

RÉPUBLIQUE DU SÉNÉGAL



ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE THIÈS

GM 0258

PROJET DE FIN D'ETUDES

EN VUE DE L'OBTENTION DU DIPLOME D'INGÉNIEUR DE CONCEPTION

TITRE SÉCHAGE DU SUCRE DE LA C.S.S  
EN LIT FLUIDISÉ

DATE : MAI 1987

AUTEUR : Mouhamed Bachir GUEYE  
DIRECTEUR : Mr. Thialis CAMARA,  
CO-DIRECTEUR : professeur à l'É.P.T.  
*Genie* : *Mécanique*

à mon Maître

à ma Famille

à mes amis

à tous ceux qui œuvrent pour  
notre développement

## SOMMAIRE

Le but de ce travail est d'étudier, dans un premier temps la littérature scientifique sur le séchage avec un lit fluidisé, et d'effectuer ensuite une application technique au séchage du sucre. Il y aura enfin une évaluation du procédé.

Nous avons travaillé sur la base d'une installation pouvant produire cinq cents tonnes de sucre par jour, soit en quelque sorte l'objectif de production de la Compagnie Sucrière Sénégalaise de Richard Toll (C.S.S.).

La méthode que nous avons utilisée se fonde sur l'étude des paramètres de la granulométrie du sucre qui est actuellement produit par la C.S.S. Nous déterminons notamment les caractéristiques cinétiques et thermiques du séchoir, ainsi que ses dimensions. A partir de ce moment, les équipements auxiliaires sont choisis ou bien calculés au besoin.

Les principaux résultats que nous avons obtenus sont notamment une diminution de la taille du séchoir, une réduction du temps de séchage, une meilleure homogénéisation du séchage. - -

Vue la nature de la littérature sur les lits fluidisés, il nous est paru nécessaire de nous entourer d'une certaine prudence. Il reste, à notre sens, la phase d'expérimentation.

## TABLE DES MATIERES

	page
Liste des symboles et des abréviations	v
<b>INTRODUCTION</b>	<b>1</b>
<b>1. Revue de la documentation</b>	<b>3</b>
<b>2. Cinétiques du processus de séchage et de la fluidisation – le séchage en lit fluidisé'</b>	<b>6</b>
2.1 cinétique du processus de séchage	6
2.2 description de la fluidisation	8
2.3 le séchage en lit fluidisé'	
<b>3. Données d'établissement du séchoir et hypothèses de travail</b>	<b>14</b>
3.1 données d'établissement du séchoir	14
3.2 hypothèses de la conception du séchoir	17
<b>4. Détermination des caractéristiques hydrodynamiques de l'agent fluidisateur</b>	<b>19</b>
4.1 calcul de la vitesse minimale de fluidisation	22
4.2 calcul de la vitesse maximale de fluidisation	23
4.3 choix de la vitesse de fluidisation	24
<b>5. Détermination des caractéristiques techniques du séchoir</b>	<b>27</b>
5.1 Quantité d'eau à évaporer	28
5.2 Détermination des paramètres sur le diagramme de Nollie	28

5.3 dimensionnement du séchoir	33
5.4 calcul du processus thermique	37
6. Détermination de l'appareillage complémentaire	44
6.1 calcul de la batterie de chauffage de l'air	44
6.2 calcul du cyclone dépoussiéreur	46
6.3 calcul des ventilateurs	48
6.4 choix des mécanismes d'alimentation et d'évacuation	50
7. Comparaison des caractéristiques techniques des séchoirs : proposé et en service	52
Conclusions et recommandations	54
Bibliographie	56
Plans	58
<b>Annexe</b>	
A.1 caractéristiques techniques du séchoir en service à la C.S.S	60
A.2 tableau des données de granulométrie	63
A.3 diagrammes de Mollier de l'air humide	66
A.4 classification des séchoirs	70

## REMERCIEMENTS

Je voudrais exprimer ici ma reconnaissance à tous ceux qui, de près ou de loin, ont contribué à l'élaboration de ce projet. Je remercie particulièrement Mr Thialis Camara, mon directeur de projet, de m'avoir proposé le sujet et fourni une documentation et des indications.

J'aimerais profiter de l'occasion, pour remercier la direction de la compagnie sucrière sénégalaise et ses cadres techniques, de m'avoir facilité la vinté d'acquisition de données. J'accorde une mention spéciale à Mr Badji, ingénieur.

## LISTE DES SYMBOLES ET DES ABREVIATIONS

### Nombres adimensionnels

- Ar: Archimède, Fr: Froude, L: Léva, Ly: Lyadenko, Fe: Fedorova  
 Nu: Nusselt, Pr: Prandtl (nombres adimensionnels)  
 $\varepsilon$ : porosité de la couche ( $\varepsilon_m$ , porosité minimale)  
 $X_i$ : teneur en eau du matériau à l'état  $i$  [g'eau / kg mat sec.]  
 $x$ : titre en eau de l'air [g'eau / kg d'air sec.]  
 $\varphi_i$ : humidité relative de l'air à l'état  $i$ .  
 $E$ : coefficient d'expansion du lit  
 $\xi$ : facteur de forme des grains solides  
 $d_m$ : diamètre moyen des grains, ( $d_{min}$ ,  $d_o$ : diamètre minimal)  
 $C.V.$   $\sigma$ : coefficient de variation des valeurs statistiques  
 $C$ : chaleur massique ( $c_s$ : solide;  $c_g$ : gaz) [KJ/kg.K, KW/kg.K]  
 $G_i$ : débit massique du sucre à l'état  $i$  [kg/s, T/jour, kg/h]  
 $G$ : masse de sucre contenue dans le sécheur à chaque instant [kg]  
 $\dot{m}_{as}$ : débit massique de l'air sec [kg/s, T/j, kg/h]  
 $\dot{V}_a$ : débit volumique de l'air véhiculé ( $\dot{V}_{as}$ : pour l'air sec) [m<sup>3</sup>/s]  
 $V$ : vitesse du fluidisateur ( $V_{min}$ : minimale,  $V_{max}$ : maximale) (m/s)  
 $\nu$ : viscosité cinématique de l'air [m<sup>2</sup>/s]  
 $\mu$ : viscosité absolue de l'air [Ns/m<sup>2</sup>]  
 $\lambda, k$ : conductivité thermique de l'air  
 $g$ : gravité ( $g = 9,81 \text{ m/s}^2$ )  
 $g'$ : charge unitaire de la plaque ( $\int_0^{z_0}$  surface) [kg/m<sup>2</sup>]  
 $H_{(m)}$ : hauteur du lit (statique). [m]  
 $Q_i$ : chaleur de type  $i$  [KW; Kcal/h]  
 $h_i$ : enthalpie de  $i$

## INTRODUCTION

Le sucre est, avec le riz et l'huile, l'une des denrées alimentaires les plus consommées au Sénégal. Celui-ci est produit à partir de la canne à sucre par une usine sise à Richard Toll, la Compagnie sucrière sénégalaise.

Outre la proximité du désert qui implique des problèmes cultureux, il existe un certain environnement, notamment dans la machinerie, qui pose des problèmes techniques, surtout au niveau des processus de séchage du sucre. En effet, la demande croissante en sucre est difficilement couverte, par suite de déficiences de la fiabilité des sécheurs.

Dés lors, un des points sur lesquels on pourrait insister et effectuer des investigations, s'avère être l'amélioration de ces dernières machines. Nous nous proposons alors d'étudier un sécheur fonctionnant sur la base d'un lit fluidisé.

Le séchage du sucre est d'une importance particulière dans le processus de sa production. En effet, cette opération contribue à augmenter la vitesse de cristallisation du sucre et à promouvoir de meilleures conditions de manutention et de stockage.

Le choix d'un lit fluidisé pour sécher le sucre est suggéré par les succès que cette méthode a eue, notamment dans le génie chimique. On peut citer son application



au craquage des hydrocarbures lourdes, et à synthèse d'essence et d'huile à partir du gaz naturel. Il y a aussi comme autre application, le séchage du sable destiné à la fabrication du verre et celui des céréales. On peut en outre citer la contribution des lits fluidisés à la réalisation de nouvelles chaudières, plus puissantes et plus performantes. Une autre raison du choix d'un lit fluidisé tient de la suppression de la rotation des pièces lourdes. Comme une raison en plus, on peut avancer la nature du sucre, qui est un matériau granuleux et dispersif; et de ce fait, il est susceptible d'être fluidisé.

La méthodologie que nous utilisons part des caractéristiques de la granulométrie du sucre (notamment le diamètre moyen et le coefficient de variation.) et de son humidité. Ensuite, l'expérience acquise en matière de production du sucre, combinée avec les données climatiques, nous permet de déterminer les caractéristiques hydrodynamiques et thermiques de l'agent fluidisateur (l'air). Dès lors, il est possible de calculer le processus de séchage, notamment les transferts de chaleur et de masse, et de dimensionner ensuite le séchoir. Des appareillages complémentaires seront alors choisis ou bien calculés. Il s'agit notamment des appareils de soufflage, de chauffage et de dépoussiérage de l'air.

Pour mener à bien toutes ces étapes, nous consultons le plus grand nombre de livres, avec une considération spéciale pour les plus récents, thème par thème, pour palier le manque de données.

## chapitre 1

### REVUE DE LA DOCUMENTATION

L'intérêt de la fluidisation, surtout en génie chimique, a motivé plusieurs chercheurs à étudier les lois physiques la régissant. L'auteur qui nous semble en avoir jeté les bases les plus complètes est Max Levens, dans son livre "Fluidization" (Mac Graw-Hill, 1959). Il est d'ailleurs cité unanimement par tous les auteurs. A partir d'expériences et de recherches théoriques, il a établi des équations permettant de calculer les vitesses minimale, maximale et pratique de fluidisation. Il a aussi fourni des courbes graphiques permettant de déterminer les coefficients de transfert de masse et de chaleur. Le livre chemical engineering volume 2, (Coulson et Richardson, réimprimé en 1976) constitue aussi un document clef en ce sens qu'il explique les différences entre les résultats des chercheurs. Il représente en outre un travail de synthèse des travaux et publications, de 1948 à 1967, et ayant trait aux échanges de chaleur et de masse. Il cite cent treize livres. Le livre le séchage et ses applications industrielles est un document qui permet mener à bien des projets de séchage. Seulement, en ce qui concerne le séchage par fluidisation, il n'y a

que l'exposé des réalisations effectuées, avec des vues de leurs détails constructifs. Il est écrit par A. Dăscălescu (Dunod, Paris 1969). Le manuel et formulaire Handbook of Chemical Engineering (cinquième édition, chez Mac Graw-Hill, 1973) traite aussi du séchage par un lit fluidisé, de divers produits agricoles et chimiques. Il renvoie essentiellement à l'ouvrage de Lera.

Des auteurs ont aussi cherché à établir des expressions mathématiques, purement analytiques, afin de cerner la fluidisation. Nous pouvons citer J.P. Coudane, Angelino, M. Engelbert et C. Guisglion pour leur publication Echanges thermiques en fluidisation gazeuse, II. Etude mathématique à l'aide d'un modèle simple, dans la revue Chemical Engineering Science (volume 22, 1967). L'inconvénient de cette étude est qu'elle n'est pas directement utilisable. En effet, elle exige que soient connus des paramètres très difficilement mesurables dans la réalité. Les études tendant à une généralisation des phénomènes sont d'ailleurs sévèrement jugées par la critique, comme étant incomplètes et ne correspondant pas entièrement à la réalité. C'est ainsi que Paul Reboux, bien qu'ayant effectué une modélisation du temps de séjour des particules dans le lit, réfute la plupart des arguments des auteurs, sur la base des expériences. Il a écrit dans Technique de l'ingénieur, un article sur la fluidisation.

Il ya, sur la fluidisation, une vaste documentation en langue russe. Ces publications traitent des aspects des échanges de chaleur et de masse entre les particules solides

et le fluide d'une part, et entre le lit et les parois d'autre part. Ces travaux se fondent sur les écrits de Leva et d'un grand nombre d'auteurs anglais. Nous pouvons citer : ...  
Libidier : Installations thermiques dans l'industrie et Romankov  
Séchage dans un lit fluidisé

Quant au sucre, nous avons trouvé un livre très complet : La sucrerie de cannes publié par E. Hugot (Dunod Paris 1970). Il est reconnu par les professionnels du sucre comme étant un livre d'une grande importance. Tous les aspects du processus de fabrication du sucre y sont étudiés, particulièrement le séchage et la conservation du sucre. Un certain nombre de recommandations y sont données quant aux limites du sucre en tant que matériau.

## Chapitre 2

### CINETIQUES DU PROCESSUS DE SECHAGE ET DE LA FLUIDISATION - LE SECHAGE EN LIT FLUIDISE -

Il s'agit dans ce chapitre de décrire les bases théoriques du séchage et de la fluidisation. Cela nous permettra de savoir comment agir sur la fluidisation pour maîtriser le séchage.

#### 2.1 cinétique du processus de séchage

Par séchage, on comprend l'opération ayant pour but d'éliminer partiellement ou totalement l'humidité des corps, par évaporation d'un liquide quelconque. Il implique la conservation de la structure moléculaire primitive des corps traités. [4] (1)

Tous les procédés d'évaporation, de condensation, de dissolution et de réaction chimique ont lieu par le biais de la surface des corps. On ne peut dès lors établir des relations entre les diverses phases autrement que par leur surface. Celle-ci se comporte comme une région tridimensionnelle, hétérogène et anisotrope.

Les propriétés de la surface d'un solide changent entièrement quand celle-ci est recouverte d'un mince film liquide.

---

(1) [n] renvoie à la référence n de l'index bibliographique, en annexe

Il s'en suit que les propriétés du système solide - vapeur varient le long de la surface. [9]

Il existe une étroite dépendance entre la tension de la vapeur au dessus de la surface limite et la teneur en humidité du matériau. Celle ci peut être influencée soit par des sollicitations extérieures, soit par l'effet de la tension superficielle au niveau des capillaires, soit par les liaisons adsorbées aux interfaces. Si les forces considérées sont balancées par la tension superficielle, on obtient alors l'état d'équilibre. Pour éliminer l'humidité du matériau, il est nécessaire de détruire cet équilibre par des moyens appropriés.

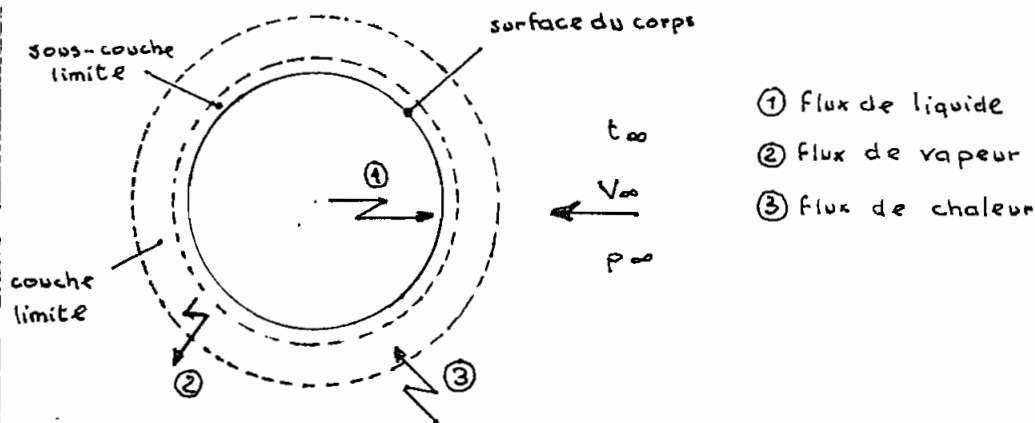


Figure 1.1 Echanges entre un corps humide et l'air ambiant

soit un corps humide que l'on désire sécher. Le corps est placé dans un séchoir. La surface  $S$  (fig. 1.1) est entourée d'une très mince couche d'air pratiquement immobile (sous-couche limite), même s'il règne dans le séchoir un courant d'air de vitesse  $V_{\infty}$  importante. Cette couche se maintient à la température  $t_0$  de la surface; au début du séchage elle est saturée de

vapeur d'eau. Si le séchage n'est effectué, alors la tension de vapeur  $p_v$  régnant dans la sous-couche limite <sup>est</sup> supérieure à celle de l'air ambiant  $p_{v0}$ .

Il y a donc autour de la surface  $S$  une double diffusion d'eau : diffusion à l'état liquide de l'intérieur vers la surface, diffusion à l'état gazeux de la surface vers l'extérieur ; elle s'accompagne d'une diffusion de chaleur venant soit de l'extérieur (par conduction, convection ou rayonnement), soit de l'intérieur (par pertes diélectriques). [ 12 ]

La transmission de la chaleur est le phénomène physique fondamental dans la technologie du séchage. Un gradient de température convenable est donc nécessaire pour l'entretenir. Dans le cas d'un produit cristallin, il faut s'assurer que les cristaux ne soient pas détruits. Dans l'établissement du rendement d'un procédé de séchage, l'utilisation efficace de la chaleur sera alors un critère majeur.

## 2.2 Description de la Fluidisation

La fluidisation est le procédé par lequel de fines particules solides sont maintenues en suspension dense à l'intérieur d'un courant fluide ascendant. Ce fluide porteur peut être un gaz ou bien un liquide. Seulement, la fluidisation gazeuse est la plus fréquemment mise en œuvre, et sera alors l'aspect que nous développerons.

Considérons l'expérience, qui consiste à faire passer un

courant gazeux à travers un matériau solide, constitué de sphères égales, reposant sur une plaque poreuse ou une grille à trous très fins. (fig 1.2) [19]

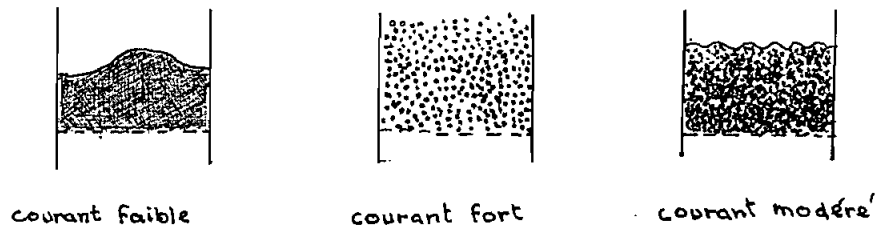


Figure 1.2 : limites de la fluidisation

A la traversée de la couche, l'air subit une chute de pression (pour de faibles vitesses), due aux sinuosités qu'impose à chaque filet gazeux, la présence de particules solides.

Une autre composante de cette chute de pression est due aux frottements sur la surface du grain.

Si on augmente davantage cette vitesse, il arrive un moment où la force de traînée sur les particules devient égale à leur poids apparent (poids réel moins la poussée). Dès lors les particules se réarrangent de sorte à présenter la résistance la moins grande à l'écoulement du fluide. Le lit commence alors à se dilater. Ce phénomène croît en intensité avec l'augmentation de la vitesse, la force totale de traînée restant égale au poids des particules. Cela se produit tant que la vitesse n'est pas trop grande pour entraîner les particules hors du lit. Les particules sont alors séparées les unes des autres et animées d'un mouvement désordonné, comparable à l'agitation moléculaire. Le lit est alors dit fluidisé. [8]



Le mélange gaz-solide ainsi obtenu se comporte apparemment comme un fluide, d'où la terminologie de "lit fluidisé". La chute de pression du gaz à travers la couche peut être visualisée sur les figures, en fonction de la vitesse du fluide.

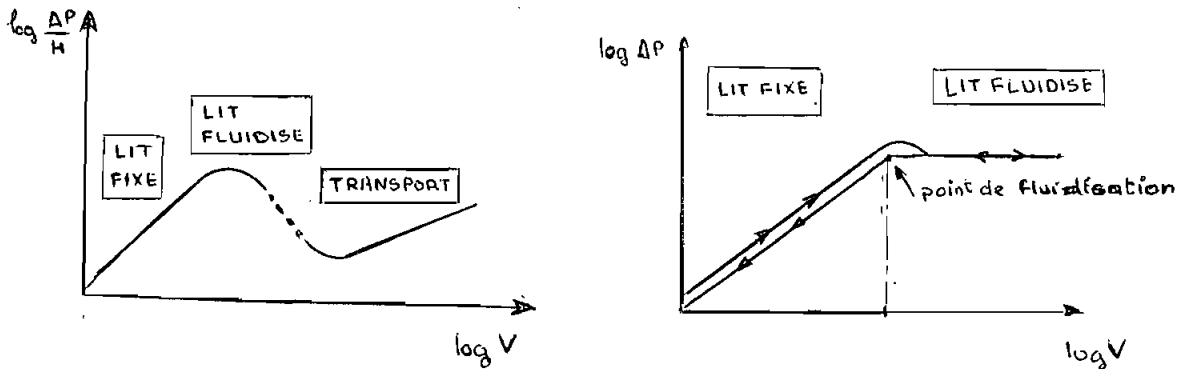


Figure 1.3 Evolutions des gradient et chute de pression

Dans le cas général, on n'observe jamais en fluidisation gazeuse, une configuration dans laquelle la couche est constituée de particules isolées et uniformément distribuées. En effet, suivant la vitesse du fluide, la nature du solide et la complexité de la forme de ses grains, on obtient des états de fluidisation très variés. On distingue les phases suivantes: le bullage, le renardage, le pistonage et le bullage tumultueux.

Dans le bullage, des bulles gazeuses de faibles dimensions prennent naissance à la base du lit puis montent en grossissant. Les bulles apparaissent comme jouant une large part dans la circulation des particules solides et leur mélange. Lorsque le gaz parvient à trouver dans la masse solide des trajets de moindre résistance, on est en présence du renardage: c'est un phénomène indésirable. Quand les bulles s'agglomèrent

jusqu'à atteindre comme taille, le diamètre du récipient, on obtient alors le pistonnage. C'est aussi un phénomène indésirable qui se produit dans des réacteurs de petit diamètre.

Aux fortes vitesses du fluide, l'agitation prend une telle ampleur que des paquets de particules solides sont violemment projetés vers le haut, avant de retomber par la suite. La figure 1.4 offre une visualisation des phénomènes. [19]

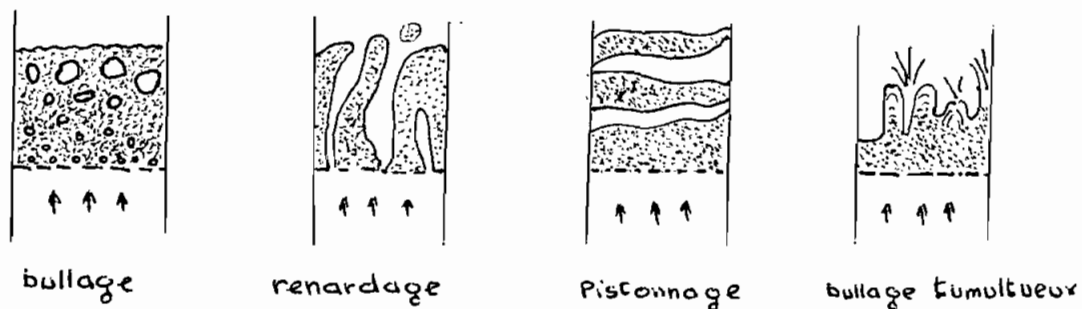


Fig. 1.4 Divers aspects de la fluidisation

### 2.3. Le séchage en lit fluidisé

Il ya, dans tout procédé de séchage, des transferts de chaleur, de vapeur d'eau et de quantité de mouvement entre le corps humide et l'air de séchage. Il ya aussi une corrélation et une analogie entre les trois types de transfert, du fait de la forte agitation des molécules gazeuses. L'analogie se concrétise par l'expression générale suivante :

Allure du transfert = Surface d'échange  $\times$  coefficient de facilité  $\times$  facteur de potentialité.

L'allure des transfert est représentés soit par les flux de vapeur ou de chaleur, soit par la force de frottement. Le coefficient de facilité

est représenté soit par la conductivité thermique de l'air, soit par la diffusivité de la vapeur dans le mélange, soit par la viscosité cinématique de l'air, suivant le type de transfert considéré. Le facteur de potentialité est quant à lui représenté soit par le gradient de température, soit par celui de la concentration de vapeur, soit par celui de la vitesse.

Pour augmenter la vitesse de séchage, il faut agir de la manière qui suit: si le séchage est à l'étape de l'évaporation externe, il faut donc agir sur l'un des termes donnant l'expression de l'allure du transfert. Par contre, si l'étape est celle de l'évaporation interne, la vitesse de l'agent sécheur et le coefficient de frottement n'ont plus aucune influence. Dans le cas d'un chauffage par convection, il faut alors augmenter la température de l'air pour accélérer le séchage (à la limite, on pourra atteindre la température maximale admissible par le matériau).

Il apparaît donc qu'un lit fluidisé est le milieu dans lequel les différents transferts sont favorisés. En effet, les particules sont sous l'effet des forces de frottement qui ont pour effet de les soulever. En outre, les particules sont animées de mouvements désordonnés, ce qui constitue un gage de renouvellement continu des surfaces en contact. De plus, comme nous l'avons souligné, la formation et la présence des bulles de gaz dans le lit jouent un rôle important dans le mélange des phases.

En effet, le transfert de masse entre la phase bulleuse et la phase continue, de même que le transfert de chaleur se poursuivent

durant la traversée du lit par les bulles de gaz. En fait, la plus grande partie du transfert de masse n'opère davantage durant la formation des bulles que durant leur montée, de sorte que la croissance subséquente des bulles est le résultat de ce transfert. En outre, durant leur montée, les bulles brassent les particules en les écartant de leur passage [ 8 ]

L'on pourrait s'attendre à avoir une impossibilité d'obtenir de très faibles taux d'humidité, dans un séchage par un lit fluidisé, si le matériau à l'entrée du séchoir est très humide. En outre, l'on pourrait avoir comme attitude de placer les points d'alimentation et de décharge suffisamment éloignés l'un de l'autre. Ces craintes ne sont pas justifiées par l'expérience. En effet, le mélange dans le lit est si rapide que l'ensemble peut être considéré comme homogène. De plus, le très haut niveau d'échange de masse atteint peut justifier cette considération.

Finalement, pour peu qu'un certain nombre de conditions soient remplies, on peut sécher tous les matériaux très humides, en granules, et non agglomérés. Quant aux matériaux qui collent ou forment des croûtes, on peut soit les sécher en plusieurs étapes, soit les granuler au préalable, en choisissant bien la température [ 9 ].

## chapitre 3

### DONNEES D'ETABLISSEMENT DU SECHOIR

### ET ELABORATION DES HYPOTHESES DE TRAVAIL

L'utilisateur d'un séchoir doit, en premier lieu, spécifier l'emploi général qu'il désire faire de son appareil et indiquer dans les détails, les opérations de séchage qu'il entend y réaliser. Ces éléments d'appréciation constituent les données d'établissement. Elles déterminent les dimensions mêmes du séchoir. Afin de mener à bien et efficacement ce dimensionnement, le concepteur doit se fonder sur un certain nombre d'hypothèses de travail.

Nous convenons, pour cette étude, d'utiliser les données que nous avons recueillies lors de la visite de la C.S.S., et dans la littérature des sucreries de cannes.

#### 3.1 Données d'établissement du séchoir

Il s'agit des propriétés physiques du corps humide, de la production et des exigences opératoires.

##### 3.1.1 Propriétés du sucre humide et du sucre sec

On considère, d'abord, la granulométrie à l'entrée du séchoir. Elle a été déterminée sur la base des valeurs considérées comme étant bonnes, à la sortie des centrifuges (dans le "turbinage").

On trouve pour  $d_m = 0,59 \text{ mm}$ , et pour le coefficient moyen de variation,  $CV = 27,2\%$ . (1)

Cela donne finalement  $d_m = (0,59 \pm 0,04) \text{ mm}$

La deuxième propriété physique que nous examinerons est la vitesse maximale admissible pour les particules de sucre. La vitesse de choc susceptible de briser les cristaux de sucre est de l'ordre de 10 à 20 m/s (relativement à un point immobile) [13]

La troisième propriété est l'angle du talus d'éboulement: il vaut en moyenne  $34^\circ$ . (2)

La quatrième propriété est la porosité maximale de la couche fixe, soit encore la porosité minimale de la couche fluidisée. (3)

Nous la calculerons à partir de la densité apparente la plus faible trouvée dans la plupart des raffineries de sucre. Celle-ci est de  $900 \text{ kg/m}^3$ ; la densité réelle étant de  $1600 \text{ kg/m}^3$  [13]

$$\varepsilon_m = 1 - \frac{\rho_{\text{apparente}}}{\rho_{\text{réelle}}} = 1 - \frac{900}{1600} = 0,44$$

La concentration de poussières de sucre dans l'air à partir de laquelle une explosion est possible est de  $60 \text{ g/m}^3$ , pour les poussières de  $0,1 \text{ mm}$ . Elle tombe à  $7 \text{ g/m}^3$  pour les poussières très fines. [13]

(Cette poussière devra être recueillie au maximum à l'aide des cyclones dépoussiéreurs).

- (1) Voir le calcul et le tableau original en annexe  
(2) L'angle du talus d'éboulement est l'angle qu'un tas du matériau (disposé au hasard) forme avec le plan horizontal. [13]  
(3) C'est le rapport entre le volume des vides et le volume total, à l'état représenté par la forme stable la plus lâche (celle où les cristaux viennent se déposer avec une vitesse initiale nulle)  
Toutes les valeurs données, quant aux caractéristiques, sont tirées de [13], sauf indication contraire.

### 3.1.2. Caractéristiques du sucre liées au séchage

On distingue d'abord les teneurs en humidité (ou humidités) initiales et finales du produit. La teneur initiale courant 96% des résultats est  $X_i = 0,48\%$  (1). La teneur finale souhaitée à la sortie du séchoir est de  $X_f = 0,02\%$

Une autre caractéristique est la température maximale tolérée à l'état sec. Pour le sucre, l'air de séchage ne devra pas être chauffé à plus de 95 à 100°C. En général, on recommande une température comprise entre 70 et 95°C. [13]. A la C.S.S., la température maximale que l'on se fixe est de 80°C. (chaleur massique:  $C_s = 0,280 \text{ kcal/kg}$ ).

### 3.1.3. Production de sucre

L'objectif de production fixé à la C.S.S est de 500 tonnes de sucre sec par jour. La place du séchage dans le processus de fabrication du sucre se trouve après le "turbinage". Une fois la liqueur-mère de la cristallisation épuisée et les cristaux séparés dans les centrifuges, le sucre est séché avant d'être stocké et conservé, ou bien envoyé vers les mouluses.

### 3.1.4. Les qualités désirées pour le sucre sec

La température maximale à laquelle le sucre peut être conservé sans perdre en masse est de 38°C. Si la température de sortie est supérieure à cette valeur, il faudra alors refroidir le sucre.

Le séchage doit être suffisamment uniforme afin de garantir les bonnes conditions de stockage.

### 3.1.5. les modalités d'installation du séchoir.

L'espace disponible va être réduite (c'est un avantage du lit-

(1) Voir annexes?

fluidisé). Son étude sera approfondie lors de la phase de l'implantation (laquelle pourrait être la suite de ce projet).

Les conditions de l'air extérieur ont une grande importance sur le séchage. La zone est intéressée par la présence d'un climat sahélien. Les températures et le degré hygrométriques varient quotidiennement et aussi suivant une tendance générale. On peut retenir de [27] et [28] les valeurs suivantes (la campagne de production du sucre débutant en décembre et s'arrêtant en juin).

La température maximale et l'humidité relative sont :

35°C et 12% en Mai, et 21°C et 60% en Janvier.

Pour des fins de calcul, on se fondera sur la condition la plus défavorable.

Le fluide chauffant disponible à la C.S.S est la vapeur d'eau. Elle existe à travers un réseau de 1,5 bar à la température de 120 à 130°C.

### 3.3 hypothèses de la conception du séchoir

La vitesse de fluidisation se rapporte à celle dans la section libre du séchoir.

La forme des grains est supposée sphérique (au vu du processus de fabrication du sucre, cela est très proche de la réalité).

Les propriétés physiques des cristaux suivent une loi normale de distribution dans un échantillon donnée (les diamètres) et dans le temps (les diamètres et l'humidité du sucre).

On admet que toutes les fractions gazeuses séjournent dans le

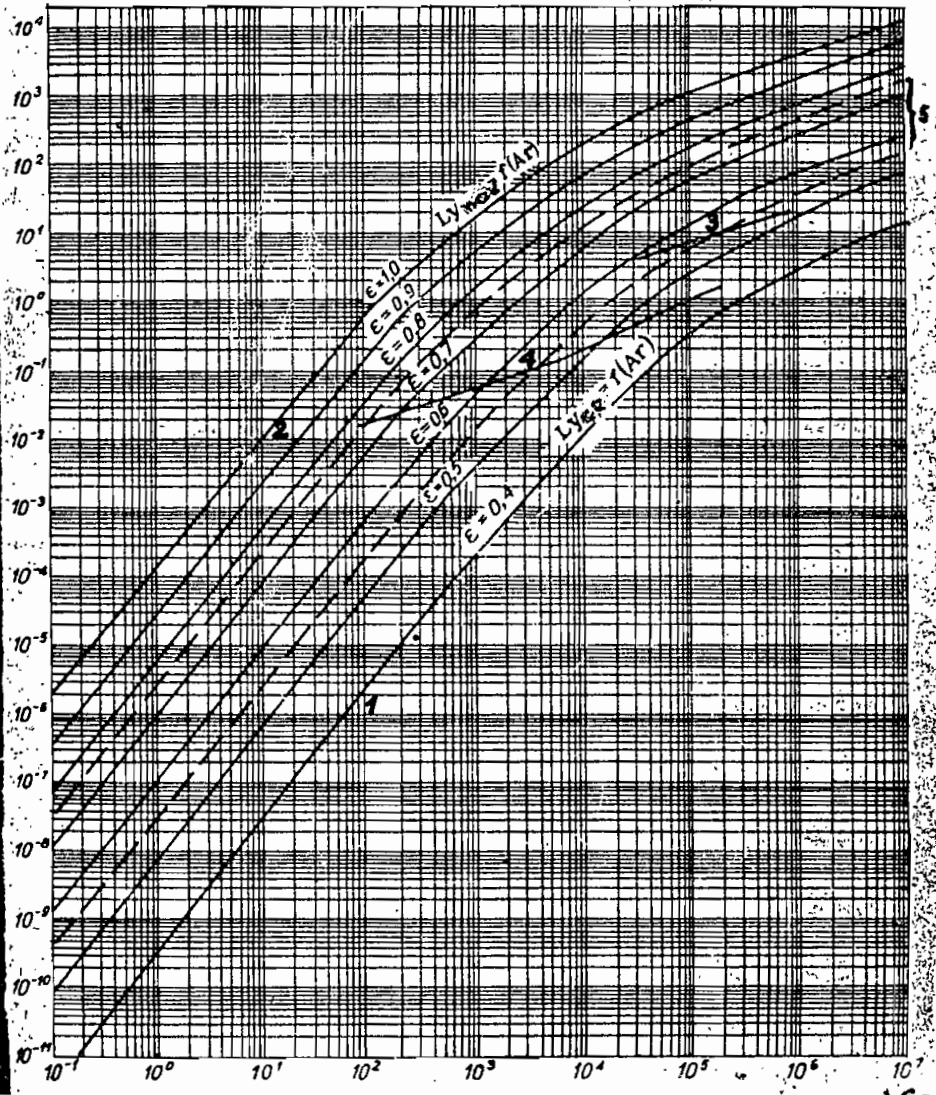


lit fluidisé pendant la même durée.

Les apports d'air chaud et de sucre n'influencent pas le processus. (c'est un fait vérifié dans [8]).

A la fluidisation, la masse des grains par unité de surface équilibre la chute de pression à la traversée de la couche (malgré ce que Frantz [10] a trouvé). Les vitesses de fluidisation ne seront pas alors très grandes.

Ly



Par définition,  $Ly = \frac{Re^3}{Ar}$ . Cela donne:

$$Ly = \frac{Re^3}{Ar},$$

ou bien  $Ly = \frac{v^3}{\nu \cdot g} \cdot \frac{\rho_g}{\rho_s - \rho_g}$

ou bien  $Ly = Re \cdot Fr \cdot \frac{\rho_g}{\rho_s - \rho_g}$

où  $Ar$  est le nombre d'Archimède, adimensionnel

$Re$  est le nombre de Reynolds, adimensionnel

$Fr$  est le nombre de Froude, adimensionnel.

$v$ , la vitesse du fluidisateur

$\nu$ , la viscosité cinématique

$\rho_g$ , la masse volumique du gaz (le fluidisateur)

$\rho_s$ , la masse volumique (réelle) du solide

Or, dans le séchage par la fluidisation, le transfert de chaleur est caractérisé par le nombre de Nusselt défini de la façon suivante [9]

$$Nu = \text{fonction} \left( Re_{\text{solide}}; Pr_{\text{gaz}}; \frac{\rho_g}{\rho_s}; \left( \frac{v^2}{g d_p} \cdot \frac{\rho_g}{\rho_s - \rho_g} \right); \frac{d_p}{D_{\text{solide}}}; \text{géométrie}, \xi \right)$$

avec  $Pr$  le nombre de Prandtl,

$d_p$ , le diamètre des particules,

$\xi$ , le facteur de forme de cellule

On reconnaît dans la relation l'expression  $\frac{v^2}{g d_p} \cdot \frac{\rho_g}{\rho_s - \rho_g} = Fr \cdot \frac{\rho_g}{\rho_s - \rho_g}$

De plus, la perte de pression dans une couche est exprimée en fonction du nombre de Reynolds, si elle est fine, et

principalement en fonction du nombre de Froude si elle est fluidisée. [3.]

En outre, il a été suggéré [8] que le nombre de Froude constitue un critère à partir duquel le type de fluidisation peut être prédit.

Tous ces arguments montrent que l'emploi de l'abaque est bien justifié.


- 
1. lit fixe ;
  2. transport pneumatique ;
  - [3 & 4] chauffage optimal
  5. lit fluidisé optimal.

Figure 4.1.  $L_y = f(E, Ar)$

Avant de calculer les vitesses, il importe de déterminer les caractéristiques thermodynamiques de l'air utilisé. La température de fonctionnement que nous avons choisie est de  $80^\circ\text{C}$ .

A  $80^\circ\text{C}$  ( $353\text{K}$ ), les propriétés ont les suivantes [ 5 ]

$\rho = 0,975 \text{ kg/m}^3$  , masse volumique

$c_p = 1,01 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}\cdot\text{K}}$  , chaleur massique à pression constante

$\mu = 2,12 \cdot 10^{-5} \text{ N}\cdot\text{s/m}^2$  , viscosité absolue

$\nu = 21,8 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$  , viscosité cinématique

$K = 30,6 \cdot 10^{-3} \text{ W/m}\cdot\text{K}$  , conductivité thermique

$Pr = 0,698$  , nombre de Prandtl , adimensionnel.

#### 4.1 Calcul de la vitesse minimale de fluidisation

La connaissance de la vitesse minimale de fluidisation est d'une grande importance pour la maîtrise du lit fluidisé, sur le plan des échanges qui y ont lieu. En effet, le bullage, dont on connaît l'importance, commence dès que l'on dépasse d'une façon appréciable, cette vitesse minimale de fluidisation [ 8 ].

Nous utilisons la courbe  $\varepsilon_y = f(Ar, \varepsilon)$

$\varepsilon_m = 0,44$  , c'est la porosité minimale de la couche fluidisée

$$Ar = g \cdot \frac{d_m^3}{\nu^2} \cdot \frac{\rho_s - \rho_0}{\rho_0}$$

Application numérique

$$Ar = 9,8 \times \frac{(0,59 \cdot 10^{-3})^3}{(21,8 \cdot 10^{-6})^2} \cdot \frac{(1600 - 0,975)}{0,975} = 6,95 \cdot 10^3$$

Or  $d_m = 0,59 \pm 0,05$  ; donc  $Ar \in [5,3 \cdot 10^3 ; 8,9 \cdot 10^3]$

Du fait que  $d_m$  a été déterminé sur la base de plusieurs échantillons, sa valeur est entachée d'une certaine incertitude. Celle-ci se reflète dans toutes les expressions où elle intervient.

Du fait que la courbe est représentée en échelle log-log, cette marge d'incertitude est pratiquement absorbée par celle-ci.

On obtient pour valeur du nombre de Lyachenko minimale (encore appelée  $L_{y,critique}$ ):

$$L_{y,crit} = (2,3 \pm 0,8) \cdot 10^{-2}$$

( $L_{y,crit} = 2,3 \cdot 10^{-2}$  est la base des calculs ultérieurs.)

Or

$$V = \sqrt[3]{L_y \cdot \nu \cdot g \cdot \frac{\rho_s}{\rho_a}}$$

Donc

$$V_{min} = \sqrt[3]{L_{y,crit} \cdot \nu \cdot g \cdot \frac{\rho_s}{\rho_a}}$$

application numérique:

$$V_{min} = \sqrt[3]{2,3 \cdot 10^{-2} \cdot 21,8 \cdot 10^{-6} \cdot 9,8 \cdot \frac{1600}{0,975}}$$

$$V_{min} = 0,200 \text{ m/s}$$

$$\Delta V_{min} = 0,023, \text{ d'où } V_{min} = 0,20 \pm 0,02 \text{ m/s}$$

#### 4.2 Calcul de la vitesse maximale de fluidisation

Il est nécessaire, dans un projet de fluidisation, de connaître la vitesse maximale avec laquelle on peut opérer.

En effet, une vitesse de fluidisation trop grande risque de causer un transport pneumatique trop important, ce qui

augmente les investissements pour le dépoussiérage. En outre, la puissance des soufflantes à installer augmente car les pertes de charges augmentent de biais.

Ici aussi, on utilise la courbe pour déterminer le nombre de Lyachenko. La vitesse maximale correspond à un nombre de Lyachenko maximale, dans la marge de la fluidisation. Donc elle correspond à  $\varepsilon = 1,0$ .

Le nombre d'Archimède reste inchangé

On trouve :

$$Ly_{\max} = 1,5 \cdot 10^2$$

l'incertitude étant  $\Delta Ly_{\max} = 0,3 \cdot 10^2$ ,

$$Ly_{\max} = (1,5 \pm 0,3) \cdot 10^2$$

$$V_{\max} = \sqrt[3]{Ly_{\max} \cdot \nu \cdot g \cdot \frac{\rho_a}{\rho_s}}$$

application numérique :

$$V_{\max} = \sqrt[3]{1,5 \cdot 10^2 \cdot 21,8 \cdot 10^{-6} \cdot 9,8 \cdot \frac{1600}{0,975}}$$

$$V_{\max} = 3,75 \text{ m/s}$$

$$\Delta V_{\max} = 0,23 \text{ m/s}$$

$$\text{d'où } V_{\max} = 3,8 \pm 0,2 \text{ m/s}$$

#### 4.3. choix de la vitesse de fluidisation

La détermination des vitesses minimales et maximales de fluidisation met à notre disposition un intervalle dans lequel le sucre peut être fluidisé.

Nous avons déjà établi la nécessité de connaître les vitesses maximale et minimale de fluidisation. Dès lors, il

s'agit de déterminer une vitesse pour laquelle il y aura une minimisation des phénomènes extrêmes (lit fixe et transport pneumatique), pour l'ensemble des cristaux.

Une trop grande vitesse accroît les investissements, alors qu'une vitesse trop petite sera limitée du point de vue de la chaleur transmise. Il faut donc trouver un compromis.

La courbe  $L_y = f(Ar, \epsilon)$  donne la solution.

Le séchage en lit fluidisé est recommandé avec des valeurs de porosité comprises entre 0,55 et 0,75. En outre, un séchage optimal se produit dans la zone délimitée par les droites (3) et (4). L'ensemble de ces contraintes donne,  $Ar$  ayant la valeur déjà calculée, pour valeur de  $L_y$ :

$$L_y \in [0,3 ; 2,0] \text{ avec } \epsilon \in [0,52 ; 0,65]$$

Le centre de ce domaine donne:

$$\epsilon = 0,59 \text{ et } L_y = 0,8$$

la vitesse de fluidisation est alors:

$$V = \sqrt[3]{L_y \cdot \nu \cdot g \cdot \frac{\rho_s}{\rho_a}}$$
$$V = \sqrt[3]{0,8 \cdot 21,8 \cdot 10^{-6} \cdot 9,8 \cdot \frac{1600}{0,975}}$$

$$V = 0,66 \text{ m/s}$$

$$\Delta V = 0,07 \text{ m/s}$$

$$\text{donc } V = 0,66 \pm 0,07 \text{ m/s}$$

Cette vitesse est raisonnable car, dans les sucreries, on indique qu'une vitesse de circulation de l'air supérieure à 1,00 m/s risque d'entraîner les fins cristaux. [13.]



Calculons maintenant le pourcentage des grains qui seront transportés. Nous avons supposé une répartition normale des diamètres des particules. Le calcul d'un tel pourcentage suppose que la hauteur libre au dessus du lit est suffisamment grande.

Il s'agit en fait de calculer la probabilité de trouver des grains dont le diamètre est inférieur à une valeur donnée, connaissant le coefficient de dispersion  $\sigma$  et la valeur moyenne  $d_m$ . En posant  $K_\alpha = \frac{d_m - d_0}{\sigma}$  ( $d_0$  étant le diamètre minimal considéré), on a comme valeur de la probabilité :

$$P(d \leq d_0) = \int_{K_\alpha}^{\infty} \frac{1}{\sqrt{2\pi}} e^{-x^2} dx \quad (\text{elle est tabulée [17]})$$

$$(d_m = 0,59 \pm 0,02 \text{ mm} ; \sigma = 0,20 \text{ mm})$$

Pour  $L_y = 0,8$  (calculé pour  $V = 0,66$  et  $\varepsilon = 0,59$ ), alors qu'un transport s'effectue, il faut que  $\varepsilon = 1$ . Cela donne, sur la courbe

$$L_y = f(Ar) ; \quad Ar_c = 1,2 \cdot 10^2$$

$$\text{d'où } d_0 = \sqrt{\frac{v^2 \cdot A_{10}}{g} \cdot \frac{P_9}{P_3 - P_9}} = 3 \sqrt{\frac{(21,8 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 1,2 \cdot 10^2 \cdot 0,975}{0,8 \cdot (1600 - 0,975)}}$$

$d_0 = 0,15 \text{ mm}$  (c'est le diamètre supérieur des particules transportées)

$$K_\alpha = \frac{0,59 - 0,15}{0,20} = 2,19$$

La probabilité  $\alpha$  correspondante vaut :

$$P(d \leq d_0) = 0,0143 = 1,43\%$$

## chapitre 5

### DETERMINATION DES CARACTERISTIQUES TECHNIQUES DU SECHOIR

Nous venons de calculer les propriétés cinétiques de l'air, qui dépendent principalement de la taille des grains. Il s'agit dans ce chapitre, d'intégrer les données d'établissement, en déterminant les caractéristiques du séchoir. Celles-ci sont notamment le processus de séchage (les transferts de chaleur et de masse), les dimensions du séchoir et ses performances (quantité horaire de sucre à sécher, et la durée correspondante).

Le schéma de principe de la figure 5.1 donne une vision globale du problème.

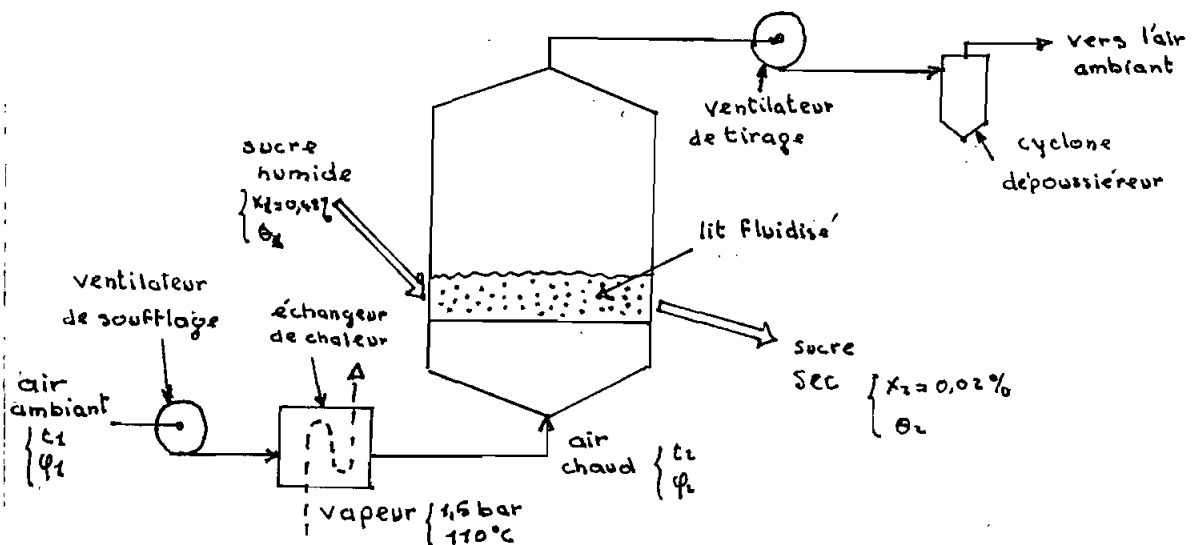


Figure 5.1 schéma de principe du séchoir à lit fluidisé

### 5.1 Quantité d'eau à évaporer

Le débit massique de sucre à produire est de 500 T/jour  
La quantité de sucre à introduire est alors :

$$G_i = G_f \frac{1 - X_f}{1 - X_i}$$

où  $G_f$  est la production journalière, soit 500 T/jour

$G_i$  la quantité correspondante de sucre à introduire.

$X_f$  la teneur finale en humidité, soit  $X_f = 2 \cdot 10^{-4}$  kg d'eau/kg sucre

$X_i$  la teneur initiale en humidité, soit  $X_i = 48 \cdot 10^{-4}$  kg d'eau/kg sucre sec.

application numérique

$$G_i = 500 \cdot \frac{1 - 2 \cdot 10^{-4}}{1 - 48 \cdot 10^{-4}} = 502,3 \text{ t/j}$$

La quantité d'eau à éliminer est alors :

$$U_e = G_f - G_i$$

$$U_e = 502,3 - 500 = 2,3 \text{ T/j}, \text{ soit}$$

$$U_e = 96,3 \text{ kg/h (d'eau)}$$

### 5.2 Détermination des paramètres sur le diagramme de Mollier

Pour déterminer les différents paramètres de l'air à l'entrée et aux différents points du séchoir, nous suivons son évolution grâce au diagramme de Mollier de l'air humide.

Une schématisation du processus est présentée à la figure 5.2

L'on trouvera en annexe A3 la présentation du diagramme que nous avons utilisé. Le choix d'un tel diagramme s'explique pour des raisons de commodité. En effet, la teneur en vapeur, l'enthalpie, la température, la tension de vapeur  $\phi$  sont représentées.

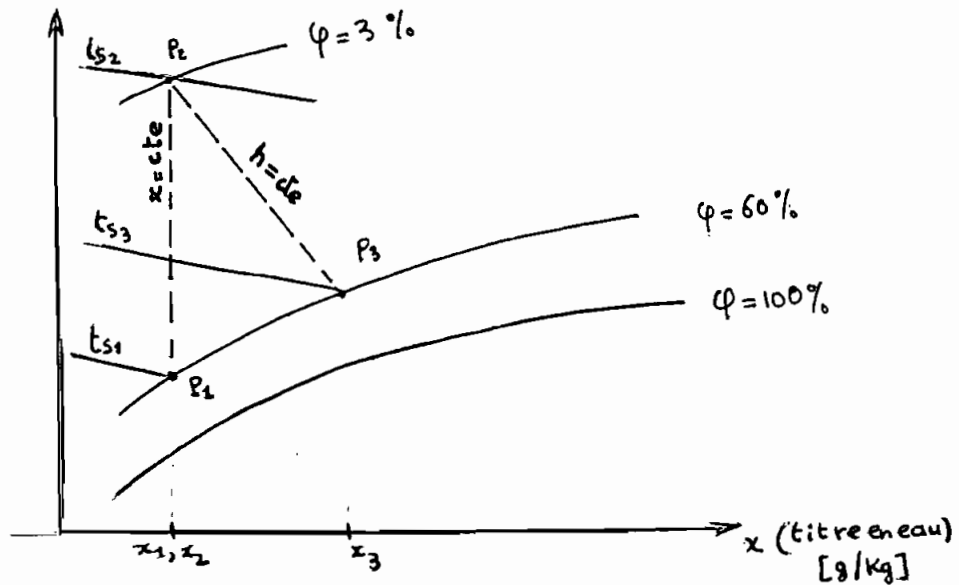


Figure 5.2 schéma de l'évolution sur le diagramme

L'air ambiant est déterminé par la température sèche  $T_{s1} = 21^\circ\text{C}$  et l'humidité relative  $\varphi_1 = 60\%$ . Les autres paramètres correspondants sont:

- le titre en eau :  $x_1 = 8,7 \text{ g eau/kgas}$  (as: air sec)
- l'enthalpie spécifique totale :  $h_1 = 10,5 \text{ kcal/kg}$
- la température du thermomètre humide  $t'_{s1} = 15,8^\circ\text{C}$
- le volume massique de l'air humide  $v_1 = 0,845 \text{ m}^3/\text{kg}$
- enthalpie spécifique de l'air sec  $h_{as1} = c_{pas1} \cdot t_{s1} = 0,24 \times 21$

$$h_{as1} = 5,04 \text{ kcal/kgas}$$

- enthalpie spécifique de l'humidité

$$h_{u1} = h_1 - h_{as1} = 10,5 - 5,04$$

$$h_{u1} = 5,46 \text{ kcal/kgas}$$

Cet air ambiant est introduit dans le circuit aérodynamique du séchoir par le ventilateur de soufflage (point  $P_1$ )

Il est ensuite soumis à un transfert de chaleur lors de la traversée de l'échangeur de chaleur. L'enthalpie augmente mais le titre en eau  $x_1$  reste constant. La ligne figurative de cette transformation est une verticale ascendante  $P_1 P_2$  sur le diagramme (fig. 5.2)

L'air est porté à  $80^\circ\text{C}$ .  $P_2$  est donc le point de rencontre de la verticale issue de  $P_1$ , avec l'isotherme  $80^\circ\text{C}$ , et représente l'état de l'air à la sortie du réchauffeur. Les paramètres de cet état sont les suivants:

- température du thermomètre sec  $t_{s_2} = 80^\circ\text{C}$
- température du thermomètre humide  $t'_2 = 31^\circ\text{C}$
- humidité relative  $\varphi_2 = 3\%$
- enthalpie spécifique de l'air humide  $h_2 = 24,9 \text{ kcal/kg}$
- volume massique de l'air humide
- enthalpie spécifique de l'air sec  $h_{a_2} = c_{p_a} \cdot t_{s_2} = 0,24 \times 80$   
 $h_{a_2} = 19,2 \text{ kcal/kg as}$
- enthalpie spécifique de la vapeur d'eau  $h_{u_2} = h_2 - h_{a_2} = 24,9 - 19,2$   
 $h_{u_2} = 5,70 \text{ kcal/kg as}$

Cet air chaud est maintenant introduit dans l'enceinte du séchoir. Il va alors s'humidifier en la traversant. Or, les séchoirs à lits fluidisés sont classés parmi les séchoirs à convection [12]. Donc, l'évolution, à cette étape est caractérisée par un transfert de vapeur d'eau, sans transfert de chaleur, combiné à un échange de chaleur avec

le matériau et le support (parois et plaque du séchoir)

Cependant, on peut toujours ramener le phénomène à deux évolutions. La première, adiabatique est caractérisée par le fait que la chaleur cédée par l'air au corps humide est égale à la chaleur de vaporisation. La deuxième évolution est celle où l'air séchage réchauffe le corps humide, le support et le système de manutention.

L'étude du bilan global des échanges permettra de les déterminer de façon plus précise.

L'humidité relative de l'air ambiant étant  $\varphi = 60\%$ , l'air évacué doit avoir une température correspondant à une humidité relative  $\varphi > 60\%$ , pour ne pas provoquer une condensation (au contact de l'air ambiant) sur le produit à sécher [9]. Dans notre cas, on peut prendre  $\varphi = 60\%$  car, avant d'être directement évacué dans l'ambiance, l'air chargé d'humidité passe à travers le cyclone, qui constitue ainsi un tampon.

Les paramètres de l'air à la sortie du séchoir seront donc les suivants ( $\varphi_3 = 60\%$  et  $h_3 = 24,9 \text{ kcal/Kg}$ )

- température du thermomètre sec  $t_{s3} = 37,5^\circ\text{C}$
- température du thermomètre humide  $t_3 = 30,7^\circ\text{C}$
- titre en eau  $x_3 = 24,7 \text{ g/Kg}$
- volume massique de l'air humide  $v_3 = 0,913 \text{ m}^3/\text{Kg}$
- enthalpie spécifique de l'air sec  $h_{as3} = 0,24 \times 37,5$   
 $h_{as3} = 9,00 \text{ kcal/kg}$

- enthalpie spécifique de l'humidité :

$$h_{u3} = h_3 - h_{a3} = 24,9 - 9,00 = 15,9 \text{ kcal/kgas}$$

Dans l'ensemble du processus de séchage, l'air chaud évacue la quantité d'humidité suivante :

$$\Delta x = x_3 - x_1 = 24,7 - 8,7 = 16,0 \text{ g eau/kgas}$$

La quantité d'eau à éliminer nécessite en quantité d'air sec :

$$m_{as} = \frac{Ue}{\Delta x} = \frac{96,3}{16 \cdot 10^{-3}} = 6,02 \cdot 10^3 \text{ kgas/h}$$

Le volume horaire d'air introduit dans le séchoir vaut :

$$\dot{V}_{a1} = m_{as} (1 + x_1) \cdot v_1$$

$$\dot{V}_{a1} = 6,02 \cdot 10^3 (1 + 8,7 \cdot 10^{-3}) \cdot 0,845 = 5,13 \cdot 10^3 \text{ m}^3/\text{h}, \text{ soit}$$

$$\dot{V}_{a1} = 1,42 \text{ m}^3/\text{s}$$

Le volume horaire d'air évacué du séchoir est de :

$$\dot{V}_{a3} = m_{a3} (1 + x_3) \cdot v_3$$

$$\dot{V}_{a3} = 6,02 \cdot 10^3 (1 + 24,7 \cdot 10^{-3}) \cdot 0,913 = 5,63 \cdot 10^3 \text{ m}^3/\text{h},$$

$$\text{soit } \dot{V}_{a3} = 1,56 \text{ m}^3/\text{s}$$

Le volume horaire moyen d'air véhiculé entre l'entrée et la sortie vaut :

$$\bar{V}_a = (5,13 + 5,63) \cdot 0,5 \cdot 10^3 = 5,38 \text{ m}^3/\text{h}, \text{ soit } \dot{V}_a = 1,49 \text{ m}^3/\text{s}$$

Cette quantité représente le volume moyen si le processus est considéré idéal. C'est en fait le volume utile.

Dans le calcul du processus de séchage du sucre, on admet que l'air de sortie a absorbé seulement les deux tiers de la quantité d'eau qu'il aurait pu absorber. Dès lors, il faudra véhiculer un volume qui représente

la quantité réelle d'air. [13] le facteur  $\frac{2}{3}$  se repercutera sur toutes les valeurs. Son effet sur le volume d'air à véhiculer est le suivant (il donne le volume réel):

$$\dot{V}_a = \frac{2}{3} \cdot \bar{V}_a$$

$$\dot{V}_a = \frac{2}{3} \cdot 1,49 = 2,25 \text{ m}^3/\text{s} \text{ d'air humide.}$$

Nous pouvons dès lors commencer à dimensionner le séchoir.

### 5.3 Dimensionnement du séchoir

Nous avons montré, dans l'étude du processus de séchage et de fluidisation, qu'il se produit un brassage intime entre l'agent fluidisateur et les particules de sucre, et que ce mélange dans le lit est si rapide que l'ensemble peut être considéré comme homogène. De ce fait, il n'y a pas lieu de placer les orifices d'entrée et d'évacuation du matériau très loin l'une de l'autre. Nous choisissons donc un séchoir cylindrique.

La surface de la grille est déterminée par le débit du fluidisateur et par sa vitesse dans la section libre du séchoir :

$$S_g = \frac{\dot{V}_a}{v} = \frac{2,25}{0,66} = 3,41 \text{ m}^2$$

Le diamètre de la grille vaut alors

$$D_g = \sqrt{\frac{4 S_g}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 3,41}{\pi}}$$

$$D_g = 2,08 \text{ m} \text{ • le diamètre normalisé correspondant est } 2,10 \text{ m}$$



Après avoir calculé la surface de la plaque perforée, nous en calculons maintenant le diamètre des trous.

On recommande de choisir pour la valeur de ce diamètre :

$$D_{\text{trous}} \approx \frac{D_{\text{plaque}}}{20} \quad [16]$$

$$D_{\text{trous}} = \frac{210}{20} \approx 11 \text{ cm.}$$

Les trous de sortie de l'air sont situés sur la périphérie et ont pour diamètre 2 cm. Ils sont au nombre de 8. Des ressorts les maintiennent fermés lorsque la vitesse de l'air est nulle.

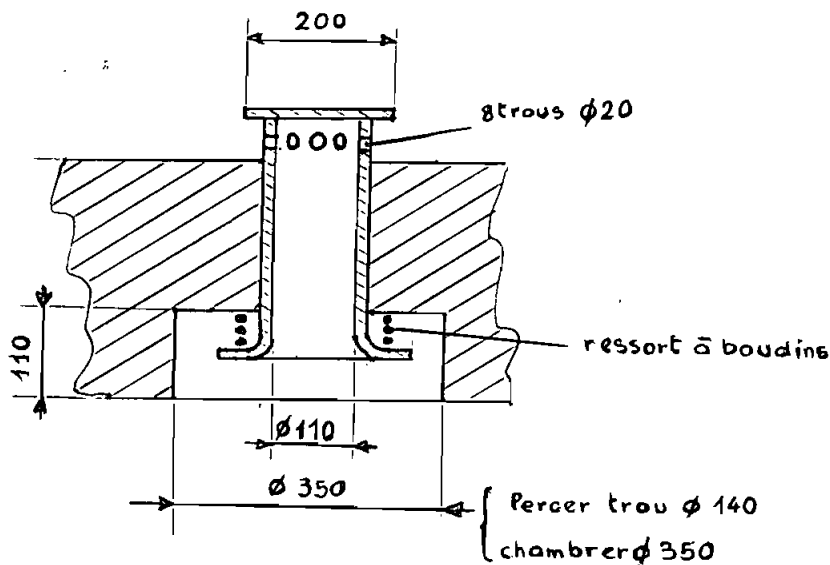


Figure 5.3 Capsule de distribution en position ouverte

Les capsules de distribution sont disposées aux sommets de triangles isocèles, de côté mesurant 40 cm.

La hauteur de fluidisation est déterminée par le rapport entre celle-ci et le diamètre de la couche [19]

Dans la pratique du séchage à lit fluidisé, le rapport  $\frac{H}{D}$  varie de 0,2 à 0,5

On choisit  $H = 0,55\text{m}$ , ce qui donne comme rapport :

$$\frac{H}{D} = \frac{0,55}{2,10} = 0,26, \text{ ce qui est acceptable.}$$

Or, le coefficient d'expansion du lit est défini comme étant le rapport entre la hauteur  $H$  du lit à celle  $H_m$  du lit à l'état préfluidisé. [19]

$$E = \frac{H}{H_m} = \frac{1 - \epsilon_m}{1 - \epsilon} = \frac{1 - 0,44}{1 - 0,59} = 1,366$$

$$\text{D'où } H_m = \frac{H}{E} = \frac{0,55}{1,366} = 0,403\text{m}$$

La hauteur de dégagement est un autre paramètre caractéristique du sécheur. Dans le phénomène du bullage, les bulles, après leur formation et leur traversée du lit, viennent éclater à la surface du lit fluidisé. Puisque la vitesse des bulles est non nulle à la surface, elles entraînent alors des particules solides hors du lit. Immédiatement au dessus du lit, il y a une forte concentration de particules solides. A des points suffisamment hauts, le taux d'entraînement des particules diminue et devient constant. En effet, la plupart des particules ont atteint leur altitude maximale et retombent dans le lit. La hauteur à partir de laquelle

le taux devient constant est appelé la hauteur de désengagement du transport, ou hauteur de dégagement. [10]

Un graphique (élaboré par Zenz et Weil) est montré à la figure 5.4. Il permet de déterminer le rapport entre la hauteur de dégagement et le diamètre du lit, en fonction de la vitesse de fluidisation et du diamètre du lit.

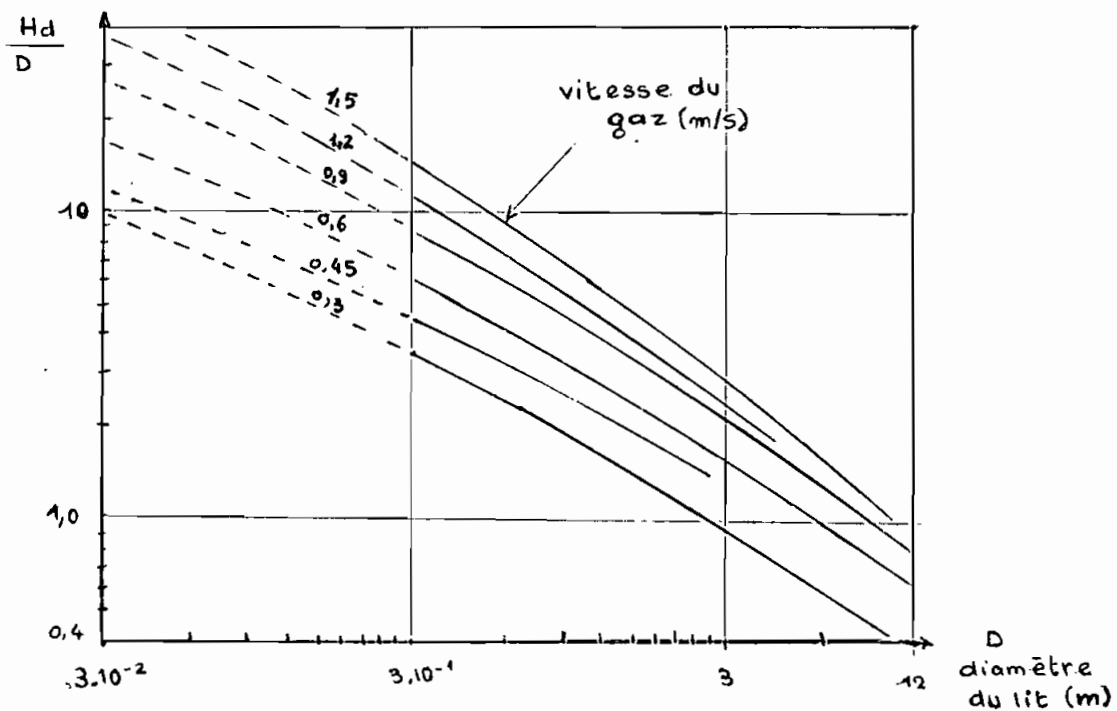


Figure 5.4 Hauteur de dégagement

Pour le cas du séchoir, on trouve ( $V = 0,66$  m/s et  $D = 2,10$  m)

$$\frac{H_d}{D} = 2,24$$

$$\text{d'où } H_d = 2,24 \cdot D_g = 2,24 \times 2,10 = 4,70 \text{ m}$$

La hauteur totale  $H_T$  au dessus du lit est alors :

$$H_T = 4,70 + 0,55 = 5,25 \text{ m} . \text{ La cote normale immédiate est } 5,30 \text{ m} . \text{ Donc } H_T = 5,30 \text{ m}$$

## 5.4 Calcul du processus thermique

Le séchoir à lit fluidisé est le siège d'un certain nombre de types de transfert de chaleur. En effet, l'air de séchage apporte la quantité de chaleur utile pour assurer le transfert de vapeur d'eau, et aussi la quantité de chaleur nécessaire pour réchauffer le corps humide, le corps du séchoir (la paroi et la plaque), et le système de manutention. La

quantité totale de chaleur  $\bar{Q}$  fournie à l'air, pour lui permettre d'effectuer tous ces échanges, constitue la consommation thermique du séchoir.

### 5.4.1 La chaleur utile

La chaleur utile est celle qui est consommée pour l'évaporation de l'eau éliminée dans le processus du séchage. C'est donc la différence entre la chaleur contenue dans la vapeur d'eau évacuée avec l'air, et celle qui est contenue dans la vapeur d'eau de l'air chaud introduit dans le séchoir, rapportée à la quantité d'air sec utilisé

$$Q_u = (h_{u2} - h_{u1}) \cdot \dot{m}_{as}$$

$$Q_u = (15,9 - 5,7) \cdot 6,02 \cdot 10^3 = 61,4 \cdot 10^3 \text{ kcal/h}, \text{ soit}$$

$$Q_u = 71,3 \text{ kW}$$

### 5.4.2 Les pertes de chaleur

Le séchage est un phénomène thermique irréversible, lié à de grandes pertes de chaleur. Celles-ci sont généralement les variations d'enthalpie de l'air chaud évacué et du matériau séché, mais aussi les pertes par conduction, convection

à travers les parois du séchoir et les pièces métalliques.

Dans notre cas, on considère que le corps du séchoir est bien isolé, ce qui rend négligeables les pertes à travers celui-ci.

La chaleur évacuée par l'air sortant à  $37,5^\circ\text{C}$  est de:

$$Q_{ae} = (h_{a3} - h_{a1}) \cdot \dot{m}_{as} = c_{air} (t_3 - t_1) \cdot \dot{m}_{as}$$

$$Q_{ae} = 0,24 (37,5 - 21) \cdot 6,02 \cdot 10^3$$

$$Q_{ae} = 23,8 \cdot 10^3 \text{ kcal/h}, \text{ soit } Q_{ae} = 27,7 \text{ kW}$$

La chaleur perdue pour le chauffage de l'eau contenue dans l'air initial est calculée de la manière suivante:

$$Q_{hai} = (h_{u2} - h_{u1}) \cdot \dot{m}_{as}$$

$$Q_{hai} = (5,70 - 5,46) \cdot 6,02 \cdot 10^3 = 1,444 \text{ kcal/h}, \text{ soit}$$

$$Q_{hai} = 1,68 \text{ kW}$$

La chaleur perdue dans le matériau évacué est de:

$$Q_{mce} = G_f \cdot c_s (\theta_2 - \theta_1)$$

$$Q_{mce} = 5,79 \cdot 1,17 \cdot (37,3 - 33) = 29,1 \text{ kW}$$

La consommation thermique totale se calcule de la manière suivante:

$$Q_T = Q_u + Q_{ae} + Q_{hai} + Q_{mce}$$

$$Q_T = 71,3 + 27,7 + 1,68 + 29,1$$

$$Q_T = 130 \text{ kW}$$

Le rendement du séchoir se calcule ainsi:

$$\eta = \frac{Q_u}{Q_T} = \frac{71,3}{130} = 0,55$$

### 5.4.3 calcul des coefficients d'échanges de chaleur

On distingue le coefficient d'échange entre le fluide et les particules, et le coefficient d'échange entre le lit et les parois.

Un fort gradient thermique existe entre voisinage des parois. Ceci a pour conséquence une grande intensité des échanges calorifiques entre le lit fluidisé et la paroi du récipient. Léva [15] a présenté une corrélation qui permet d'en calculer le nombre de Nusselt (fig 5.6)

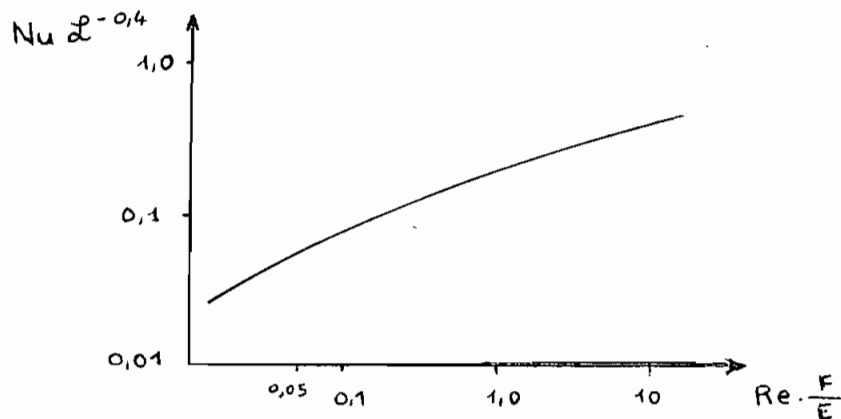


Figure 5.6 Corrélation de Léva

Le coefficient d'expansion  $E$  a été déjà calculé précédemment :  $E = 1,366$

$F$  est l'efficacité de fluidisation :

$$F = 1 - \frac{V'}{V}$$

$V'$  étant une vitesse fictive dont la valeur est :

$$V' = 0,005 \cdot \frac{\xi^2 d_p^2}{\eta} g \rho_s \frac{\xi^3}{1-\xi}$$

( $\eta = \nu \cdot \rho$ )

$$V' = 0,005 \cdot \frac{1 \cdot (0,59 \cdot 10^{-3})^2}{21,8 \cdot 10^{-6} \cdot 0,975} \times 1600 \times 9,8 \times \frac{0,59^3}{0,41} = 0,63 \text{ m/s}$$

$$F = 1 - \frac{0,63}{0,66} = 0,05$$

$$Re = \frac{v d}{\nu} = \frac{0,66 \times 0,59 \cdot 10^{-3}}{21,8 \cdot 10^{-6}} = 17,9$$

$$\text{Donc } Re \frac{F}{E} = 17,9 \times \frac{0,05}{1,366} = 0,655$$

Si on introduit cette valeur dans la courbe (en abscisse), on obtient comme ordonnée :

$$Nu \cdot \alpha^{-0,4} = 0,146$$

Or  $\alpha$ , le "nombre" de Leva est donné par l'expression :

$$\alpha = c_s \rho_s d_m^{1,5} g^{0,5} / \lambda_f$$

(avec  $c_s = 1,19 \text{ kg / kg} \cdot \text{K}$ )

$$\alpha = 1,19 \cdot 10^3 \cdot 1600 \times (0,59 \cdot 10^{-3})^{1,5} \cdot 9,8^{0,5} / 0,0306$$

$$\alpha = 2,87 \cdot 10^3$$

$$\text{D'où } Nu = \alpha^{0,4} \cdot 0,146$$

$$Nu = 3,53$$

Le coefficient de convection entre le lit et la paroi vaut :

$$h_{ep} = \frac{\lambda_f \cdot Nu}{d_m}$$

$$h_{ep} = \frac{0,0306 \times 3,53}{0,59 \cdot 10^{-3}} = 178 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

$$h_{ep} = 153 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}}$$

La perte de chaleur par les parois dépend en partie de ce coefficient.

Calculons maintenant le coefficient de convection entre le fluide chauffant (l'air) et les particules. Le nombre de Nusselt, pour cet échange, est donné par la relation suivante [ 16 ] :

$$Nu = 0,015 \cdot Re^{0,805} \cdot Fe^{0,53} \cdot \left( \frac{Ho}{dm} \right)^{-0,45}$$

$Re$  est le nombre de Reynolds

$Fe$  est le nombre de Fedorov

$$Fe = dm^3 \sqrt[3]{\frac{4g(\rho_s - \rho_a)}{3v^2 \cdot \rho_a}}$$

$$Fe = 0,59 \cdot 10^{-3} \cdot \sqrt[3]{\frac{4 \times 9,8}{3 \times (21,8 \cdot 10^{-6})^2} \cdot \frac{(1600 - 0,975)}{0,975}}$$

$$Fe = 21,0$$

$$Nu = 0,015 \cdot 17,9^{0,805} \cdot 21,0^{0,53} \cdot \left( \frac{0,403}{0,59 \cdot 10^{-3}} \right)^{-0,45}$$

$$Nu = 0,0407$$

Le coefficient de transfert de chaleur entre le fluide et les particules (par convection) est :

$$\alpha = \frac{\lambda_c Nu}{dm}$$

$$\alpha = \frac{30,6 \cdot 10^{-3} \cdot 0,403}{0,59 \cdot 10^{-3}} = 2,11 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

On envisage une possibilité de rincerage (un phénomène indésirable) donc, la valeur du coefficient de convection doit être diminuée de 20%. Cela donne comme valeur de  $\alpha$  :

$$\alpha = 0,8 \times 2,11 = 1,69 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$



La différence moyenne logarithmique est donnée par l'expression suivante (entre les températures des particules et du fluide) :

$$\Delta t_m = \frac{t_{s2} - t_{s3}}{\frac{t_{s2} - \theta_2}{t_{s3} - \theta_3}}$$

Nous avons déjà montré que la température de sortie des particules est peu différente de celle du fluide à sa sortie, du fait des hauts taux de mélange atteints.

$$\Delta t_m = \frac{80 - 37,5}{\frac{\ln \frac{80 - 37,3}{37,5 - 37,3}}{37,5 - 37,3}} = 7,9^\circ\text{C}$$

La chaleur qui est transmise à travers la surface totale des particules, est composée de la chaleur utile pour évaporer l'eau libre, et de la chaleur pour chauffer le matériau (à partir de sa température d'entrée  $\theta_1$ , jusqu'à  $\theta_2$ ).

$$Q = Q_u + Q_{mce}$$

$$Q = 71,3 + 29,1 = 100 \text{ kW}$$

$$Q = \alpha \Delta t_m \cdot \Sigma F$$

D'où la surface totale de particules nécessaire est de :

$$\Sigma F = \frac{Q}{\alpha \cdot \Delta t_m}$$

$$\Sigma F = \frac{100 \cdot 10^3}{1,69 \cdot 7,9} = 7,49 \cdot 10^3 \text{ m}^2$$

La masse de sucre contenue dans le lit à chaque instant est alors :

$$G = \frac{1}{6} d_m \cdot \rho_m \cdot \xi \cdot \Sigma F$$

$$G = \frac{f}{6} \cdot 0,59 \cdot 10^3 \cdot 1600 \cdot 1 \cdot 7,49 \cdot 10^3$$

$$G = 1,18 \cdot 10^3 \text{ kg}$$

la charge unitaire sur la grille sera égale au rapport de la charge totale sur la surface de la grille.

$$g' = \frac{G}{S_g}$$

$$g' = \frac{1,18 \cdot 10^3}{\pi \cdot 1,05^2} = 346 \text{ kg/m}^2$$

La hauteur statique recalculée est :

$$H_m = \frac{g}{\gamma_m}, \quad \gamma_m \text{ étant le poids spécifique apparent}$$

$\gamma_m$  varie généralement de 800 à 900 kg/m<sup>3</sup>

$$\text{Donc } 0,378 \leq H_m \leq 0,425$$

Or le  $H_0$  que nous avons calculé au départ vaut :

$$H_m = 0,403 \text{ m}$$

Donc nous pouvons avoir confiance en nos résultats.

Nous retenons donc cette dernière valeur pour les calculs ultérieurs.

Le temps de séchage est le rapport entre la masse moyenne du sucre contenu dans le séchoir et le débit massique moyen entre l'entrée et la sortie.

$$\tau = \frac{G}{\frac{G_i + G_f}{2}} = \frac{G}{G_f + \frac{U_e}{2}}$$

$$\tau = \frac{H \cdot \rho_s \cdot (1 - \epsilon) \cdot S_g}{G_f + 0,5 \cdot U_e}$$

$$\tau = \frac{0,55 \cdot 1600 \cdot (1 - 0,59) \cdot 3,46}{20 \cdot 883 + 0,5 \cdot 96,3} = 0,060 \text{ hr} = 3'36''$$

## Chapitre 6

### DETERMINATION DE L'APPAREILLAGE COMPLEMENTAIRE

On entend par appareillage complémentaire du séchoir, l'ensemble des appareils qui permettent au séchoir, de fonctionner comme il se doit. Il s'agit notamment des ventilateurs, de tirage et de soufflage, du cyclone dépoussiéreur, de la batterie de chauffage, et des mécanismes d'alimentation et d'évacuation.

#### 6.1) Calcul de la batterie de chauffage de l'air

Le schéma de principe du chauffage est donné à la figure 6.1

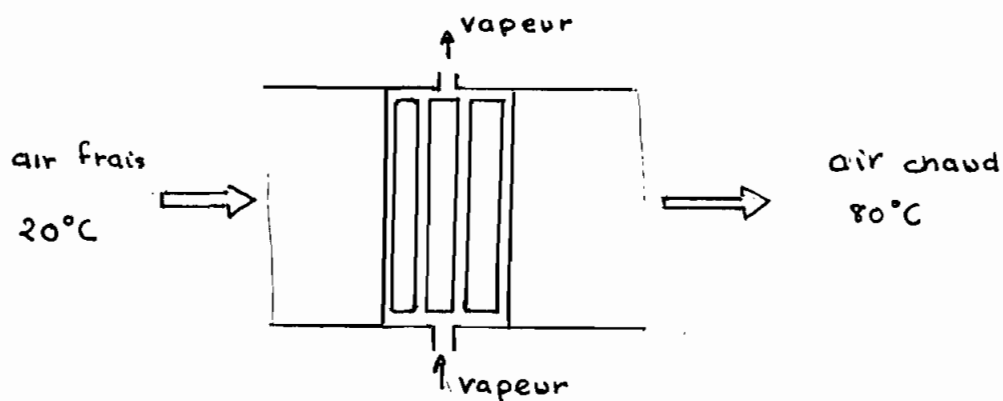


Figure 6.1 chauffage de l'air

La puissance thermique consommée est déterminée dans un précédent chapitre.

$$Q_T = 130 \text{ kW}$$

Si on admet une perte de 5% avant l'entrée dans le corps du séchoir, on a, comme puissance thermique fournie par l'échangeur:

$$Q'_T = 130 \times 1,05 = 137 \text{ kW}$$

Dans les usines de sucre, le réchauffeur d'air est généralement formé de tubes, à ailettes ou non, en fonte ou en aluminium.

À la C.I.S.S, le réseau de vapeur a comme caractéristique  $p_v = 1,5 \text{ bar}$  et  $T_v = 110^\circ \text{C}$ ; cela donne pour la chaleur latente de vaporisation:

$$r_v = 2223 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

La consommation de vapeur est donnée par la relation:

$$M_v = \frac{Q}{r_v}$$
$$M_v = \frac{137}{2223} = 0,062 \frac{\text{kg}}{\text{s}}, \text{ soit } M_v = 223 \text{ kg/h}$$

En première approximation, on pourra calculer la surface du réchauffeur (On n'a pas alors besoin de calculer la différence logarithmique de température. [13])

$$S_r = \frac{Q}{U \left( T_v - \frac{t_{s1} + t_{s2}}{2} \right)} = \frac{137 \cdot 10^3}{10,3 \cdot (110 - 0,5(80 + 20))}$$

(U étant le coefficient d'échange de chaleur (généralement  $10,3 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{C}}$ )

$$S_r = 222 \text{ m}^2$$

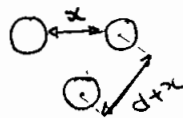
On choisit des tubes de diamètre  $0,06\text{ m}$  et de longueur  $1,40\text{ m}$ . La surface latérale d'un tube vaut:

$$S_T = \pi \cdot 0,06 \times 1,40 = 0,264\text{ m}^2$$

Le nombre de tubes est le rapport entre la surface totale et la surface d'un tube.

$$N_T = \frac{S_r}{S_T} = \frac{222}{0,264} = 834 \text{ tubes}$$

On choisit la disposition suivante:



La surface totale (de tous les triangles élémentaires ainsi formés) est donnée par l'expression:

$$A = N \cdot \frac{\sqrt{3}}{2} (d+x)^2$$

(On choisit  $x = 0,03\text{ m}$ )

$$A = 834 \cdot \frac{\sqrt{3}}{2} (0,06+0,03)^2 = 5,85\text{ m}^2$$

On choisit un cache de  $3 \times 2\text{ (m} \times \text{m)}$

## 6.2, calcul du cyclone dépoussiéreur

Il s'agit de dépoussiérer un débit d'air total de

$$\dot{V}_a = 2,25\text{ m}^3/\text{s}$$

Un cyclone est constitué par un corps cylindrique terminé par une partie conique. Le gaz est introduit au sommet, tangentiellement à la partie cylindrique, par une orifice rectangulaire.

A l'intérieur, le mouvement de l'air est complexe: il comporte un mouvement spiral descendant dans la partie

périphérique, suivi d'un mouvement spiral ascendant axial.  
Le gaz épuré sort par une visole disposée dans l'axe de l'appareil et la phase solide se dépose dans la partie tronconique.

Le diamètre minimum des particules séparées est donné par l'équation de Rosin. [ 2 ]

$$d_{\min} = \sqrt{\frac{9 \mu (D-d)}{2 \pi (\rho_s - \rho') u_e N}}$$

$N$ : nombre de circonvolutions de la spirale descendante

$D$ : diamètre de la partie cylindrique du cyclone.

$d$ : diamètre de la visole de sortie

$u_e$ : vitesse de l'air à l'orifice d'entrée (8 m/s)

$$d_{\min} = \sqrt{\frac{9 \cdot 2,12 \cdot 10^{-5} \cdot (1,50 - 0,95)}{2 \cdot \pi \cdot (1600 - 0,975) \cdot 8 \cdot 1,5}}$$

$$d_{\min} = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ m} = 0,018 \text{ mm}$$

L'orifice d'entrée a pour section:

$$A_{oe} = \frac{2,25}{8,00} = 0,28 \text{ m}^2, \text{ soit un carré } 0,53 \text{ m} \times 0,53 \text{ m}.$$

L'air à traiter a une probabilité  $\alpha = 0,0143$  d'avoir du sucre en poussière. Or, la quantité de sucre sec est de 5,79 kg/s

la quantité de poussières est donc:

$$m_p = 5,79 \cdot 0,0143 = 0,083 \text{ kg/s} = 83 \text{ g/s}$$

$$\text{or } V_q = 2,25 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Donc le taux de poussières est égal à: } \frac{83}{2,25} \approx 37 \text{ g/m}^3$$

de particules de sucre de diamètre inférieur ou égal à 0,15 mm.

### 6.3 Calcul des ventilateurs

Nous convenons d'utiliser deux ventilateurs, un de soufflage et un autre de tirage. Un seul ventilateur de soufflage pourrait créer des pertes en sève, à travers les défauts d'étanchéité, alors qu'un seul exhauster assurerait mal une bonne fluidisation. Nous choisissons le ventilateur de soufflage trois fois plus puissant que le ventilateur de tirage.

Les pertes de charges totales ne peuvent être égales au double de celle du lit fluidisé à lui seul, [8].

Nous avons pris comme hypothèse, le fait que la chute de pression à la traversée de la couche équilibre le poids des particules contenues dans celle-ci.

Donc, on aura cette expression suivante.

$$\Delta p_{\text{couche}} = H \cdot \rho_s \cdot (1 - \epsilon) \cdot g$$

$$\Delta p_{\text{couche}} = 0,55 \cdot 1600 \cdot (1 - 0,59) \cdot 9,8 = 3,54 \cdot 10^3 \text{ Pa}$$

$$\Delta p_{\text{couche}} = 3,54 \text{ kPa}$$

La perte de charge que l'on mesure généralement dans les cyclones séparateurs de fines est : [9].

$$\Delta p_{\text{cyclone}} = 1,20 \text{ kPa}$$

Pour les batteries de chauffage qui fonctionnent à courant croisé, la perte de charge est calculée de la manière suivante (pour une disposition des tubes en quinconce) :

$$\Delta p_{\text{chauffeur}} = (4,57 \text{ Re}^{0,12}) \cdot v^2 \cdot \frac{\rho}{2}, \text{ vitesse de circulation}$$

et  $\rho$  la masse volumique de l'air.

$$\text{Re} = \frac{v d}{\nu}, \text{ d'étant ici le diamètre extérieur d'un tube (6 cm)}$$

Dans une disposition en quinconce, la section d'écoulement de l'air est :

$$A' = L \cdot l \cdot \frac{x}{d+x} \quad , \quad d \text{ et } x \text{ ayant les valeurs données au § 1.}$$

$$L = 2,00 \text{ m et } l = 1,50 \text{ m}$$

$$A' = 2,00 \times 1,50 \times \frac{0,03}{0,09} = 1,00 \text{ m}^2$$

La vitesse de l'air vaut :

$$v = \frac{\dot{V}_a}{A'} = \frac{2,25}{1,00} = 2,25 \text{ m/s}$$

$$Re = \frac{2,25 \times 0,06}{2 \cdot 1,8 \cdot 10^{-6}} = 6192$$

$$\text{Donc } \Delta p_{\text{préchauffeur}} = 4,57 \cdot 6192^{0,12} \cdot 2,25^2 \cdot 0,975 = 64,3 \text{ Pa}$$

$$\Delta p = \Delta p_{\text{pouche}} + \Delta p_{\text{perforé}} + \Delta p_{\text{préchauffeur}} + \Delta p_{\text{conduits}} + \Delta p_{\text{singularités}}$$

Lors de l'implantation, on choisira les conduites (leur diamètre) de telle sorte que la perte de charge totale dans l'ensemble du circuit aéraulique soit de :

$$\Delta p = 2 \cdot \Delta p_{\text{pouche}}$$

$$\Delta p = 2 \times 3,54 = 7,08 \text{ kPa}$$

La perte de charge prise en charge par le premier ventilateur :

(en considérant un facteur de sécurité de 1,20)

$$\Delta p_1 = 1,25 \cdot \frac{3}{4} \cdot 7,08 = 6,64 \text{ kPa}$$

Ce qui donne une puissance de :

$$P_1 = \dot{V}_a \cdot \Delta p_1$$

$$P_1 = 2,25 \times 6,64 \cdot 10^3 = 14,9 \text{ kW}$$

En admettant un rendement de 70%, la puissance mécanique est :



$$P_{1 \text{ mec}} = \frac{14,9}{0,70} = 20 \text{ kW}$$

Pour le ventilateur de tirage, la puissance mécanique à fournir est :

$$P_{2 \text{ mec}} = \frac{P_1}{3} = \frac{20}{3} = 6,66 \text{ kW}$$

Les puissances normalisées, pour des moteurs électriques d'entraînement, est respectivement :

$$P_1 = 22 \text{ kW} \text{ et } P_2 = 7,5 \text{ kW}$$

#### 6.4 les mécanismes d'alimentation et d'évacuation

Nous choisissons un transporteur hélicoïdal. La masse volumique apparente du sucre est  $\rho_s = 850 \text{ kg/m}^3$ , alors que la quantité transportée est de  $20883 \text{ kg/h}$ . Cela donne comme débit volumique :

$$\dot{V}_s = \frac{20883}{850} = 24,6 \text{ m}^3/\text{h}$$

Pour un tel débit, on trouve dans [9] les caractéristiques suivantes :

Diamètre de la vis  $D_v = 400 \text{ mm}$

pas de la vis :  $0,3 \text{ m}$ , vitesse  $48 \text{ tr/min}$

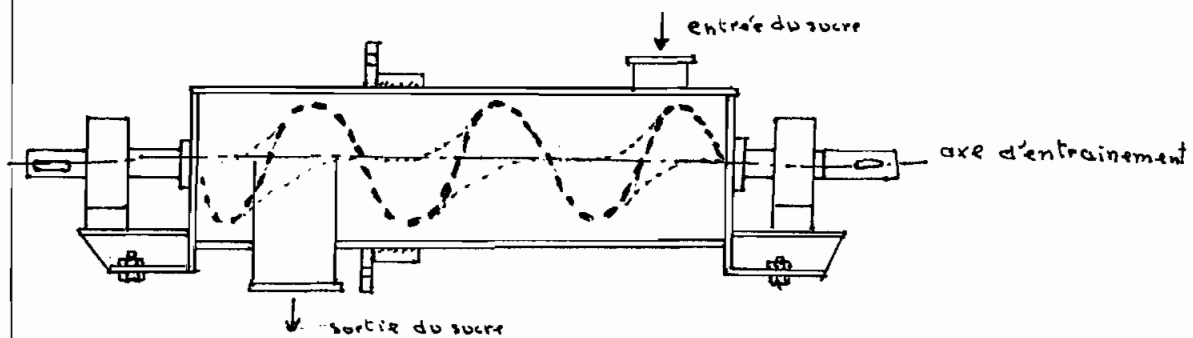


Figure 6.2 transporteur hélicoïdal

Pour évacuer le sucre séché, tout en empêchant les entrées intempestives d'air, nous installons un doseur dans la conduite de sortie. Le plan du séchoir montre le lieu de l'emplacement.

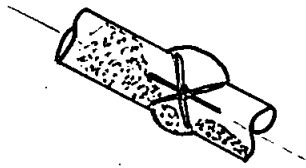


Figure 6.3 doseur d'évacuation

## chapitre 7

### COMPARAISON DES CARACTERISTIQUES TECHNIQUES DES SECHOIRS , PROPOSE ET EN SERVICE

Dans ce chapitre, nous comparons les caractéristiques du séchoir que nous avons établies, avec celles du séchoir rotatif actuellement en service à la C.S.S.

D'abord sur le plan des consommations d'énergie, la consommation thermique du séchoir de la C.S.S est de 491 kg de vapeur par heure, alors que celle du lit fluidisé est de 223 kg par heure, soit une réduction d'environ 50%. Les moteurs, à la C.S.S consomment 2688 kWh par jour, alors que pour le lit fluidisé, cette consommation est de 708 kWh par jour, soit une réduction de 73%.

Si on considère la taille des installations de dépoussiérage, le lit fluidisé est plus avantageux. En effet celle-ci dépend du volume d'air circulé [9]. Celui-ci est de 43700 m<sup>3</sup>/h à la C.S.S alors que pour un lit fluidisé, il est de 8100 m<sup>3</sup>/h. En outre, la taille même des séchoirs est à l'avantage du lit fluidisé:

En outre, si on considère les forces sollicitant les corps des séchoirs, le séchoir de la C.S.S est soumis à des charges statiques et dynamiques (arrêt accidentels). Celles-ci induisent des contraintes de flexion alternée et de torsion, qui peuvent mener à la rupture

(une fissuration n'est déjà produite, et a entraîné de sérieuses réparations).

Pour le lit fluidisé, les températures de sortie sont modérées. La température du sucre est inférieure à  $38^{\circ}\text{C}$ , et ainsi, à la limite, il n'a pas besoin d'être refroidi.

Pour le séchoir rotatif de la C.S.S., l'air de chauffage et l'air de refroidissement se mélangent dès la sortie des cylindres. Cela exclut toute possibilité d'un bon recyclage d'air. Quand au lit fluidisé, il est protégé contre les entrées intempestives d'air, et sa construction peut permettre un recyclage. (Il reste alors à étudier les coûts supplémentaires.)

La construction du séchoir rotatif fait qu'il perd beaucoup de chaleur. En effet, ses parois sont en métal (non isolé) et ont une surface totale d'environ  $67\text{ m}^2$ . Quand au lit fluidisé, sa surface de parois vaut  $41\text{ m}^2$ . L'avantage principal est qu'il est plus aisé de l'isoler car il est compact et surtout, il est statique.

Du point de vue ergonomique, la rotation des lourdes pièces entraîne des vibrations d'amplitude sensiblement grande (Nous nous en sommes rendu compte sur place). Cela est très gênant.

Nous pouvons donc conclure de cette comparaison, que le lit fluidisé est, à tous points de vue, plus avantageux à utiliser pour le séchage du sucre, qu'un séchoir rotatif.

## CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS

Nous nous étions proposé de sécher le sucre à partir d'un lit fluidisé. Nous pouvons maintenant affirmer que cet objectif a été atteint pleinement. En effet, de la comparaison des caractéristiques techniques en résultant avec celles actuellement obtenues à la C.S.S., il résulte des avantages à tous points de vue.

Dans l'industrie du sucre, l'opération de séchage se ramène presque toujours à une sorte de fluidisation. En effet, dans tous les séchoirs rotatifs, les différents échanges n'effectuent durant le séchage de la couche de sucre, mais surtout et plus intensément lorsque les auges déversent leur contenu dans le courant transversal d'air. Le point fort des lits fluidisés employés pour un séchage, réside dans ce qu'ils permettent de réunir tous les avantages, à un coût moindre. Leur seule limitation est de savoir si le matériau, de par sa texture, peut permettre une bonne fluidisation.

Les caractéristiques du sucre font qu'il se prête à une fluidisation dans d'excellentes conditions. En effet, la hauteur de fluidisation, la vitesse de l'air, la granulométrie et

la densité restent dans les marges des meilleures conditions opératoires définies dans [ 8 ] et [ 9 ]. En outre, il y a une certaine marge de sécurité car le nombre de Nusselt que nous avons calculé est inférieur au minimum trouvé au cours des expériences [ 8, 9 ].

Pour peu que l'on suive nos recommandations, l'on pourra garantir un bon séchage dans le lit fluidisé. Celles ci sont énumérées ci-après.

1. Dans l'élaboration de la masse cuite et dans l'opération de cristallisation, on doit veiller à ce que les caractéristiques granulométriques du sucre (les bonnes) soient conservées.

Il faut que les cristaux soient suffisamment gros et bien formés.

2. Des capteurs doivent être installés afin de suivre de près le processus du séchage, et de régler la température et la vitesse du fluidisateur suivant les variations. Ces capteurs peuvent être des capteurs de température, d'humidité du sucre et de l'air, de pression de l'air, et de concentration en poussière (par comptage de particules par exemple). Un microprocesseur pourra être éventuellement guidé par ces données afin de piloter les électrovannes de la vapeur et de l'air, et les ventilateurs.

3. Pour démarrer le processus, il faut introduire le sucre puis amener progressivement la vitesse de fluidisation à la bonne.

4. Après de longs arrêts, la plaque doit être nettoyée par un jet de vapeur pour éviter les colmatages.

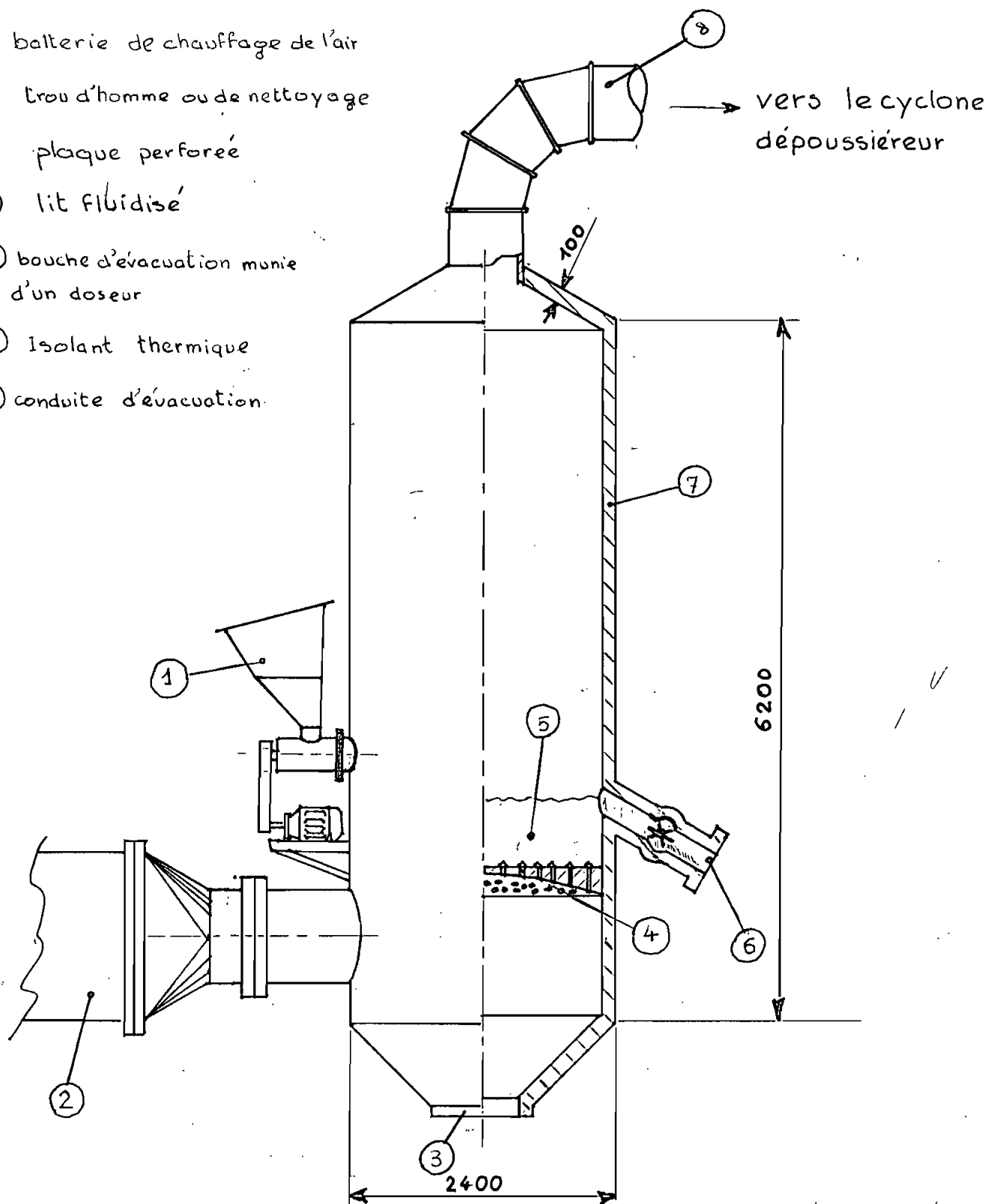
## BIBLIOGRAPHIE

1. BANES & NOBLE Chemical technology: An encyclopedic treatment  
New York 1968, Banes & Noble Inc.
2. BARIOU Bernard, Introduction au génie chimique, tome 1  
Dunod, Paris 1971
3. BARIOU Bernard, Dictionnaire technique général anglais-français  
Dunod Paris 1977
4. BOTTERIL S.M., Fluidized bed heat transfer, Academic Press,  
New York 1975
5. CERNEA A., Cours de transfert de chaleur, E.P.T. CHAL, 4.11,  
E.p.t 1985 - 1986
6. COMPAGNIE SUCRIERE SENEGALAISE, Rapport statistique de fin  
de campagne 1985-1986, Bureau Daine, Richard Toll
7. COUDERC J.P., ANGELIMO, ENGALBERT M., GUIGLION C.,  
Echanges thermiques en fluidisation gazeuse: II Etude  
mathématique à l'aide d'un modèle simple; revue Chemical  
Eng. Science, 1967 volume. 22
8. COULSON & RICHARDSON, Chemical engineering, vol. II, 2<sup>ème</sup>  
édition, réimpression 1976, Pergamon Press Oxford.
9. DĂSCĂLESCU A. Le séchage et ses applications industrielles  
Dunod Paris 1969
10. FRANTZ J.F. Design for fluidisation, Chemical Engineering  
revue, septembre 1962
11. GASQUET Isolation thermique Industrielle, Dunod Paris 66.
12. GOENAGA Roger, Le séchage des solides et des liquides, T. I

13. HUGOT E. La sucrerie de cannes, 2<sup>me</sup> ed. Dunod Paris 1970
14. JAUNOTTE D., LEOUC A., MASSON A. La combustion du charbon en lit fluidisé et son application à la production d'énergie électrique.
15. LEVA Max, Fluidization, MacGraw Hill, 1959
16. LIBIDIEV, Installations thermiques dans l'industrie, Publications "chimie" Leningrad 1968
17. LIEBERMAN : Méthodes statistiques de l'ingénieur
18. PERRY & CHILTON, Handbook of chemical engineers, MacGraw Hill 1973
19. REBOUX Paul, Fluidisation, Technique de l'ingénieur (T.1)
20. STREETER Victor L. Handbook of fluid dynamics, MacGraw Hill Book Company, Toronto
21. THE AIR PUBLISHING COMPANY, Handbook of sugar, 1973
22. ROMANKOV, séchage dans un lit fluidisé, Publication "énergie", Moscou 1970
23. YATES J.G. Fluidisation engineering, Cambridge 1978
24. ZENZ FA & OTHER, Fluidisation and fluid particles systems, Reinhold New York 1960
25. les opérations unitaires du génie chimique, Dunod Paris 61
26. Le sucre, 2<sup>e</sup> édition, Presses Universitaires
27. RODIER Régimes hydrologiques de l'Afrique noire à l'ouest du Congo Orstom. Paris 1964
28. MICHEL P. les bassins des fleuves Sénégal et Gambie - Étude géomorphologique, Tome 1, Orstom Paris 1973



- ① trémie d'alimentation
- ② batterie de chauffage de l'air
- ③ trou d'homme ou de nettoyage
- ④ plaque perforée
- ⑤ lit fluidisé
- ⑥ bouche d'évacuation munie d'un doseur
- ⑦ Isolant thermique
- ⑧ conduite d'évacuation



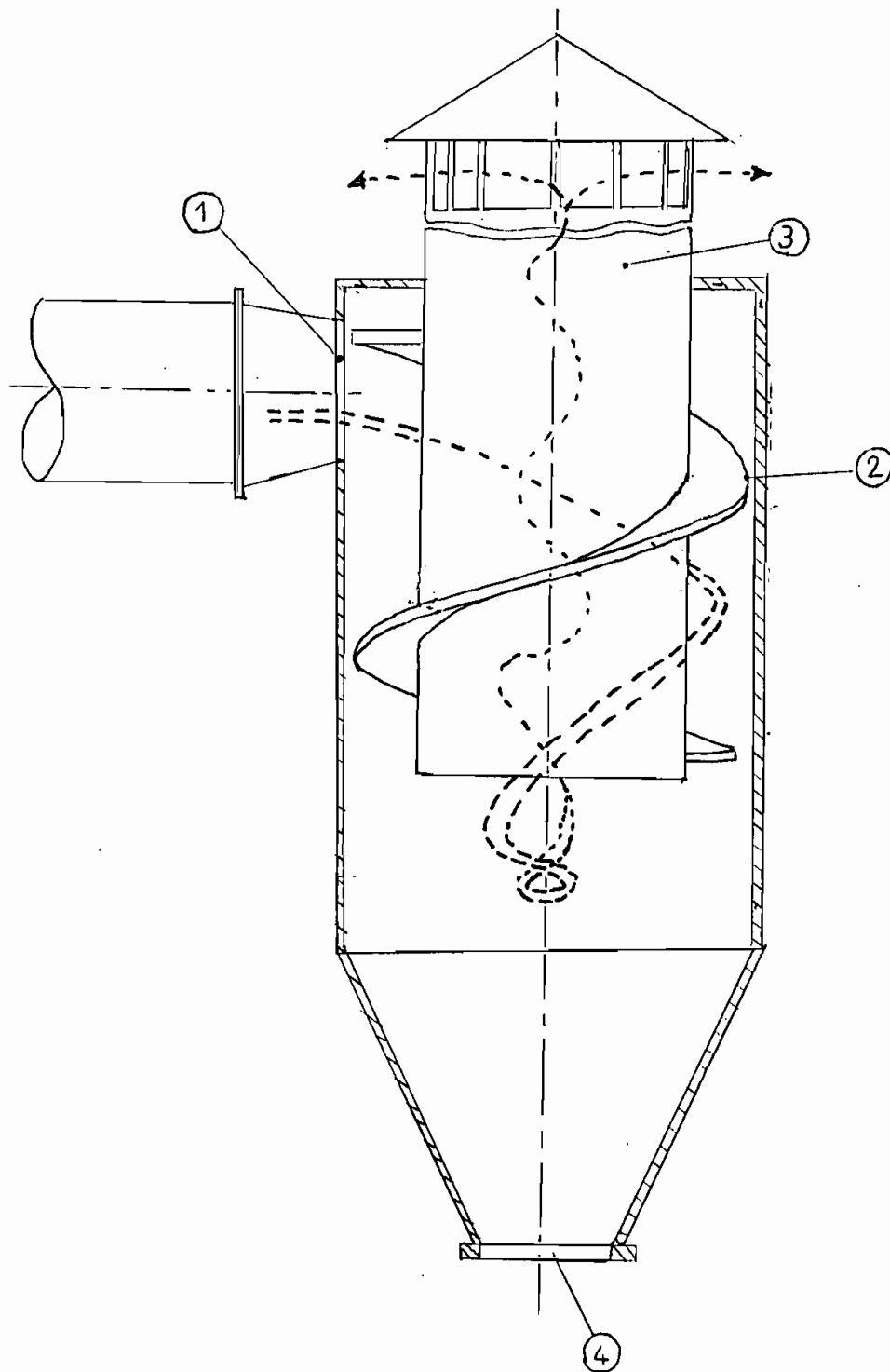
école polytechnique de Thiès  
PROJET DE FIN D'ETUDES

élève ingénieur mle 517  
Mouhamed Bachir GUEYE

titre : SECHOIR DE SUCRE  
A LIT FLUIDISE

éch. : 1/50  
date : 22.05.87

no. du plan  
P.F.E 001



- ① orifice d'entrée
- ② spirale descendante (en toile)
- ③ virole de sortie
- ④ bouche d'évacuation des poussières

-----> trajet de l'air chargé de poussières

école polytechnique de Thiès  
**PROJET DE FIN D'ÉTUDES**

titre : **CYCLONE  
 DÉPOUSSIÉREUR**

élève ingénieur mle 517  
 Mouhamed Bachir GUEYE

éch : 1/25  
 date: 22.05.87

no. du plan  
 P.F.E 002

## A.1 CARACTERISTIQUES DU SECHOIR DE LA C.S.S

Cet annexe fait la synthèse des données acquises par des mesures, ou bien à travers la documentation technique accompagnant le séchoir (plans, fiches). A partir de celles-ci, des calculs seront effectués pour en retrouver d'autres.

### A.1.1 Description du séchoir

C'est un séchoir rotatif cylindrique comprenant 6 paires de cylindres (1 sécheur et 1 refroidisseur) montés ensemble. Le schéma d'une paire est montré à la figure suivante

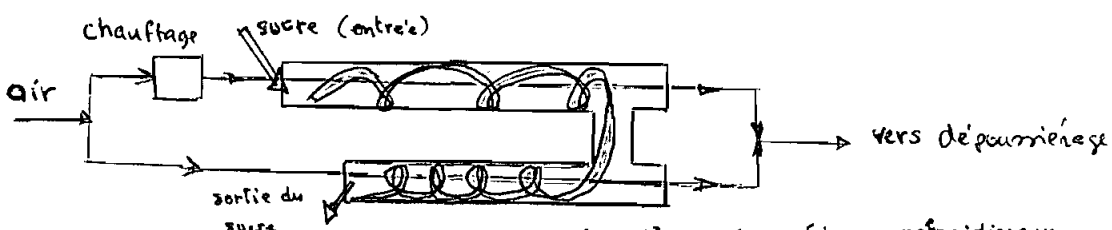


Figure A1.1 schéma d'une paire sécheur-refroidisseur

Dans chaque cylindre, 416 plots assurent l'avancement du matériau de 150 mm partout. Le diamètre de tous les cylindres est de 916 mm, la longueur des cylindres de séchage est de 11,138 m alors que celle des cylindres de refroidissement est de 8,515 m

La quantité totale d'air véhiculée dans le séchoir est en moyenne de  $37660 \div 47080 \text{ m}^3/\text{h}$  à l'entrée et  $40.000 \div 50.000 \text{ m}^3/\text{h}$  d'air à la sortie, pour l'ensemble des 12 cylindres. À la sortie, la température est de  $55 \div 60^\circ\text{C}$  (avant d'entrer dans le dépoussiéreur), et la teneur en fines moyenne de  $30 \div 50 \text{ g}/\text{m}^3$ . La température

d'entrée de l'air est de  $70,8^{\circ}\text{C}$

Les puissances mécaniques des moteurs sont les suivantes : pour l'entraînement des cylindres,  $37 \text{ kW}$  ( $1500 \text{ t/min}$  avec un rapport  $\frac{1}{150,38}$ ) ; et pour le ventilateur de tirage,  $75 \text{ kW}$  (pour une vitesse de  $1500 \text{ t/min}$ ) . Le degré de remplissage des cylindres est  $\beta \approx 0,12\%$  et les palettes radiales. Le sécheur impose une charge équivalant à  $91 \text{ tonnes}$ .

### A 1.2 Calcul des autres caractéristiques

La vitesse de rotation des cylindres est :

$$N = 1500 \times \frac{1}{150,38} \approx 10 \text{ t/min} \quad (\text{les plans indiquent } 6 \div 8 \text{ t/min})$$

La vitesse d'avancement du sucre :

$$V_{av} = 0,150 \frac{\text{m}}{\text{tr}} \cdot 10 \frac{\text{tr}}{\text{mn}} = 1,5 \frac{\text{m}}{\text{mn}}$$

$$V_{av} = 0,025 \text{ m/s}$$

Temps de séjour moyen dans les cylindres :

$$t' = \frac{(11,138 + 8,515)}{0,025} = 786'' = 13' 6''$$

Quantité d'air moyen :

débit d'air moyen entre l'entrée et la sortie

$$V = \frac{37660 + 47070 + 40.000 + 50.000}{4} \approx 43,7 \cdot 10^3 \text{ m}^3/\text{h}$$

Quantité moyenne de fines :

$$m_{\text{fines}} \approx 40 \cdot 43,7 \cdot 10^3 = 1748 \cdot 10^3 \text{ g/h} \approx 1748 \text{ kg/h}$$

La puissance thermique requise se calcule grâce à la relation donnée dans [ 8 ]

$$Q = U \cdot a \cdot V \cdot \Delta T$$

Où  $U \cdot a$  est le produit "coefficient de transfert" x "surface des particules",

$V$ , le volume du séchoir,  $\Delta T$  la différence moyenne de température.

Le produit  $U_a$  est donnée par l'expression suivante :

$$U_a = 0,566 (n_p - 1) \cdot \frac{G'^{0,46}}{D}$$

$n_p$  étant le nombre d'aubes et  $G'$  le débit d'air par unité de section.

On a: (on calcule d'abord l'ensemble pour un seul cylindre.)

$$V' = \frac{\dot{V}'}{12} = \frac{43700}{12} = 3642 \text{ m}^3/\text{h}$$

Section d'un cylindre :

$$S = \pi \frac{D^2}{4} = \pi \cdot \frac{0,916^2}{4} = 0,659 \text{ m}^2$$

$$\rho_{\text{air}} \approx 1 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{donc } G' = \frac{\rho_{\text{air}} \cdot V'}{S} = \frac{1 \times 3642}{0,659} = 5,53 \cdot 10^3 \frac{\text{kg}}{\text{h} \cdot \text{m}^2}$$

d'où pour  $U_a$ :

$$U_a = 0,566 \times (8-1) \cdot \frac{(5,53 \cdot 10^3)^{0,46}}{0,916} = 2,28 \cdot 10^2 \frac{\text{kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

différence moyenne logarithmique de température entre l'air et le sucre.

$$\Delta t = \frac{(t_1 - \theta_1) - (t_2 - \theta_2)}{\ln \frac{t_1 - \theta_1}{t_2 - \theta_2}} = \frac{(70,8 - 33) - (57 - 40)}{\ln \frac{70,8 - 33}{57 - 40}}$$

$$\Delta t = 26^\circ\text{C}$$

$$\text{D'où } Q_i = 2,28 \cdot 10^2 \cdot 7,34 \cdot 26 = 43,5 \cdot 10^3 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}, (V = 0,659 \times 11,138)$$

Pour l'ensemble des 6 cylindres :

$$Q_p = 6 \times 43,5 \cdot 10^3 = 2,61 \cdot 10^5 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

$$\text{soit } \boxed{Q_p = 303 \text{ kW}}, \text{ soit environ } \eta_v = \frac{303}{2223} \times 3600 = 491 \text{ kg}_{\text{vapeur}}/\text{h}$$

La puissance totale consommée vaut alors :

$$P = 303 + 75 + 37 = 415 \text{ kW}$$

## A.2 VALEURS DE LA GRANULOMETRIE ET DE L'HUMIDITE DU SUCRE A L'ENTREE DU SECHOIR

(Ce sont des valeurs considérées comme étant des bonnes).

date	0,800 mm (%)	0,630 mm (%)	0,500 mm (%)	0,400 mm (%)	0,315 mm (%)	0,250 mm (%)	Fond (%)	ouverture moyenne OM (mm)	coefficient de variation C.V. (%)	humidité (%)
22-12	6,10	13,5	25,7	20,8	19,0	7,43		0,51	30	0,36
"	7,09	16,7	27,5	18,3	18,2	6,7	5,4	0,53	30	0,36
"	15,6	24,5	31,3	15,7	9,70	2,09	1,17	0,60	26	0,37
21-12 86	6,00	15,5	28,4	21,0	19,1	6,34	3,34	0,52	29	0,16
"	20,22	29,7	27,8	13,8	7,00	0,85	0,79	0,63	24	0,29
"	8,73	18,0	27,7	18,2	17,7	6,00	3,62	0,54	30	0,20
20-12 86	5,50	17,1	30,1	18,2	17,3	6,86		0,53	29	0,39
"	7,34	23,6	33,4	18,5	12,4	3,07	1,27	0,57	26	0,45
"	11,2	23,0	23,3	17,5	15,6	5,76	3,63	0,56	30	0,31
19-12 86	11,7	24,2	21,4	19,4	13,2	3,07	1,63	0,59	26	0,37
"	7,00	18,3	36,2	20,7	15,3	3,80	2,37	0,55	27	0,36
"	25,6	23,8	24,0	15,2	7,16	3,00	1,32	0,63	27	0,34
18-12 86	10,5	28,3	31,0	16,6	10,5	2,10	1,61	0,59	26	0,44
"	15,1	25,5	35,3	16,0	6,53	1,00	0,25	0,61	24	0,48
"	43,0	11,5	19,2	11,3	10,5	3,00	1,52	0,66	29	0,41
17-12 86	13,4	23,4	27,5	15,4	10,0	4,03	1,30	0,60	28	0,12
"	17,2	25,4	33,1	13,8	6,51	2,18	1,85	0,62	25	0,09
"	29,9	27,1	25,3	13,7	7,38	1,49	1,12	0,64	25	0,21

le diamètre moyen se calcule de la façon suivante :

$$d_m = \frac{1}{18} \sum_{n=1}^{18} O\pi_i, \text{ où } O\pi_i \text{ est l'ouverture moyenne,}$$

c'est-à-dire le diamètre moyen au jour  $n$

$$O\pi_i = \frac{1}{100} \sum_{i=1}^n p_i \cdot x_i, \text{ } p_i \text{ étant les pourcentages en}$$

passing au diamètre  $x_i$ .

$$d_m = 0,59 \text{ mm}$$

$$\sigma_{d_m} = 0,04 \text{ mm}$$

Le coefficient de variation C.V traduit la dispersion de la granulométrie autour du diamètre moyen.

$$\text{En moyenne, } cv = 27,2 \%$$

$$\sigma_{cv} = 2,5 \%$$

La teneur en humidité a comme caractéristiques :

$$\text{valeur moyenne } \bar{x} = 0,36 \%$$

$$\sigma_{\bar{x}} = 0,07$$

là, nous tenons à être sécuritaire. La valeur maximale obtenue dans la période est de 0,48%. C'est elle que nous considérons : ( $x_{max} = 0,48\%$ )

$$\text{Donc le } K_d \text{ vaut: } K_d = \frac{0,48 - 0,36}{0,07} \quad \left( K_d = \frac{x - \bar{x}}{\sigma} \right)$$

$$K_d = 1,71$$

Donc la probabilité de trouver  $x \leq 0,48\%$  est de :

$$P[x \leq 0,48] = 1 - \int_{K_d}^{\infty} \frac{1}{\sqrt{2\pi}} e^{-x^2} = 1 - \alpha, \alpha = 0,043$$

$$P[x \leq 0,48\%] = 0,957 = 95,7\% \text{ (c'est la couverture)}$$

## Chapitre 4

### DETERMINATION DES CARACTERISTIQUES HYDRODYNAMIQUES DE L'AGENT FLUIDISATEUR

Il s'agit dans ce chapitre, de déterminer les vitesses maximale et minimale de fluidisation, sur la base des données déjà spécifiées dans un précédent chapitre. Ensuite on choisira la vitesse de fluidisation dans la marge ainsi offerte, en ayant comme idée maîtresse, la recherche des conditions optimales pour un séchage à lit fluidisé.

Nous utilisons, dans cette détermination, l'abaque présenté à la figure 4.1 [22]. Cette utilisation est justifiée par un certain nombre de facteurs. D'abord, de par sa présentation, l'abaque permet un travail assez rapide, en présentant en même temps, une vue élargie des différentes marges. En deuxième lieu, c'est seulement dans cet abaque que la notion d'un séchage optimal apparaît, en fonction de la porosité, du diamètre des grains et de la vitesse de l'agent fluidisateur.

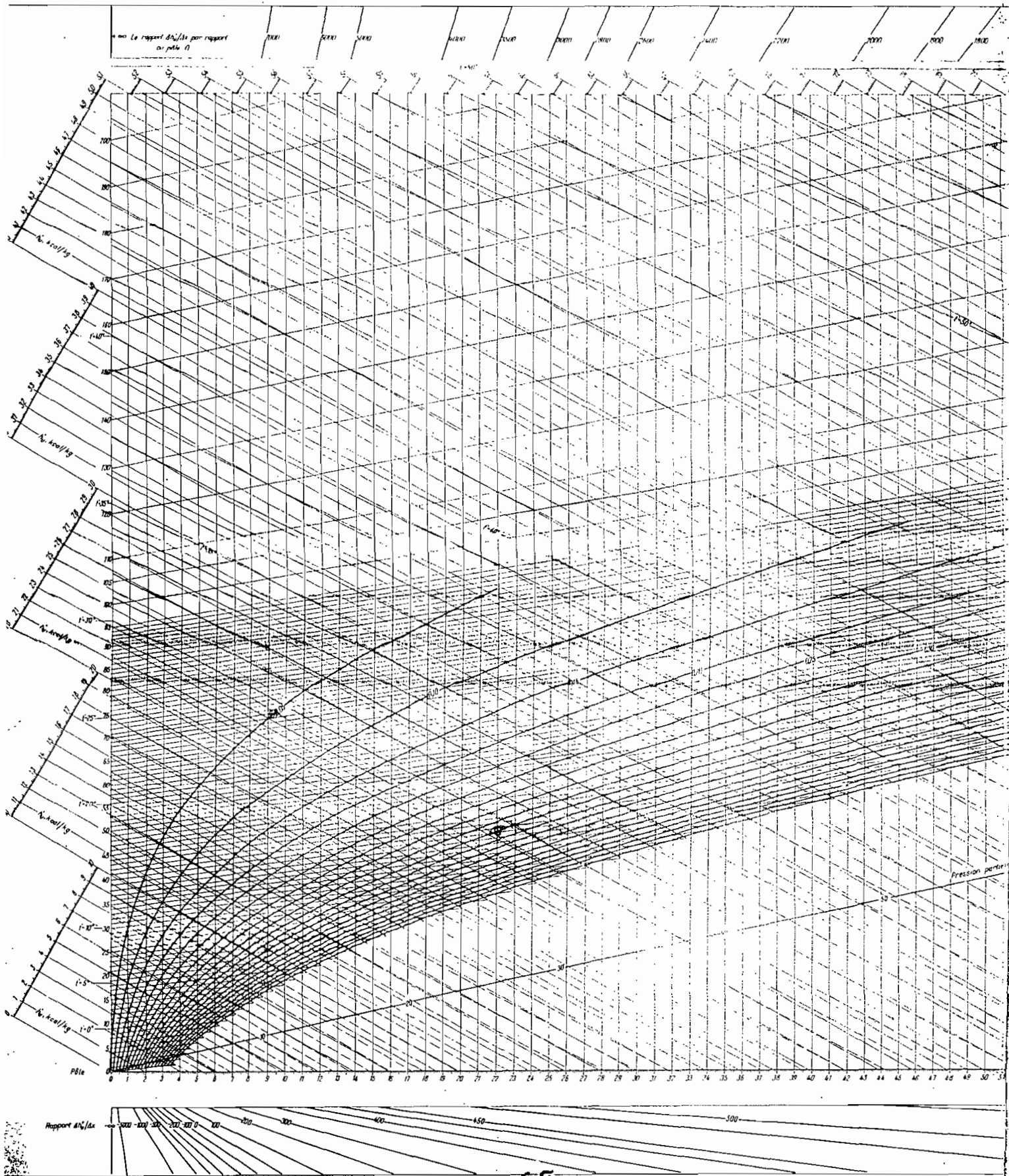
L'abaque a été défini avec comme axes de coordonnées, le nombre de Lyachenko ( $Ly$ ) en fonction du nombre d'Archimède<sup>(1)</sup>.

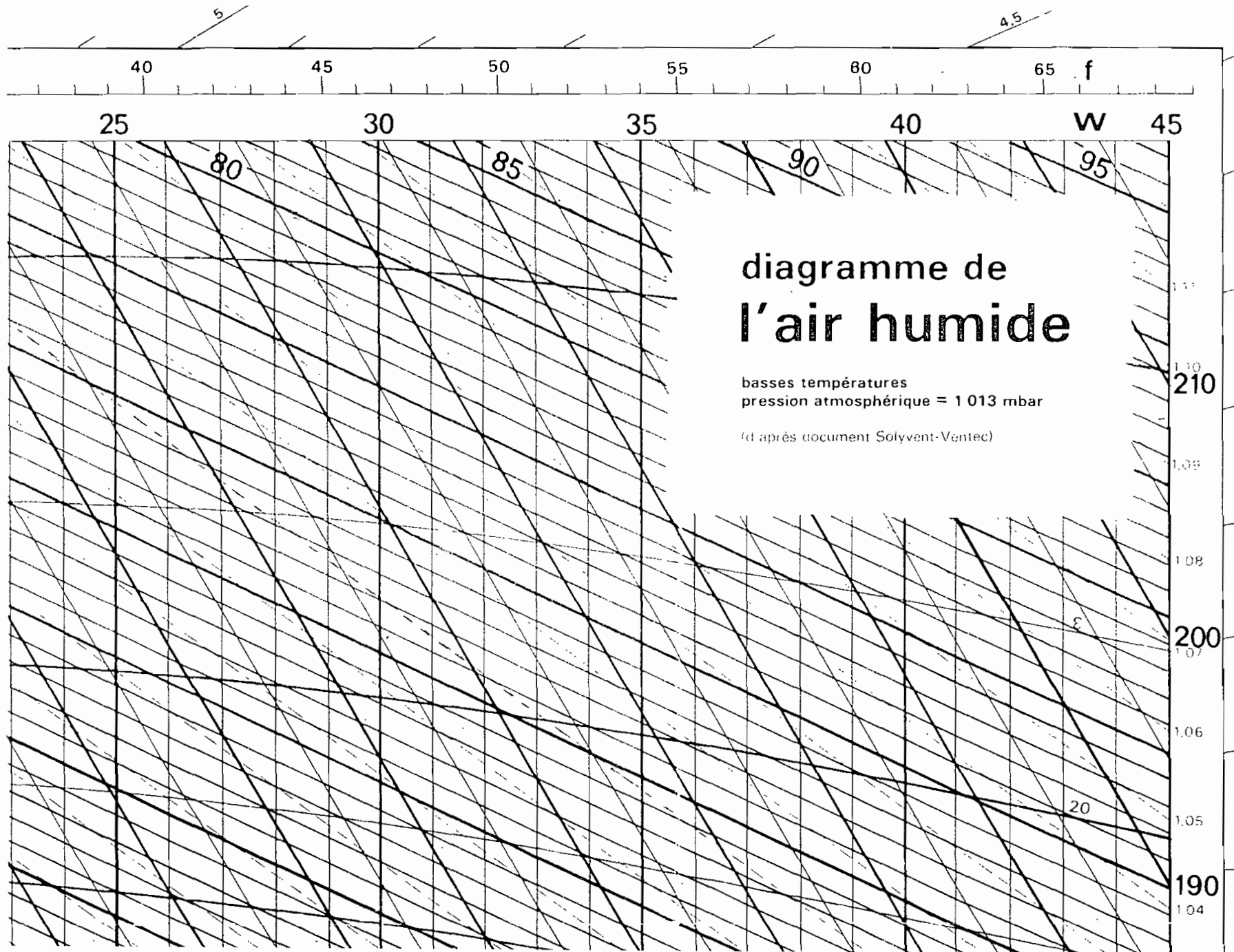
(1) Cette terminologie n'étant pas consacrée, à notre connaissance, nous l'utilisons pour simplifier son expression (Lyachenko:  $Ly$ )



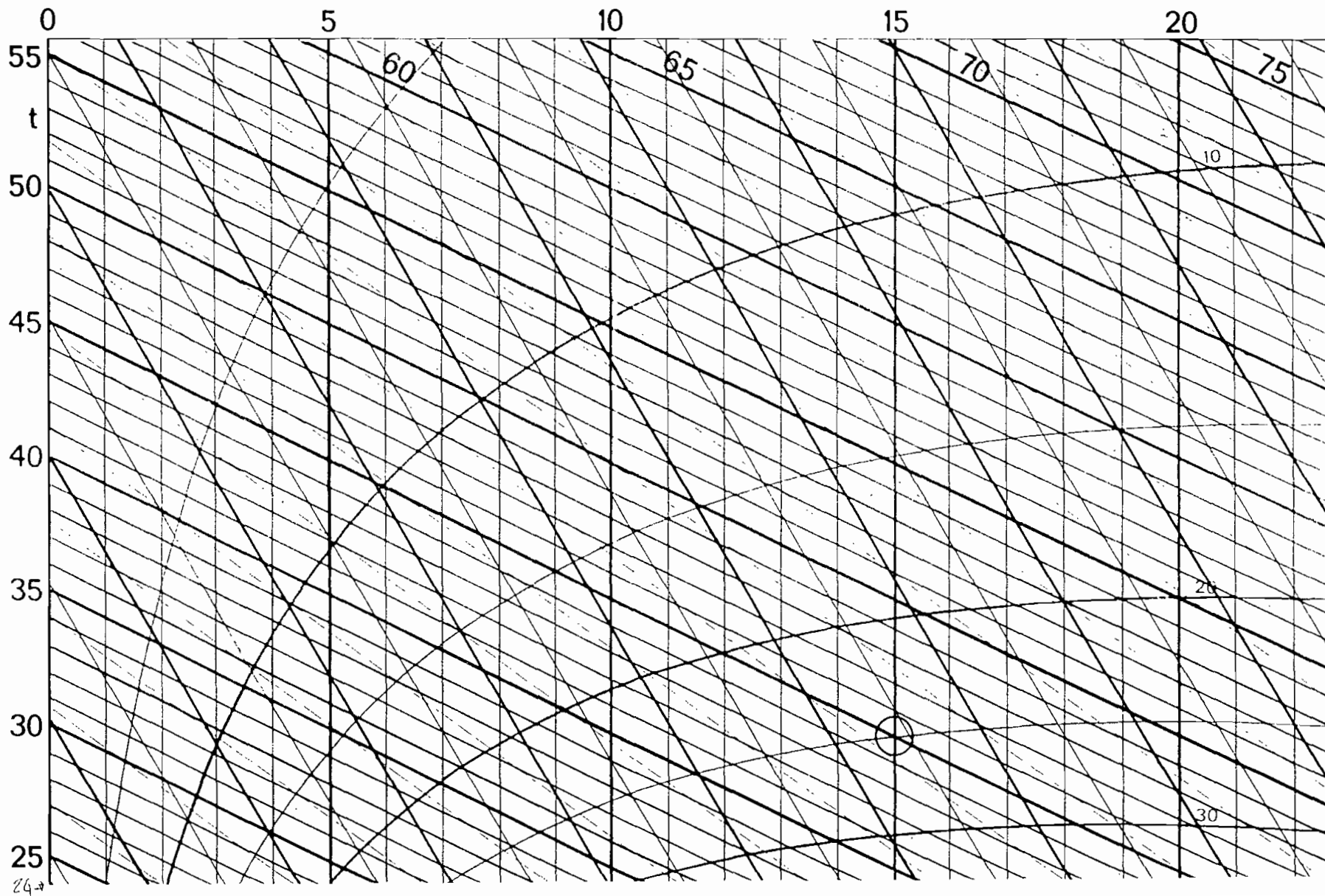
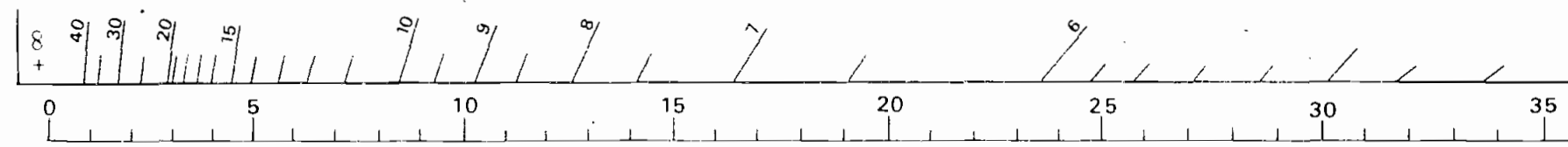
# DIAGRAMME DE L'AIR HUMIDE

(DĂSCĂ(ESCU [g])

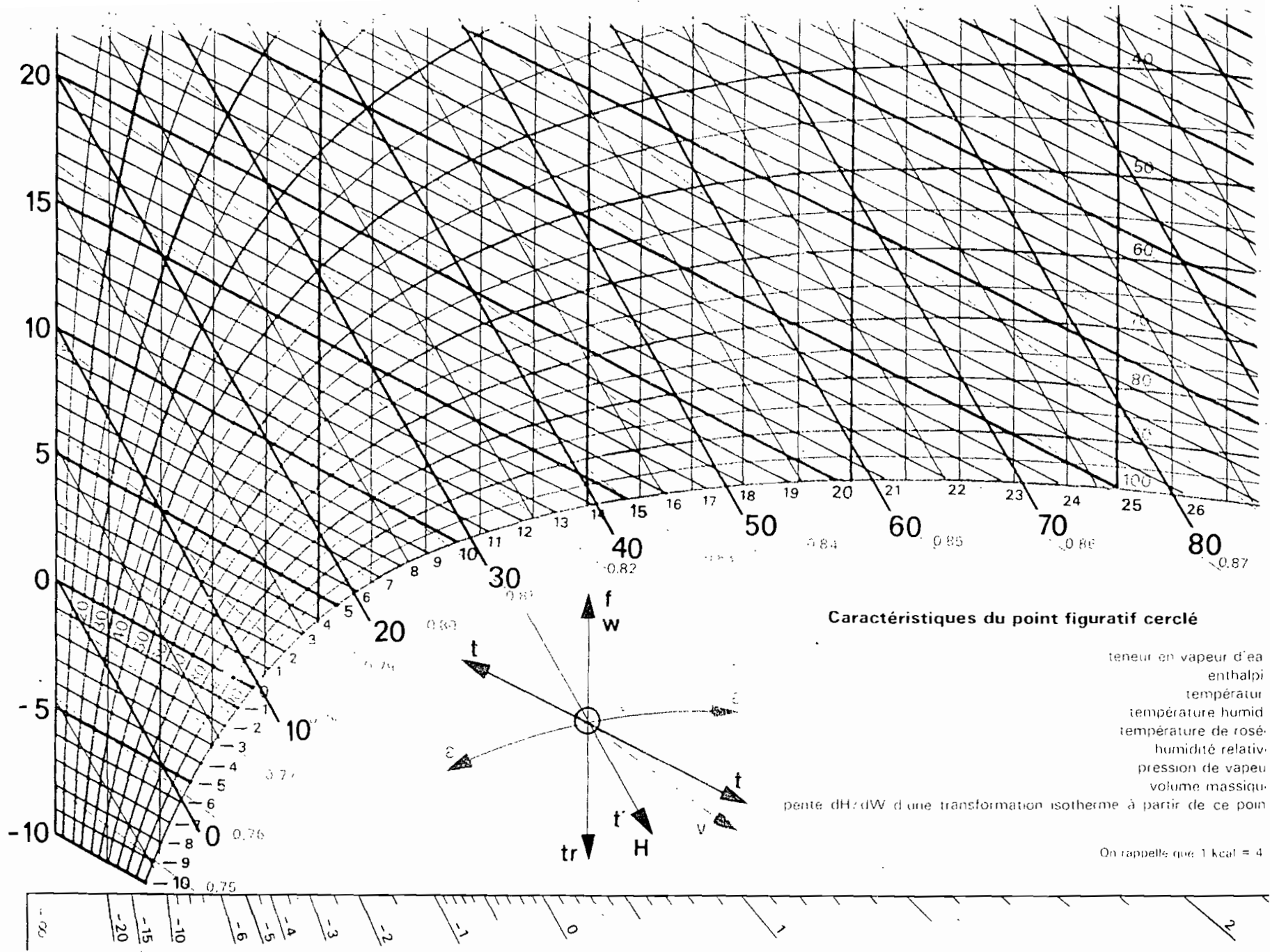




69



69

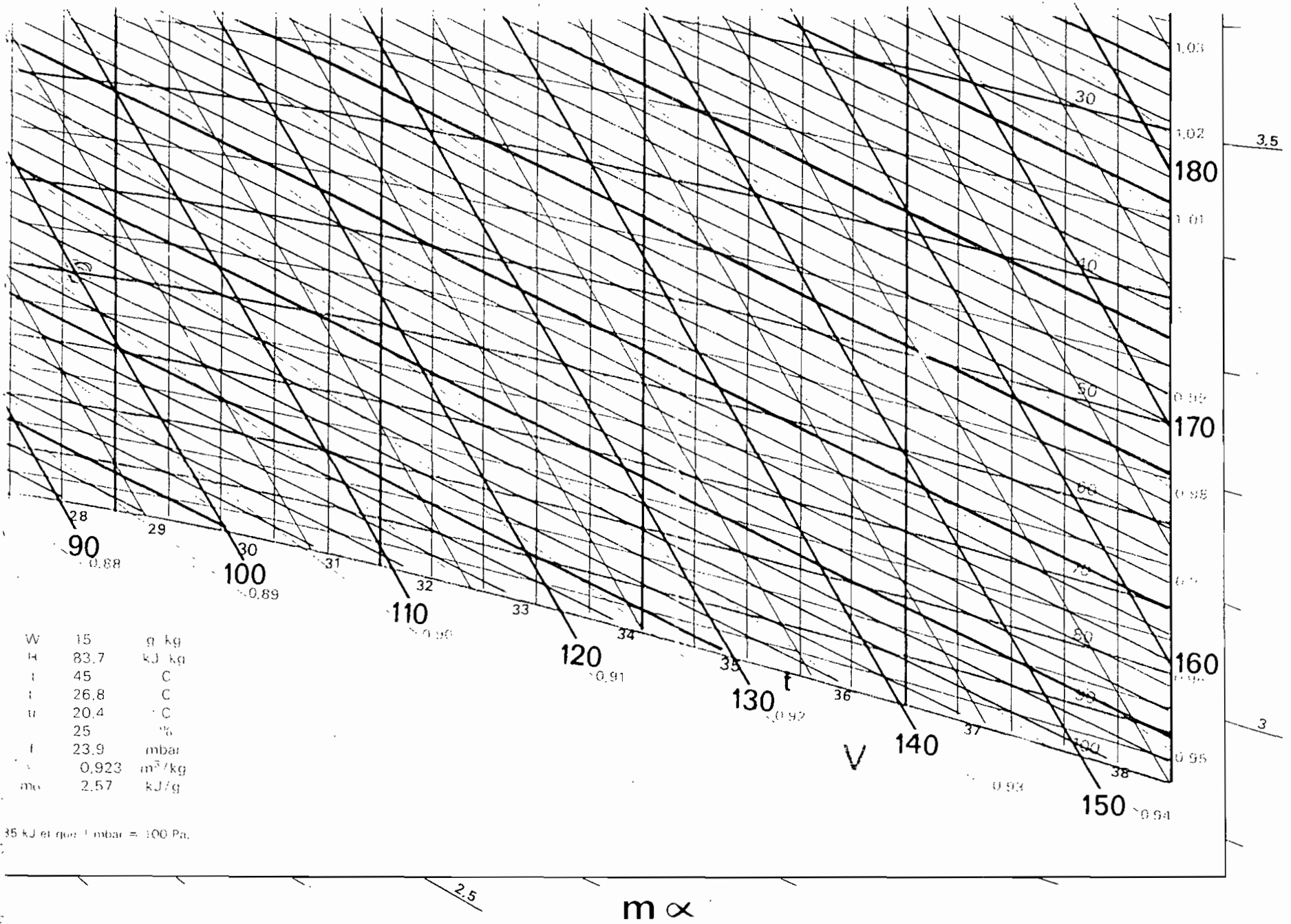


**Caractéristiques du point figuratif cerclé**

- teneur en vapeur d'eau
- enthalpie
- température
- température humid
- température de rosé-
- humidité relativ
- pression de vapeu
- volum
- volume massiqu
- pente  $dH/dW$  d'une transformation isotherme à partir de ce poin

On rappelle que 1 kcal = 4

69



W	15	g/kg
H	83.7	kJ/kg
t	45	°C
t	26.8	°C
tr	20.4	°C
	25	%
f	23.9	mbar
	0.923	m <sup>3</sup> /kg
mo	2.57	kJ/g

35 kJ et pour 1 mbar = 100 Pa.

## A.4 CLASSIFICATION DES SÉCHOIRS

Les critères pouvant servir de base à une telle opération sont nombreux. Ils permettent la recherche du meilleur type de séchoir pour une application donnée. Cette investigation se trouve grandement facilitée si l'on se pose les questions suivantes :

a.) quelle est exactement la texture du corps humide ? Est-il liquide, pâteux, pulvérulent, granuleux, fibreux ou compact ?

b.) Certaines textures se prêtent mal au séchage, ou à la manutention, il y a lieu d'examiner si une préparation effectuée dans un appareil (précédant l'enceinte de séchage et faisant corps avec elle) peut améliorer les conditions de séchage. La pulvérisation ou le broyage réduisent le temps de séchage.

c.) Quelle est l'importance de la production du séchoir ? Si elle est faible, le séchoir sera discontinu ; il sera continu dans le cas contraire. Si elle est moyenne, il faudra choisir.

d.) quel choix peut-on faire parmi les dispositifs de manutention possibles du corps humide ? Les dispositifs devront en particulier s'harmoniser avec ceux qui sont éventuellement employés à l'amont et à l'aval du séchoir.

e.) quelle sera la source de chaleur la plus économique, en tenant compte de l'existence de fluides chauffants à proximité de l'emplacement du séchoir ?

f.) quel mode de chauffage du corps humide devra-t-on retenir?

g.) chaque mode de chauffage peut être associé à un ou plusieurs circuits aérauliques, permettant particulièrement une récupération de chaleur. Quel sera le circuit le mieux adapté?

h.) L'air à la pression atmosphérique ne permet pas de réaliser le séchage, à basse température, de corps délicats. Ceux-ci sont alors traités dans une enceinte où règne un vide partiel. Le corps à sécher est-il dans cette catégorie?

#### A1.) La préparation éventuelle du corps humide.

On distingue plusieurs types de préparations, suivant la texture du corps humide. Celui-ci peut être liquide, pâteux, pulvérulent (glissant ou collant), granuleux (glissant ou collant), fibreux (en caillou ou en bande), compact (en forme, ou en morceaux ou en bande) ou bien divers.

##### A1.1 La pulvérisation

L'élément essentiel est le pulvérisateur, qui doit traiter un débit important de liquide. Celui-ci peut être parfois épais, mais doit être pompable. Il est pulvérisé en gouttelettes toujours inférieures à 0,5 mm, et pouvant atteindre le micron. Le pulvérisateur doit résister à la température généralement élevée de l'air de séchage (au sein duquel il est nécessairement plongé), et à l'abrasion. Il ya trois types de

pulvérisateurs : ceux à air comprimé, à liquide sous pression, ou bien à roues.

### A1.2 le broyage

Le temps de séchage d'un corps humide compact augmente rapidement avec son épaisseur. Il est donc logique de diviser en petites particules, un corps épais avant séchage. Pour cela, il faut que ce corps se prête à cette division et que le produit fini s'en accomode.

### A1.3 Le mélange avec une matière sèche

Lorsqu'un corps pulvérulent ou granuleux est collant, il est souvent possible de le rendre glissant et de faciliter ainsi sa manutention. Pour cela, on le mélange à une certaine quantité de matière sèche. C'est un procédé de recyclage de matière qui est souvent utilisé dans les séchoirs pneumatiques.

## A2.) Le mode d'exploitation

### A.2.1 séchoirs discontinus

Le corps humide, chargé avant l'opération de séchage, séjourne immobile ou simplement brassé pendant celle-ci. Il est ensuite déchargé lorsqu'il est sec. Ce type de séchoirs se prête bien au séchage de produits très variés.

Il n'est généralement utilisé que pour de faibles productions, parce que les opérations de chargement et déchargement nécessitent une main-d'œuvre importante. Chaque fois que cela est possible, il faut sécher par traversé.



#### A.2.2 séchoirs discontinus

Le corps humide pénètre dans la chambre de séchage de manière continue. Il est séché pendant la traversée, brassé ou non sur des dispositifs d'avancement continus ou par saccades. Ces séchoirs sont utilisés pour des débits de matière importants.

L'enceinte de séchage a souvent la forme d'un tunnel. Deux types de circulation sont généralement utilisés (homo-courant ou contre-courant), suivant le comportement du matériau à la température.

### A3.) La manutention

Elle dépend de la texture du matériau

#### A.3.1 corps liquides

Si le liquide est pulvérisé, il est recueilli, après sa descente en pluie, dans une trémie. S'il ne peut être pulvérisé, il sera séché sur un tambour rotatif à conduction externe, une raquette enlevant alors la croûte sèche. Si le liquide est sensible à la chaleur, il sera versé en faible quantité dans un récipient, et déposé sous vide partiel dans l'enceinte de séchage.

#### A.3.2 corps pulvérulents

Lorsqu'ils sont manutentionnés à l'état sec, ils ont l'inconvénient principal d'émettre de la poussière. Les séchoirs à vis d'Archimède peuvent être utilisés, à condition que le produit ne bloque la vis par bourrage.

### A.3.3 corps granuleux.

Il s'agit de chercher à réaliser le séchage par convection avec traversée de la couche ou par mise en suspension dans un conduit. Dans un tunnel, un tapis roulant et perforé pourra agir comme base.

Pour ce type de corps, les séchoirs pneumatiques sont très fréquemment utilisés.

### A.3.4 corps fibreux

- s'il est en couche, il sera soit disposé sur un tapis transporteur et séché par traversée ; soit placé sur un tapis composé d'éléments superposés, et séché par leilage.

- s'il est en bande (tissu par exemple), il traversera un tunnel à convection par leilage, dans lequel il sera supporté par des rouleaux. Des tambours à surface poreuse (guillage fin) pourront être utilisés.

### A.3.5 Corps compacts

Le séchoir tunnel est le plus utilisé pour les corps en forme. Le papier est l'exemple le plus marquant des corps en bande imperméable : il est séché sur de nombreux tambours à conduction externe, placés en série.

## A.4. La source de chaleur

Dans les séchoirs à convection les fluides chauds classiques (eau chaude, liquides très chauds, vapeur vive, gaz de combustion) circulent dans les tubes à ailettes d'un réchauffeur.

Dans les séchoirs à conduction, le fluide chaud circule à l'intérieur de panneaux chauffants qui sont en contact avec le corps humide.

Le séchage par pertes diélectriques n'est utilisé que lorsque la teneur en eau requise est faible, ou lorsque la qualité du produit sec est déterminante.

Le séchage par rayonnement infrarouge (au moyen de lampes électriques appropriées) engendre des frais d'exploitation élevés.

## A.5 Modes de transmission de la chaleur

### A.5.1 Transmission de chaleur par convection.

C'est le mode de transfert de chaleur le plus communément utilisé. L'air traversant le séchoir assure simultanément la transmission de la chaleur et l'évacuation de la vapeur. Il revêt cinq formes principales.

#### A.5.1.1 séchoir à séchage simple

Le courant d'air chaud circule à la surface du corps humide (disposé en couches minces sur des claies), provoquant d'abord le séchage de surface, puis l'évaporation interne. Le temps de séchage dépend de l'épaisseur de la couche.

#### A.5.1.2 séchoir tambour à séchage et brassage combinés.

Une seconde amélioration du simple séchage consiste à brasser le produit lorsqu'il est pulvérulent ou granuleux.

La couche en contact avec l'air de séchage est ainsi constamment renouvelée.

Dans le vocabulaire du séchage, le mode "tambour" désigne un cylindre en tôle, généralement de grande longueur, tournant lentement autour d'un axe légèrement incliné sur l'horizontale. Le corps humide est introduit à la partie supérieure par un tapis ou une vis d'Archimède, il avance par gravité, les grains roulant les uns sur les autres.

Dans certains cas, les aubes sont en forme d'auges et sont fixées à l'intérieur du cylindre. Pendant la rotation, le produit remonte, puis est laissé retomber en pluie dans le courant d'air de séchage.

#### A5.1.3 Séchoirs à pulvérisation de liquide

La pulvérisation augmente considérablement la surface du corps humide, en le désagrégeant en fines particules dans l'air chaud. Cette méthode est entre autres, appliquée au séchage des produits en solution ou en suspension dans un liquide.

Le grand avantage est de fournir directement un produit sec pulvérulent, immédiatement utilisable.

#### A5.1.4 Séchoirs à traversée de la matière.

L'augmentation de la transmission de chaleur par convection, de beaucoup la plus importante, est celle que l'on réalise dans les séchoirs à traversée. Cela consiste à faire passer l'air à travers la matière, lorsque celle-ci est suffisamment perméable. Elle est très utilisée pour le séchage des couches

peruses.

Ils existent en quatre variantes caractérisant chacune un type de séchoir.

- le séchage par traversée simple (séchoir à traversée).
- le séchage par fluidisation (séchoir à fluidisation)
- le séchage par transport pneumatique (séchoir pneumatique)
- le séchage par percussion.

Les trois premiers types cités sont illustrés par l'expérience mentionnée dans le chapitre 2 (§ 2.2)

#### A3.1.5 séchoir à percussion

Cette expression imagée désigne un soufflage de l'air chaud à grande vitesse, au moyen de buses perpendiculaires à la surface.

Le soufflage à grande vitesse permet à l'air de séchage de traverser des enchevêtrements de fibres serrés.

Il est généralement utilisé pour sécher les tissus.

### A.5.2 Transmission de chaleur par conduction

Dans ce type de séchoir, la chaleur de vaporisation sera cédée, par conduction, au corps humide.

Il existe des bandes chauffantes qui combinent le chauffage et la manutention. Des panneaux horizontaux légèrement chauffés servent habituellement de supports aux produits placés dans les séchoirs à vide partiel.

On utilise des cylindres fixes à double paroi chauffée. Dans ce cas, le corps humide est poussé par une vis d'Archimède.

Toutefois, le type de séchoir à conduction le plus fréquemment employé est le séchoir tambour. Pour ce type de séchage, il est soit à conduction interne (avec ou sans tubes, ou bien fixe à palettes mobiles, ou bien bicône); soit à conduction externe (pour bandes continues ou les liquides et pâtes.)

Dans le premier cas, le tambour est généralement de grande longueur. Dans le deuxième type, cette longueur est réduite.

### A.5.3 Transmission de chaleur par pertes diélectriques

Lorsque le corps humide est volumineux et, de plus, est un mauvais conducteur de chaleur (ce qui est généralement le cas des diélectriques, isolants de la chaleur et de l'électricité), le temps de séchage par les méthodes classiques est considérable.

La mise en œuvre de ce procédé consiste à placer le corps à sécher entre les armatures d'un condensateur plan. La tension

du courant alternatif est de quelques milliers de volts et sa fréquence 20 MHz environ. Pour donner une idée de la vitesse de séchage, notons qu'une balle de laine comprimée de 150 Kg, requiert 48h sous une température de 35°C pour élever sa température moyenne de 5°C (dans une étuve à convection). Le procédé par pertes diélectrique assure un chauffage uniforme en une dizaine de minutes. L'inconvénient du procédé est qu'il est onéreux.

#### A.5.4 Transmission de chaleur par rayonnement

Cet apport de chaleur est très important et accélère considérablement l'évaporation de surface.

Il existe diverses sortes de panneaux rayonnants pouvant constituer des parois de sécheurs tunnels. Les uns sont formés par l'assemblage de tubes d'acier, de section rectangulaire, dans lesquels circule de l'eau chaude, ou un quelconque fluide chaud. Les autres sont formés de tubes cylindriques parcourus par des flammes longues. D'autres sont composés de plaques réfractaires chauffées par la combustion d'un gaz. D'autres enfin, comportent des lampes électriques à fort rayonnement infrarouge.

Ce type de séchage est réservé aux évaporations de surface. Le temps de séjour, du corps humide dans le tunnel, devra être d'autant plus court que la température des parois y sera plus élevée. Ce temps devra être minutieusement réglé pour éviter des dommages.

## A.6 circuits aérauliques équipant les séchoirs

### A.6.1 circuit ouvert

#### A.6.1.1 séchoirs à convection.

On réalise des séchoirs tunnels continus à convection, très simples en introduisant des wagonnets d'un côté et en les sortant à l'autre bout. Le gaz sécheur est introduit d'un côté ou de l'autre suivant que le séchage est à homo ou bien à contre-courant.

#### A.6.1.2 autres séchoirs.

Le circuit ouvert chauffé est adopté lorsque les condensations de vapeur d'eau risquent de se produire dans le séchoir. Ceci est dû au fait que l'air évacuation est insuffisamment chauffé par les pertes des dispositifs de transmission de chaleur au corps humide.

### A.6.2 Circuits à recyclage des séchoirs à convection.

Ce que l'on recherche, dans un séchoir à convection, c'est évacuer l'air à la plus grande humidité relative possible.

Pour ce faire, il ya deux solutions:

a.) disposer d'un séchoir à circuit ouvert, d'une assez grande longueur, pour que l'air introduit chaud et sec, ait un temps de contact suffisamment long.

b.) disposer d'un séchoir plus court dans lequel l'air extérieur est mélangé avec une partie de l'air sortant de l'enceinte de séchage. Ce mélange introduit dans



l'enceinte de séchage. Ainsi, l'air passe plusieurs fois sur le corps humide, on dit qu'il est recyclé.

L'air peut être recyclé transversalement au courant de la matière, ou bien parallèlement.

Lorsque le matériau à sécher contient un liquide à point d'ébullition élevé (solvant par exemple), il convient d'utiliser un recyclage en circuit fermé étanche.

### A.7 Séchoirs sous vide partiel.

Ces appareils sont utilisés pour le séchage des produits délicats, ne supportant pas d'augmentation de température. Ils sont aussi utilisés pour des opérations de séchage devant être poussées jusqu'à l'obtention d'une très faible teneur finale.

Pour déclencher puis entretenir l'évaporation, il y a lieu de mettre en route une pompe à vide branchée sur le séchoir. La pression totale diminuant, l'évaporation continue mais le corps refroidit. Il faut alors le chauffer modérément.

Dans certains cas, le produit est introduit congelé dans le séchoir. L'évaporation par sublimation s'effectue ensuite sous un vide élevé. C'est le séchage par lyophilisation. Ce type de séchoir se prête bien à la récupération du liquide évaporé.