_s - P) \dots\dots\dots(11).$$

où : P_s : Pression de vapeur d'eau saturante à la surface du produit (Pa).

P : Pression de vapeur d'eau (Pa).

P^* : Pression de vapeur d'eau d'un air en équilibre avec un produit (Pa).

α : Coefficient de transfert de chaleur entre les deux phases (air-produit) $\text{W/m}^2\text{C}$.

β_p : Coefficient de transfert de matière entre les deux phases, relatif aux pressions partielles ($\text{kg/s m}^2\text{Pa}$).

I.2.4 Evolution de la température dans le produit. (1).

La température du produit contenant de l'eau libre sur la surface, placé dans un courant d'air chauffé, se stabilise à une température θ_e , égale à la température de saturation adiabatique.

La température de la surface quitte la valeur θ_e et s'accroît ce qui correspond au passage de la période I vers la période II. L'intérieur du produit s'échauffe par conduction. La température du produit tend vers celle de l'air ce qui diminue le facteur $(\theta - \theta_s)$ en relation avec le ralentissement du séchage.

Le séchage s'arrête lorsque la température du produit égalise la température de l'air (figure N° 4).

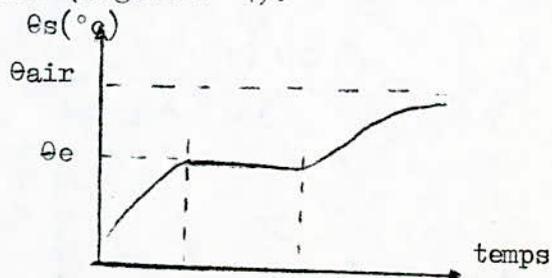


Figure N° 4 : évolution de la température du solide au cours du temps.

I.3 Phénomènes rencontrés lors du séchage d'un produit alimentaire.

Le produit alimentaire utilisé est un fruit "raisin".

La dessiccation d'un fruit ne doit pas être totale, car nous risquons d'altérer les qualités organoléptiques des fruits, de plus elle est inutile car les fruits complètement deshydratés reprennent peu à peu une humidité qui se situe finalement aux environs de 12 %.

- Théorie de deshydratation.

Lorsque nous séchons un fruit dans un courant d'air chaud l'humidité externe est entraînée immédiatement.

Au fur et à mesure du séchage, l'eau de dilution des cellules végétales se diffuse jusqu'à la surface pour être évaporée à son tour. Le sucre cellulaire se concentre progressivement jusqu'à un degré tel que la richesse en matière soluble imbibe totalement l'action des formes microbiennes (levures, moisissures, bactéries....).

La vitesse de circulation d'air a une influence limitée sur le séchage. Si la circulation d'air est trop lente, le séchage est lent parce que l'air se trouve rapidement saturé d'humidité, est l'entraînement d'eau est faible. Toute fois au-delà d'une certaine limite, plus la vitesse croît plus l'évaporation diminue car la tension de vapeur à la surface des fruits, qui dépend de la vitesse de diffusion de l'eau dans le fruit, devient insuffisante par rapport à la capacité optimale de déplacement d'eau par l'air.

(10).

- Au cours de la dessiccation des produits alimentaires certains problèmes peuvent surgir (1).

Une température élevée pendant un certain temps provoque sur les produits biologiques des modifications généralement considérées comme défavorables, dans les principales sont les suivantes :

- * Réactions de MAILLARD, brunissement non enzymatique résultant de combinaisons entre protéines et glucides. Ces réactions entraînent une perte nutritionnelle notamment de lysines.
- * Oxydations de matières grasses (rancissement).
- * Destruction des vitamines.
- * Dénaturation des protéines.
- * Réactions enzymatiques.
- * Pertes d'arômes.

Pour les fruits la température doit être en principe égale à 75°C pour détruire les enzymes et éviter aussi le brunissement enzymatique des fruits. Par contre au-dessus de 100°C on risque de provoquer une caramélisation des sucres et des modifications de couleur et saveur.

En ne dépassant pas 75°c, nous n'éliminons que l'eau, ce qui donne un excellent rendement en fruits secs tout en conservant leur parfum et leur chair.

- Caractéristique des fruits deshydratés.

Les fruits deshydratés doivent avoir une couleur franche ; être simple, uniformément sec, d'odeur et saveur agréables, et ne pas contenir de parties brûlées.

Après trempage il doivent présenter un gonflement et une élasticité satisfaisante, une odeur et saveur agréables.

Le produit étudié étant le raisin, nous donnons sa méthode de préparation à l'industrie.

Les raisins secs sont préparés à partir des raisins sains et transformés de façon appropriée en un type de raisins secs commercialisables avec ou sans enrobage au moyen d'ingrédients facultatifs convenables.

Les raisins doivent être :

- Convenablement nettoyés.
- Débarassés des pédoncules, sauf dans le cas de la variété MALGA-MUSCAT.
- Ils peuvent être trempés dans une solution alcaline et une solution huileuse pour faciliter la déshydratation.
- Débarassés de leurs pepins par un procédé mécanique lorsqu'il s'agit de variétés à pepins.
- Ils peuvent être enrobés avec un ou plusieurs des ingrédients suivants :
 - . Huiles minérales (qualité alimentaire).
 - . Huiles végétales comestibles.
 - . Sacharose, glucose, sirop de glucose deshydratés et miel.
- Ils doivent avoir une teneur en eau réduite pour assurer leur conservation.

II SECHAGE EN LIT FLUIDISE.

Le but de notre sujet étant l'étude de la cinétique du séchage en lit fluidisé, il nous a paru intéressant d'étudier les phénomènes de fluidisation.

II.1 Généralité sur la fluidisation (3).

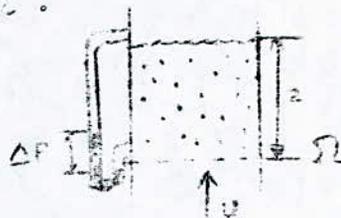
La fluidisation est le procédé par lequel de fines particules solides sont maintenues en suspension dense à l'intérieur d'un courant ascendant. Le fluide peut être un gaz ou un liquide ; mais la fluidisation gazeuse est la plus fréquemment mise en oeuvre.

Une couche de particules fluidisées par un gaz ressemble à un liquide en ébullition. Les bulles de gaz ascendantes produisent un vigoureux brassage des particules et donne lieu à un échange de chaleur très actif.

Lors de la fluidisation en phase gazeuse nous observons divers aspects représentés sur la figure N° 5.

L'opération de fluidisation est caractérisée par la vitesse minimale et maximale de fluidisation.

A la traversée de la couche solide, le fluide subit une perte de charge ΔP . Celle-ci reste constante au cours de la fluidisation et égale au poids apparent du solide par unité de section de colonne Ω .



$$\Delta P = \frac{\text{Poids apparent de solide}}{\text{section}}$$

$$\Delta P = \frac{(\rho_s - \rho_f)(1 - \epsilon)g \cdot z}{\Omega} \dots \dots \dots (12)$$

d'où : $\frac{\Delta P}{z} = (\rho_s - \rho_f)(1 - \epsilon)g \dots \dots \dots (13)$

Cette perte de charge ΔP peut-être exprimé par l'équation d'ERGUN :

$$\frac{\Delta P}{z} = 150 \cdot \frac{(\rho_s - \rho_f)^2}{d_p^2 \epsilon^3} U + 1,75 \cdot \frac{\rho_f (1 - \epsilon)}{d_p \epsilon^3} U^2 \dots \dots \dots (14)$$

avec :

- ϵ : Porosité du lit (fraction du vide)
- ρ_f : Viscosité dynamique
- ρ_s, ρ_f : Masse volumique du solide et gaz respectivement
- g : Accélération de pesanteur
- d_p : Diamètre des particules
- U : Vitesse superficielle du fluide.

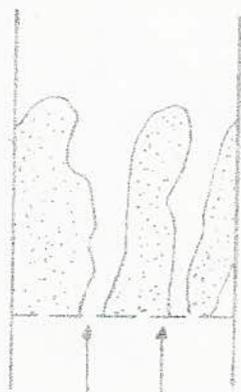
L'entraînement des particules est caractérisé par la vitesse minimale de transport qui est égale à la vitesse maximale de fluidisation, cette vitesse est égale à la vitesse terminale de chute libre d'une particule unique qui est soumise à :



- P_s : Poids de la particule
- P_A : Poussée d'Archimède
- F_t : Force de trainée qui s'oppose à la chute de cette particule.



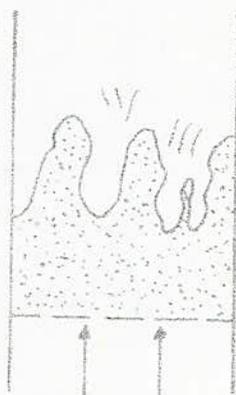
bullage



renardage



pistonage



bullage
tumultueux

FIGURE N°5

Divers aspects de la Fluidisation

à l'équilibre nous avons :

$$\overline{F_t} + \overline{P_A} + \overline{P_s} = \overline{0} \dots \dots \dots (15).$$

$$\implies F_t = P_s - P_A = (\rho_s - \rho_f) \frac{\pi d^3}{6} g \dots \dots \dots (16).$$

La force de trainée F_t est égale à :

$$F_t = \frac{1}{2} C_D \cdot S' \cdot \rho_f U_t^2 \dots \dots \dots (17).$$

où :

C_D : Coefficient de trainée exprimé par :

$$C_D = a Re^{-n}$$

avec :

$$(a, n) = f(Re) \text{ (voir tableau N° 1).}$$

S' : Surface de la particule projetée sur le plan normale à la particule.

$$S' = \frac{\pi dp^2}{4} \text{ Pour une particule sphérique.}$$

d'où :

$$U_t^2 = \frac{4}{3} \frac{dp(\rho_s - \rho_f) g}{\rho_f C_D} \dots \dots \dots (18)$$

Pour déterminer la vitesse U_t , il faut connaître le régime d'écoulement, pour cela nous faisons intervenir deux nombres adimensionnels X et Y (voir tableau N° 2).

$$\text{tel que : } \begin{cases} X = C_D Re^2 \\ Y = C_D / Re \end{cases} \dots \dots \dots (19).$$

avec :

$$Re = \frac{\rho_s U dp}{\mu}$$

— Parmi les facteurs influençant les qualités du lit, nous noterons :

- . Le distributeur
- . La vitesse de fluidisation
- . La hauteur du lit et la granulométrie des particules.

II.1.1 Le distributeur (4).

Le distributeur a comme tâches principales de soutenir la masse du lit, de distribuer uniformément le gaz de fluidisation et d'éviter le passage du solide à travers des orifices.

α	n	DOMAINE DE VALIDITÉ	REGIME D'ÉCOULEMENT
74	1	$Re < 1$	STOCKES
18.5	0.6	$1 > Re < 10^3$	ALLEN
0.44	0	$Re < 10^3$	NEWTON

tableau N°1

X	Y	Re
24	0.042	1
410	2.44	10
16700	15	100
440 000	27400	1000

tableau N°2

Les distributeurs se présentent principalement sous deux formes différentes : des plaques perforées métalliques ou des voûtes en matériau réfractaires. Les premiers sont plus sensibles aux températures élevées et à la corrosion, les seconds aux chocs thermiques.

Les dimensions des orifices sont calculées sur la base de la perte de charge du distributeur qui n'est pas négligeable par rapport à la perte de charge à travers le lit lui-même.

Nous estimons généralement ces pertes à :

$$\Delta P_{\text{distributeur}} = \text{Max}(0,1 \Delta P_{\text{lit}} ; 35 \text{ cm H}_2\text{O} ; 100 \% \Delta P_{\text{expansion}}).$$

Sa 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 2 % et 10 % Figure N° 6.

F_0 est exprimé par :

$$F_0 = \frac{U_0}{U_{or}} \dots \dots \dots (20)$$

où : U_0 : Vitesse superficielle du gaz
 U_{or} : Vitesse du gaz à travers un orifice du distributeur.

avec :

$$U_{or} = C_d \left[\frac{2g \Delta P_d}{\rho g} \right]^{1/2} \dots \dots \dots (21).$$

C_d : coefficient d'orifice, il est déterminé à partir de la courbe $C_d = F(Re)$ pour $F_0 \leq 10\%$ (figure N° 4)

$Re = \frac{D \cdot \rho \cdot U}{\mu}$; D : Diamètre de la colonne.

La vitesse superficielle du gaz sera telle que :

$$U_0 = \frac{\pi}{4} d_{or}^2 U_{or} \text{ Nor} \dots \dots \dots (22).$$

avec : Nor : Nombre d'orifice par unité d'aire du distributeur
 d_{or} : Diamètre d'orifice.

donc :

$$\text{Nor} = \frac{U_0}{U_{or}} \cdot \frac{4}{\pi d_{or}^2} \dots \dots \dots (23)$$

II.1.2 Choix de la vitesse de fluidisation : U_0 (5).

Le meilleur moyen de déterminer la vitesse opératoire U_0 reste l'expérience. Cependant différentes méthodes ont été données pour l'estimation de celle-ci telle que :

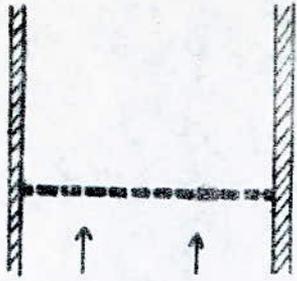
$$2 U_{mf} < U_0 \leq 5 U_{mf} ; U_{mf} : \text{Vitesse minimum de fluidisation}$$

U_0 peut-être aussi déterminée en fonction de la vitesse terminale de chute libre W.C. LAPPLE (11) annonce que :

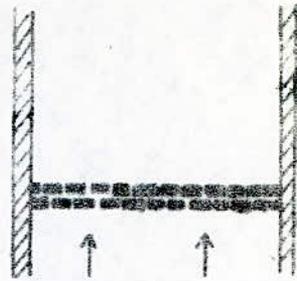
$$U_0 = 1/10 U_t \text{ si } d_p < 1,651 \text{ mm}$$

$$\text{et } U_0 = 1/5 U_t \text{ si } d_p > 1,651 \text{ mm}$$

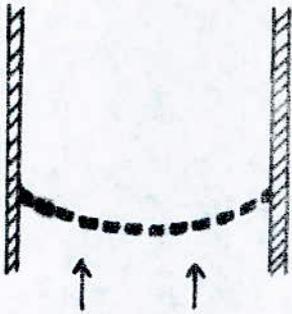
où d_p : diamètre des particules.



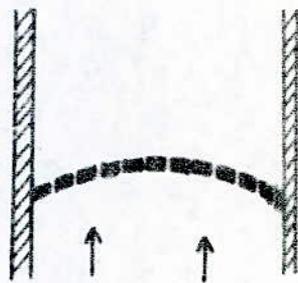
a: single perforated plate



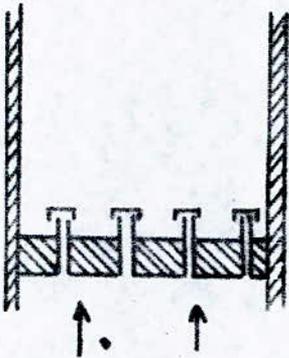
b: staggered perforated plates



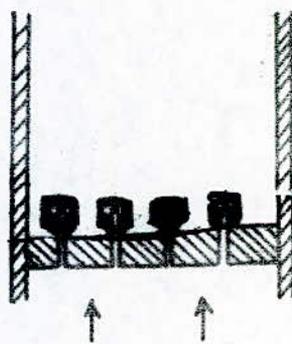
c: concave or dished perforated plate



d: convex perforated



e: bubble caps



f: nozzles.

FIGURE N°6

II.1.3 Estimation de la hauteur libre "FREEBOARD" H.

Dans tout projet d'installation nous devons prévoir une hauteur de désengagement solide- fluide appelée "hauteur libre".

Plusieurs auteurs proposent une hauteur du lit fluide n'excédant pas de diamètre du lit.

Pour des diamètres de lits inférieurs à 1,83 m nous utilisons une hauteur libre H égale à 1,83 m.

Pour des diamètres du lit supérieurs à 1,83 m nous utilisons une hauteur libre égale au diamètre du lit.

Cette hauteur pourra être réduite de 25 % si nous doublons la section libre c'est à dire nous réduisons la vitesse de l'air de moitié (8).

II.2 Principales caractéristique du séchage en lit fluidisé (6).

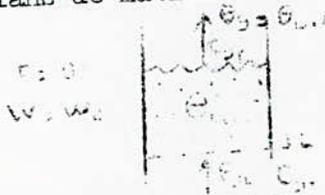
Lors du séchage en lit fluidisé, le plus souvent, le fluide sécheur est également le moyen de fluidisation.

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 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 partiellement la même dans tout le lit.
- Bon contact fluide solide.
- La température de l'air et la température du lit s'égalise très rapidement.

Bilans de matière et de chaleur (4) et (5) :



Nous considérons une couche solide se trouvant dans une colonne de section S_c ; traversée par un gaz vecteur.

Nous émettons certaines hypothèses.

- Le transfert de chaleur dû aux parois est négligeable.
- Le produit à sécher présente deux périodes à vitesse constante et décroissante.
- Le régime est permanent.
- Le courant gazeux et incompressible.

* Bilan de matière :

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

$$\rho U_0 (C_{gf} - C_{gi}) dt = \rho_s h l (1 - \xi) \rho_s dW \dots \dots \dots (24).$$

C_{gi} ; C_{gf} : concentration de l'air en humidité à l'entrée et à la sortie du lit respectivement.

* Bilan de chaleur :

1) Lors du séchage à allure constante.

Nous supposons que la température du lit soit constante et égale à la température de saturation adiabatique θ_e .

Le phénomène contrôlant le processus est l'évaporation de l'eau à la surface du solide.

on écrit :

$$\left(\begin{array}{l} \text{Chaleur cedée par le} \\ \text{gaz entrant} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{Chaleur transférée du solide} \\ \text{pour vaporiser le liquide.} \end{array} \right)$$

Pendant un temps dt , nous avons :

$$\rho_s \rho_g U_0 C_{pg} (\theta_{gi} - \theta_{lit}) dt = - \rho_s \rho_s h l (1 - \xi) \lambda dW \dots \dots (25).$$

avec :

λ : Chaleur latente de vaporisation .

C_{pg} : Capacité calorifique à pression constante du gaz ($\text{cal} / ^\circ\text{C} \cdot \text{g}$).

$\theta_{gi}, \theta_{lit}$: Température du gaz à l'entrée et à la sortie ($^\circ\text{C}$).

ρ_s, ρ_g : Masse volumique du solide et gaz respectivement (g/cm^3).

ξ : Porosité.

2) Lors du séchage à "vitesse décroissante".

En dépit de la complexité du phénomène de transfert d'humidité, la loi de FICK peut être utilisée avec une assez bonne précision (9).

$$\frac{\partial W}{\partial t} = \text{Div} (D \cdot \text{grad } W) \dots \dots \dots (26).$$

Lorsque la diffusion n'a lieu que dans une seule direction, nous avons :

$$\frac{\partial W}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial X} \left[D \cdot \frac{\partial W}{\partial X} \right] \dots \dots \dots (27).$$

Si la diffusion est radiale, l'équation de FICK prend la forme :

$$\frac{\partial W}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial r} \left(D \cdot \frac{\partial W}{\partial r} \right) \dots \dots \dots (28).$$

Si le coefficient de diffusion D est constant à l'intérieur du solide, nous obtenons :

$$\frac{\partial W}{\partial t} = D \cdot \frac{\partial^2 W}{\partial r^2} \dots \dots \dots (29)$$

Les conditions initiales et aux limites sont :

$$\left\{ \begin{array}{l} r = 0 ; \quad \frac{\partial W}{\partial r} = 0 \quad t \geq 0 \\ r = R ; \quad W = W \quad t > 0 \\ t = 0 ; \quad W = W_{cr} \end{array} \right. \dots \dots \dots (30).$$

La résolution de cette équation d'après PICK est :

$$W_1^* = \frac{W - W_\infty}{W_{cr} - W_\infty} = \frac{6}{\pi^2} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \exp\left(-\frac{n^2 D \cdot t}{R^2}\right) \dots \dots (31).$$

Lors du dimensionnement du séchoir, nous devons tout d'abord déterminer expérimentalement la cinétique du séchage du produit choisi.

Pour cela, nous allons étudier, en lit statique et fluidisé l'influence des différents facteurs (vitesse de l'air, température, hauteur du lit) sur la cinétique.

PARTIS

EXPERIMENTALE

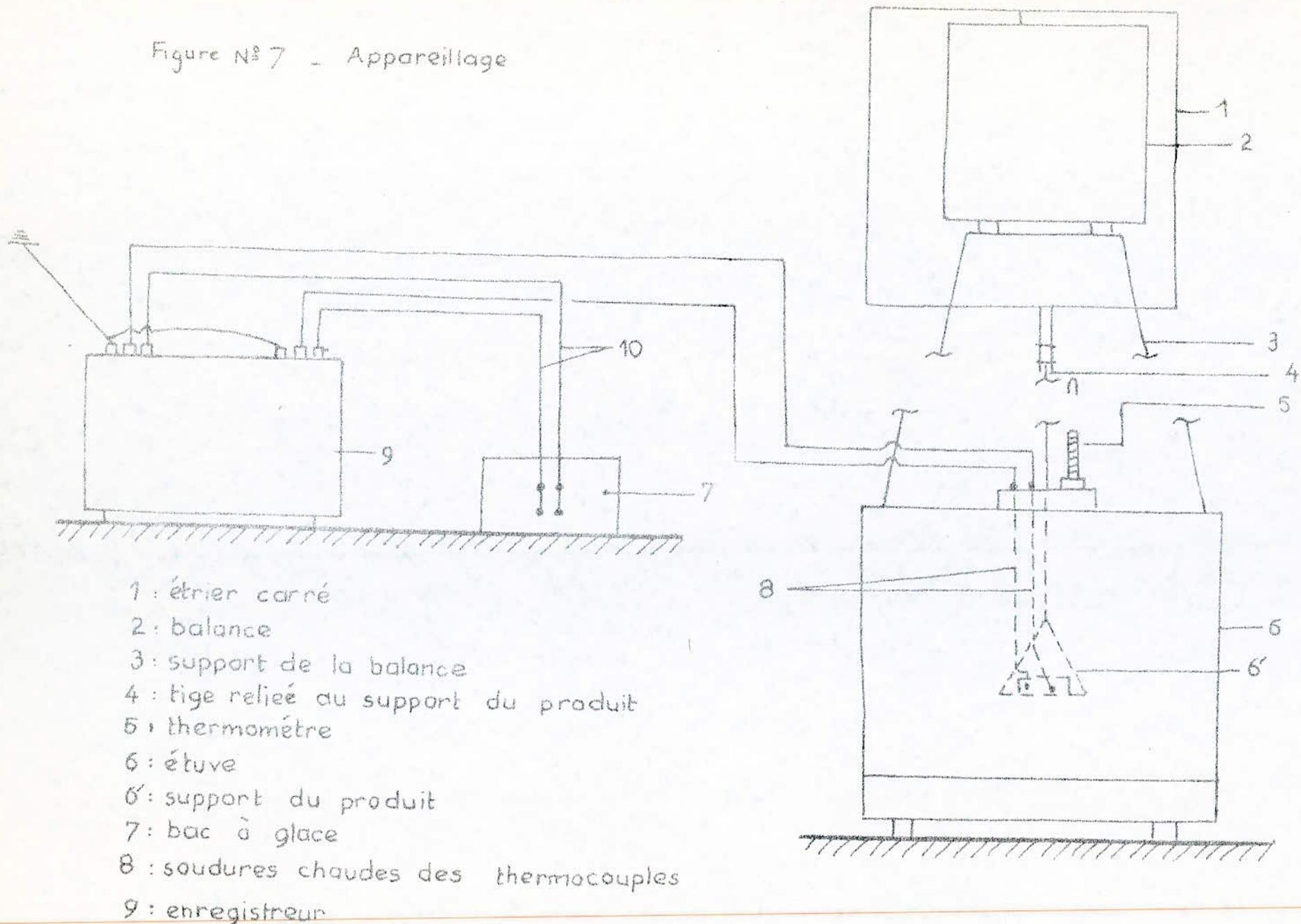
III. 1. Etude cinétique en statique.

III.1.1 Appareillage.

L'étude cinétique en statique a été étudiée dans l'appareillage constitué de : (figure N° 7).

- Une étuve
 - Une balance
 - Deux thermocouples
 - Un enregistreur
- L'étuve : (dimensions : hauteur = 50 cm ; base = 30 x 30 cm). C'est une armoire sans ventilation c'est à dire sans circulation d'air, elle est dotée d'un bloc de chauffage et d'un bloc de régulation. Le transfert de chaleur se fait par convection naturelle ; des orifices d'aération au centre de la base supérieure nous permettent de placer un thermomètre, deux thermocouples pour le contrôle de la température dans le produit et juste à la surface du produit. La tige reliant le support du produit placé à l'intérieur de l'étuve, à la balance placée au-dessus de l'étuve.
- La balance : elle est du type sauter, de précision 0,001 g, un levier carré muni d'une tige est relié au support. Ceci permet de suivre l'évolution de la masse de l'échantillon sans le sortir de l'étuve.
- Les thermocouples : nous avons utilisé des thermocouples (Fe-constantan) pour le contrôle de la température du produit. La réponse aux variations de température est enregistrée en continu par un enregistreur (millivoltmètre).
- Ces thermocouples ont été étalonnés précédemment (Annexe A1).

Figure N° 7 - Appareillage



III.1.2 Manipulation.

Après la mise sous tension de l'appareillage, nous procédons à :

- a) Préparation du produit
- b) Contrôle de la cinétique

- a) Préparation du produit.

Dans un bécher nous faisons chauffer de l'eau jusqu'à ébullition ensuite nous plaçons une quantité de raisin sec dans le bécher et nous l'agitons pendant un moment. Nous retirons ensuite notre produit, nous l'essuyons pour éliminer au maximum l'eau superficielle.

- b) Contrôle de la cinétique.

A une température fixe de l'étuve, nous introduisons le flacon contenant le produit à sécher (dont nous notons la hauteur du lit) et nous plaçons les deux thermocouples, l'un à l'intérieur du lit et l'autre à sa surface.

Nous suivons l'évolution de l'opération de séchage, en relevant à des intervalles de temps réguliers, la masse du produit jusqu'à atteindre un état d'équilibre.

Enfin d'opération nous augmentons la température de l'étuve jusqu'à siccité de l'échantillon, pour pouvoir tracer les courbes de séchage.

III.1.3 Résultats expérimentaux et interprétations.

Dans l'étude de la cinétique à l'étuve nous avons observé les conditions opératoires suivantes :

PRODUIT	HAUTEUR h_1 (cm)	TEMPERATURE θ (°c)
RAISIN	1,4	72
	1,4	81
	1,4	88
	3,0	72

TABLEAU N° 4

- La figure N° 8 représente les différentes courbes de séchage pour une hauteur fixe du lit h_1 égale à 1,4 cm. Nous représentons sur la figure N° 9, la cinétique de séchage à la température 72°c et pour les différentes hauteurs égales à 3cm et 1,4cm.
- Pour chaque expérience nous donnons W_0, W_e et W_{cr} (qui représentent respectivement la teneur en humidité initiale, d'équilibre et critique).

h_1 (cm)	1,4	1,4	1,4	3,0
θ (°c)	72	81	88	72
W_0 (kg d'eau / kg M.S)	0,3639	0,2154	0,2750	0,2508
W_e (kg d'eau / kg M.S)	0,1012	0,0506	0,0293	0,0269
W_{cr} (kg d'eau / kg M.S)	0,2660	0,1540	0,1840	0,1780

TABLEAU N° 5

ETUDE DE L'INFLUENCE DE LA TEMPÉRATURE

$W^* = F(\text{Temps})$ FIGURE N° 8

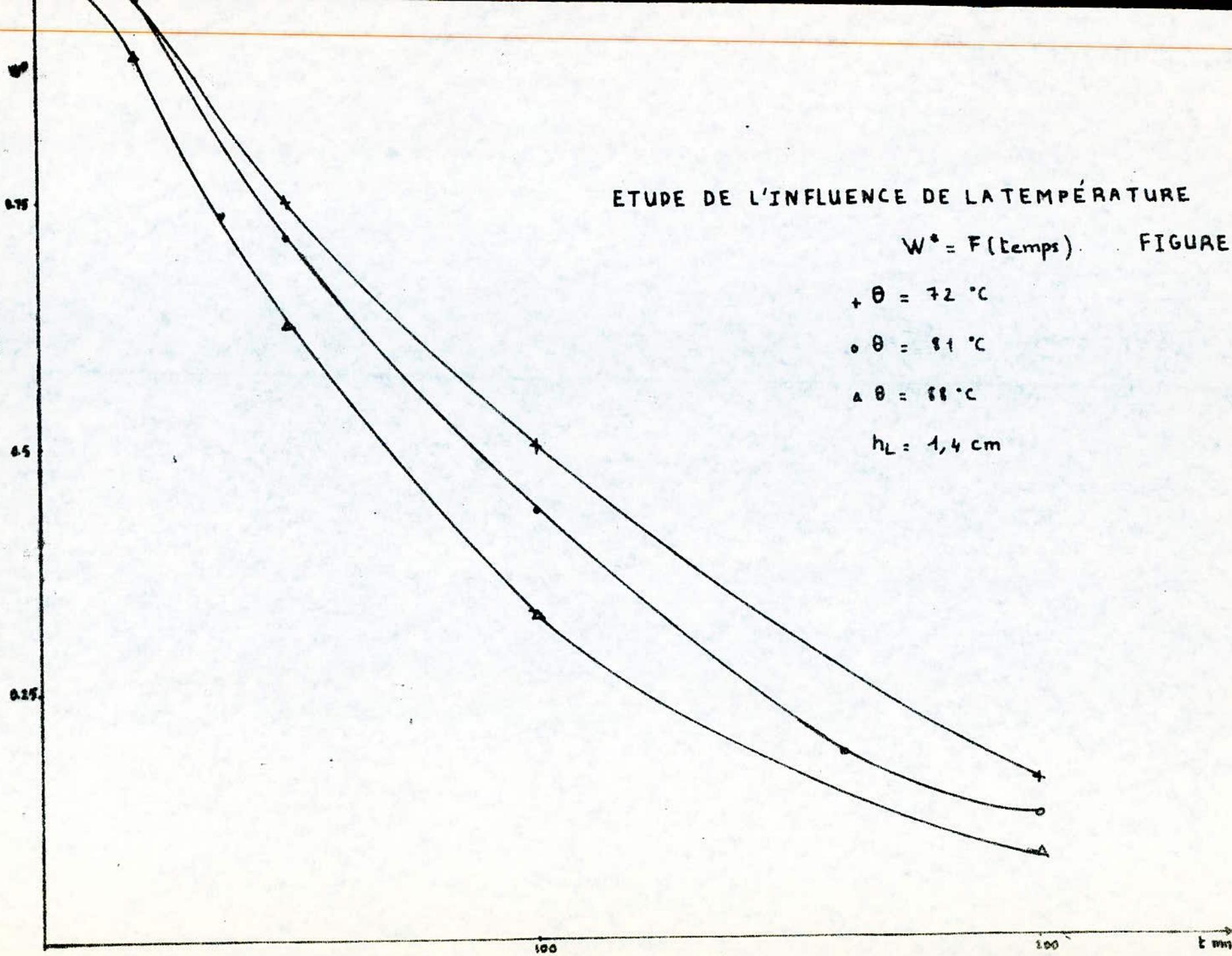
+ $\theta = 72^\circ\text{C}$

o $\theta = 81^\circ\text{C}$

Δ $\theta = 88^\circ\text{C}$

$h_L = 1,4 \text{ cm}$

- 27 -



W^*

0.75

0.50

0.25

INFLUENCE DE LA HAUTEUR DU LIT

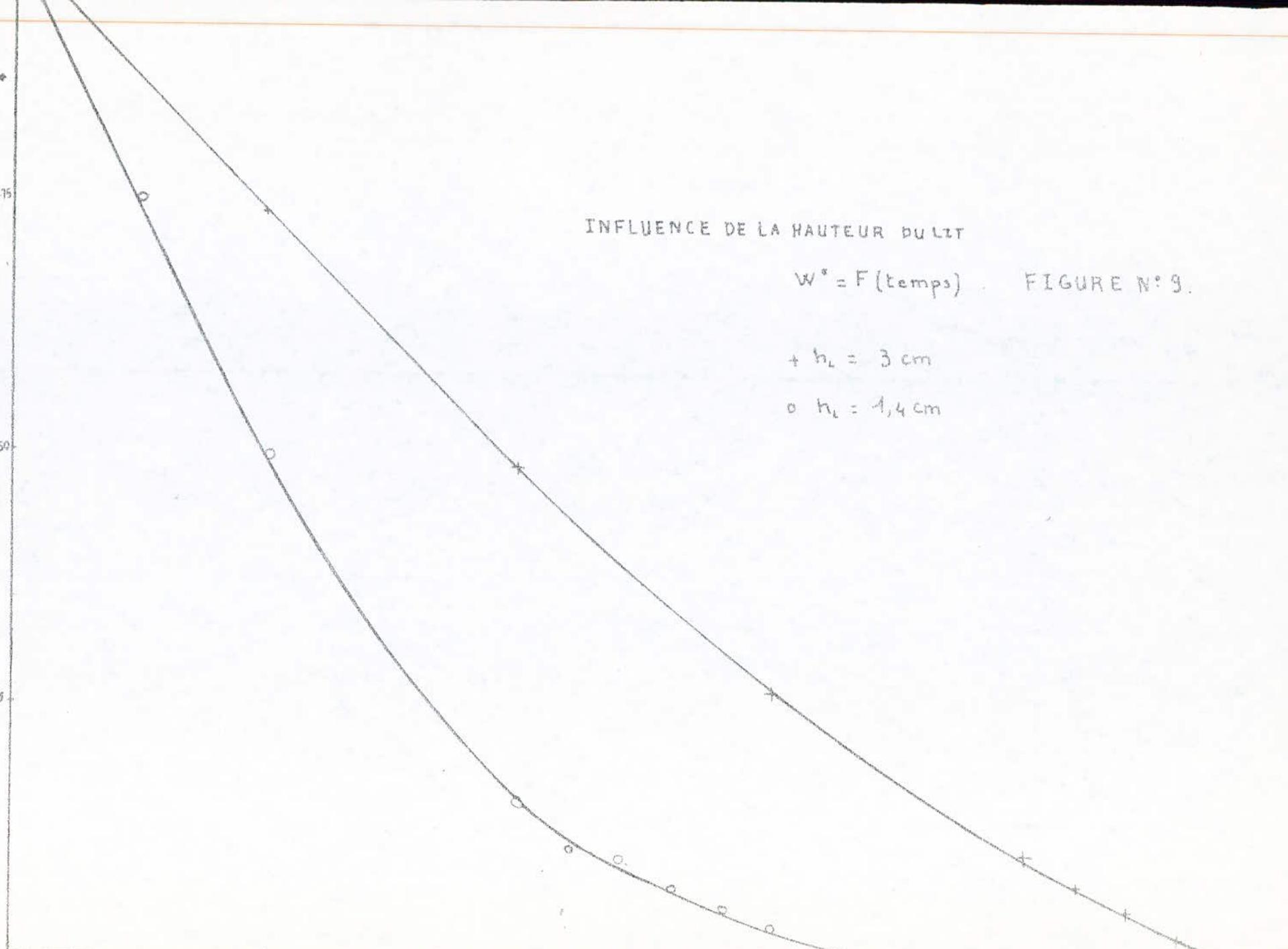
$W^* = F(\text{temps})$. FIGURE N° 9.

+ $h_L = 3 \text{ cm}$

o $h_L = 1,4 \text{ cm}$

- 28 -

100 200 300 400 Temps. mn



Pour mieux illustrer notre interpretation, nous representant un exemple des courbes, la figure N° 10 qui met en évidence :

- La période de mise en température (période 0)
- La période à allure de séchage constante (periode I)
- La periode de ralentissement de l'allure de séchage (periode II)/

Lors de la période 0, nous remarquons que le produit tend à se mettre à une température θ_e qui reste constante au cours de la première période. La temperature θ_e , qui ne dépend que des caractéristiques température et pression de l'air, est la température de saturation adiabatique, égale à la température du thermomètre humide de cet air.

Lors de la première période le transfert se fait par évaporation superficielle.

Par contre, au cours de la seconde période, nous ne connaissons pas le mécanisme de transfert d'humidité. Nous utilisons la methode expérimentale, proposée par SHERWOOD pour déterminer le nature du mouvement de l'humidité.

A l'aide des courbes d'humidité en fonction du temps, nous déterminons les paramètres critiques (t_{cr} , W_{cr}) correspondant au point de transition entre les périodes I et II.

Deux mouvements sont possibles :

- Sous forme liquide par capillarité
- Sous forme vapeur par diffusion.

Nous comparons les pentes correspondantes aux droites de la periode I et de $\text{LOG } W_1^* = F(\text{temps})$ pour $W_1^* = W_t - W_{\infty} / W_{cr} - W_{\infty} < 0,6$

$$p = (dW/dt)_{cr} \dots \dots \dots (32)$$

$$p_1 = d(\text{LOG } W_1^*)/dt \dots \dots \dots (33)$$

Si les pentes p et p_1 sont égales, nous pouvons conclure que le mouvement d'humidité se fait par capillarité.

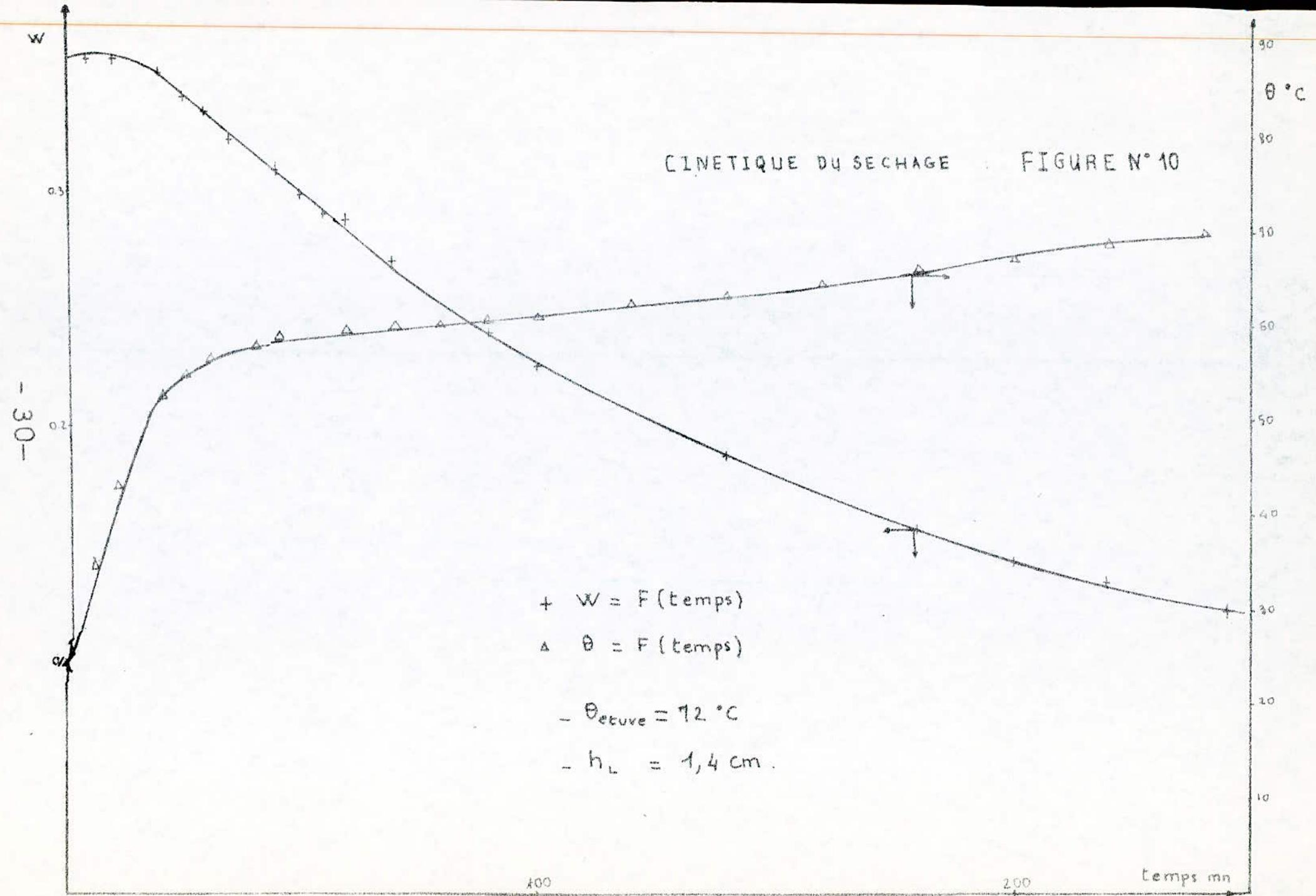
Dans le cas contraire, ce qui est notre cas, le mouvement regissant de l'humidité dans le solide est la diffusion.

Nous traçons dans ce cas la droite $\text{LOG } W_1^* = F(\text{temps})$ pour les différentes températures et une hauteur fixe égale à 1,4 cm.

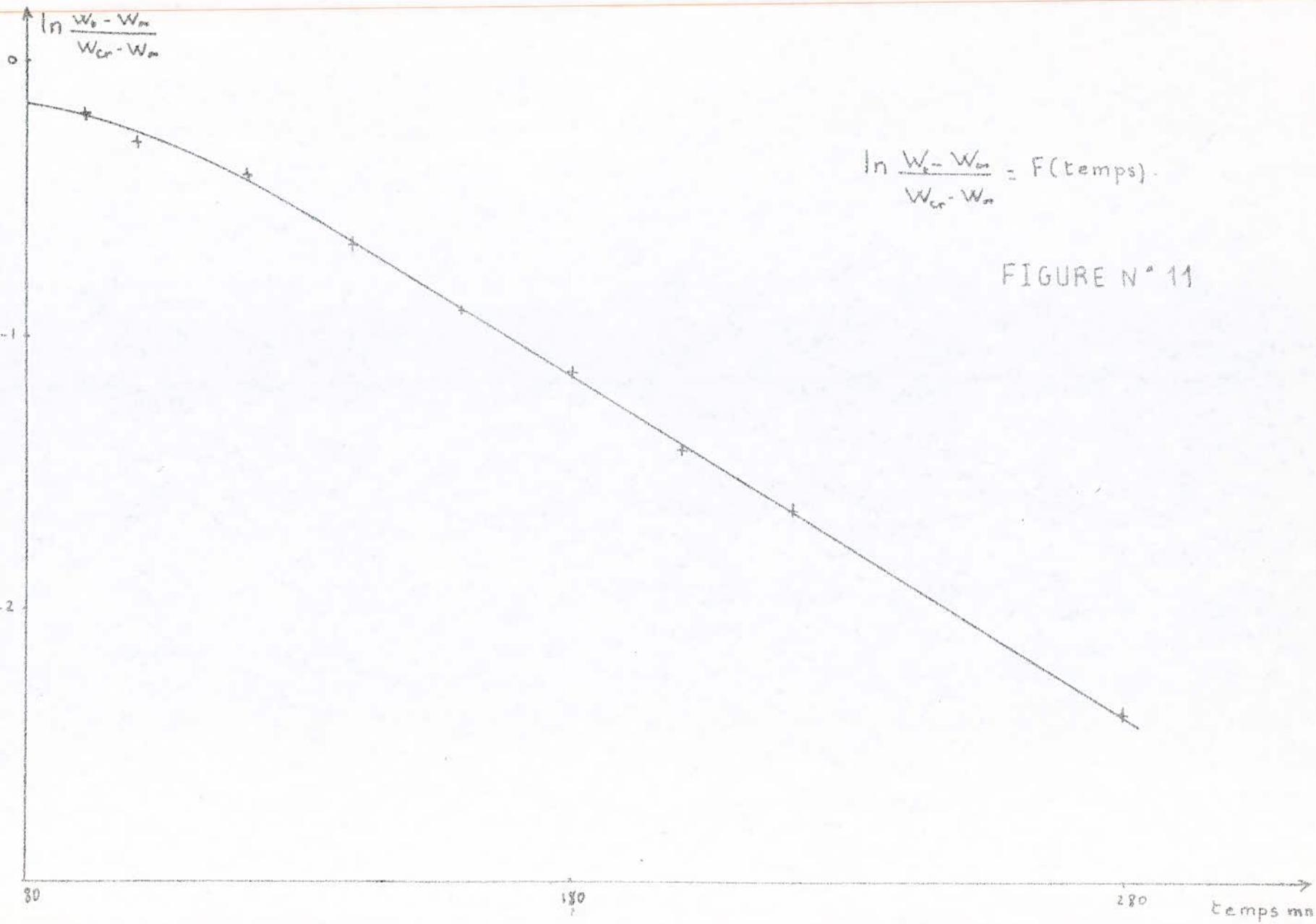
Nous representant un exemple : la droite $W_1^* = F(\text{temps})$ (figure N° 11) et la figure N° 10 pour $\theta = 72^\circ\text{c}$

$$h_1 = 1,4\text{cm.}$$

CINETIQUE DU SECHAGE : FIGURE N° 10



- 31 -



Nous calculons les pentes p et p₁ ; nous trouvons :

$$p = 0,0169 \quad (\text{kg d'eau/kg M.S}).$$

$$p_1 = 0,0125 \text{ mm}^{-1}$$

Les pentes p et p₁ sont différentes donc le mouvement d'humidité dans le solide se fait par diffusion.

$$\Rightarrow p_1 = d(\text{LOG } W_1^*)/dt = \frac{2D}{4d^2} \dots\dots\dots(34)$$

Connaissant p₁ nous déduisons la valeur du coefficient D.

$$\text{soit } D = 4d^2 p_1 / \dots\dots\dots(35)$$

Nous trouvons D = 16,54. 10⁻⁵ cm²/D

Par des calculs analogues nous déterminons le coefficient D pour les différentes températures dont les valeurs sont portées dans le tableau suivant.

θ(°c)	72	81	88
D.10 ⁵ (cm ² /s)	16,540	17,600	20,918

TABLEAU N° 6 : Evolution du coefficient D en fonction de la température.

- Evolution de la température du produit.

Les courbes d'évolution de la température du produit θ_p en fonction du temps sont données par la figure N° 9.

Nous remarquons que l'allure est conforme à celle donnée en partie théorique par la figure N° 4.

Au niveau du palier constant de la température correspondante à la période I, nous remarquons sur notre courbe un léger décalage qui peut-être dû à l'écart de la réponse de notre enregistreur.

- Influence de la température de l'air sécheur.

Les allures de séchage d'après la figure N° 8 dépendant de la température de l'air sécheur.

Nous remarquons d'après les courbes de la figure (12) qu'une augmentation de la température de l'air se traduit par une importante augmentation de la vitesse de séchage au cours de la première période.

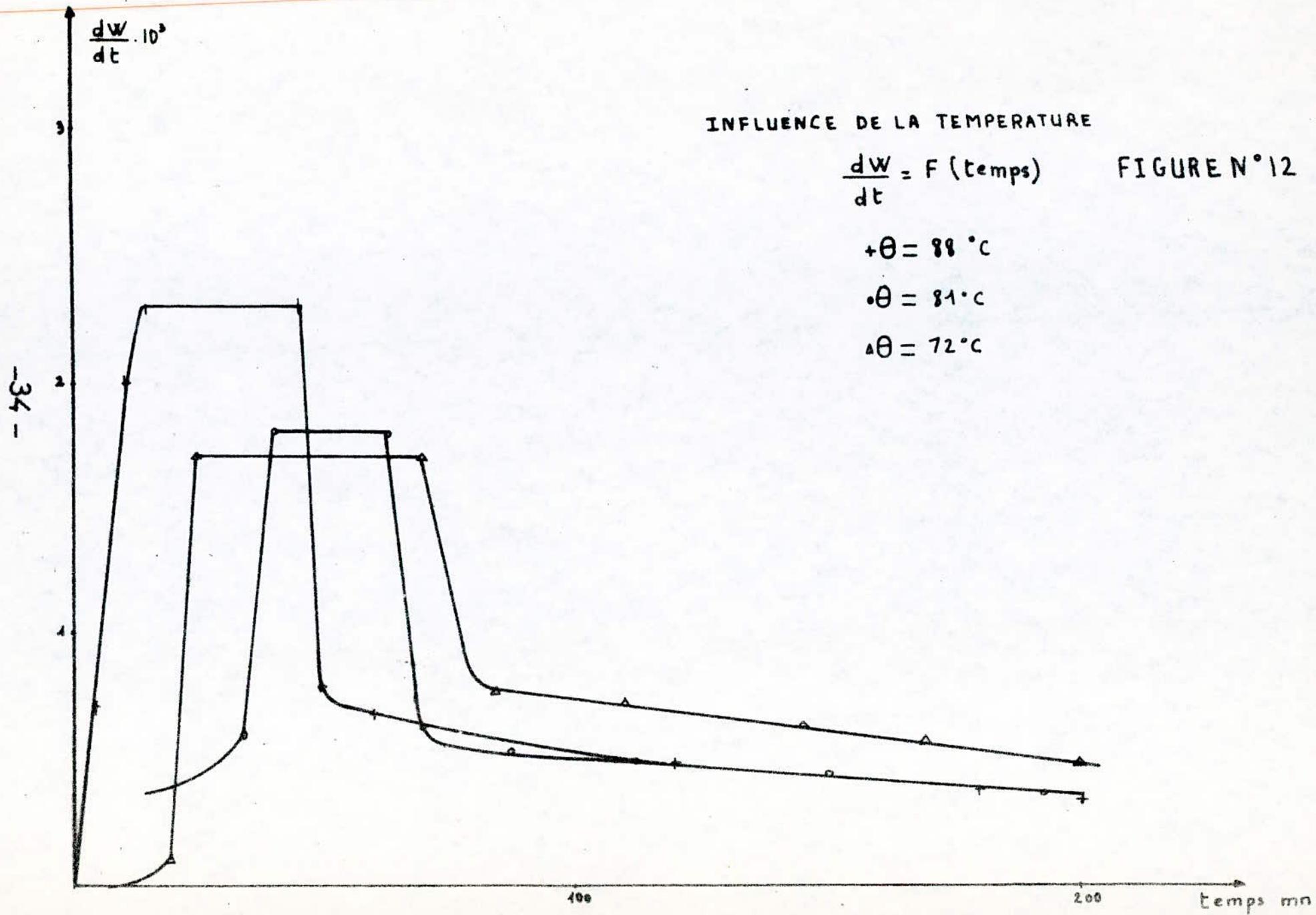
Pendant la période de ralentissement, la diminution de la vitesse de séchage est ralentie puisque le coefficient de diffusion de l'humidité est influencé par ce facteur.

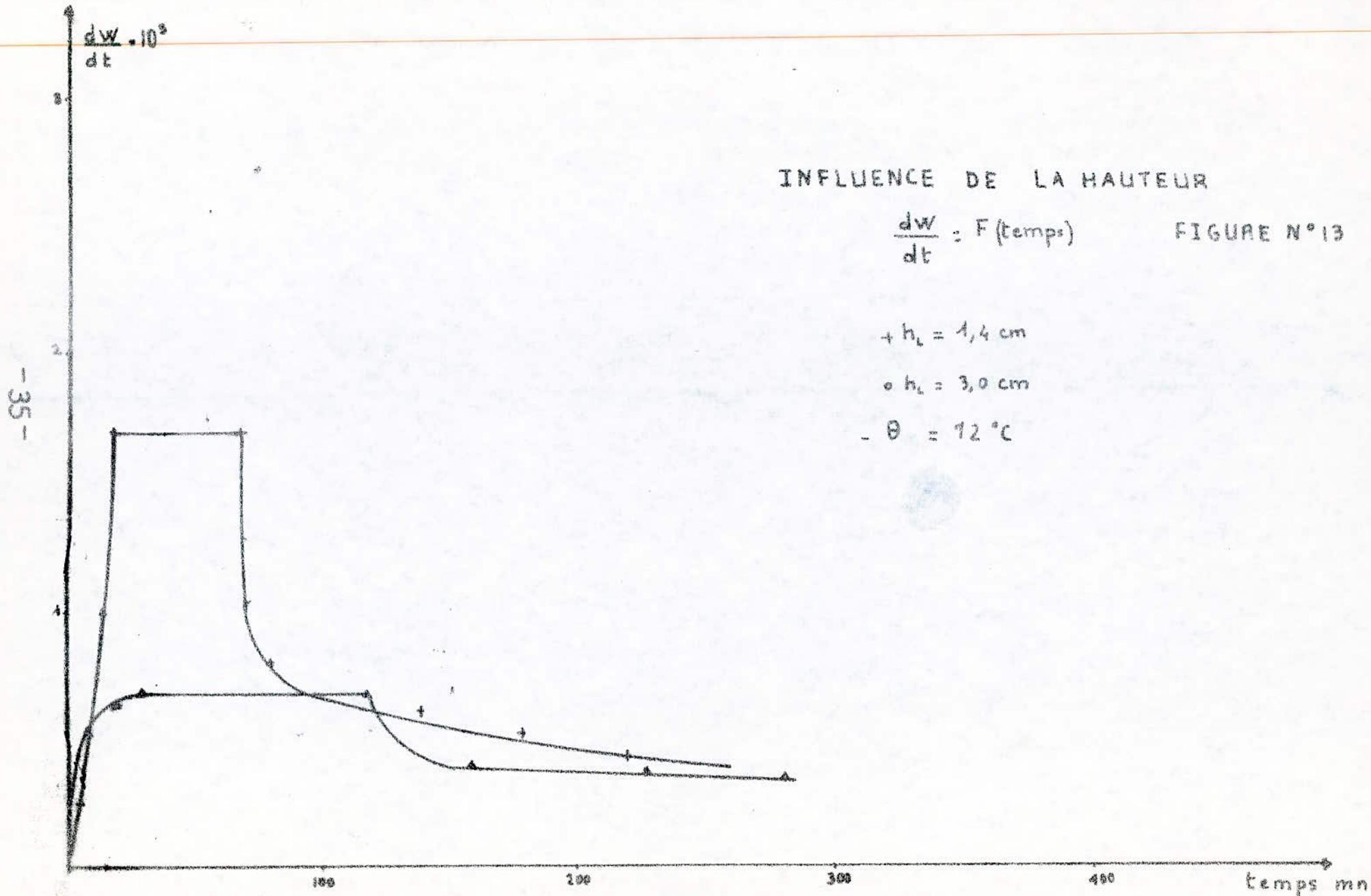
- Influence de la hauteur du lit.

L'influence de la hauteur du lit sur l'allure de séchage est montrée sur la figure N° 9.

La figure N° 13, qui représente $dW/dt = F(\text{temps})$ pour une température $\theta = 72^\circ\text{c}$ fixe et deux hauteurs du lit différentes, montre qu'une augmentation de la hauteur du lit entraîne une diminution de la vitesse de séchage au cours de la période à allure constante.

Lors de la période de ralentissement la hauteur du lit influe peu sur la vitesse de séchage, cependant on remarque une légère variation de celle-ci.





III.2 Etude cinétique du séchage en lit fluidisé.

III.2.1 Description du séchoir.

C'est un séchoir opérant en discontinu figure N° 14 les caractéristiques du séchoir APEX sont :

- Hauteur 1370 mm
- Base 715 x 695 mm

C'est une armoire à l'intérieur de laquelle se trouve une colonne en verre de 100 mm de diamètre reliée au distributeur par l'intermédiaire de deux brides.

Le distributeur utilisé est en laiton de 2,5 mm d'épaisseur et de diamètre 260 mm. L'air est aspiré par le haut de l'appareil grâce à un ventilateur entraîné par un moteur de 1 Chvap. La température est thermostatée et le chauffage est assuré par des résistances électriques de puissance 4,5 kW.

III.2.2 Manipulation.

La manipulation consiste en :

- a) Mise en marche de l'appareil
- b) La préparation du produit, qui se fait de la même manière que dans l'étude cinétique en statique.
- c) L'expérience de séchage :

Le régime permanent établi, nous introduisons dans le séchoir le produit humide en relevant la hauteur du lit.

-A des intervalles de temps, nous pesons l'ensemble (lit + plateau) et ce jusqu'à masse constante.

La balance utilisée est du type ROBERVAL de précision 0,01g.

La perte de charge est prise au niveau du tube venturie, qui nous permettra de calculer la vitesse du gaz.

Mesure du débit d'air.

Nous utilisons un venturi dans le coefficient d'ouverture est m tel que :

$$m = (d/D)^2$$

avec :

d : diamètre de venturie égale à 2 cm.

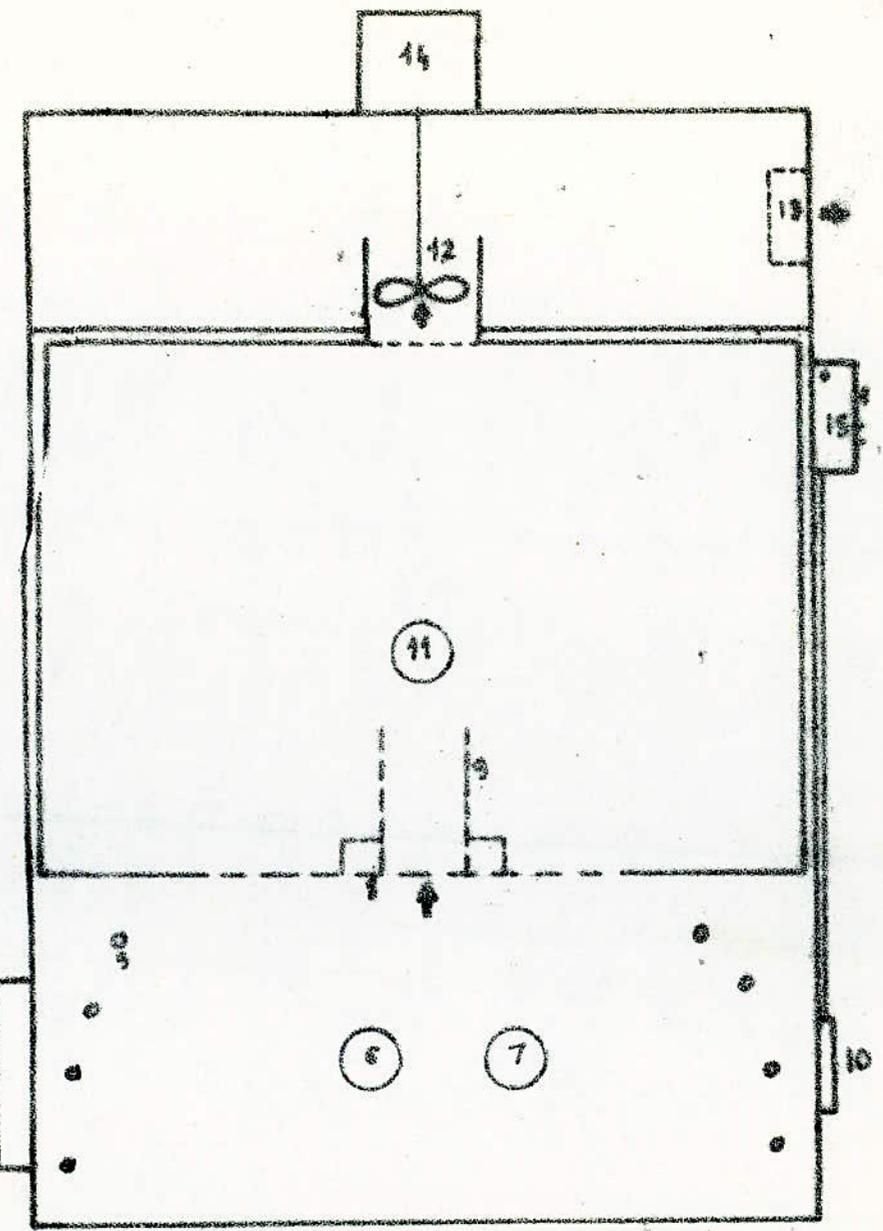
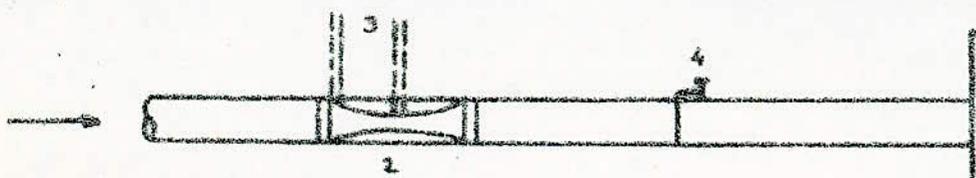
D : diamètre intérieur de la conduite égale à 4 cm.

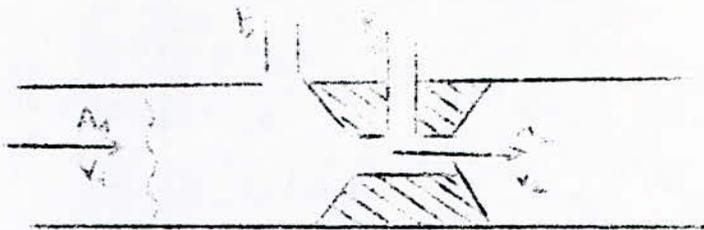
d'où $m = 0,25$.

Le coefficient de perte de charge c est égale à $\alpha \sqrt{1 - m^2}$

comme $\alpha = 1,007$ \implies $C = 0,975$.

- 1 - entrée d'air
- 2 - Venturi
- 3 - Prises de pression
- 4 - Reglage de débit
- 5 - résistance électrique
- 6 - thermostat
- 7, 11 - indicateurs de température
- 8 - distributeur
- 9 - Colonne
- 10 - Liaison
- 12 - ventilateur ; 13 - sortie d'air
- 14 - moteur
- 15 - Bloc de régulation





Nous appliquons l'équation de BERNOULLI.

Le débit : $Q_{1v} = A_1 V_1 = A_1 \cdot C$

$$\Rightarrow Q_{1v} = \pi \cdot 4 \cdot 10^{-4} \cdot 0,975 \left[\frac{2 \rho_{air} \Delta P}{(\frac{A_1}{A_2})^2 - 1} \right]^{\frac{1}{2}} \dots\dots\dots (36')$$

$(\rho_{air}) = \text{kg / m}^3$

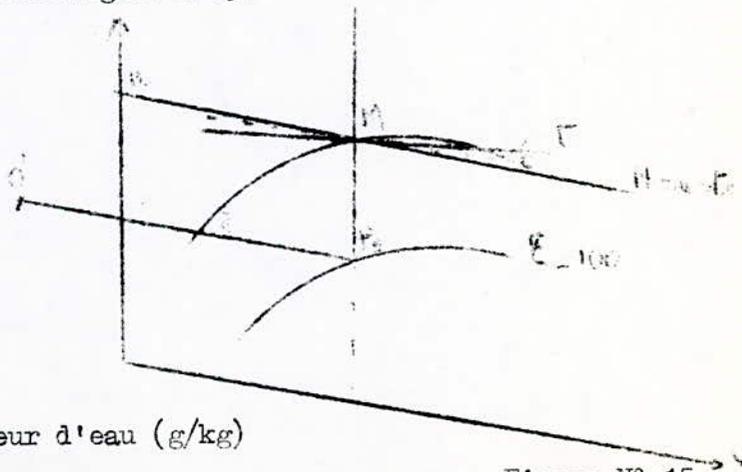
$(\Delta p) = \text{Pa}$

Mesure du degré hygrometrique.

De nombreuses méthodes sont utilisés pour mesurer la concentration d'un air en eau.

Dans notre cas, le contrôle de l'humidité se fait par un hygromètre à point de rosée de marque "CASELLA".

La connaissance du point de rosée et de la température de l'air, nous permet de connaître l'humidité de l'air en utilisant le diagramme de MOLLIER figure N 15.



- avec :
- W : teneur en vapeur d'eau (g/kg)
- H : Enthalpie.
- e : Humidité relative (%).
- t : Température (°c).
- v : Volume.

Figure N° 15 :
construction sur le
diagramme d'aire humide

III.2.3 Resultats experimentaux et interpretations.

Pour éviter les réactions enzymatiques ayant lieu lors du séchage la température de séchage devrait-être de l'ordre de 75°C.

Or la température maximale atteinte dans notre séchoir à lit fluidisé était de 60 °c.

Lors de notre travail, nous n'avons considérée que les paramètres : hauteur du lit et vitesse du gaz sécheur.

- Les conditions opératoires sont portées sur le TABLEAU N° 7.

PRODUIT	h_l (cm)	U_0 (m/s)	W_{air} (%)
RAISIN	2,5	2,29	60
	2,5	2,56	60
	2,5	2,86	65
	4,0	2,86	57
	5,5	2,86	65

TABLEAU N° 7.

L'allure des courbes de séchage met^{en} évidence les deux principales phases de séchage :

- Période à allure de séchage constante (période I)
- Période de ralentissement du séchage (période II)

La figure N° 16 illustre ces deux phases.

- Influence de la hauteur du lit.

Par la figure N° 17 ($W^* = F(\text{temps})$) et la figure N° 18 ($dW/dt = F(\text{temps})$), nous remarquons que la vitesse de séchage lors de la première période diminue avec l'augmentation de la hauteur du lit.

Ceci est en accord avec les résultats théoriques. En effet, par le bilan de chaleur suivant :

$$\rho h_1 (1 - \epsilon) \rho_s dW = - \rho_g U_0 C_{Pg} (\theta_{gi} - \theta_{lit}) dt \dots \dots \dots (25).$$

$$\implies - dW/dt = \rho_g / \rho_s U_0 / C_{Pg} / h_1 (1 - \epsilon) (\theta_{gi} - \theta_{lit}).$$

Nous arrivons à la même conclusion.

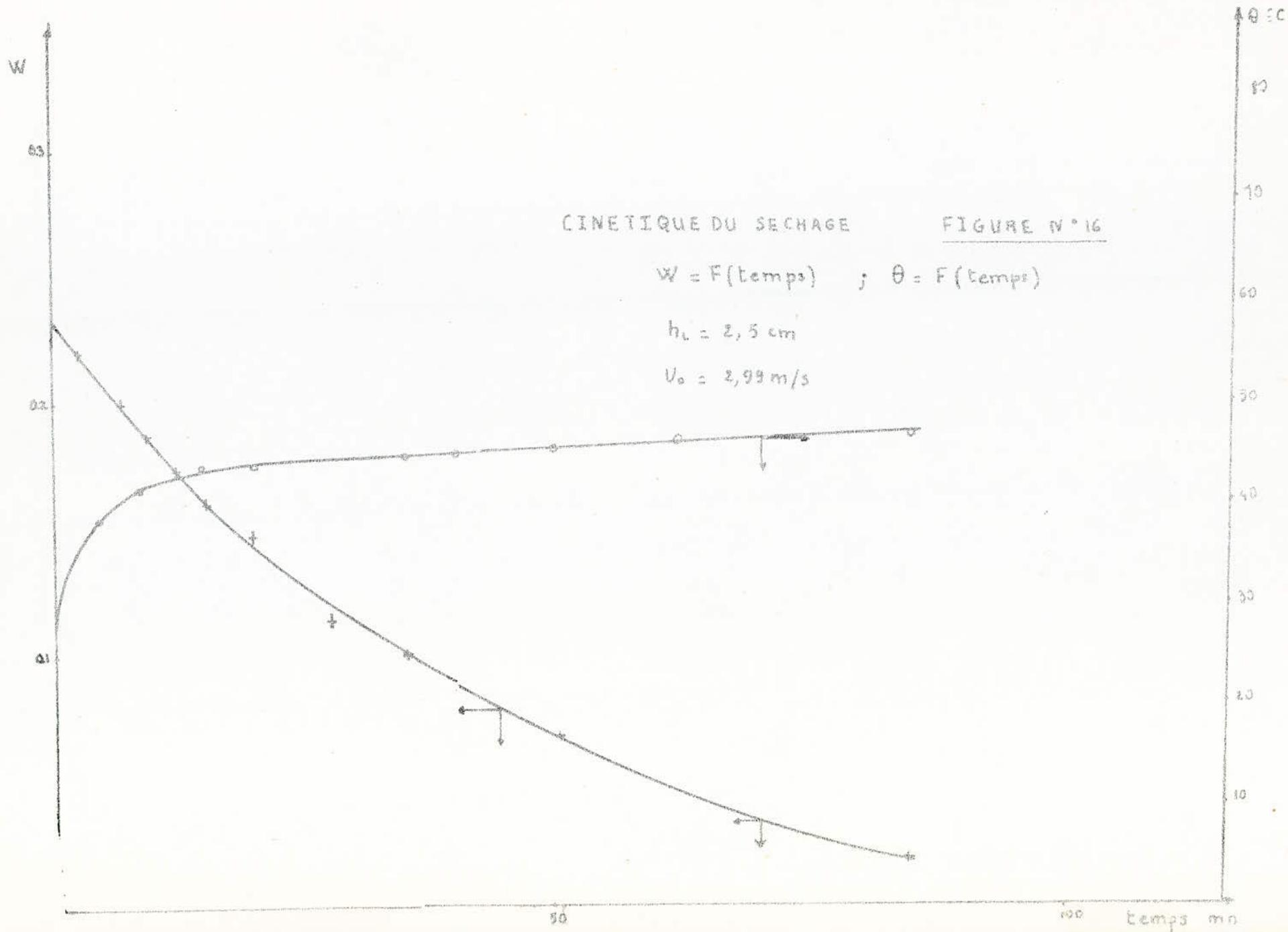
- Influence de la vitesse de l'air U_0 .

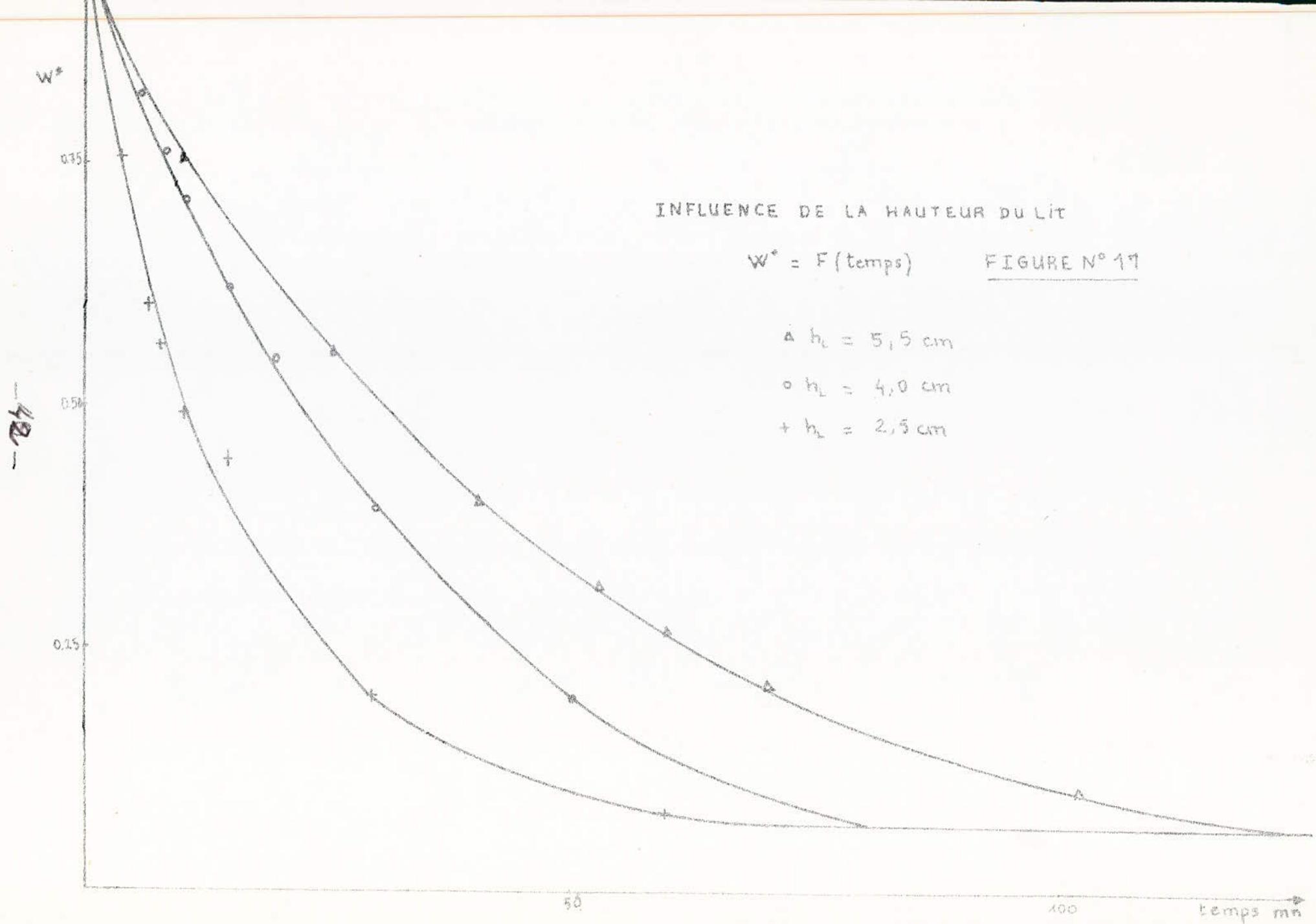
La vitesse de l'air étant un facteur externe, elle influe surtout sur la première période de séchage.

Par les figure N° 19 et 20 représentant $W^* = F(\text{temps})$ et $dW/dt = F(\text{temps})$ nous voyons qu'une augmentation de la vitesse de fluidisation U_0 entraîne une vitesse de séchage plus importante au cours de la première période.

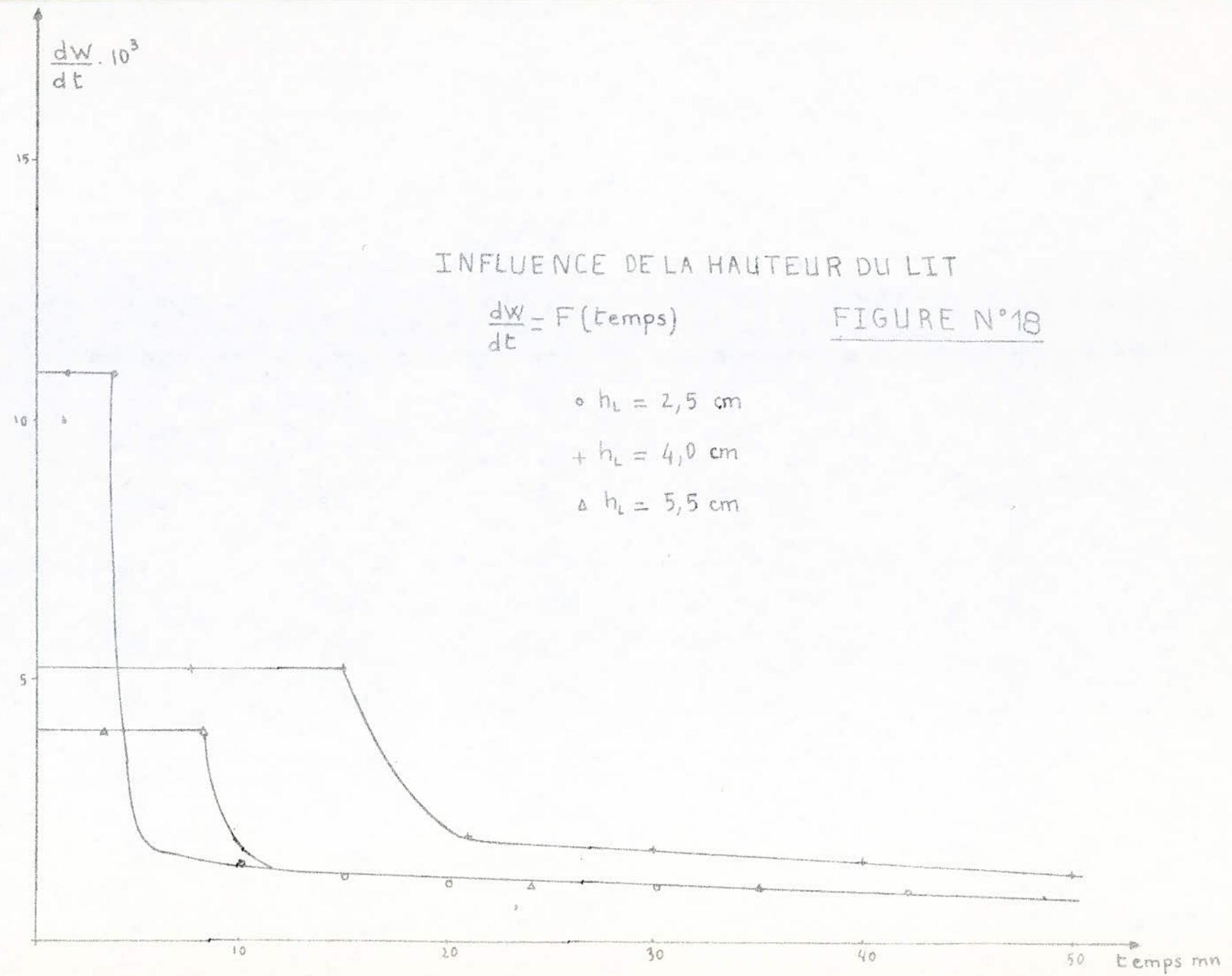
Ceci est en accord avec les équations théoriques de bilan de chaleur N° 25.

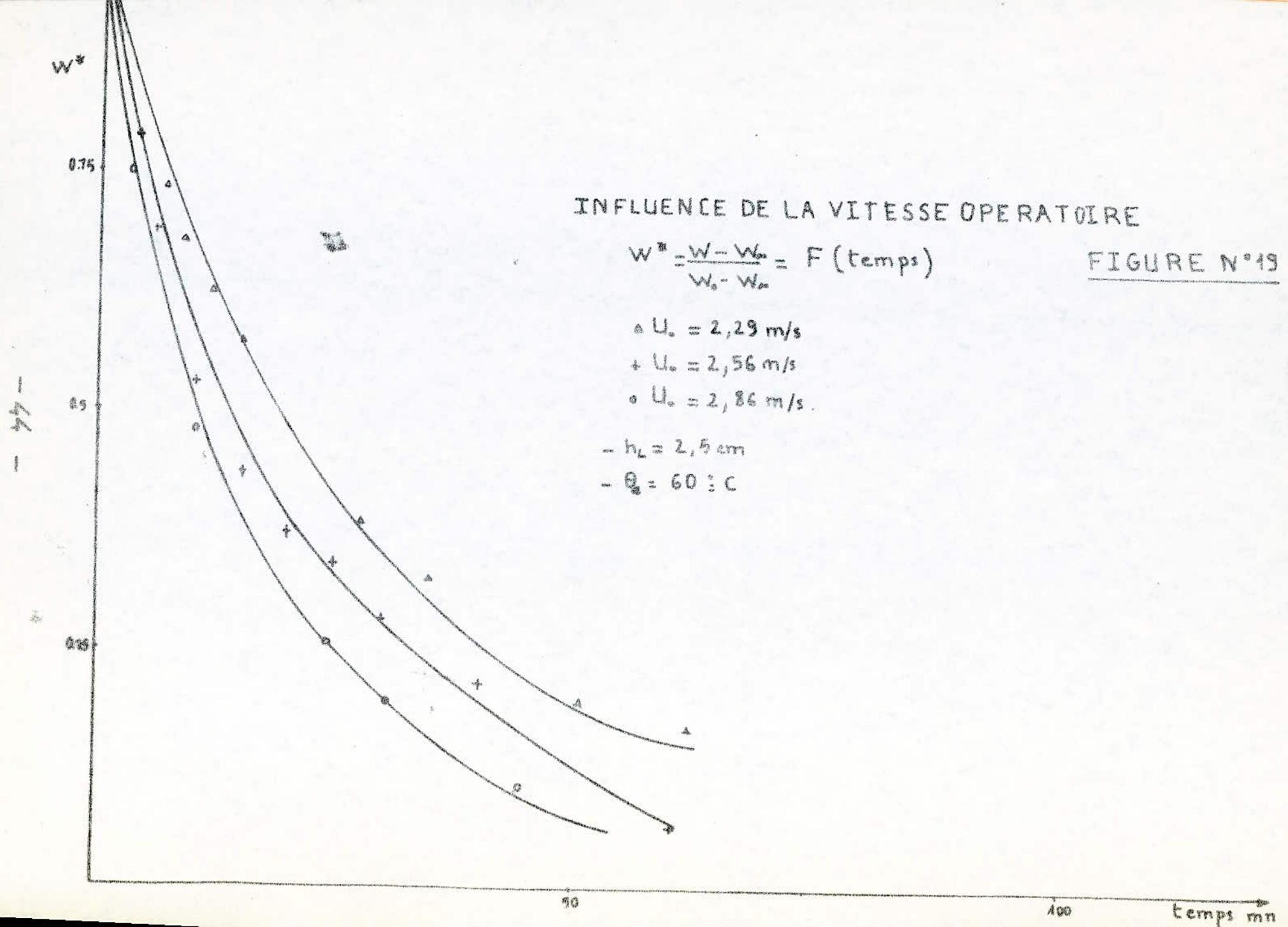
- 47 -

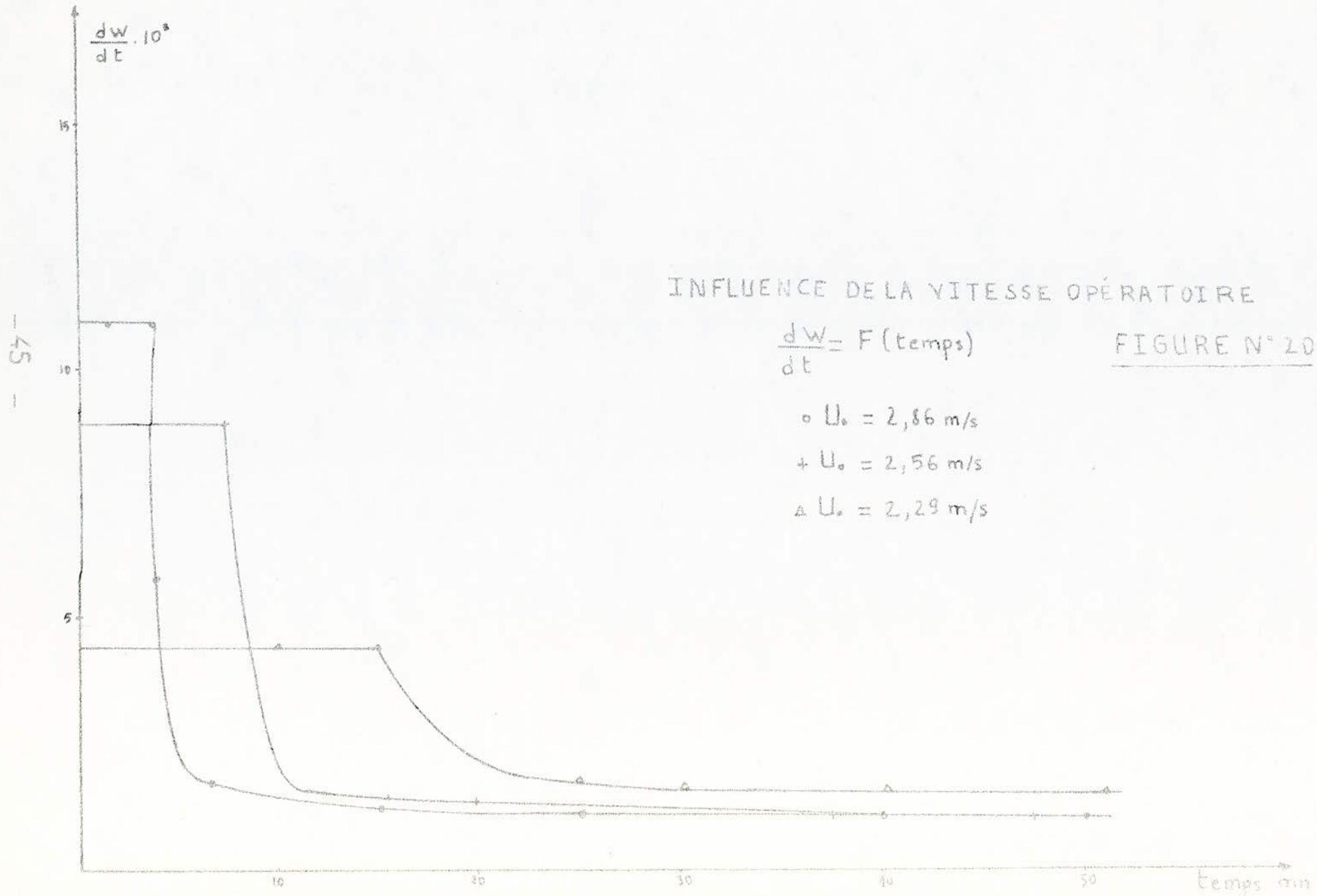




-43-







CONCLUSION :

Les effets de température, hauteur du lit et vitesse opératoire sur la vitesse de séchage en statique et en lit fluidisé sont résumés dans les tableaux N° 8 et N° 9.

1er) Enstatique.

θ (°c)	h_1 (cm)	$(dW/dt)_{\max} \cdot 10^3$ $\left[\frac{\text{kg d'eau}}{\text{kg M.S.mn}} \right]$
72	3,0	0,64
72	1,4	1,69
81	1,4	1,80
88	1,4	2,30

TABLERAU N° 8.

2e) En lit fluidisé.

h_1 (cm)	U_0 (m/s)	$(dW/dt)_{\max} \cdot 10^3$ $\left[\frac{\text{kg d'eau}}{\text{kg M.S.mn}} \right]$
2,5	2,29	4,30
2,5	2,56	8,80
2,5	2,86	10,90
4,0	2,86	5,20
5,5	2,86	4,00

TABLERAU N° 9.

D'après les tableaux N° 8 et 9 nous remarquons que la vitesse de séchage durant la période à allure constante est beaucoup plus importante en lit fluidisé, d'où un temps de séchage plus court qu'en statique.

Lors du séchage en lit fluidisé, le contact solide-gaz est excellent, ce qui permet des échanges thermiques rapides entre les deux phases. Par contre, au cours du séchage en statique nos particules sont fixes, **secles** les particules en surface sont en contact avec l'air sécheur. Cela nécessite alors plus de temps pour éliminer l'eau des particules qui ne se trouve pas à la surface.

Dans l'industrie, le séchoir **tunné** est le plus souvent utilisé pour sécher les raisins. Le temps moyen de séchage est de 18 à 22 heures.

Nous remarquons que le temps de séchage dans un **tunné** est relativement long.

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 défavorables.

La durée de séchage est donc primordiale et doit-être aussi courte que possible.

Pour tenter de raccourcir la durée de séchage nous proposons un séchoir en lit fluidisé qui permettra d'obtenir un **séchage rapide**, uniforme et sans risque de surchauffe.



IV. CONCEPTION D'UN SECHOIR A LIT FLUIDISE.

Dans le séchoir proposé le fluide sécheur est également le moyen de fluidisation. Alors, cela impose des limites sur la vitesse opératoire, sur le temps de séjour dans le séchoir et sa taille en particulier lorsque la température maximale permise de l'air est limitée.

Une installation de séchage se compose principalement des unités suivantes :

- Un distributeur d'air sécheur
- Une chambre d'alimentation du produit humide
- Une chambre de séchage
- Séparateur pour traitement de l'air
- Un système de contrôle
- Un système de chauffage

Pour assurer une bonne étanchéité, le séchoir est habituellement muni à l'extérieur d'une enveloppe métallique. Celle-ci est de 2 à 3 mm d'épaisseur pour des diamètres et températures peu élevés. Elle est de 5 à 6 mm pour des diamètres plus grands et températures plus élevées. Le séchoir peut-être muni à l'intérieur d'un revêtement en maçonnerie réfractaire et d'un isolant, suivant la température de fonctionnement. Pour le séchage à l'air chaud, à basse température, l'atmosphère dans le séchoir est en contact direct avec l'enveloppe qui est isolée à l'extérieur par une couche de laine minérale de 5 à 10 cm. Pour assurer la résistance mécanique nécessaire, l'enveloppe est pourvue de nervures en tôles de même épaisseur, ou de profilé en acier laminé (7).

Le distributeur du gaz sécheur est une des parties les plus importantes du séchoir. Ces dimensions seront fonction de la vitesse opératoire.

IV.1 Choix de la vitesse opératoire U_0 .

La vitesse U_0 est comprise entre la valeur de la vitesse minimum de fluidisation U_{minf} et celle de la vitesse terminale de chute libre U_t ($U_{minf} < U_0 < U_t$).

La détermination expérimentale de U_t et U_{minf} n'a pas pu être faite car le débit maximum disponible était faible pour fluidiser nos particules.

Nous avons déterminé ces vitesses théoriquement dont le calcul en détail est donné en Annexe A3.

Nous trouvons :

$$\begin{cases} U_{minf} = 1,628 \text{ m/s} \\ U_t = 12,92 \text{ m/s} \end{cases}$$

Pour le choix de U_0 , nous avons utilisé la méthode de W.C.LAPPLE(5). Le diamètre moyen de nos particules ϕ_p étant égale à 5,22 mm (inférieur à 1,651 mm).

Nous aurons donc :

$$\begin{aligned} U_0 &= 1/5 U_t \\ U_0 &= 2,58 \text{ m/s} \end{aligned}$$

IV.2 Conception du distributeur.

Le distributeur joue un rôle très important dans la qualité de la fluidisation, alors sa conception doit se faire le plus rigoureusement possible.

Les principales caractéristiques du distributeur sont :

- Le pourcentage de vide f .
- Le diamètre des orifices d_{or} .
- L'épaisseur.
- La nature du matériau.

La fraction du vide f étant égale à :

$$f = U_0/U_{or}$$

$$\text{avec : } U_{or} = C'd \left(\frac{2g \Delta \rho d}{\rho g} \right)^{\frac{1}{2}}$$

On tire $C'd$ du ~~graphe~~ de la figure N° 21 on trouve $C'd$ égale 0,6.

$$\text{Donc : } U_{or} = 0,6 \left[\frac{2.981.35}{1.205.10} \right]^{\frac{1}{2}} = 4529 \text{ cm/s}$$
$$U_{or} = 45,29 \text{ m/s}$$

D'où :

$$f = 2,58/45,29 = 0,057$$

$$\implies f = 5,7 \%$$

Nous choisissons un diamètre des orifices d_{or} égale à 1 mm.

N_{or} , le nombre de trous par cm^2 de distributeur sera :

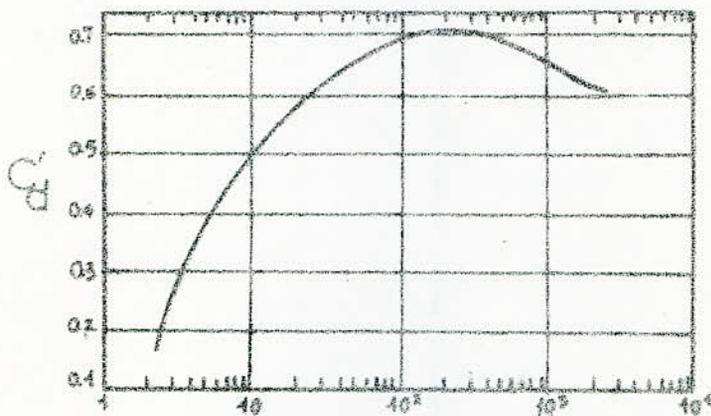
$$N_{or} = \frac{U_0}{U_{or}} \cdot \frac{4}{\pi d_{or}^2}$$

$$N_{or} = 7,26 \text{ trous/cm}^2.$$

P , pas de la maille équilatérale.

$$P = d_{or} \left[\frac{0,907}{f} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$P = 4 \text{ mm.}$$



Fraction de vide

$F < 10\%$

$$Re = \frac{d \rho U_2}{\mu}$$

FIGURE N° 21

COEFFICIENT D'ORIFICE DU DISTRIBUTEUR
EN FONCTION DU REYNOLDS

Comme matériau, nous choisissons de l'acier inoxydable ou du laiton dont nous donnerons la conductivité thermique et l'épaisseur. Cette dernière est déterminée d'après les calculs à la résistance (R.D.M) du distributeur (Annexe A4).

MATERIAUX	$\frac{\text{kcal}}{\text{mh}^\circ\text{c}}$	h (cm)
ACIER INOXYDABLE	18 à 28	0,65
LAITON	104,2	1,15

TABLEAU N° 10.

VI.3 Calcul d'un séchoir en lit fluidisé.

On se propose de dimensionner une installation de séchage en lit fluidisé dont les caractéristiques du solide, fluide sécheur et d'humidité sont les suivantes:

Solide "Raisin"

- Débit massique F_0 200 kg/h
- Masse volumique ρ_s 1298,3 kg/m³
- Diamètre moyen d_p 5,22.10⁻³ m
- Chaleur spécifique C_{ps} 0,983 kcal/kg°c
- Humidité initiale W_i 0,21 kg d'eau
kg M.S.
- Humidité finale W_f 0,04 kg d'eau
kg M.S.
- Température d'entrée dans le lit θ_{gs} 20°c

Fluide sécheur "Air"

- Masse volumique ρ_g 1,060 kg/m³
- Chaleur spécifique C_{pg} 0,241 kcal/kg°c
- Température ambiante 20°c
- Température d'entrée d'air θ_{gi} 60°c
- Température de saturation adiabatique θ_a 25°c
- Humidité initiale Y_1 0,006 kg d'eau
kg d'air sec
- Humidité finale Y_2 0,020 kg d'eau
kg d'air sec
- Vitesse opératoire U_0 2,58 kg d'air sec
m/s

Humidité "EAU"

- Masse volumique ρ_e 1000 kg/m³
- Chaleur spécifique C_{pe} 1 kcal/kg°c
- Chaleur latente de vaporisation 560 kcal/kg.

Pour dimensionner notre 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 hauteur libre
- Le calcul de la température du lit.

1) Bilan de matière.

Nous supposons que l'air entre dans le séchoir avec une humidité absolue Y_1 , s'humidifie à 80 % donc à 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 :

$$\left(\begin{array}{l} \text{La quantité d'eau éliminée} \\ \text{du solide} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{La quantité d'eau} \\ \text{évacuée par l'air} \end{array} \right)$$

$$F_0 (W_i - W_f) = G (Y_2 - Y_1) \dots \dots \dots (37).$$

Où G est le débit nécessaire pour évacuer la quantité d'eau $F_0 (W_i - W_f)$.

$$G = F_0 \frac{(W_i - W_f)}{Y_2 - Y_1} \dots \dots \dots (38).$$

$$G = \frac{200(0,21 - 0,04)}{0,02 - 0,006} = \begin{array}{l} 2428,6 \text{ kg/h} \\ 6,75 \text{ kg/s} \end{array}$$

Le débit volumique Q_v sera égale à :

$$Q_v = \frac{G}{\rho_g} \dots \dots \dots (39).$$

Où ρ_g : Masse volumique de l'air.

$$Q_v = 2291 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$Q_v = 0,64 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Pour un tel débit volumique, nous aurons une section de :

$$S = \frac{Q_v}{U_0} \dots \dots \dots (40).$$

$$S = 0,25 \text{ m}^2$$

2) Temps de séjour des particules dans le séchoir.

La détermination du temps de séjour moyen \bar{t} des particules dans le séchoir est exprimée ainsi : (4).

- Pour la première période.

$$\frac{W_f}{W_i} = 1 - \frac{1 - e^{-z/t}}{z/t} \dots\dots\dots(41)$$

où z : durée du séchage complet d'une particule telle que :

$$z = \frac{s.d.p. U_0}{6h_p (\theta_{lit} - \theta_a)} ; \dots\dots\dots(42)$$

avec h_p : coefficient de transfert de chaleur entre la particule et le lit.

W_i, W_f : Humidité du solide initiale et finale respectivement.

- Pour la seconde période.

$$\frac{W_f}{W_i} = \frac{1}{1 + B' t} \dots\dots\dots(43)$$

où B' est fonction des conditions du séchage et du lit, nous pouvons écrire que :

$$\frac{W}{W_0} = e^{-B' t} \dots\dots\dots(44)$$

d'où :

$$\text{LOG} \frac{W}{W_0} = - B' t \dots\dots\dots(45)$$

B' sera déterminé expérimentalement en traçant

$$\text{LOG} \frac{W}{W_0} = F(\text{temps})$$

- Calcul du temps de séjour correspondant à la première période.

D'après la courbe expérimentale de la cinétique de séchage en lit fluidisé des raisins pour

$$\left. \begin{array}{l} \theta_{gi} = 60^\circ\text{c} \\ h_l = 2,5 \text{ cm} \\ U_0 = 2,86 \text{ m/s.} \end{array} \right\}$$

L'humidité critique est égale à 0,166 kg d'eau par kg de matière sèche.

Le temps correspondant à cette période est de $t_1 = 4\text{mn} = 240\text{ s}$
 Dans ce cas, nous avons :

$$\frac{W_{cr}}{W_i} = \frac{0,166}{0,2143} = 1 - \frac{1 - e^{-240/t_1}}{240/t_1} = 0,7746$$

Nous trouvons :

$$t_1 \simeq 55\text{s}$$

- Calcul du temps de séjour correspondant à la période de ralentissement.

Nous avons donc :

$$\frac{W_f}{W_{cr}} = \frac{1}{1 + B' \bar{t}_2}$$

Nous pouvons écrire alors :

$$\frac{W}{W_{cr}} = e^{-B' \bar{t}}$$

La valeur de B' a été déterminée expérimentalement à partir du tracé de la courbe $\text{LOG} \frac{W}{W_{cr}} = F(\text{temps})$

B' est égale à $4,3 \cdot 10^{-4} \text{sec}^{-1}$

D'où :

$$\bar{t}_2 = 8486 \text{ sec}$$

- Le temps de séjour global est égale à :

$$\bar{t} = \bar{t}_1 + \bar{t}_2$$

$$\bar{t} = 8542 \text{ sec} \simeq 2,4\text{h}$$

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

$$M = \bar{t} \cdot F_0$$

$$M = \frac{8542 \times 200}{3600}$$

$$M = 474,6 \text{ kg}$$

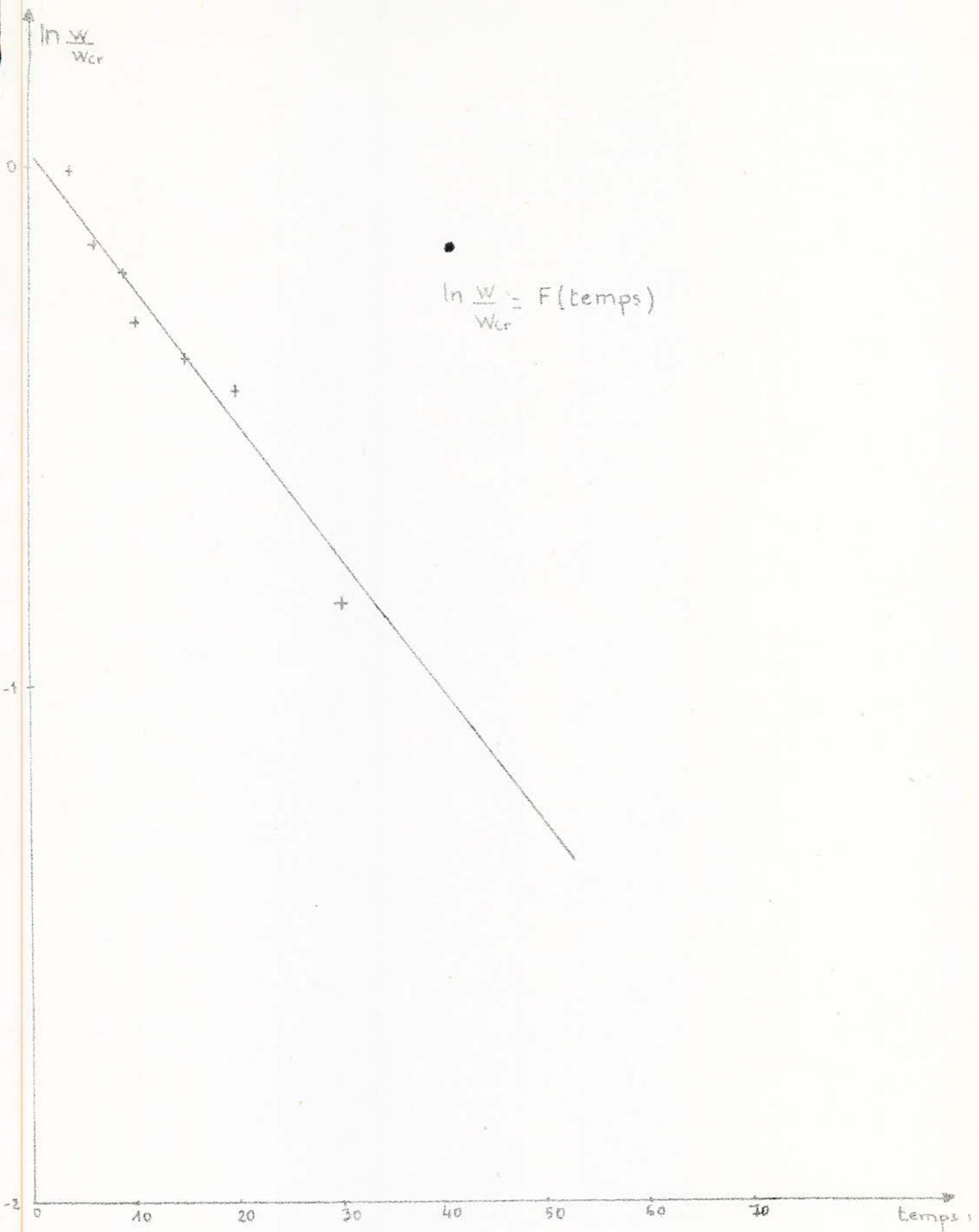


FIGURE N°22

courbe cinétique du séchage

- $A_{..} = 60^{\circ}\text{C}$
- $h_c = 2,0 \text{ m/s}$
- $U_c = 2,86 \text{ m/s}$

3) Calcul de la perte de charge subie par l'air.

Nous appliquons l'équation d'ERGUN.

$$\left(\frac{\Delta P}{h_1}\right)_{\text{lit}} = 150 \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon}\right)^2 \left(\frac{U_0}{d_p^2} + 1,75 \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon} \frac{\rho_g}{d_p}\right) U_0^2$$

La porosité minf est égale à 0,45.

$$\left(\frac{\Delta P}{h_1}\right)_{\text{lit}} = 15126 \text{ Pa /m.}$$

En général, la perte de charge maximale admissible par le ventilateur est de 0,1 bar, ce qui limite la hauteur de la couche de particule.

Nous supposons que la perte de charge due au filtre d'air, à la tuyauterie, au distributeur etc.....soit égale à 0,05 bar.

Nous aurons une perte de charge du lit inférieure à 0,05 bar ; d'où une hauteur du lit h_1 correspondante à :

$$h_1 = \frac{(\Delta P)_{\text{max}}}{(\Delta P/h_1)_{\text{lit}}} = \frac{0,05 \cdot 10^5}{15126} = 0,33 \text{ m}$$

Connaissant la charge M et la hauteur du lit h_1 , nous déduisons la section S_{h_1} du séchoir, du point de vue hydrodynamique.

$$M = S_{h_1} \cdot \rho_s \cdot h_1 (1 - \varepsilon)$$

$$S_{h_1} = \frac{M}{\rho_s \cdot h_1 (1 - \varepsilon)}$$

$$S_{h_1} = 2 \text{ m}^2$$

Nous remarquons que la section S_{h_1} égale à 2 m^2 trouvée est supérieure à celle calculée précédemment, donc un calcul de débit d'air est nécessaire.

$$G = S_{h_1} \cdot \rho_g \cdot U_0$$

$$G = 2 \cdot 1,060 \cdot 2,58 = 5,5 \text{ kg/s}$$

$$G = 19691 \text{ kg/h.}$$

L'humidité finale peut-être calculée :

$$\begin{aligned}G (Y_2 - Y_1) &= F_0 (W_i - W_f) \\Y_2 &= \frac{F_0 (W_i - W_f)}{G} + Y_1 \\Y_2 &= 0,0077 \text{ kg d'eau /kg d'air sec.}\end{aligned}$$

Nous remarquons d'après le diagramme d'air humide de MOLLIER que l'air de sortie est loin de l'état de saturation.

4) Calcul de la hauteur libre "FREEBOARD" H.

Le diamètre équivalent du lit étant de 1,6 m, inférieur à 1,83 m, la hauteur libre sera donc de 1,83 m.

Nous réduisons cette hauteur de 25 % en doublant la section libre du séchoir.

D'où :

$$H = 1,37 \text{ m}$$

Nous pouvons encore réduire cette hauteur car nos particules ne sont pas fines.

Mais nous prendrons une hauteur libre égale à 1,37 m vu que le séchoir proposé peut-être utilisé pour d'autres produits.

5) Calcul de la température du lit.

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

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

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 :

$$\begin{aligned} N_h.U_o.P_g.C_{pg}(\theta_{go} - \theta_{lit}) &= F_o(W_i - W_f) \left[\lambda + C_{pe}(\theta_{lit} - \theta_{so}) \right] \\ &+ F_o C_{ps}(\theta_{lit} - \theta_{so}) \dots \dots \dots (46) \end{aligned}$$

D'où :

$$\begin{aligned} \theta_{lit} &= \frac{N_h.U_o.C_{pg}.P_g.\theta_{go} - F_o(W_i - W_f)(\lambda + C_{pe}.\theta_{so}) + F_o C_{ps}\theta_{so}}{N_h.U_o.P_g.C_{pg} + F_o(W_i - W_f) C_{pe} + F_o C_{ps}} \dots \dots \dots (47) \end{aligned}$$

Nous trouvons :

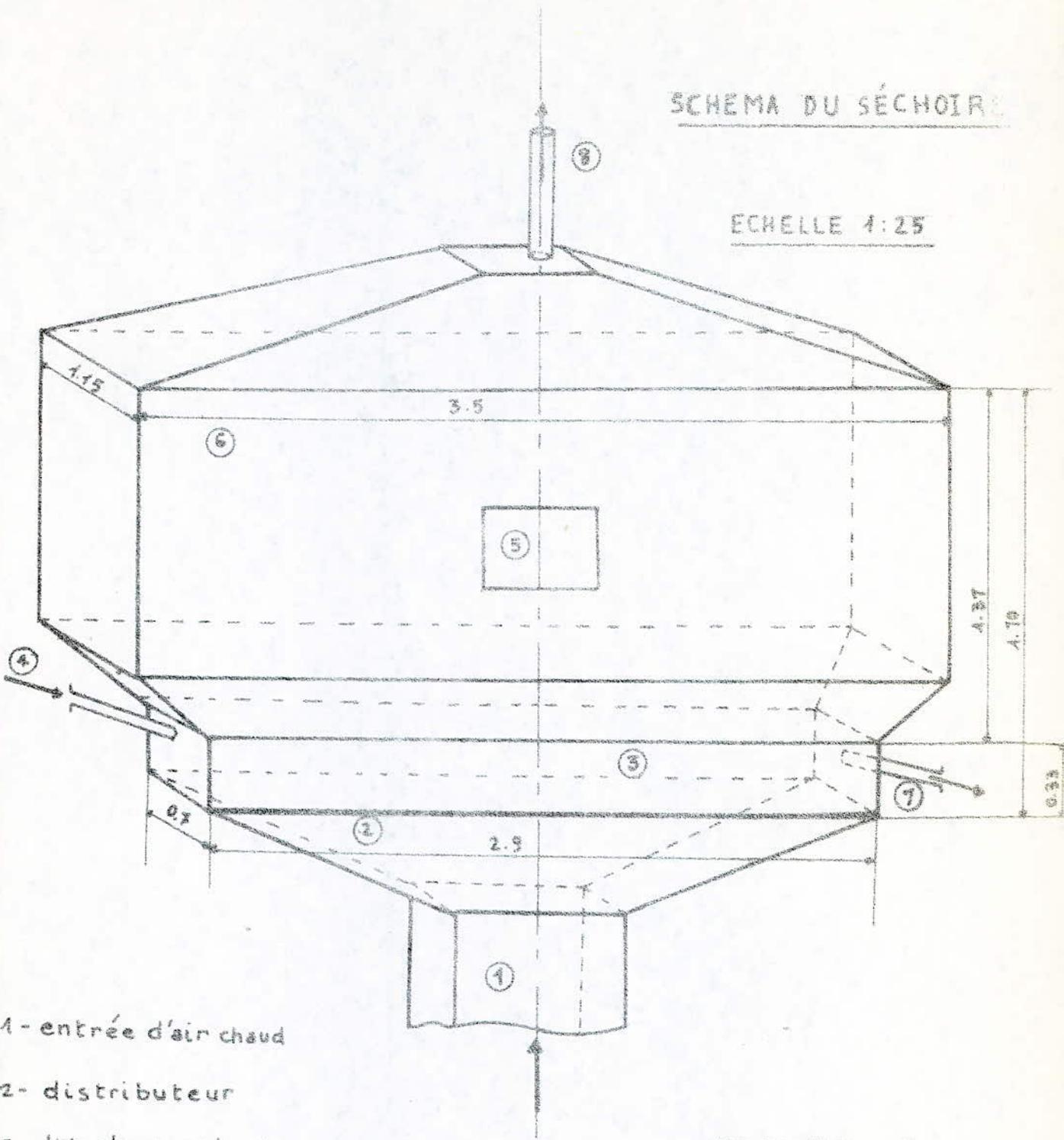
$$\theta_{lit} \simeq 54,5 \text{ } ^\circ\text{c.}$$

Les caractéristiques du séchoir proposé :

Hauteur du séchoir	1,37 m
Base du lit	2,90 × 0,70 m
Diamètre des trous du distributeur.....	1mm
Fraction de vide f du distributeur.....	5,7 %
Vitesse de l'air opératoire	2,58 m/s
Température initiale de l'air ambiant	20°C
Température de l'air a l'entrée du séchoir.....	60 °c
Temperature de l'air à la sortie du séchoir	54,5°C
Humidité initiale de l'air	0,006 $\frac{\text{kg d'eau}}{\text{kg d'air sec}}$
Humidité finale de l'air	0,020 $\frac{\text{kg d'eau}}{\text{kg d'air sec}}$
Débit d'alimentation en produit.....	200kg/h
Humidité initiale du produit	0,21 $\frac{\text{kg d'eau}}{\text{kg M.S}}$
Humidité finale du produit.....	0,04 $\frac{\text{kg d'eau}}{\text{kg M.S}}$
Température initiale du produit	20°C
Hauteur de la couche.....	0,33 m
Perte de charge dans le lit.....	15126 Pa/m.

SCHEMA DU SECHOIR

ECHELLE 1:25

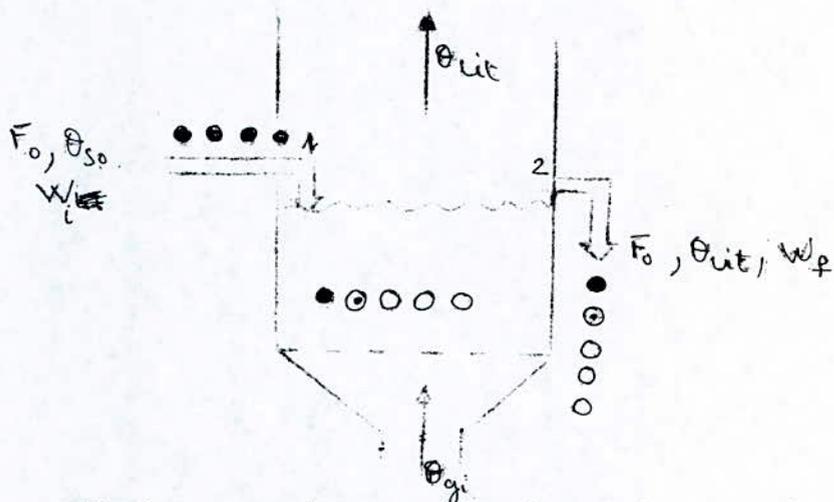


- 1- entrée d'air chaud
- 2- distributeur
- 3- lit de particule
- 4- alimentation en produit humide
- 5- Fenêtre vitrée
- 6- Section libre
- 7- récupération en produit sec
- 8- sortie d'air

FIGURE N°23

Nous avons choisi un séchoir à lit fluidisé de base rectangulaire et ce pour une facilité de construction mécanique.

Nous représentons sur le Schéma suivant, le chemin suivi par les particules :



Certaines particules peuvent passer directement de l'entrée vers la sortie (suivant 1 - 2).

En comparant un séchoir à base rectangulaire avec un autre cylindre, nous remarquons que ce trajet (1 - 2) est plus long dans le premier cas. Le temps de séjour sera donc plus long. Ceci est un avantage de ce séchoir.

- Nous avons prévu une fenêtre vitrée qui nous permettra de suivre le phénomène de séchage, et le nettoyage de l'intérieur du séchoir représenté sur la figure N° 23.

- L'évacuation de l'air humide est assuré par une cheminée située au plafond supérieur.

- Les raisins étant des particules assez grosses, le séparateur air solide n'est pas nécessaire. Cependant notre séchoir pouvant être utilisé pour d'autres produits, nous avons prévu l'existence d'un cyclone.

VI.4 Les équipements Annexes :

Il est très important d'étudier les équipements du séchoir permettant :

- Le traitement de l'air: séparateurs, ventilateurs, conditionnement, etc.....
- L'alimentation et le déchargement du solide.
- La mesure des paramètres : température, humidités d'air, débits, ect.....

IV.4.1 Le séparateur solide gaz.

Nous proposons un cyclone dont le schéma de fonctionnement est donné sur la figure N° 24. le gaz est introduit tangentiellement au sommet du cyclone, dans la zone annulaire constituée par la paroi extérieure et la tuyauterie d'évacuation du gaz. Celui-ci prend un mouvement hélicoïdal vers le bas au cours duquel les particules solides sont centrifugées vers la paroi et évacuées par l'orifice inférieur. Le gaz épuré à la base du cyclone remonte dans la partie centrale avec un mouvement hélicoïdal concentrique au premier, puis est évacué par la cheminée supérieure.

Le diamètre extérieur du cyclone D étant un des éléments déterminants, les caractéristiques dimensionnelles moyennes des appareils classiques sont portées à D , tel qu'il est indiqué sur la figure N° 24.

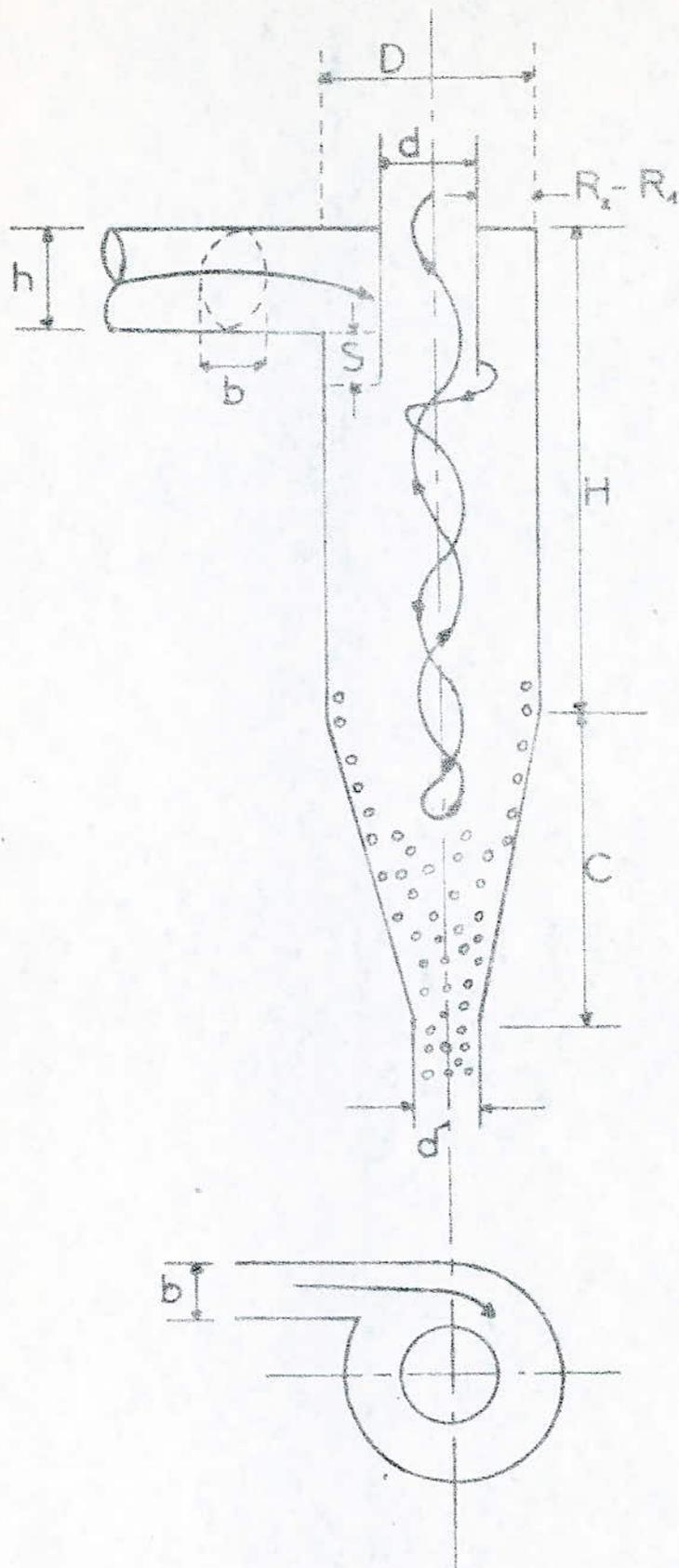
a) Equation des temps.

L'étude des lois qui conditionnent le fonctionnement d'un cyclone est basée sur la connaissance déjà acquise du mouvement des particules dans un fluide. Les équations théoriques aux quelles le raisonnement conduit ne peuvent être établies qu'à la condition d'émettre un certain nombre d'hypothèses simplificatrices à savoir :

- La force de pesanteur est négligeable ;
- Les particules sont sphériques ;
- La vitesse des particules se décompose en une vitesse radiale U_r correspondant à un écoulement radial laminaire et une vitesse U_t tangentielle à la trajectoire du gaz et égale à celle du gaz U_g . Ceci revient à dire que les particules entrent dans le cyclone à la même vitesse que le fluide et que leur vitesse relative reste nulle. (13)
- Le mouvement des particules n'est pas entravé et l'on néglige l'énergie de chocs entre particules.

Considérons une particule de masse m (figure N° 25); située sur un filet hélicoïdal de gaz (r) animé d'une vitesse U_g mesurée le long de la trajectoire du fluide.

La particule M est animée d'une vitesse V_p qui est la résultante de trois composantes :



- DIMENSIONS
RECOMMANDÉES

$$h = D/2$$

$$b = D/4$$

$$d = D/2$$

$$H = 2D$$

$$d' = D/4$$

$$S = D/3$$

$$C = 2D$$

FIGURE N°24

CYCLONE

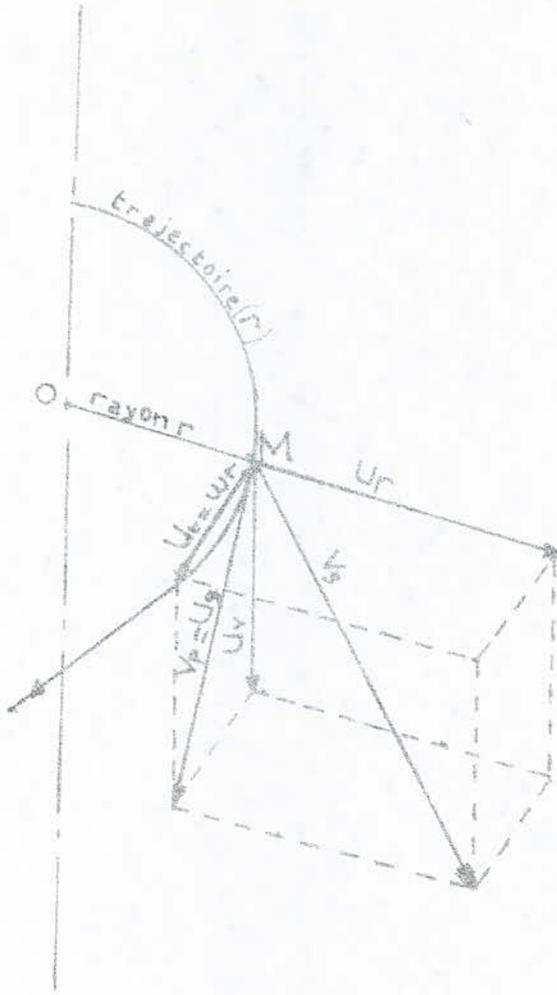


FIGURE N° 25

composition des vitesses de la particule
le long d'une trajectoire fluide

- Une vitesse radial U_r , due à la force centrifuge
- Une vitesse tangentielle horizontale U_t due à l'entraînement par le gaz.
- Une vitesse de descente verticale U_v .

L'hypothèse de nullité de la vitesse relative de la particule signifie que la vitesse V_p est égale à U_g et que la composante horizontale U_t représente aussi la composante de vitesse tangentielle horizontale de la particule et du gaz.

Appelons ;

- m_a : Masse apparente de la particule dans le gaz
- d_p : Diamètre de la particule
- F : La trainée due aux forces de viscosité s'exerçant sur la particule dans son écoulement radial.
- r : Rayon OM qui situe la particule par rapport au centre du cyclone.
- ω : La vitesse angulaire instantanée de la particule du gaz.
- η : Viscosité dynamique
- ρ_s, ρ_g : les masses volumiques des particules et du gaz respectivement.

Dans un plan horizontal passant par M, écrivons l'équilibre des forces pour obtenir l'équation du mouvement radial.

$$\text{Force centrifuge} - \text{trainée} = \text{Force d'entraînement radial}$$

$$m_a \omega^2 r - F = m \frac{d^2 r}{dt^2} \dots \dots \dots (48).$$

En regime de STOCKES, l'équation (48) s'écrira :

$$\frac{\pi}{6} d_p^3 (\rho_s - \rho_g) \omega^2 r - 3 \pi \eta d_p \frac{dr}{dt} - \frac{\pi}{6} d_p^3 \rho \frac{d^2 r}{dt^2} = 0 \dots \dots \dots (49)$$

Pour intégrer cette relation à trois variables ω, r et t ;
 TER LINDEN propose :

$$U_t V_r = \text{constante} \dots \dots \dots (50)$$

En admettant que $U_t V_r = U_0 V_{R2} = \omega r V_r$
 et en négligeant l'accélération radiale ($\frac{d^2 r}{dt^2} = 0$).

l'équation (49) se réduit à :

$$(\rho_s - \rho_g) d_p^2 \frac{U_0^2 R_0}{r^2} = 18 \eta \frac{dr}{dt} \dots \dots \dots (51)$$

L'intégration de l'équation (51) nous donnera le temps t_r mis par la particule pour atteindre la paroi :

$$t_r = \frac{6 \eta (R_2^3 - R_1^3)}{(\rho_s - \rho_g) d_p^2 U_0 R_2} \dots \dots \dots (52).$$

Soit $N \cong H/h$ le nombre de revolutions effectuées par une particule sur la hauteur totale du cyclone, en passant du rayon R_1 à l'entrée au rayon R_2 à la base de la partie cylindrique. L'expression différentielle du chemin parcouru par la particule dans un temps dt où elle s'écarte de dr s'écrit dans le plan horizontal :

$$U_t dt = \frac{N dr}{R_2 - R_1} 2\pi r \dots \dots \dots (53)$$

$$dt = \frac{N 2\pi r dr}{(R_2 - R_1) U_t} = \frac{2\pi N r^{3/2} dr}{(R_2 - R_1) U_0 \sqrt{R_2}} \dots \dots \dots (54)$$

L'intégration donne le temps de séjour maximale t_s de la particule s'écoulant entre R_1 et R_2 .

$$t_s = \frac{4\pi N (R_2^{5/2} - R_1^{5/2})}{5 U_0 (R_2 - R_1) \sqrt{R_2}} \dots \dots \dots (55)$$

b) Condition de captation.

Pour qu'une particule de diamètre d_p atteigne la paroi dans les conditions les plus défavorables, il faut donc que $t_r = t_s$. Cette égalité permet de tirer la valeur de d_p soit :

$$d_p = 1,09 \sqrt{\frac{\rho_s D}{(\rho_s - \rho_g) U_0 N}} \cdot \sqrt{\frac{(1-a)(1-a^3)}{1-a^5}} \dots \dots \dots (56)$$

avec :

- $a = R_1/R_2$
- $D = 2 R_2$
- D étant le diamètre du cyclone.

En négligeant ρ_g devant ρ_s , et en posant :

$$K = \sqrt{\frac{(1-a)(1-a^3)}{1-a^5}} \dots \dots \dots (57)$$

L'équation (56) prend la forme définitive :

$$d_p = 1,09 K \sqrt{\frac{D}{N}} \sqrt{\frac{\rho_s}{\rho_s U_0}} \dots \dots \dots (58)$$

d_p se présente donc comme fonction de deux termes :

$K \sqrt{\frac{D}{N}}$: caractéristique dimensionnelle du cyclone

$\sqrt{\frac{\rho_s}{\rho_s U_0}}$: caractéristique opératoire.

- Calcul du diamètre du cyclone D.

Nous utilisons l'équation (58) pour déterminer le diamètre D du cyclone.

$$D = \frac{d_p^2}{1,09 K} \frac{N \rho_s U_0}{\eta}$$

avec :

$$N = 4$$

$$K = 0,729$$

$$\eta = 2 \cdot 10^{-5} \text{ dp}$$

$$\rho_s = 1,2983 \cdot 10^3 \text{ kg/m}^3$$

$$U_0 = 2,58 \text{ m/s}$$

$$d_p = 15 \cdot 10^{-6} \text{ m}$$

Nous trouvons :

$$D = 0,24 \text{ m}$$

- Calcul du temps de séjour maximal t_s de la particule s'écoulant entre R_1 et R_2 .

$$t_s = \frac{4 K N (R_2^{5/2} - R_1^{5/2})}{5 U_0 (R_2 - R_1) \sqrt{R_2}}$$

$$t_s = 0,17 \text{ sec}$$

- Phénomène d'explosion (14).

Au niveau du cyclone, nous nous trouvons dans un milieu hétérogène (milieux poussiéreux) où des phénomènes d'explosions des poussières peuvent exister, nous pouvons dire qu'une explosion de poussière est une simple combustion. Les particules de combustible suspendues dans l'air sont consumées ou oxydées en libérant une quantité de chaleur importante qui engendre une forte expansion du milieu gazeux environnant amplifiée encore par les produits de combustion. Si les gaz expansés sont enfermés dans un volume donné (ici le cyclone) il se produit un accroissement subit de la pression.

La sévérité de l'explosion est régie principalement par le matériau, la dimension des particules, la concentration des poussières et le temps d'ignition.

Nous indiquons cependant "l'indice d'explosivité" qui est le rapport de deux grandeurs G et Go, l'une relative à la poussière à étudier, l'autre à une poussière témoin (définie par celle du charbon de PITTSBURGH).

avec :

$$G = \frac{P_{max} \cdot U_{max}}{T_{inf} \cdot E_{min} \cdot C_{min}} \quad ; \quad G_o = (G) \text{ Charbon de PITTSBURGH}$$

avec : Pmax : pression maximale d'explosion

Umax : Vitesse maximale d'accroissement de pression

Emin : Energie minimale d'inflammation

Cmin : Concentration minimale de poussière explosives.

L'indice d'explosivité vaut donc :

$$I = G / G_o$$

IV.4.2 Le système de conditionnement d'air et de distribution (15)

La méthode de conditionnement d'air est liée au produit à traiter et à la disponibilité du moyen de chauffage. Notre produit étant alimentaire, il est très important de préfiltrer l'air pour supprimer la poussière.

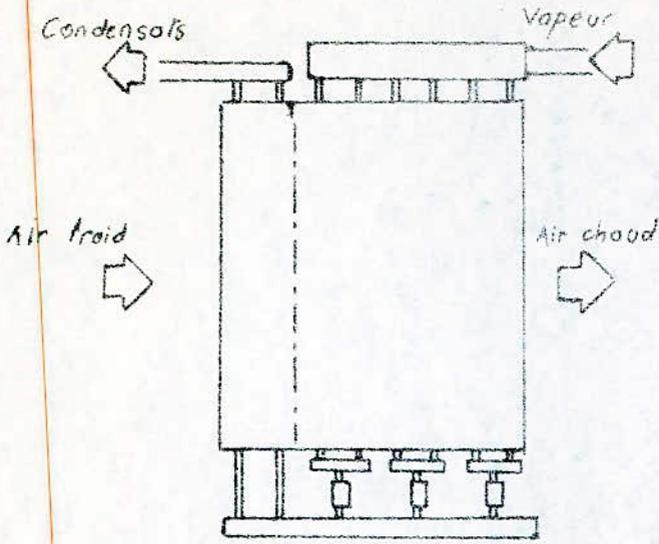
L'air peut être chauffé au moyen par exemple (figure N° 26).

- D'une batterie vapeur où les températures de séchage doivent être inférieures à 200°C et lorsque la vapeur est à un niveau suffisant.
- D'un chauffage électrique pour les températures atteignant 300°C (utilisés pour les petites unités).
- D'un four direct pour les températures atteignant 400°C nous utilisons le gaz (rendement de 95 à 100%).
- D'un fluide thermique pour les températures atteignant 300°C (ceci dépend du fluide) le fluide est utilisé en complément d'une batterie vapeur à basse pression.

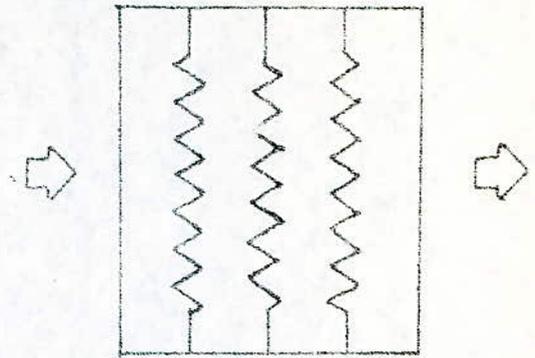
Il existe d'autres méthodes, cependant le choix dépendra de :

- La disponibilité des moyens de chauffage
- La rentabilité totale
- La température de séchage maximum du produit
- La réglementation locale.

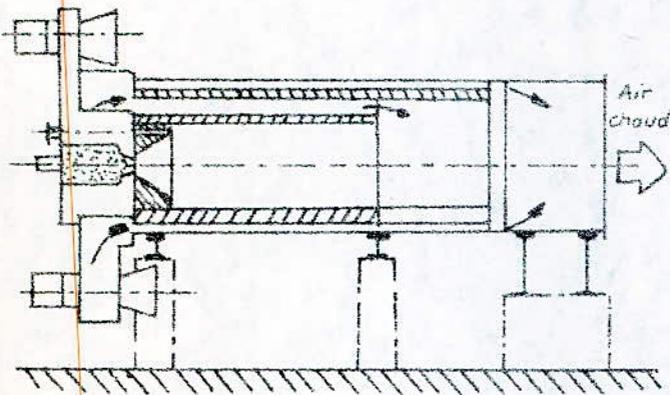
FIGURE N°26



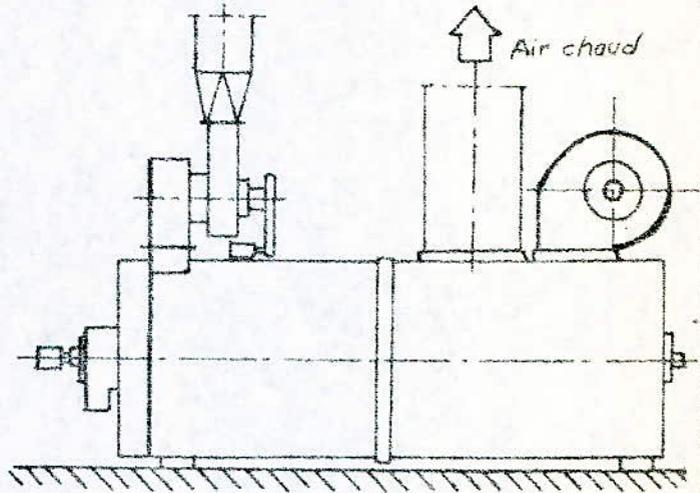
Batterie vapeur



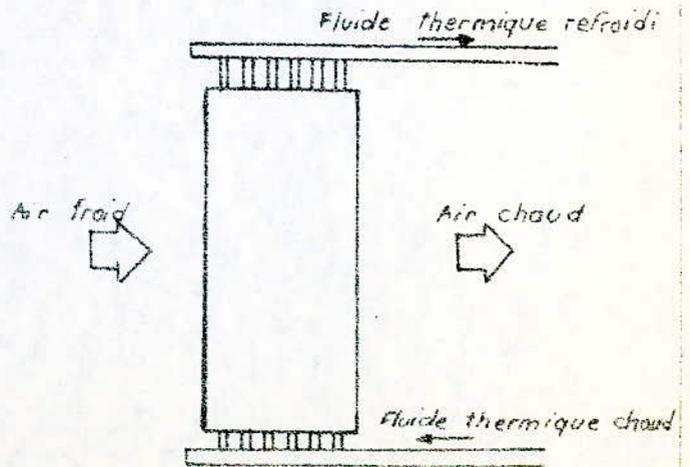
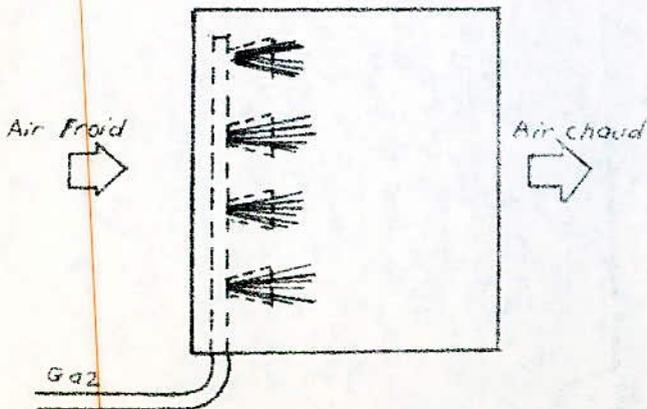
Batterie électrique



Four direct : Fuel ou gaz



Four indirect



IV.4.3 Ventilateur.

Nous utilisons beaucoup les ventilateurs hélicoïdes (figure N°27) dans les séchoirs. Ils permettent un effet d'entretenir l'écoulement de débit, importants, sous de faibles pertes de charges, ce qui est généralement le cas des circuits aérauliques des séchoirs. L'accouplement direct du moteur électrique et du ventilateur hélicoïde est un montage peu onéreux et d'installation facile. Toutefois, si l'aire véhiculé est trop chaud pour le moteur électrique, nous utilisons le montage dans un coude à angle droit, qui permet de placer le moteur à l'exterieur.

La pression de refoulement au maximum d'un ventilateur est de 2000 mm Hg 0 (19600 Pa).

Dans le cas où le débit d'air qu'il faut circuler dans le circuit du séchoir est supérieur au débit maximum du ventilateur, nous devons prévoir une batterie de ventilateurs.

IV.4.4 Contrôle d'écoulement du solide.

Plusieurs projets de contrôles d'écoulement de solide sont utilisés. Ceux ci devraient être choisi avec précaution pour convenir aux conditions spécifiques (2).

Nous représentant sur la figure N° 28, certaines vanes de contrôle d'écoulement de solide.

Un distributeur à alveoles (16), a été choisi pour l'alimentation en solide. *Figure n° 25*

Cette appareil, appelé aussi distributeur à palettes est constitué par une cavité horizontale cylindrique dans laquelle tourne un arbre horizontal porteur de palettes. Celle-ci déterminent un certain nombre de cavités qui se remplissent et se vident successivement lors de la rotation de l'arbre. Le distributeur à alvéoles ne sert que pour les produits granuleux ou pulvérants, coulant bien. Son débit ne dépend que de la vitesse de rotation de l'arbre.

Le distributeur à alvéoles peut être utilisé aussi pour le déchargement du solide.

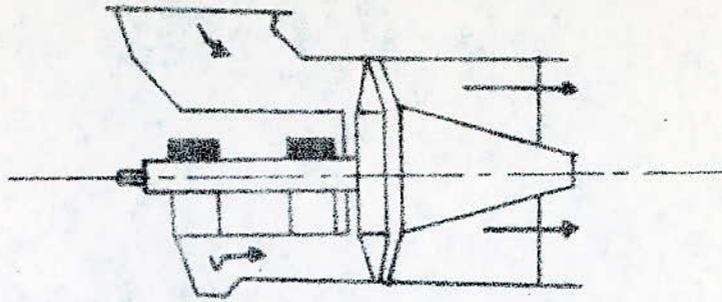
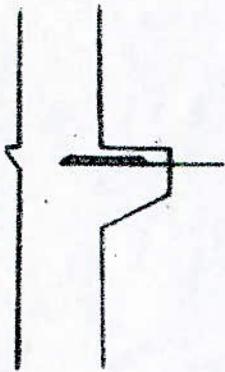


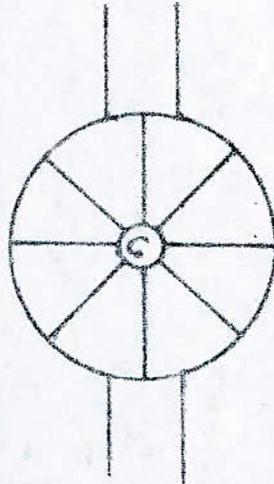
FIGURE N°27

Ventilateur à roue hélicoïdale

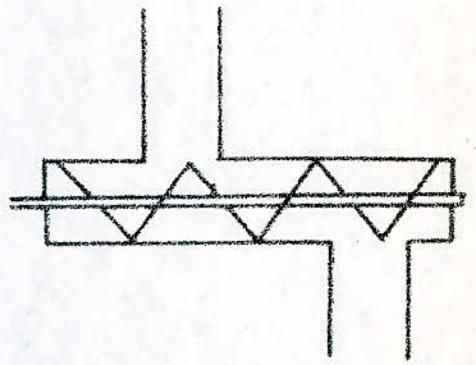
Schémas de quelques valves de contrôle d'écoulement de solide



a: slide valve



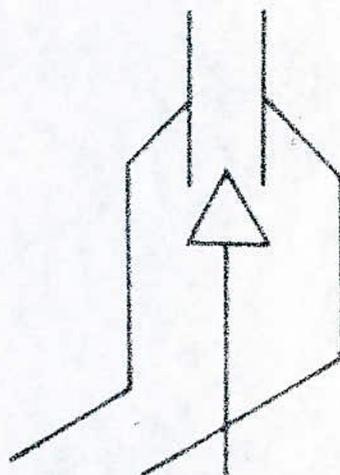
b: star valve



c: starw feeder



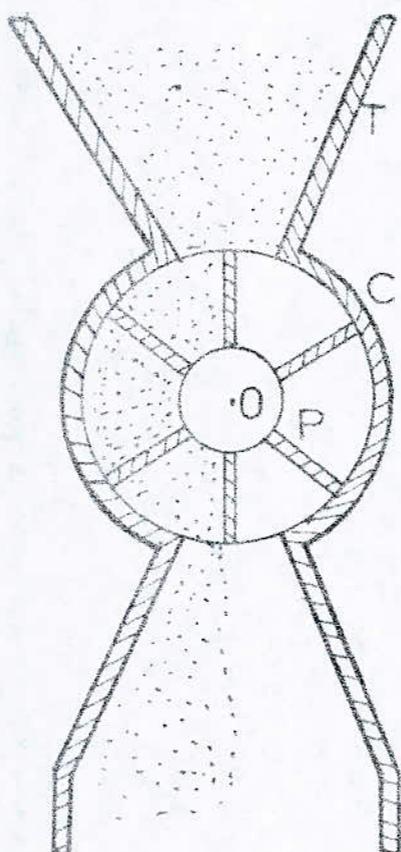
d: table feeder



e: cone valve

FIGURE N°28

Distributeur à alvéoles



- T : trémie
- O : arbre
- P : palettes
- C : corps fixe

FIGURE N°29

Nous avons représenté sur la figure N° 30, une installation d'une unité de séchage.

Notre produit étant alimentaire, il est très important de préfiltrer l'air sécheur avant de l'introduire dans le circuit.

Tous les raisins peuvent être séchés à condition qu'ils soient sains, propre et bien murs. Pour cela, nous devons prévoir une chambre froide pour la conservation des produits, avant leur transformation.

De même, à la sortie du séchoir, les fruits séchés seront introduits dans une chambre froide et noire et ce pour réduire d'éventuelles réactions catalysées par la lumière (oxydation, coloration.....).

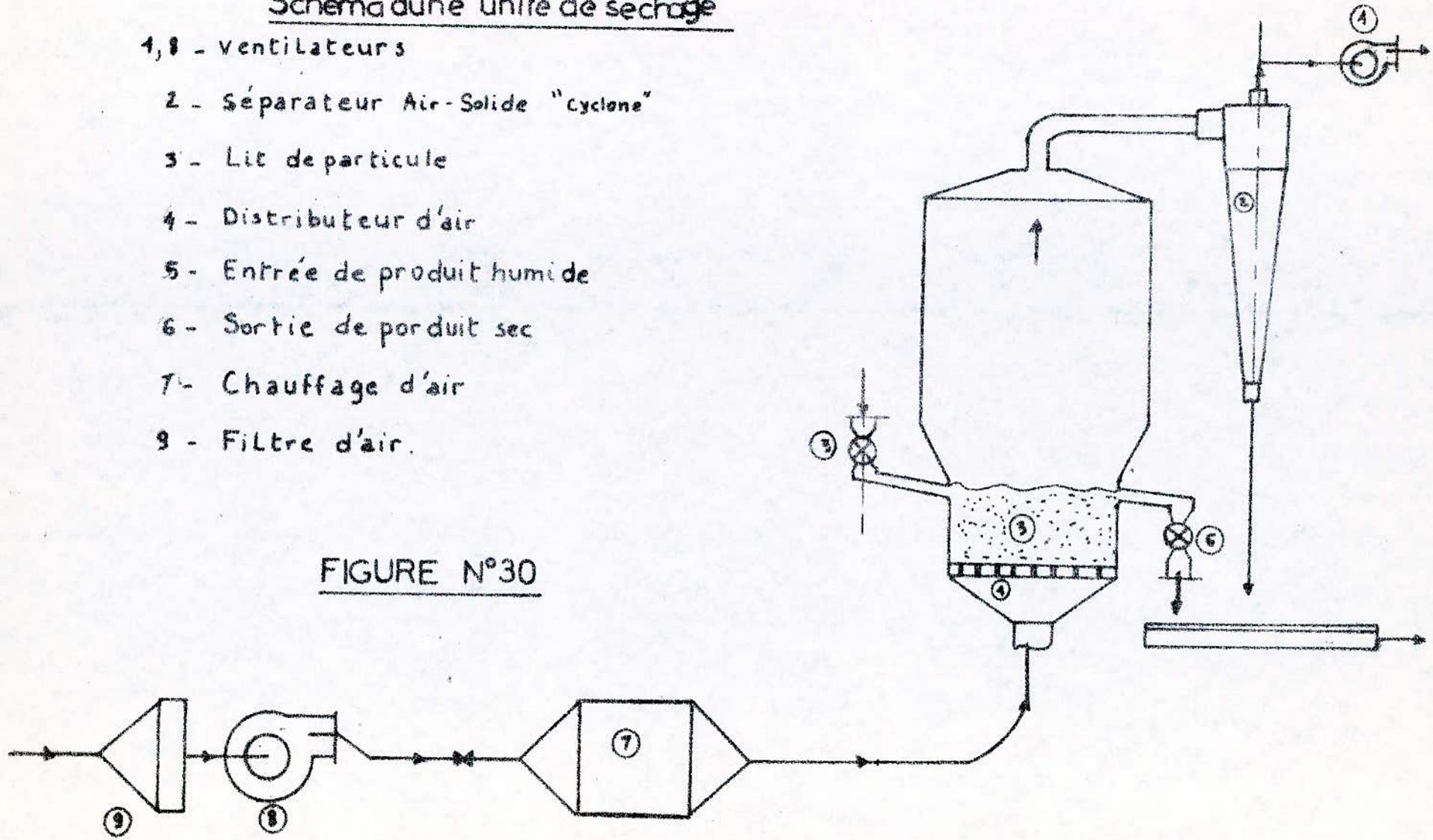
Dans cette chambre, la teneur en humidité doit être assez faible.

Un contrôle de la pression et de la température se fait à l'aide d'un pressostat et un thermostat.

Schéma d'une unité de séchage

- 1, 8 - Ventilateurs
- 2 - Séparateur Air-Solide "cyclone"
- 3 - Lit de particule
- 4 - Distributeur d'air
- 5 - Entrée de produit humide
- 6 - Sortie de produit sec
- 7 - Chauffage d'air
- 9 - Filtre d'air.

FIGURE N°30



-- CONCLUSION GENERALE --

- Notre produit étudié présente, lors du séchage en statique et en lit fluidisé, les différentes phases :

* La période à allure de séchage constante (periode I)

* La période de ralentissement de l'allure de séchage (periode II)

La période de mise en température n'est mise en évidence que lors du séchage en statique.

- D'après les résultats obtenus par R-SHILI (17) et les nôtres, nous remarquons que pour trois produits (couscous, cellulose et raisins), de texture différente, la diffusivité de l'humidité dans ces solides est fortement influencée par la température.

- Nous avons remarqué que la vitesse de séchage est influencée par la température de l'air sécheur, la hauteur du lit et la vitesse opératoire de l'air.

- L'étude de la cinétique de séchage des raisins nous a permis de dimensionner un séchoir industriel en lit fluidisé ayant une capacité de 200 kg/h et opérant en continu.

- Le séchage du raisin n'est pas une fin en soi, mais il s'agit de transformer et de conserver une matière première exédentaire et périssable.

Tous les raisins peuvent être séchés à condition qu'ils soient sains, propres et bien mûrs. Actuellement il existe des machines épépineuses qui enlèvent les pépins des raisins séchés.

Les raisins secs à base de SULTANINE est la variété la plus utilisée (c'est la variété séchée au cours de nos expériences).

En Algérie, nous avons un vignoble à raisin sec de 2200 ha ayant une production modeste et nous buttons à des problèmes de transformation.

Pour un avenir proche 1000 ha ont été réservés à la production des raisins secs, soit 20000 quintaux en frais qui donneront 4000 quintaux en sec.

Nous supposons que 20 % de cette production, soit 4000 quintaux seront utilisées dans ce séchoir.

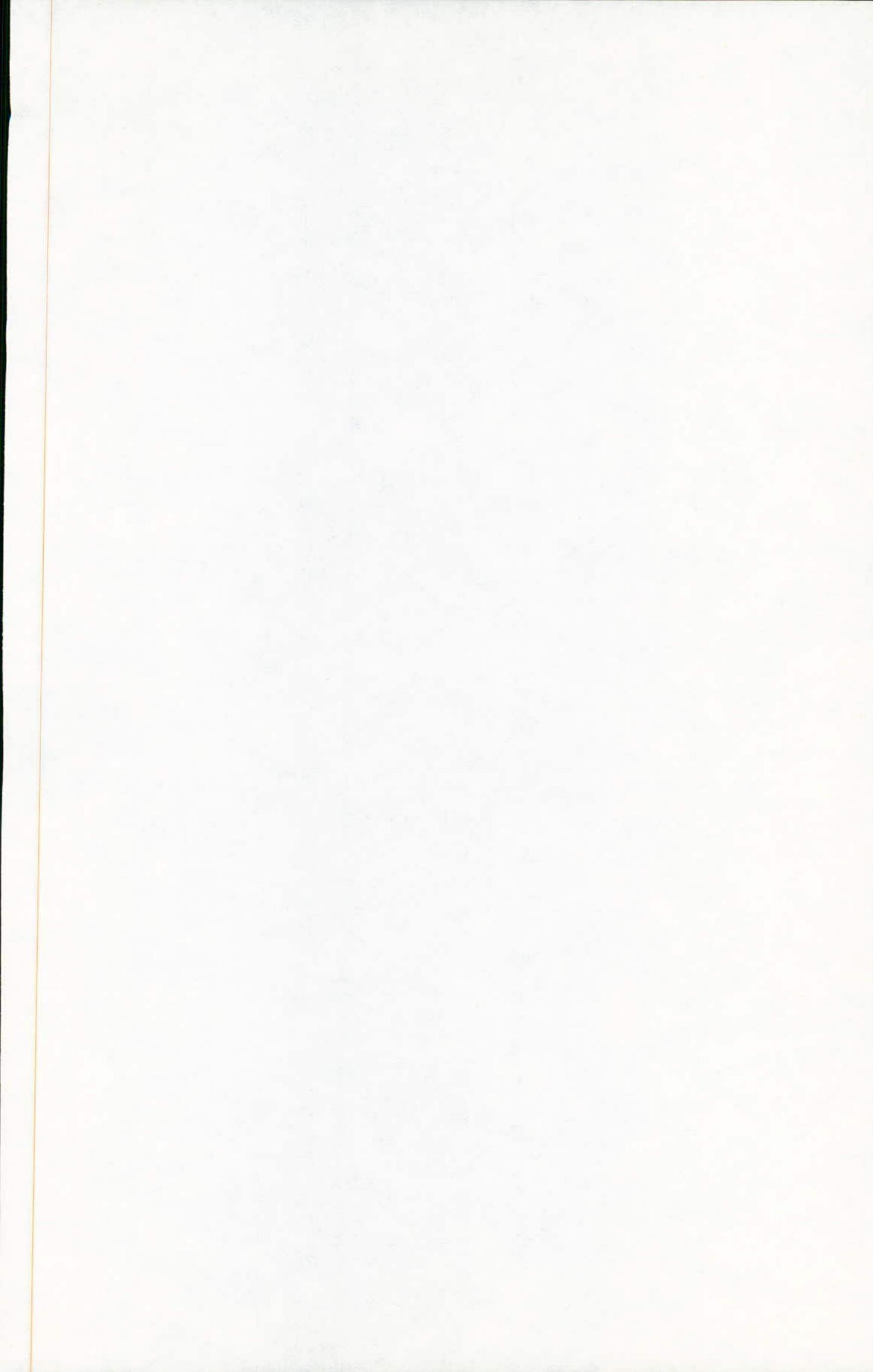
Si celui-ci travaillerait 20h/jour ; la durée de fonctionnement serait donc de 3 mois et demi.

Du point de vue potentialités naturelles nous sommes mieux placés que tous les autres Pays viticoles pour avoir un produit de qualité dont la production s'étale de Juillet à la fin de Novembre d'Ouest en Est et de la Mer à la Montagne. Il faut exploiter la variété climatique et topographique du Pays qui peut-être valorisée par la viticulture.

- BIBLIOGRAPHIE -

- (1) BIMBENET.
Le séchage dans les industrie Agricoles et Alimentaire
4° cahier du genie industriel alimentaire ENSIAA FRANCE.
- (2) PERRYCHILTON
Chap.
CHEM. ENGINEERS HANDBOOK 3) édition MAC
GRAW HILL.....1963
- (3) Technique de l'Ingenieur.
Chimie * Genie Chimique.
- (4) KUNII - LEVENSPIEL
Fluidisation Engenering.
- (5) BENTAHAR.
Etude du séchage en lit fluidisé des produits alimentaires
Magister ENPA 1981.
- (6) BENSADOK, ENPA. Juin 1980.
Projet de fin d'étude.
- (7) H. DĂSCĂLESCU,
Le séchage et ses applications industrielles
ed Meridiane, Dunod PARIS 1969.
- (8) KHOKHAR. MUJUMDER
Fluid Bed DRYING -- Design. considérations.
I E(I) Journal Vol 58, FEBRUARY 1978, 28 - 32.
- (9) TREYBAL.
Mass transfer opérations -- Mc GRAW HILL
2° édition 1968.
- (10) BOGNAR GYULA
"SZAKAGAIL TECHNOLOGIZ KONZERVES HUTOI PAR II"
HONGRIE
- (11) CLARK
Fluid -- Bed -- DRYING
Chem. ENGN MARCH 13, 1967.

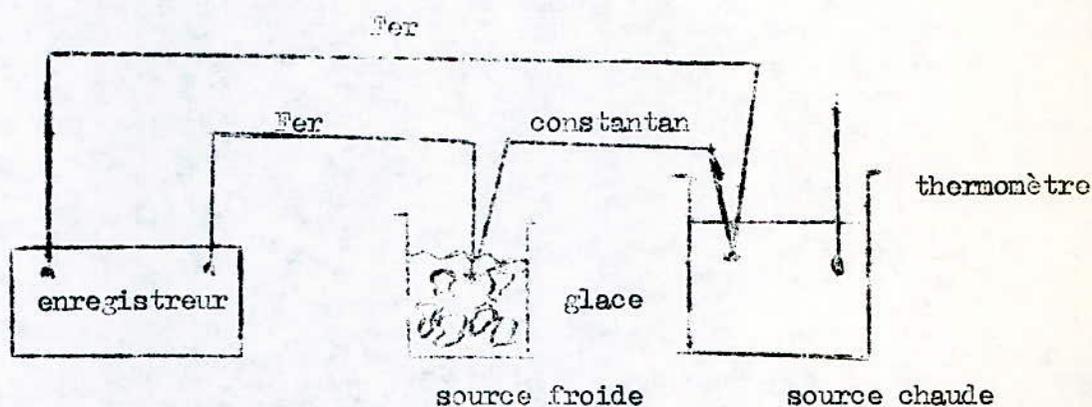
- (12) Tableaux des valeurs
Polycopie. ENPA Genie --Chimique (1979-1980).
assemblés par Monsieur AMANOWICZ.
- (13) Pierre WUJCHTER
Le petrole : raffinage et Genie-chimique Tom II.
ed Technip PARIS.
- (14) C. GOMARI.
Séchage refroidissement traitements thermiques
propriétés de la matière et procédé 1er partie.
ed - NEU - NANCY FRANCE.
- (15) N.J. WESTBROOK
Niro ATOMIZER
Séchage par pulverisation
centre de perfectionnement des industries chimiques
NANCY CEDEX.
- (16) GEORGES ARDITTI.
Technologies chimique industrielle Tome I
ed. EYROLLES.
- (17) R. SAHLI, ENPA JUIN 1982
Projet de fin d'études
Genie chimique.



A1 : ETALONNAGE DES THERMOCOUPLES

Pour contrôler la température du produit et celle de l'étuve on a utilisé deux thermocouples (Fe - constantan).

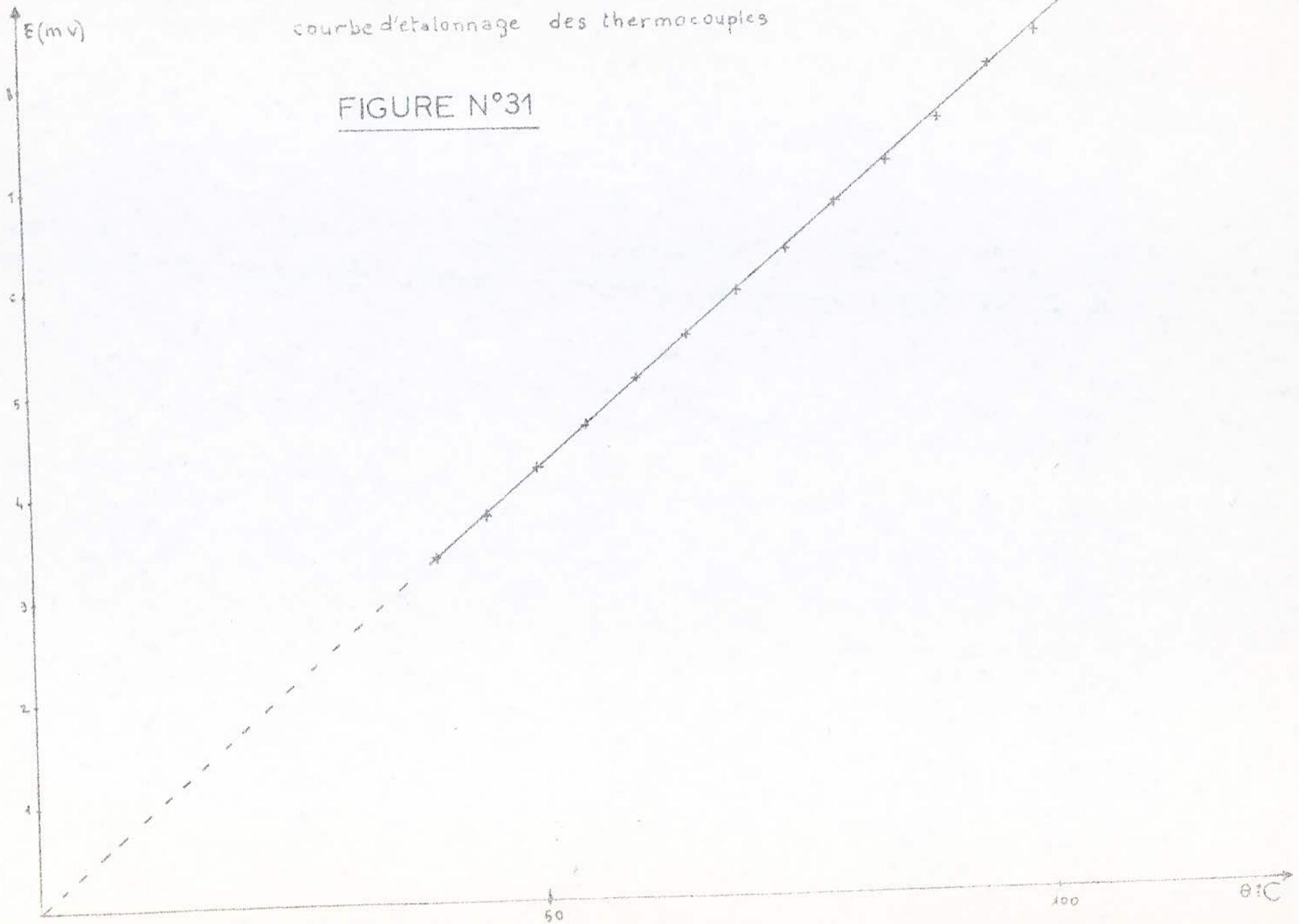
Ces thermocouples sont utilisables dans l'intervalle de température 190°C - 850°C leurs sensibilités varient entre 30 et 60 MV/°d. On a procédé à l'étalonnage de ces thermocouples figure N° 31 en utilisant le dispositif suivant :



Dispositif utilisé pour l'étalonnage.

courbe d'étalonnage des thermocouples

FIGURE N°31



A2 : DETERMINATION DES CARACTERISTIQUES DU PRODUIT

A2.1 : Determination de la masse volumique.

On opère comme suit :

Dans une éprouvette on place un liquide de poids et volume connus et on ajoute une masse m_p de produit.

Ensuite on note le volume total V_t .

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

Pour cela, on a utilisé deux liquides différents : l'eau et l'huile.

$$\rho_s = \frac{m_p}{V_t - V_l}$$

On prend :

V_l : volume du liquide égale à 40 cm^3 durant tous les essais.

les résultats sont donnés dans le tableau suivant :

Essais	$V_t \text{ (cm}^3\text{)}$		$m_p \text{ (g)}$		$\rho_s \text{ (g/cm}^3\text{)}$	
	Eau	Huile	Eau	Huile	Eau	Huile
1er	48,0	47,8	10,3560	10,1305	1,2945	1,2988
2eme	46,0	41,5	7,7870	2,0812	1,2978	1,3008
3eme	47,0	48,4	9,0885	10,9134	1,2984	1,2992

$$\rho_s = \frac{\sum \rho_{si}}{\sum 1} = 1,2983 \pm 0,0030 \text{ g/cm}^3$$

A2.2 DETERMINATION DU DIAMÈTRE MOYEN DES PARTICULES d_p

Nous avons reproduit les surfaces de plusieurs particules sur un papier millimétré. (figure N° 32)

Nous découpons ces surfaces et nous les pesons.

Connaissant la masse d'un cm^2 de ce papier et la masse de la surface totale des particules nous déduisons la surface totale de ces particules d'où la surface d'une particule.

$$\text{Masse d}'1\text{cm}^2 = 0,0085\text{g}$$

$$\text{Masse de la surface totale } S_t = 0,0946 \text{ g}$$

La surface totale de 52 particules découpées ;

$$S_t = 11,1294 \text{ cm}^2$$

d'où la surface moyenne d'une particule $S_p = 0,2140 \text{ cm}^2$

Nous assimilons cette surface à un cercle et nous trouvons la valeur du diamètre moyen d_p des particules.

$$S_p = \frac{\pi d_p^2}{4} \quad \Rightarrow \quad d_p = \sqrt{\frac{S_p \cdot 4}{\pi}}$$

donc :

$$d_p = 0,522 \text{ cm.}$$

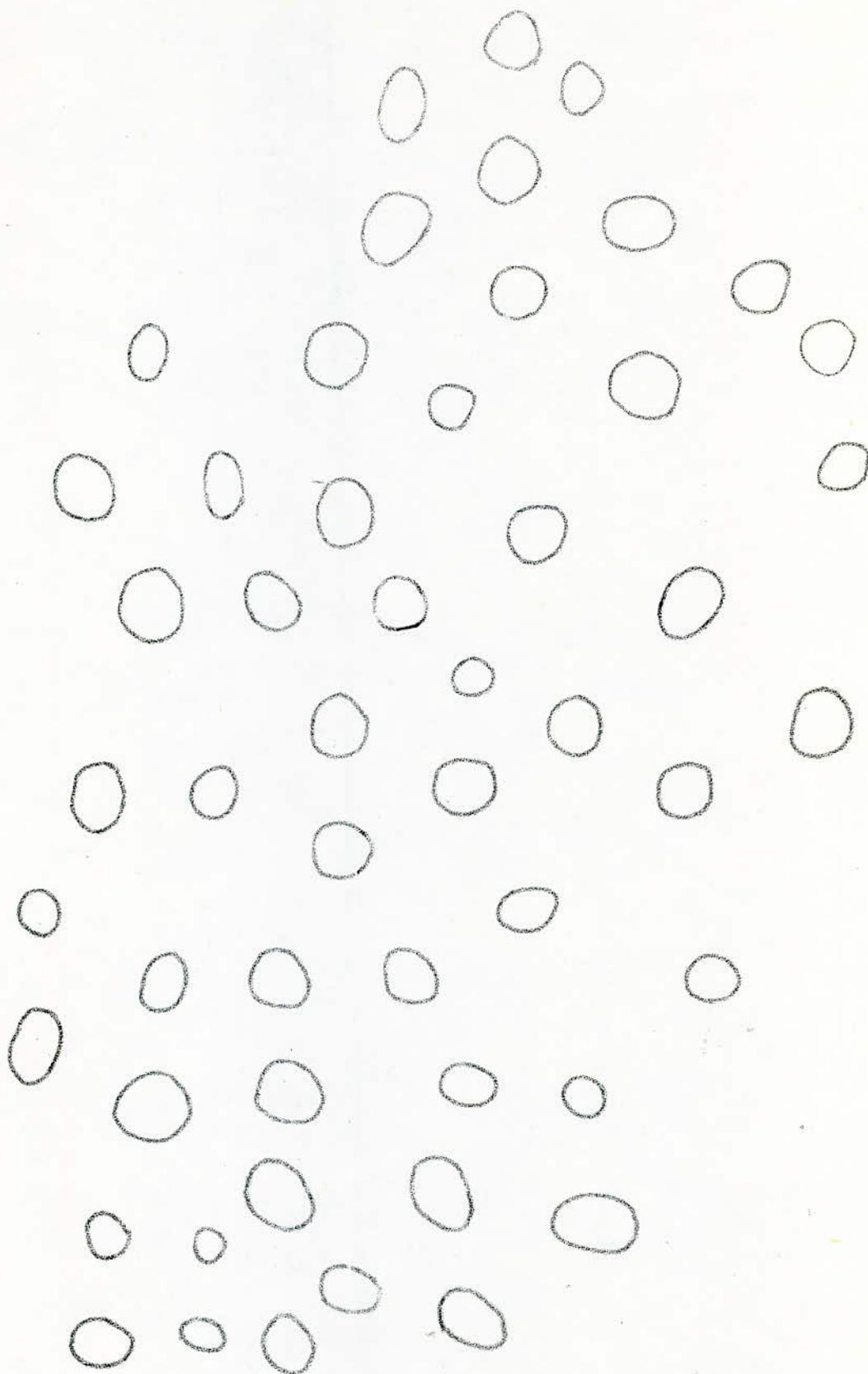


FIGURE N°32

Projection des particules "raisin"
sur un plan normal.

A2.3 CAPACITE CALORIMETRIQUE DU PRODUIT

D'après le bilan de chaleur; nous écrivons :

$$\left(\begin{array}{l} \text{La quantité de chaleur} \\ \text{perdue par le corps chaud} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{la quantité de chaleur} \\ \text{reçue par le corps froid} \end{array} \right)$$

Nous supposons les pertes de chaleur négligeables.

Nous avons utilisé un vase DEWAR de masse en eau $\mu = 5,45$ G.

$$\text{donc : } (m_{\text{eau}} C_{\text{eau}} + \mu C_{\text{eau}})(\theta_c - \theta_{\text{eq}}) = m C_p (\theta_{\text{eq}} - \theta_p)$$

où : θ_c ; θ_p ; θ_{eq} : Température d'eau chaude, solide froid et d'équilibre respectivement.

$$C_p = \frac{(m_{\text{eau}} C_{\text{eau}} + \mu C_{\text{eau}})(\theta_c - \theta_{\text{eq}})}{m (\theta_{\text{eq}} - \theta_p)}$$

Essais	$m_{\text{eau}}(\text{g})$	$\mu(\text{g})$	$\theta_c(^{\circ}\text{c})$	$\theta_p(^{\circ}\text{c})$	$\theta_{\text{eq}}(^{\circ}\text{c})$	$C_p(\text{cal}/^{\circ}\text{c g})$
1er	200	20,39	58,0	13,0	54,0	0,9830
2eme	233,5	16,75	67,0	13,0	63,5	0,9887
3eme	230	19,36	73,5	13,0	69,0	0,9773

$$C_p = 0,983 \text{ cal}/^{\circ}\text{c g.}$$

A3 : CALCUL DE LA VITESSE MINIMALE ET MAXIMALE DE
FLUIDISATION

1- Determination de la vitesse minimale de fluidisation : U_{mf} .
On applique l'équation d'ERGUN pour le calcul de U_{mf} .

$$150 \frac{1-\epsilon}{dp} \zeta U_{mf} + 1,75 \frac{\rho_g}{dp} \epsilon^3 U_{mf}^2 - (\rho_s - \rho_g) g = 0$$

où :

$$\zeta = 1,8 \cdot 10^{-5} dp$$

$$dp = 5,22 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

$$\epsilon = 0,45$$

$$g = 1,205 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_s = 1,2983 \cdot 10^3 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_g = 9,81 \text{ m/s}$$

$$598,0643 U_{mf} + 4433,1972 U_{mf}^2 - 12724,502 = 0$$

On trouve :

$$U_{mf} = 1,628 \text{ m/s}$$

2- Determination de la vitesse maximale de fluidisation : U_t .
On determine d'abord la valeur du nombre adimensionnel X .

$$X = C_d Re^2$$

De l'équation (17) on déduit :

$$C_d = \frac{4}{3} \frac{dp (\rho_s - \rho_g)}{\rho_g U_t^2}$$

et :

$$Re = \frac{\rho_g d U_t}{\mu}$$

donc :

$$X = \frac{4}{3} \frac{dp (\rho_s - \rho_g)}{\rho_g} \frac{\rho_g}{\mu^2}$$

$$X = 8,97 \cdot 10^6 > 440.000.$$

donc on est en regime de NEWTON.

d'où : $a = 0,44$

$$n = 0$$

L'équation (17) devient :

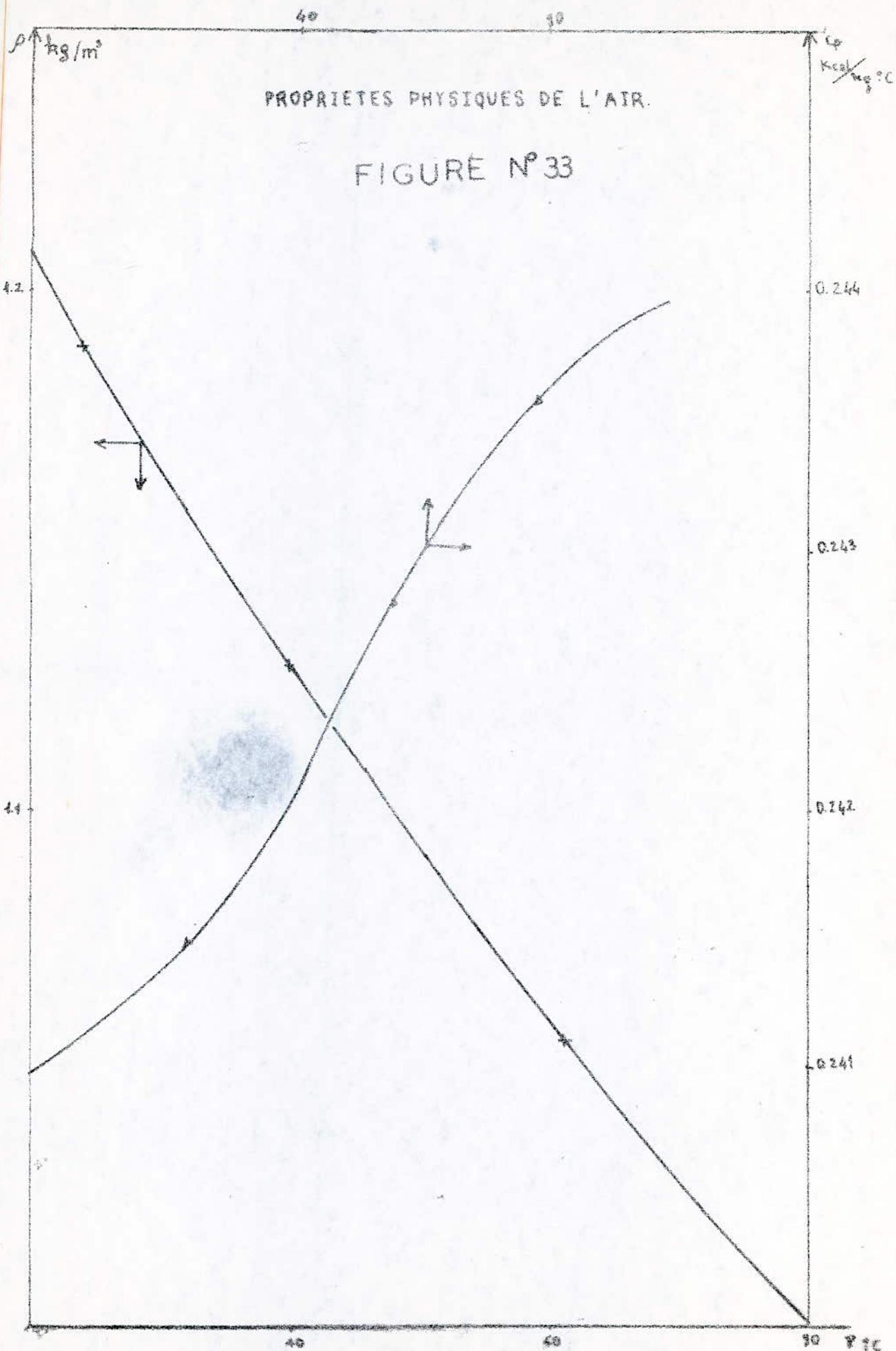
$$U_t = \frac{4}{3} \frac{dp (\rho_s - \rho_g) g}{0,44 \rho_g}$$

On trouve $U_t = 12,92 \text{ m/s}$.

A5 : PROPRIETES PHYSIQUES DE L'AIR.

La masse volumique et capacité calorifique de l'air en fonction de la température (12).

Les resultats sont représentés sur la figure N° (33). 33



A₄ CALCUL DE L'ÉPAISSEUR DU DISTRIBUTEUR.

L'épaisseur est déterminée par un calcul à la résistance (R.D.M) du distributeur.

données :

σ_e : Contrainte à l'état limité.

$\bar{\sigma}$: Contrainte admissible

S : Surface du distributeur = 2 m^2

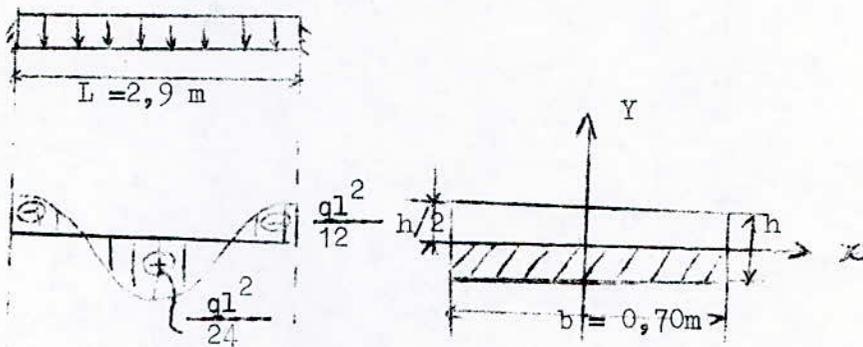
L : Longueur du distributeur = 2,9 m

l : Largeur du distributeur = 0,7 m

q : Charge/ unité de longueur linéaire

$$q = \frac{474,6}{2,9} = 163,655 \text{ kg/m}$$

Représentons le diagramme des moments fléchissants du distributeur.



$$\sigma_{\max} = \frac{M_{\max} \cdot y}{I_x} < \bar{\sigma}$$

$$M_{\max} = ql^2/12$$

avec M_{\max} : moment maximal.

$$I_x = bh^3/12$$

avec I_x : moment d'inertie dans le sens des x.

$$y = h/2$$

$$\sigma_{\max} = \frac{ql^2 \cdot 0,5 h}{b \cdot h^3} < \bar{\sigma}$$

$$\text{donc } h > \left(ql^2 \cdot 0,5 / b \cdot \bar{\sigma} \right)^{\frac{1}{2}}$$

Laiton :

$$\sigma_e = 1200 \text{ kg F/cm}^2$$

$$\bar{\sigma} = 2/3 \sigma_e$$

d'où :

$$h > 1,11 \text{ cm}$$

Nous prenons $h = 1,15 \text{ cm}$

Acier inoxydable :

$$\sigma_e = 4000 \text{ kg F/cm}^2$$

$$\bar{\sigma} = 2/3 \sigma_e$$

d'où :

$$h > 0,61 \text{ cm}$$

Nous prenons $h = 0,65 \text{ cm}$.

A₆ Etude expérimentale du séchage en statique

— Conditions opératoires : 1

$$\theta_{\text{étuve}} = 72 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$h_L = 1,4 \text{ cm}$$

$$m_s = 10,845 \text{ g}$$

$$W_0 = 0,3639 \frac{\text{kg d'eau}}{\text{kg M.S}}$$

$$W_{\infty} = 0,1012$$

$$W_{cr} = 0,2660$$

$$W_d^* = \frac{W_t - W_{\infty}}{W_{cr} - W_{\infty}}$$

Temps (mn)	m _p (g)	W _t ($\frac{\text{kg d'eau}}{\text{kg M.S}}$)	ln W _d [*]	W _d [*] = $\frac{W_t - W_{\infty}}{W_{cr} - W_{\infty}}$	θ (°C)
0	14,500	0,3547	-	-	24
5	14,492	0,3639	-	1,0000	35
10	14,479	0,3627	-	0,9954	43
15	14,698	0,3553	-	0,9673	51
20	14,640	0,3499	-	0,9467	53
30	14,529	0,3397	-	0,8854	57
40	14,203	0,3096	-	0,7933	58
50	14,074	0,2977	-	0,7480	59
60	13,950	0,2863	-	0,7046	59
70	13,753	0,2681	-	0,6353	60
80	13,492	0,2441	-0,1426	0,5440	60
90	13,423	0,2377	-0,1884	0,5196	61
100	13,272	0,2238	-0,2958	0,4667	61
120	13,131	0,2108	-0,4079	0,4172	62
140	12,865	0,1863	-0,6609	0,3239	63
160	12,713	0,1722	-0,8421	0,2703	64
180	12,521	0,1545	-1,1288	0,2029	66
200	12,383	0,1418	-1,4010	0,1545	67
240	12,182	0,1233	-2,0092	0,0841	69
280	12,106	0,1163	-2,3900	0,0575	70
320	11,943	0,1012	-	-	71

— Conditions opératoires : 2

$\theta = 81^\circ\text{C}$
 $h_L = 1,4\text{cm}$
 $m_s = 12,490\text{g}$

$W_t = 0,2154$ $\frac{\text{kg d'eau}}{\text{kg M.S}}$
 $W_{\infty} = 0,0506$ "
 $W = 0,1540$ "

$$W_t^* = \frac{W_t - W_{\infty}}{W_{cr} - W_{\infty}}$$

temps (mn)	m_p (g)	$W_t \left(\frac{\text{kg d'eau}}{\text{kg M.S}} \right)$	$\ln W_t^*$	$W^* = \frac{W_t - W_{\infty}}{W_{cr} - W_{\infty}}$	$\theta : ^\circ\text{C}$
0	15,180	0,2154	-	1,0000	24
5	15,170	0,2146	-	0,9951	39
10	15,144	0,2125	-	0,9824	49
15	15,122	0,2109	-	0,9715	54
20	15,112	0,2099	-	0,9666	58
30	15,049	0,2049	-	0,9363	62
40	14,989	0,1998	-	0,9059	65
50	14,794	0,1845	-	0,8125	67
60	14,572	0,1667	-	0,7045	68
70	14,486	0,1598	-	0,6626	69
80	14,219	0,1384	- 0,1635	0,5328	70
90	14,168	0,1343	- 0,2244	0,5079	71
100	14,022	0,1227	- 0,3606	0,4375	75
120	13,975	0,1199	- 0,4147	0,4144	76
140	13,736	0,0998	- 0,7427	0,2985	77
160	13,483	0,0795	- 1,2748	0,1754	78
180	13,463	0,0779	- 1,3317	0,1657	79
200	13,423	0,0747	- 1,4564	0,1462	80
240	13,344	0,0684	- 1,7594	0,1080	81
280	13,264	0,0620	- 2,2050	0,0692	81
330	13,122	0,0506	-	-	81

— Conditions opératoires: 3

$\theta = 88^\circ\text{C}$
 $h_L = 1,4\text{ cm}$
 $m_s = 12,821\text{ g}$

$W_0 = 0,2740$ $\frac{\text{kg d'eau}}{\text{kg M.S.}}$
 $W_\infty = 0,0293$ "
 $W_{cr} = 0,1840$ "

$$W_x^* = \frac{W_t - W_\infty}{W_{cr} - W_\infty}$$

temps (mn)	mp (g)	W_t $\frac{\text{kg d'eau}}{\text{kg M.S.}}$	$\ln W_x^*$	$W_x^* = \frac{W_t - W_\infty}{W_{cr} - W_\infty}$	$\theta_s = ^\circ\text{C}$
0	16,320	0,2729	-	-	49
5	16,334	0,2740	-	1,0000	60
10	16,249	0,2674	-	0,9730	70
15	16,147	0,2594	-	0,9403	74
20	16,010	0,2487	-	0,8966	75
30	15,773	0,2302	-	0,8210	77
40	15,368	0,1987	-	0,6923	79
50	15,148	0,1845	-0,0163	0,6220	80
60	14,878	0,1604	-0,1665	0,5358	81
70	14,815	0,1555	-0,2036	0,5157	83
80	14,552	0,1350	-0,3809	0,4320	83
90	14,431	0,1256	-0,4740	0,3935	84
100	14,034	0,0946	-0,8625	0,2669	86
120	13,966	0,0893	-0,9471	0,2452	87
140	13,750	0,0725	-1,2956	0,1765	88
160	13,673	0,0665	-1,4252	0,1520	88
180	13,515	0,0541	-1,8306	0,1013	"
200	13,443	0,0485	-2,0266	0,0785	"
220	13,356	0,0447	-2,5236	0,0507	"
240	13,274	0,0353	-3,2497	0,0245	"
260	13,198	0,0293	-	-	-

Conditions opératoires: 4

$\theta = 72^\circ \text{C}$
 $h_L = 3,0 \text{ cm}$
 $m_s = 32,237 \text{ g}$

$W_0 = 0,2508 \text{ kg d'eau}$
 $W_{\infty} = 0,0269 \text{ kg M.S.}$
 $W_{cr} = 0,1780 \text{ "}$

$$W_A^* = \frac{W_t - W_{\infty}}{W_{cr} - W_{\infty}}$$

Temps (mn)	m_p (g)	$W_t = \frac{\text{kg d'eau}}{\text{kg M.S.}}$	$\ln W_A^*$	$W_A^* = \frac{W_t - W_{\infty}}{W_{cr} - W_{\infty}}$	$\theta_s (^\circ \text{C})$
0	40,322	0,2508	—	1,0000	21
5	40,235	0,2481	—	0,9879	28
10	40,138	0,2465	—	0,9808	34
15	40,096	0,2438	—	0,9681	40
20	40,023	0,2415	—	0,9585	44
30	39,828	0,2355	—	0,9317	51
40	39,544	0,2267	—	0,8924	55
50	39,448	0,2231	—	0,8790	57
60	39,298	0,2187	—	0,8566	59
70	39,030	0,2107	—	0,8209	60
80	38,848	0,2051	—	0,7959	61
90	38,619	0,1980	—	0,7642	62
100	38,430	0,1921	—	0,7378	62
120	38,046	0,1802	—	0,6829	63
140	37,635	0,1674	-0,0726	0,6275	64
180	36,641	0,1455	-0,2415	0,5297	66
220	36,313	0,1265	-0,4154	0,4448	66
260	35,707	0,1096	-0,6249	0,3604	67
300	35,068	0,0878	-0,9048	0,2720	69
340	34,572	0,0724	-1,1941	0,2032	70
380	34,103	0,0579	-1,5738	0,1385	72
420	33,655	0,0440	-2,1584	0,0764	"
460	33,297	0,0326	-3,2123	0,0255	"
480	33,103	0,0269			

A₇: Etude expérimentale des courbes de séchage
en lit fluidisé

— Conditions opératoires: 5

$$\theta_x = 60^\circ\text{C}$$

$$W_{\text{air}} = 60\%$$

$$\theta_{\text{ambiante}} = 15^\circ\text{C}$$

$$W_0 = 0,2667 \frac{\text{kg d'eau}}{\text{kg M.S.}}$$

$$\theta_{\text{rosée}} = 7^\circ\text{C}$$

$$W_{\infty} = 0,0167 \quad "$$

$$h_L = 2,5\text{cm}$$

$$P = 763,8\text{mmHg}$$

$$U_0 = 2,29\text{m/s}$$

$$m_s = 150\text{g}$$

Temps (mn)	m_p (g)	$W_t \left(\frac{\text{kg d'eau}}{\text{kg M.S.}} \right)$	$W^* = \frac{W_t - W_{\infty}}{W_0 - W_{\infty}}$	θ_s ($^\circ\text{C}$)
0	190	0,2667	1,0000	15
1	185	0,2333	0,2664	34
2	183	0,2200	0,8132	36
4	182	0,2133	0,7864	39
6	180	0,2000	0,7332	40
9	178	0,1867	0,6800	41
12	176	0,1733	0,6264	42
15	174	0,1600	0,5732	43
20	172	0,1467	0,5200	43
27	167	0,1333	0,3864	44
30	166	0,1067	0,3600	44
35	165	0,1000	0,3332	44
40	162	0,0800	0,2332	44
50	160	0,0667	0,2000	45
62	159	0,0600	0,1732	46
85	152	0,0167	—	46

— Conditions opératoires : 6

$$\theta_x = 60^\circ\text{C}$$

$$W_{\text{air}} = 60\%$$

$$\theta_{\text{ambiante}} = 15^\circ\text{C}$$

$$W_0 = 0,2333 \frac{\text{kg d'eau}}{\text{kg M.S.}}$$

$$\theta_{\text{rosée}} = 7,25^\circ\text{C}$$

$$W_{\text{af}} = 0,0200$$

$$h_L = 2,5 \text{ cm}$$

$$P = 765 \text{ mmHg}$$

$$U_0 = 2,56 \text{ m/s}$$

$$\text{M.S.} = 150 \text{ g}$$

temps (mn)	mp (g)	$W_t \left(\frac{\text{kg d'eau}}{\text{kg M.S.}} \right)$	$W = \frac{W_t - W_{\text{af}}}{W_0 - W_{\text{af}}}$	$\theta_s (^\circ\text{C})$
0	185	0,2333	1,0000	
2	180	0,2000	0,9373	41
4	177	0,1800	0,7501	41
6	175	0,1667	0,6878	41
8	172	0,1467	0,5940	42
10	170	0,1333	0,5312	43
15	167	0,1133	0,4374	44
20	165	0,1000	0,3751	44
25	164	0,0933	0,3436	44
30	162	0,0800	0,2813	45
40	160	0,0667	0,2189	46
60	155	0,0333	0,0624	46
80	153	0,0200		46
100	150	—		66

— Conditions opératoires : 7

$$\theta_{\text{si}} = 60^{\circ}\text{C}$$

$$\theta_{\text{ambiante}} = 13^{\circ}\text{C}$$

$$\theta_{\text{rosée}} = 6,5^{\circ}\text{C}$$

$$h_L = 2,5\text{cm}$$

$$U_0 = 2,86\text{m/s}$$

$$\text{M.S.} = 140\text{g}$$

$$W_{\text{air}} = 65\%$$

$$W_0 = 0,2143 \frac{\text{kg d'eau}}{\text{kg M.S.}}$$

$$W_{\text{a}} = 0,0357$$

$$P = 765,5 \text{ mm Hg}$$

temps (mn)	m_p (g)	$W_t \left(\frac{\text{kg d'eau}}{\text{kg M.S.}} \right)$	$W = \frac{W_t - W_a}{W_0 - W_a}$	θ_s °C
0	170	0,2143	1,0000	
2	166	0,1847	0,8343	38
4	163	0,1643	0,7200	38
6	159	0,1429	0,6002	39
8	159	0,1357	0,5599	40
10	157	0,1214	0,4798	40
15	156	0,1143	0,4401	41
20	155	0,1071	0,3998	41
25	154	0,1000	0,3600	41
30	150	0,0714	0,1999	42
60	147	0,050	0,0801	44
70	145	0,0357	-	44
80	140	-	-	4
100	140	-	-	1

— Conditions opératoires: B

$\theta_{s_i} = 60^\circ\text{C}$
 $\theta_{s_{\text{init}}} = 15^\circ\text{C}$
 $\theta_{\text{max}} = 7^\circ\text{C}$
 $h_L = 4\text{ cm}$
 $U_0 = 2,86\text{ m/s}$
 $\text{M.S.} = 215\text{ g}$

$W_{\text{air}} = 57\%$
 $W_0 = 0,2558 \frac{\text{kg d'eau}}{\text{kg M.S}}$
 $W_\infty = 0,0093 \quad "$
 $P = 766\text{ mmHg}$

temps (mn)	mp (g)	$W_t \left(\frac{\text{kg d'eau}}{\text{kg ms}} \right)$	$W = \frac{W_t - W_\infty}{W_0 - W_\infty}$	$\theta_s \text{ } ^\circ\text{C}$
0	270	0,2558	1,0000	
4	265	0,2326	0,9059	34
6	260	0,2093	0,8114	40
8	257	0,1953	0,7546	41
10	255	0,1860	0,7168	41
15	250	0,1628	0,6227	43
20	245	0,1395	0,5282	44
25	240	0,1163	0,4341	45
30	235	0,0980	0,3396	46
40	232	0,0791	0,2832	46
50	230	0,0698	0,2454	"
60	225	0,0465	0,1509	"
70	220	0,0233	0,0568	"
82	217	0,0093	—	"
92	215	—	—	"
100	215	—	—	"

- Conditions opératoires: 9

$$\theta_{s_i} = 60^\circ\text{C}$$

$$W_{\text{air}} = 65\%$$

$$\theta_{\text{ambiant}} = 15^\circ\text{C}$$

$$W_0 = 0,2222 \frac{\text{kg d'eau}}{\text{kg M.S.}}$$

$$\theta_{\text{roses}} = 7,75^\circ\text{C}$$

$$W_{\infty} = 0,0185 \quad "$$

$$h_L = 5,5\text{cm}$$

$$P = 765,5 \text{ mmHg}$$

$$U_0 = 2,86\text{m/s}$$

$$\text{M.S.} = 270\text{g}$$

Temps (mn)	mp (g)	$W_t \frac{\text{kg d'eau}}{\text{kg M.S.}}$	$W^* = \frac{W_t - W_{\infty}}{W_0 - W_{\infty}}$	$\theta_s (^\circ\text{C})$
0	330	0,2222	1,0000	
2	325	0,2037	0,9092	41
4	323	0,1963	0,8729	41
6	320	0,1852	0,8184	41
8	319	0,1741	0,7639	41
10	315	0,1667	0,7275	"
20	312	0,1556	0,6730	"
25	310	0,1481	0,6362	44
30	305	0,1290	0,5454	44
35	300	0,1111	0,4546	45
41	297	0,1000	0,4001	45
55	292	0,0845	0,3093	46
60	290	0,0741	0,2730	46
70	287	0,0630	0,2185	4
83	285	0,0556	0,1821	"
105	281	0,0407	0,1090	4
121	279	0,0333	0,0727	"
142	275	0,0185	"	"



