

Séchage

Théorie et calculs

par **André CHARREAU**

Ingénieur de l'École Spéciale de Mécanique et d'Électricité (ESME)

et **Roland CAVAILLÉ**

*Docteur-Ingénieur de l'Institut des Sciences de l'Ingénieur de Montpellier
Comessa SA*

1. Terminologie du séchage	J 2 480 - 2
1.1 Séchage	— 2
1.2 Humidité	— 2
1.3 Taux d'humidité	— 2
1.4 États de siccité	— 2
1.5 Taux d'humidité à l'équilibre	— 2
1.6 Isotherme d'adsorption	— 2
1.7 Corps hygroscopique	— 2
2. Mécanismes intervenant au cours du séchage	— 2
2.1 Transferts de chaleur	— 2
2.1.1 Séchage par convection	— 2
2.1.2 Séchage par conduction	— 3
2.1.3 Séchage par rayonnement	— 4
2.2 Différentes étapes du séchage d'un produit humide	— 5
2.2.1 Obtention des courbes de séchage et interprétation	— 5
2.2.2 Phase à vitesse de séchage constante	— 6
2.2.3 Phase à vitesse de séchage décroissante	— 7
2.3 Représentation des différentes étapes au moyen de diagrammes de l'air humide	— 9
2.3.1 Principes	— 9
2.3.2 Exemple	— 10
2.4 Analyse des courbes de séchage. Modélisation	— 11
2.4.1 Variation du taux d'humidité réduit en fonction du temps	— 11
2.4.2 Courbe caractéristique de séchage	— 11
3. Principes de calcul des sécheurs	— 13
3.1 Mode de détermination des paramètres de calcul	— 13
3.2 Calcul et dimensionnement d'un sécheur à bande transporteuse	— 13
3.2.1 Calcul du sécheur	— 13
3.2.2 Dimensionnement du sécheur	— 14
3.2.3 Bilan thermique	— 14
3.2.4 Détermination des dispositifs annexes	— 15
3.2.5 Conclusion	— 15
3.3 Calcul et dimensionnement d'un sécheur pneumatique	— 15
3.3.1 Bilans matières	— 15
3.3.2 Dimensionnement du sécheur	— 15
3.3.3 Bilan thermique	— 15
3.3.4 Détermination des dispositifs annexes	— 16
3.3.5 Conclusion	— 16
3.4 Calcul d'un sécheur rotatif	— 16
3.4.1 Détermination des paramètres au cours d'essais	— 16
3.4.2 Extrapolation des résultats aérodynamiques et thermiques	— 16
3.4.3 Extrapolation des paramètres mécaniques	— 17
3.5 Calcul d'un sécheur à lit fluidisé	— 18
3.5.1 Principe	— 18
3.5.2 Exemple	— 19
Notations et symboles	— 22
Pour en savoir plus	Doc. J 2 484

Le présent article a pour objet de présenter les principes théoriques du séchage : mécanismes, équations de transfert de matière et de chaleur, courbes de séchage, diagrammes de l'air humide, etc., puis des exemples pratiques de calcul et de dimensionnement de quelques sècheurs industriels.

L'article suivant **Séchage. Appareillage et choix d'un procédé** [J 2 482] décrira les différents types d'appareils commercialisés et leurs domaines d'utilisation ainsi que les critères de choix des procédés de séchage en fonction du type de produit à traiter et des spécifications techniques des sècheurs.

1. Terminologie du séchage

1.1 Séchage

C'est l'opération unitaire ayant pour but d'**éliminer par évaporation** un liquide imprégnant un solide ou un liquide. Le terme **dés-hydratation** a un sens plus restrictif : il ne concerne que l'**élimination de l'eau dans un solide ou dans un liquide**.

Il est courant de faire une distinction entre séchage *par ébullition* et séchage *par entraînement* :

— pour le séchage **par ébullition**, la pression de vapeur du solvant est égale à la pression régnant dans le sècheur. La température du liquide est donc déterminée par la pression d'ébullition (par exemple 100 °C pour l'eau à $1,013 \times 10^5$ Pa) ;

— pour le séchage **par entraînement**, le produit à sécher est mis en contact avec un gaz en mouvement. Ce gaz est en général conditionné de manière à ce que sa température soit supérieure à celle du produit et la pression de vapeur du solvant inférieure à la pression dans l'enceinte de séchage.

1.2 Humidité

Ce terme désigne le liquide contenu dans le corps solide, liquide ou pâteux, et devant être éliminé au cours du séchage.

1.3 Taux d'humidité

C'est la masse de liquide contenue par unité de masse de matière à sécher. Bien qu'il soit fait très souvent référence à la matière humide, il est préférable d'exprimer le taux d'humidité **par rapport à la matière anhydre**. La norme expérimentale E 33-060 définit les différentes méthodes permettant d'évaluer le taux d'humidité (elle permet également de caractériser les performances des sècheurs).

1.4 États de siccité

Un **corps anhydre** est un corps dont le taux d'humidité est nul. Un corps *sec* ou *séché* correspond plus généralement au produit tel qu'il est obtenu à la sortie du sècheur. Dans ce dernier cas, le taux d'humidité n'est pas forcément nul.

1.5 Taux d'humidité à l'équilibre

Un corps humide, placé dans une enceinte de volume important où l'humidité relative et la température sont constantes, voit son taux d'humidité se stabiliser à une valeur dite *d'équilibre* qui dépend de la nature de l'humidité et de celle du produit qui en est imprégné, mais aussi de la pression partielle et de la température.

1.6 Isotherme d'adsorption

C'est la courbe représentant la variation du taux d'humidité à l'équilibre en fonction de l'**humidité relative** égale au rapport entre la pression partielle du solvant et sa pression de vapeur saturante à la température considérée. Les courbes obtenues en réhydratant le produit sont en général différentes de celles obtenues en le dés-hydratant. Il se produit un phénomène d'**hystérésis**. En matière de séchage ne sont à considérer que les isothermes obtenues en plaçant le produit dans des atmosphères dont l'humidité relative est de plus en plus faible.

La norme NF X 15-010 décrit la méthode de mesure de l'humidité relative.

1.7 Corps hygroscopique

Un produit est dit *hygroscopique* lorsque la pression de vapeur de l'humidité qu'il contient est inférieure à celle de cette humidité considérée pure et à la même température que celle du produit. Cet abaissement de pression est dû au fait que l'humidité est soit adsorbée à la surface du solide, soit en solution dans celui-ci. Les isothermes d'adsorption permettent de caractériser le comportement hygroscopique (figure 7).

2. Mécanismes intervenant au cours du séchage

2.1 Transferts de chaleur

La vaporisation du solvant contenu dans un produit à sécher peut être effectuée par abaissement de la pression dans l'enceinte contenant le produit. Cependant, dans la plupart des cas, la vaporisation est effectuée en utilisant une **source d'énergie extérieure** au produit. Le séchage fait appel aux trois modes de transfert de chaleur : convection - conduction - rayonnement (article spécialisé *Transfert de chaleur* [J 1 080] dans la rubrique Bases théoriques de ce traité). Ceux-ci sont utilisés seuls ou combinés entre eux.

2.1.1 Séchage par convection

En séchage industriel, il s'agit probablement du mode de transfert d'énergie le plus courant. Il consiste à mettre en contact un gaz (air) s'écoulant en régime généralement turbulent autour du corps à sécher qui peut se présenter sous forme de particules, de gouttelettes, de films ou de plaques.

Ce type de transfert obéit à l'équation suivante :

$$Q = \alpha A (T_a - T_s) \quad (1)$$

avec Q (W) quantité de chaleur transférée par unité de temps,
 A (m²) surface d'échange,
 $T_a - T_s$ (K) écart entre la température du gaz de séchage (air) et la température superficielle du produit à sécher,
 α (W · m⁻² · K⁻¹) coefficient d'échange par convection.

L'application au séchage de cette formule appelle les quelques remarques ci-après.

■ La surface d'échange offerte par le produit à sécher n'est pas toujours très bien définie. Dans le cas de solides granulaires dont la granulométrie n'est pas homogène, on définit un **diamètre moyen des particules**. Le principe du calcul consiste à diviser la répartition granulométrique en tranches. À chaque tranche correspond un diamètre moyen d_{pi} mais aussi un pourcentage X_i de la masse totale sur laquelle l'analyse granulométrique a été effectuée. Ainsi, le **diamètre moyen** d'un ensemble de particules sera égal à :

$$\bar{d}_p = \frac{1}{\sum \frac{X_i}{d_{pi}}}$$

En supposant que les particules sont sphériques, la surface spécifique de la couche est alors :

$$a = 6/\bar{d}_p$$

(en mètres carrés par mètre cube de produit si $\bar{d}_p$ est exprimé en mètres).

D'après la formule (1), la quantité d'énergie transférée au produit à sécher est d'autant plus importante que la surface de transfert est, elle-même, importante. Donc la **diminution de la taille des particules** constituant le produit sera un facteur d'amélioration du séchage. De plus, elle facilitera la diffusion de l'humidité vers la surface des particules.

■ L'écart ($T_a - T_s$) n'est pas constant le long du sécheur. En effet, la température du produit augmente généralement au cours du séchage, alors que celle des gaz de séchage diminue. L'intégration de cet écart sur toute la durée du séchage en considérant α constant conduit à exprimer la quantité de chaleur échangée en fonction de la moyenne logarithmique des écarts de température à l'entrée et à la sortie de l'appareil. D'une manière générale, le temps de séchage est réduit lorsque la différence de température entre le gaz et le produit est augmentée. Toutefois, la *thermosensibilité* du produit (caractérisée par la température maximale qu'il peut supporter) limite la valeur de l'écart, notamment en fin de séchage.

■ Le coefficient d'échange α peut être estimé grâce à des relations faisant intervenir des **nombre adimensionnels** tenant compte des propriétés du gaz de séchage ainsi que de celles du produit à sécher. Dans le cas de particules dont le diamètre est inférieur à 10 mm, le coefficient d'échange par convection α peut être calculé à partir du **nombre de Nusselt** :

$$Nu = \alpha d_p / \lambda_a$$

avec λ_a conductivité thermique de l'air,

grâce à la relation $Nu = C Re^m Pr^n$

où Re est le **nombre de Reynolds** défini dans le paragraphe 2.2.2,
 Pr est le **nombre de Prandtl**, égal à 0,7 dans le cas de l'air,
 C est une constante ajustée expérimentalement (valeur proche de 2),
 m est proche de 0,8 et n de 0,5.

Re étant proportionnel à la vitesse de l'air à travers le sécheur, l'augmentation de celle-ci a pour effet d'accroître Nu donc le coefficient α ; cette vitesse est toutefois limitée par le risque d'un entraînement exagéré du produit hors du sécheur.

Pour exprimer le coefficient d'échange par convection dans les **sécheurs rotatifs, Friedmann et Marshall [7]** ont proposé la formule empirique suivante :

$$\bar{U}_a = 20 (n_f - 1) \frac{G^{2/3}}{D} \quad (2)$$

avec $\bar{U}_a$ (W · m⁻³ · K⁻¹) coefficient moyen volumique d'échange par convection (exprimé par rapport au volume interne du sécheur rotatif),

n_f nombre de pelles (§ 3.4.3.3),

G (kg · m⁻² · s⁻¹) débit spécifique d'air de séchage à travers le sécheur,

D (m) diamètre du sécheur.

Dans les sécheurs rotatifs industriels, $\bar{U}_a$ est voisin de 150 W · m⁻³ · K⁻¹.

Remarque : il y a lieu d'être très prudent vis-à-vis des coefficients d'échange indiqués dans la littérature. Ceux-ci ne sont en général valables que dans des domaines restreints de températures, de taux d'humidité du produit, voire même de taille d'appareils.

2.1.2 Séchage par conduction

L'énergie thermique nécessaire au séchage est apportée non pas par un gaz en mouvement autour du produit à sécher, mais **par contact direct entre le produit et une paroi chauffée**. Les vapeurs libérées par le séchage sont soit aspirées (séchage par ébullition), soit entraînées par un **gaz de balayage** dont le débit est toujours faible en comparaison de celui nécessaire à un séchage convectif. Ce type de sécheur est donc très intéressant lorsque l'on désire réduire la quantité d'effluents gazeux rejetés.

Le flux thermique (en W/m²) est donné par la relation :

$$\frac{Q}{A} = -\lambda \frac{dT_s}{d\ell}$$

avec λ (W · m⁻¹ · K⁻¹) conductivité thermique de la pellicule de produit ou de gaz à travers laquelle s'effectue le transfert,

$\frac{dT_s}{d\ell}$ (K · m⁻¹) gradient de température entre la paroi chaude et le produit.

Dans le cas des tambours sécheurs, les gradients de température sont très importants au niveau de la pellicule de produit. De plus, il est impossible de définir un coefficient d'échange produit/paroi.

Pour les sécheurs à plateaux, à vis chauffante ou pour les sécheurs à tubes de vapeur, c'est l'épaisseur de la couche de gaz à travers laquelle s'effectue le transfert qui est inconnue.

On préfère donc, en définissant un **coefficient d'échange global** α' , recourir à une expression analogue à celle utilisée pour la convection :

$$Q = \alpha' A' (T_F - T_s) \quad (3)$$

avec Q (W) quantité de chaleur échangée par unité de temps,

A' (m²) surface de transfert effectif offerte par l'appareil,

T_F (K) température locale du fluide chauffant,

T_s (K) température locale du produit.

Lorsque l'on généralise la formule (3) à tout le sécheur, l'écart ($T_F - T_s$) est remplacé par la moyenne des écarts à l'entrée et à la sortie de l'appareil.

Le coefficient global d'échange par conduction α' résulte de trois autres coefficients :

- α_i coefficient d'échange interne entre le fluide chauffant et la paroi ;
- α_p coefficient de transmission de la paroi (égal au rapport de la conductivité thermique à l'épaisseur de la paroi),
- α_s coefficient d'échange entre la paroi et le produit.

Ces coefficients sont reliés entre eux par l'expression suivante :

$$\frac{1}{\alpha'} = \frac{1}{\alpha_i} + \frac{1}{\alpha_p} + \frac{1}{\alpha_s}$$

Pour un fluide thermique ne présentant pas de changement d'état, α_i est en général compris entre 200 et 400 W · m⁻² · K⁻¹.

Pour la vapeur d'eau, α_i atteint 2 000 W · m⁻² · K⁻¹.

α_p varie avec la nature de l'acier et son épaisseur ; la valeur moyenne de ce coefficient se situe aux alentours de 3 000 W · m⁻² · K⁻¹.

α_s se situe en général entre 20 et 200 W · m⁻² · K⁻¹.

Ainsi, dans la pratique, les ordres de grandeur du coefficient global α' sont les suivants :

- pour les produits granulaires 30 à 120 W · m⁻² · K⁻¹ ;
- pour les produits pâteux 60 à 200 W · m⁻² · K⁻¹ ;
- pour les liquides 150 à 400 W · m⁻² · K⁻¹.

Ces coefficients sont donnés **par unité de surface effective d'échange** (et non pas par unité de surface totale), en tenant compte du taux de remplissage du sécheur.

2.1.3 Séchage par rayonnement

Ce mode de séchage est destiné aux produits en plaque (carton, viande) ou en film (tissu, papier), mais aussi aux produits granulaires de faible épaisseur (1 à 2 cm) (cigarettes). L'énergie est apportée au produit à sécher par des **ondes électromagnétiques** générées soit par des dispositifs électroniques, soit par élévation de la température d'un émetteur infrarouge. Suivant la longueur d'onde ou la fréquence des radiations émises, on distingue les **infrarouges** (§ 2.1.3.1) et les **radiofréquences** (§ 2.1.3.2).

2.1.3.1 Infrarouges

Il s'agit du plus ancien mode de transfert d'énergie par rayonnement. La production de radiations infrarouges ne nécessite pas la mise en œuvre de dispositifs électroniques compliqués. La longueur d'onde λ des radiations exploitées en séchage industriel est comprise entre 0,4 et 10 μ m.

Ce spectre est divisé en trois pages :

- l'infrarouge *court* entre 0,4 et 2 μ m ;
- l'infrarouge *moyen* entre 2 et 4 μ m ;
- l'infrarouge *long* entre 4 et 10 μ m.

La quantité de chaleur Q (en watts) transmise au produit à sécher par unité de temps est définie par la **loi de Stefan-Boltzmann** :

$$Q = A_1 C \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \varphi$$

$$C = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{A_1}{A_2} \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)} \sigma$$

- avec T_1 (K) température de la source émettrice,
- T_2 (K) température du produit,

- A_1 (m²) surface du corps recevant le rayonnement,
- A_2 (m²) surface de l'émetteur d'infrarouge,
- φ facteur complexe tenant compte de la position relative de l'émetteur et du produit (lorsque l'émetteur entoure le produit, on a $\varphi = 1$),
- ε_1 émissivité du produit à traiter, } (grandeurs sans dimensions)
- ε_2 émissivité de l'émetteur }
- σ constante de Stefan-Boltzmann ($\sigma = 5,673 \times 10^{-8}$ W · m⁻² · K⁻⁴).

Les infrarouges permettent de transmettre, avec un bon rendement, des densités de flux thermiques allant jusqu'à 100 kW/m² (40 à 50 kW/m² en moyenne). L'effet de chauffage se manifeste sur des **épaisseurs très faibles** (maximum : 500 μ m).

2.1.3.2 Radiofréquences

Les radiofréquences utilisées industriellement en séchage sont divisées en deux groupes :

— les « **hautes fréquences** » dont la fréquence est comprise entre 3 et 300 MHz, ce qui correspond à une longueur d'onde de 1 à 100 m : du fait du risque de perturbation des télécommunications, seules quelques bandes de fréquences sont utilisables :

$$13,56 \text{ MHz} \pm 0,05 \% \quad (\lambda = 22 \text{ m})$$

$$27,12 \text{ MHz} \pm 0,6 \% \quad (\lambda = 11 \text{ m})$$

$$40,68 \text{ MHz} \pm 0,05 \% \quad (\lambda = 7,4 \text{ m})$$

— les **micro-ondes** dont la fréquence est comprise entre 300 MHz et 300 GHz, ce qui correspond à des longueurs d'onde comprises entre 1 mm et 1 m, avec quatre bandes autorisées :

$$433 \text{ MHz} \pm 10 \text{ MHz} \quad (\lambda = 0,69 \text{ m})$$

$$2\,450 \text{ MHz} \pm 50 \text{ MHz} \quad (\lambda = 0,12 \text{ m})$$

$$5\,800 \text{ MHz} \pm 75 \text{ MHz} \quad (\lambda = 0,05 \text{ m})$$

$$24\,125 \text{ MHz} \pm 125 \text{ MHz} \quad (\lambda = 0,012\,4 \text{ m})$$

Le mode d'action des radiofréquences repose sur le **champ électromagnétique** qu'elles véhiculent. Celui-ci a pour effet d'exciter les molécules polaires et notamment l'**eau**. L'agitation moléculaire qui en résulte va provoquer des **chocs intermoléculaires** et par conséquent un **échauffement du produit**.

L'utilisation des radiofréquences permet d'atteindre des puissances thermiques par unité de volume de produit comprises entre 300 et 5 000 kW/m³ pour les hautes fréquences et entre 500 et 5 000 kW/m³ pour les micro-ondes. Ces transferts s'opèrent avec des rendements compris entre 50 et 60 %.

Cette puissance thermique P dissipée par rayonnement, exprimée en W · cm⁻³, est calculée par la formule :

$$P = k E^2 f \varepsilon'_r \tan \delta$$

- avec k constante ($= 5,56 \times 10^{-13}$ J · V⁻² · m⁻¹),
- E champ électrique (en V · m⁻¹),
- f fréquence de la radiation (en Hz),
- ε'_r constante diélectrique (ou permittivité relative) de la substance à chauffer,
- $\tan \delta$ facteur de dissipation diélectrique.

Souvent ε'_r et $\tan \delta$ sont regroupés sous un même terme, $\varepsilon''_r = \varepsilon'_r \tan \delta$, appelé **facteur de perte du produit**. Par exemple, pour des produits alimentaires, ε''_r varie entre 10 et 20. Pour de l'eau à 60 °C, ε''_r est égal à 6.

Au fur et à mesure que les ondes pénètrent dans le produit, elles se transforment en chaleur et leur puissance s'atténue. On définit arbitrairement une **profondeur de pénétration** d , égale à la distance au bout de laquelle la puissance thermique se trouve réduite de 37 % par rapport à la puissance incidente en surface. Cette distance (en m) est égale à :

$$d = \frac{\lambda_0}{4\pi} \times \sqrt{\frac{2}{\varepsilon'_r [1 + \tan^2(\delta - 1)]}}$$

$\lambda_0 = \frac{3,1 \times 10^8 \text{ m/s}}{f(\text{en s}^{-1})}$ étant la longueur d'onde.

En général, la profondeur de pénétration des micro-ondes est supérieure à celle des hautes fréquences.

2.2 Différentes étapes du séchage d'un produit humide

Dans les paragraphes qui suivent, il ne sera fait mention que de l'**eau**, qui est un des liquides le plus couramment évaporés. Les mécanismes qui vont être décrits s'appliquent cependant aux autres solvants (séchage des peintures, par exemple).

2.2.1 Obtention des courbes de séchage et interprétation

La courbe de séchage par entraînement d'un produit granulaire peut être obtenue en disposant celui-ci en couche mince (1 à 3 cm) sur une claie perforée. On fait traverser celle-ci par un courant d'air chaud dont le taux d'humidité et la température sont contrôlés et maintenus constants. Le taux d'humidité du produit est mesuré à intervalles de temps réguliers ou éventuellement en continu.

En portant le taux d'humidité du produit n_s (rapporté à la matière anhydre) en fonction du temps t , on obtient une courbe de séchage dont la forme la plus complète (c'est-à-dire lorsque toutes les phases de séchage existent) est donnée sur la figure 1.

On constate que la courbe de séchage ainsi définie présente différentes parties qu'il est possible de mieux mettre en évidence en utilisant un autre mode de représentation. En portant les différentes valeurs de la pente de la courbe $n_s = f(t)$ – donc la vitesse de séchage dn_s/dt – en fonction du temps, on peut obtenir une nouvelle courbe dont l'allure est donnée sur la figure 2.

Krischer a proposé un autre mode de représentation : la vitesse de séchage dn_s/dt en fonction du taux d'humidité n_s conduit à la courbe représentée sur la figure 3.

Ces 3 types de représentation mettent en évidence l'existence de plusieurs phases pendant le déroulement du séchage. Toutes ne sont pas systématiquement observables. Dans le cas où elles sont identifiables, on distingue :

- la phase transitoire de mise en température du produit à sécher (AB) ;
- la phase à vitesse de séchage constante (BC) ;
- la phase à vitesse de séchage décroissante (CD).

C est le point critique du séchage.

On peut imaginer la plupart des corps à sécher comme étant constitués par une matrice continue, éventuellement interrompue localement, dans le cas d'un solide, par des pores pouvant déboucher à la surface de celui-ci. L'humidité peut se localiser aussi bien à la surface externe du produit que dans les pores ou au sein même de la matière (figure 4).

La vaporisation de l'eau nécessite un apport énergétique au produit à sécher et dont la source est extérieure à celui-ci. Simultanément se produit la migration de l'eau vers le milieu ambiant. La vitesse de ce transfert de matière varie au cours du temps. Elle

dépend des conditions ambiantes (température, humidité relative, vitesse des gaz en contact avec le produit), mais aussi de la nature même du solide et de l'eau.

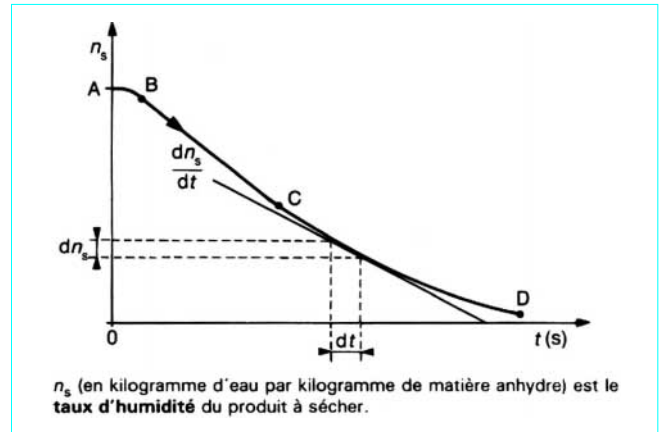


Figure 1 – Courbe de séchage $n_s = f(t)$

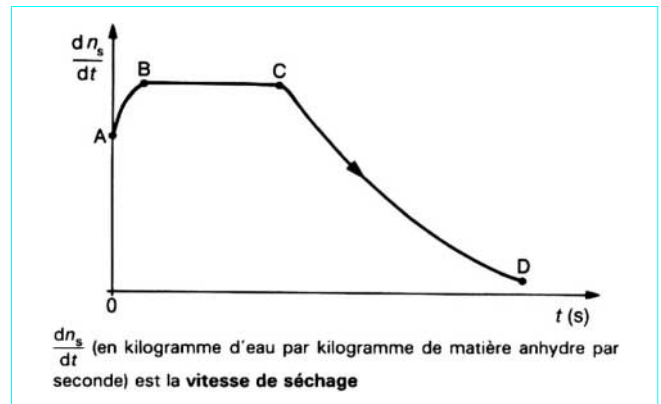


Figure 2 – Courbe de séchage $\frac{dn_s}{dt} = g(t)$

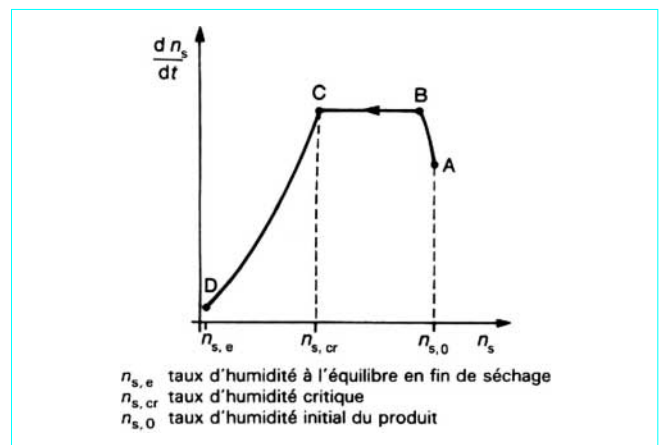


Figure 3 – Courbe de séchage

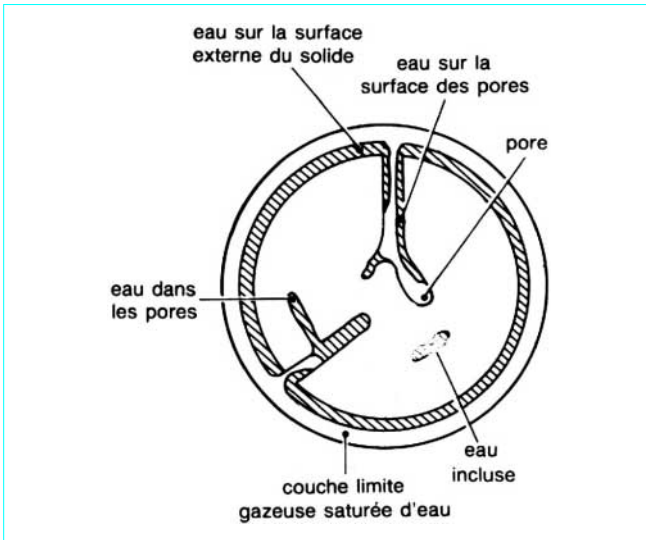


Figure 4 – Représentation schématique d'un solide humide

2.2.2 Phase à vitesse de séchage constante

Pendant toute la durée de cette phase qui se poursuit jusqu'au point critique, la surface du produit est saturée en eau. Il s'y forme une couche limite de gaz où la pression de vapeur d'eau est quasi égale à celle de l'eau pure dans les mêmes conditions de température et de pression. Cette situation résulte soit de la présence d'eau en quantité importante à la surface du produit, soit d'une diffusion d'eau, du sein du produit vers sa surface externe, suffisamment rapide. Cette phase est comparable à l'évaporation d'un liquide. La température du solide reste constante et égale à la température dite **humide** du fluide de séchage. La nature du solide n'intervient pas au cours de cette période, par contre la forme du solide peut influencer sur la **vitesse de séchage** (en kg d'eau · s⁻¹) qui, pendant cette phase, est égale à :

$$\frac{dW}{dt} = M \frac{dn_s}{dt} = K_G A (P_s - P_W)$$

avec M (kg) masse du produit à sécher,
 A (m²) surface à travers laquelle s'opère le transfert d'humidité,
 P_s (Pa) pression de vapeur d'eau à la température T à la surface du solide pendant la phase à vitesse constante, cette pression est égale à la pression de vapeur saturante à la température du solide ou température *humide*,
 P_W (Pa) pression partielle de la vapeur d'eau dans l'air,
 K_G (s · m⁻¹) coefficient global de transfert de matière, défini par la relation suivante :

$$K_G = \frac{h_G}{R_W T} \frac{P}{P - P_{DM}}$$

$$\text{avec } P - P_{DM} = \frac{P_{DO} - P_{DL}}{\ln \frac{P - P_{DL}}{P - P_{DO}}}$$

R_W est une constante caractéristique de l'eau, égale à la constante molaire des gaz R divisée par la masse molaire de l'eau.

P_{DO} , P_{DL} et P sont respectivement la pression de vapeur d'eau au niveau de la surface du produit à traiter, la pression partielle de l'eau dans l'air et la pression dans l'enceinte de séchage. Dans la

plupart des cas, P_{DM} , pression de vapeur d'eau moyenne au cours de séchage, est négligeable devant P ; par conséquent, on a :

$$K_G \approx h_G / R_W T$$

$$R_W = \frac{8,314 \text{ J} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}}{18 \times 10^{-3} \text{ kg} \cdot \text{mol}^{-1}} = 462 \text{ J} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$$

h_G (m · s⁻¹) est le coefficient d'échange de matière par diffusion à travers la couche limite ; il peut être déterminé expérimentalement. Il existe aussi pour évaluer ce coefficient, des relations faisant intervenir les **nombre adimensionnels** :

$$\text{— le nombre de Sherwood : } Sh = \frac{h_G d_p}{D_V} \frac{P}{P - P_{DM}}$$

— le nombre de Reynolds relatif aux particules de produit :

$$Re_p = \frac{d_p u \rho_g}{\mu_g}$$

$$\text{— le nombre de Schmidt : } Sc = \frac{\mu_g}{\rho_g D_V}$$

avec d_p (m) diamètre des particules,
 D_V (m² · s⁻¹) diffusivité de l'humidité dans le gaz de séchage,
 μ_g (Pa · s) viscosité dynamique du gaz de séchage,
 ρ_g (kg · m⁻³) masse volumique du gaz,
 u (m · s⁻¹) vitesse moyenne du gaz.
 h_G peut être calculé par la relation : $h_G = Sh \frac{D_V}{d_p} \frac{P - P_{DM}}{P}$

dans laquelle le nombre de Sherwood a la valeur calculée à l'aide de la relation le plus couramment utilisée pour des solides granulaires :

$$Sh = 2 + C Re_p^{1/2} Sc^{1/3}$$

avec $C = 0,6$ pour une sphère unique,
 $C \approx 1,16$ pour un lit fluidisé,
 $C \approx 1,8$ pour un lit fixe.

Exemple : calcul de la vitesse d'évaporation d'une pellicule d'eau située à la surface d'un grain de sable de 4 mm de diamètre.

L'épaisseur de la pellicule est égale à 0,5 mm. On considère que ce grain est introduit dans un courant d'air dont la température est égale à 40 °C et l'humidité relative 22 %. La vitesse relative du grain par rapport à l'air est égale à 5 m/s.

Le **diagramme de l'air humide basses températures** (en annexe, disponible uniquement sur papier) donne les valeurs suivantes :

— température du thermomètre *humide* ($t_h = 22,2$ °C) égale à la température de surface du grain (§ 2.3) ;

— pression de vapeur d'eau à la surface du solide :

$$P_W = 16 \text{ mbar} = 1\,600 \text{ Pa}$$

Or $P_s = 2\,700 \text{ Pa}$ (pression de vapeur saturante de l'eau).

On prend comme diamètre de la particule le diamètre du grain augmenté de deux épaisseurs de pellicule, soit 5 mm :

$$Re = \frac{0,005 \times 5 \times 1,13}{1,91 \times 10^{-5}} = 1\,479$$

$$Sc = \frac{1,91 \times 10^{-5}}{1,13 \times 27,5 \times 10^{-6}} = 0,61$$

$$Sh = 2 + 0,6 (1\,479)^{1/2} \times (0,61)^{1/3} = 21,57$$

Comme :

$$P - P_{DM} = \frac{2\,700 - 1\,600}{\ln \frac{101\,325 - 1\,600}{101\,325 - 2\,700}} = 99\,174 \text{ Pa}$$

il vient :

$$h_G = 21,57 \times \frac{27,5 \times 10^{-6}}{0,005} \times \frac{99\,174}{101\,325} = 0,116 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$\text{d'où} \quad K_G = \frac{0,116}{462 \times 313} = 8,02 \times 10^{-7} \text{ s} \cdot \text{m}^{-1}$$

La vitesse de séchage s'élève donc à :

$$\frac{dW}{dt} = K_G (P_s - P_W) A = 8,02 \times 10^{-7} \times (2\,700 - 1\,600) \times 4 \times \pi \times 0,002\,5^2$$

$$\frac{dW}{dt} = M \frac{dn_s}{dt} = 6,93 \times 10^{-8} \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

La masse d'eau (liquide) autour du grain étant trouvée égale à $3,2 \times 10^{-5} \text{ kg}$, le temps de séchage sera :

$$t = \frac{3,2 \times 10^{-5}}{6,93 \times 10^{-8}} = 462 \text{ s}$$

Il est également possible de considérer que le transfert de matière représenté par l'évaporation de l'eau s'accompagne d'un transfert thermique dirigé en sens inverse. La vitesse d'évaporation (en $\text{kg d'eau} \cdot \text{s}^{-1}$) est donc égale à :

$$M \frac{dn_s}{dt} = \frac{hA}{\lambda_e} (T_a - T_s) \quad (4)$$

avec $h \text{ (W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1})$ coefficient de transfert thermique,

$\lambda_e \text{ (J} \cdot \text{kg}^{-1})$ enthalpie massique de vaporisation de l'eau,

$T_a \text{ (K)}$ température de l'air,

$T_s \text{ (K)}$ température du solide.

Dans le cas de produits divisés, la surface d'échange $A \text{ (m}^2\text{)}$ est exprimée par :

$$A = a \frac{M}{\rho_{app}} \quad (5)$$

avec $a \text{ (m}^2 \cdot \text{m}^{-3})$ surface spécifique,

$\rho_{app} \text{ (kg} \cdot \text{m}^{-3})$ masse volumique apparente.

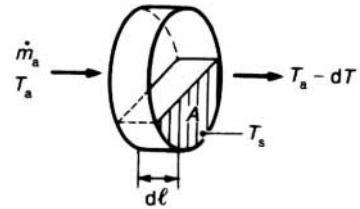
On obtient en combinant les équations (4) et (5) :

$$\frac{dn_s}{dt} = \frac{ha}{\rho_{app} \lambda_e} (T_a - T_s)$$

La **durée de séchage** pendant la phase à vitesse constante peut être calculée, pour un sécheur donné fonctionnant en continu, en effectuant un bilan sur un élément de longueur de l'appareil (figure 5). Sur un élément de surface frontale A , de volume élémentaire $A \, d\ell$ et de masse $A \, d\ell \, \rho_{app}$, la **vitesse de séchage** est égale à :

$$M \frac{dn_s}{dt} = \frac{\dot{m}_a C_{pa} dT}{\lambda_e} \frac{1}{A d\ell \rho_{app}} = \frac{ha}{\rho_{app} \lambda_e} (T_a - T_s)$$

avec $\dot{m}_a \text{ (kg} \cdot \text{s}^{-1})$ débit massique d'air de séchage,
 $C_{pa} \text{ (J} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1})$ capacité thermique massique de l'air.



L'air de séchage entre à la température T_a et au débit massique $\dot{m}_a$ et ressort à la température $T_a - dT$.

Figure 5 – Représentation schématique d'un élément du sécheur, d'épaisseur $d\ell$ et à la température T_s

L'intégration de cette équation différentielle permet de calculer la **durée du séchage** pendant la phase à vitesse constante, à partir des taux d'humidité définis sur la figure 3. On obtient :

$$t = \frac{\rho_{app} (n_{s,0} - n_{s,cr}) \lambda_e}{ha (T_a - T_s)_{ml}} \quad (6)$$

avec

$$(T_a - T_s)_{ml} = \frac{(T_{a,1} - T_{s,0}) - (T_{a,2} - T_{s,cr})}{\ln \frac{T_{a,1} - T_{s,0}}{T_{a,2} - T_{s,cr}}}$$

moyenne logarithmique des écarts de température entre l'air (indice a) et le solide (indice s), respectivement à l'entrée du sécheur (indice 1) et à la fin (indice 2) de la zone où s'effectue le séchage de l'eau libre.

Les équations mentionnées dans ce paragraphe permettent de mettre en évidence les différents facteurs influant sur la durée de la phase à vitesse de séchage constante. Parmi les facteurs accélérant la vitesse, on peut citer :

- la diminution de la pression de vapeur d'eau dans l'air, c'est-à-dire la diminution du taux d'humidité de l'air de séchage ;
- l'augmentation des coefficients de transfert de matière et de chaleur par une augmentation de la vitesse de l'air dans le sécheur ;
- l'accroissement de la surface spécifique : cela peut être obtenu en divisant le plus possible les solides (ou les liquides) à traiter avec, cependant, des limites : en effet, plus les particules sont petites et plus elles sont susceptibles d'être entraînées par le gaz de séchage ;
- l'élévation de la température du gaz de séchage.

La phase à vitesse de séchage constante n'est pas toujours identifiable, même pour des produits dont l'humidité initiale est très importante (produits végétaux, produits carnés). L'explication réside dans le fait que les parois cellulaires perturbent la migration rapide de l'humidité vers la surface des produits.

De plus, les équations précédemment indiquées tiennent compte d'une surface d'échange A constante. Cela n'est pas toujours réalisé. De nombreux produits ont tendance à se rétracter au cours du séchage (gels, produits biologiques, papier). Certains auteurs, comme Kneule [11], ont établi des relations permettant de tenir compte de la variation de la surface d'échange.

2.2.3 Phase à vitesse de séchage décroissante

■ Cette phase succède à la phase à vitesse constante quand cette dernière existe. Le taux d'humidité à partir duquel la vitesse de séchage se met à décroître est le **taux d'humidité critique** $n_{s,cr}$ qui n'est pas toujours identifiable et, quand il peut être observé, dépend des conditions de séchage.

On admet que, pendant cette période du séchage, le transfert de l'eau au sein du produit n'est plus assez rapide pour saturer la pellicule de gaz entourant celui-ci. Il se crée dans les produits poreux un **front de vaporisation** se dirigeant progressivement vers l'intérieur de la matière à sécher. La vapeur d'eau ayant un chemin de plus en plus important à parcourir, sa pression à la surface du produit diminue. La différence entre cette pression et la pression de vapeur d'eau dans le milieu ambiant, c'est-à-dire le *potentiel d'échange*, va donc décroître avec, comme conséquence, la diminution de la vitesse de séchage.

Dans les produits non poreux, la diffusion de l'eau au sein du produit est aussi à l'origine de la diminution de la vitesse de séchage. De même, la diminution de la diffusivité de l'eau au fur et à mesure que le produit sèche, ainsi que le *croûtage* éventuel du produit, peuvent aussi expliquer la diminution de la vitesse de séchage. Parallèlement, durant cette phase, les conditions régnant à l'extérieur du produit perdent leur influence.

Croûtage : formation d'une pellicule sèche autour du produit ou des particules qui le constituent, cette pellicule s'opposant au transfert d'humidité vers le milieu extérieur.

Deux mécanismes principaux ont été avancés pour expliquer le mouvement de l'eau à l'intérieur des corps à sécher :

- la **diffusion** ;
- la **migration capillaire**.

● La **théorie diffusionnelle** s'applique à des **produits à structure continue**. Cette théorie suppose que le mouvement de l'eau vers la surface du solide est gouvernée par la **seconde loi de Fick** qui permet d'exprimer le flux de matière au sein d'une particule en fonction du gradient d'humidité :

$$\vec{\Phi}_m = -D \text{ grad } \vec{C} \quad (7)$$

avec Φ_m ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$) flux massique de matière,

$\text{grad } \vec{C}$ ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-4}$) gradient de concentration de l'eau au sein de la particule, dans les trois directions de l'espace,

D ($\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$) coefficient de diffusion, ou diffusivité, de l'humidité au sein de la matière à sécher.

Cette diffusivité ne peut être calculée que dans de rares cas. Il est pratiquement toujours nécessaire de la connaître. Quelques valeurs de la **diffusivité de l'eau dans des produits alimentaires à 50 °C** sont données ci-dessous (en $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$) :

- betterave à sucre 5×10^{-10} ;
- blé $7,2 \times 10^{-11}$;
- maïs $(2,6 \text{ à } 8,2) \times 10^{-11}$;
- pomme $3,6 \times 10^{-9}$;
- pomme de terre $(0,9 \text{ à } 1,5) \times 10^{-10}$;
- feuilles de tabac $7,8 \times 10^{-13}$.

La diffusivité dépend de nombreux facteurs comme la nature du solide et celle de l'humidité, le taux d'humidité et la température. Quand le solide est homogène et de forme régulière et, si l'on admet que la diffusivité est constante et qu'il y a équilibre immédiat de la surface du solide avec l'air de séchage, l'intégration de la formule (7) permet de calculer, pour la phase de séchage à vitesse décroissante, la variation du taux d'humidité en fonction du temps :

$$\frac{n_s - n_{s,e}}{n_{s,0} - n_{s,e}} = \gamma \sum_{i=0}^{\infty} (2i+1)^{-2} \exp \left[- (2i+1)^2 \pi^2 D_{\text{eff}} t / \ell^2 \right] \quad (8)$$

Dans cette équation, ℓ (m) est la longueur caractéristique du produit : le rayon pour une sphère, l'épaisseur pour une plaque.

γ est un coefficient dépendant de la forme du produit :

$$\frac{8}{\pi^2} \text{ pour une plaque, } \frac{6}{\pi^2} \text{ pour une sphère}$$

D_{eff} ($\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$) est la **diffusivité effective** de l'humidité dans la matière. Sa valeur est déterminée expérimentalement. Cette diffusivité est considérée comme effective car il n'est fait appel à aucune hypothèse pour expliquer le mouvement de l'humidité au sein du produit.

n_s , $n_{s,e}$ et $n_{s,0}$ sont les taux d'humidité du produit, respectivement à l'instant t , à l'équilibre et à l'instant initial.

Lorsque le temps de séchage est suffisamment long, c'est-à-dire quand $\frac{n_s - n_{s,e}}{n_{s,0} - n_{s,e}}$ est inférieur à 0,6, l'équation (8) peut être simplifiée car la série est pratiquement égale à son premier terme :

$$\frac{n_s - n_{s,e}}{n_{s,0} - n_{s,e}} = \gamma \exp \left(- \pi^2 D_{\text{eff}} t / \ell^2 \right) \quad (9)$$

Cette équation permet de calculer la durée du séchage pendant la phase à vitesse décroissante. En effet, en dérivant l'équation (8) et en l'intégrant entre le moment où le solide a atteint son taux d'humidité critique $n_{s,cr}$ et un instant t , le temps de séchage est exprimé par l'équation suivante :

$$t = \frac{d_p^2}{4 \pi^2 D_{\text{eff}}} \ln \frac{n_s - n_{s,e}}{n_{s,0} - n_{s,e}} \quad (10)$$

Cette expression est particulièrement bien adaptée au cas où l'humidité migre par diffusion au sein de la matière.

● La **théorie capillaire** s'applique à des **produits poreux** ou à des produits granulaires (dans ce dernier cas, les espaces entre les particules ont un comportement analogue à celui des pores).

La théorie capillaire repose sur le fait que le mouvement de l'eau dans les pores résulte d'un potentiel de *succion* dont le mécanisme a notamment été étudié par Jurin. Lorsque l'on place un capillaire dans une cuve remplie d'eau, on constate une élévation du niveau du liquide (appelée aussi *ascension capillaire*) dans le tube par rapport au niveau dans la cuve. La hauteur d'ascension du liquide de masse volumique ρ_ℓ dans le capillaire de rayon r est :

$$h = \frac{2 \sigma_s \cos \beta}{\rho_\ell g r}$$

Dans cette expression, σ_s est la tension superficielle du liquide, β est l'angle de contact entre le liquide et le verre, g est l'accélération due à la pesanteur. On voit que l'effet de succion est d'autant plus important, pour un solvant donné, que le rayon des pores est plus faible.

Dans le cas des produits à sécher où le mouvement de l'eau pendant la phase à vitesse décroissante est d'origine capillaire, on peut exprimer la vitesse de séchage par l'équation suivante :

$$\frac{dn_s}{dt} = K(n_s - n_{s,e}) \quad (11)$$

K est un coefficient qui dépend de la vitesse de séchage pendant la phase à vitesse constante :

$$K = \frac{dn_s/dt}{n_{s,cr} - n_{s,e}} \quad (12)$$

■ La vitesse de séchage, pendant la phase où elle est constante, pouvant être déterminée par un simple bilan thermique, on peut écrire, d'après la relation (1) :

$$K = \frac{\alpha(T_a - T_s)}{\rho_s \lambda_e d}$$

ρ_s ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$) est la masse volumique du solide.

d est soit l'épaisseur d'une couche de particules dans laquelle le mouvement de l'eau est de type capillaire, soit le diamètre d'une particule isolée (désigné précédemment par d_p).

En intégrant l'équation (11), on aboutit à l'équation permettant de calculer le **temps de séchage pendant la phase à vitesse décroissante** :

$$t = \frac{\rho_s \lambda_e d_p}{\alpha (T_a - T_s)} \ln \frac{n_{s,cr} - n_{s,e}}{n_s - n_{s,e}} \quad (13)$$

■ **Le temps de séchage total** est évidemment égal à la somme des temps de séchage pendant les phases à vitesse constante et à vitesse décroissante.

Suivant la nature des solides, on utilisera l'équation (10) ou l'équation (13) pour exprimer le temps de séchage pendant la phase à vitesse décroissante. L'équation (13) s'applique surtout aux substances minérales comme le sable, les pigments... L'équation (10) est surtout applicable au savon, à la gélatine, à la colle ainsi qu'au bois, aux textiles, au papier et à l'argile.

La mise en œuvre de ces équations n'est pas toujours aisée, étant donné que l'on ne dispose pas systématiquement de valeurs pour les différents paramètres, ce qui est notamment le cas pour le taux d'humidité critique et la diffusivité de l'eau. Il est donc nécessaire d'effectuer des essais de séchage. Or le fait de pratiquer des essais permet de connaître le temps de séchage.

Néanmoins, l'utilité de ces formules est malgré tout multiple. Elles permettent de déterminer les diffusivités à partir d'expériences simples. Elles rendent ainsi possible l'extrapolation d'essais à des conditions de séchage différentes.

2.3 Représentation des différentes étapes au moyen de diagrammes de l'air humide

2.3.1 Principes

Au cours du séchage, l'air subit des modifications d'état portant sur sa température et son taux d'humidité. Les **diagrammes de l'air humide** permettent de suivre l'évolution de ces paramètres sans avoir recours à des calculs fastidieux. Bien que les définitions qui suivent soient applicables à tous les couples « gaz-humidité », il ne sera fait mention ci-après que du **mélange air-eau**.

Les diagrammes de l'air humide permettent de déterminer les caractéristiques suivantes.

■ **Température sèche** : c'est la température indiquée par une sonde nue placée dans l'air.

■ **Température humide** : c'est la température donnée par une sonde enrobée d'une mèche humidifiée en permanence par de l'eau pure et placée dans un courant d'air. Cette température est en général inférieure à la température sèche du fait de l'évaporation endothermique de l'eau placée sur la sonde. La température sèche et la température humide sont égales quand l'air est saturé de vapeur d'eau.

■ **Enthalpie** : cette grandeur représente le *contenu énergétique* de l'air humide. L'enthalpie s'exprime en joules par kilogramme d'air sec. En fait, elle représente une variation d'énergie par rapport à un état de référence : on considère en général que l'enthalpie est nulle à 0 °C. L'enthalpie i de l'air humide (en J/kg) à la température T_a (K) est la somme des variations des *chaleurs sensibles* de l'air et de l'eau entre T_a et 0 °C (soit 273 K) ainsi que de la *chaleur latente* de vaporisation de l'eau à 0 °C :

$$i = C_{pa} (T_a - 273) + n_a [\lambda_e + C_{pe} (T_a - 273)] \quad (14)$$

C_{pa} et C_{pe} étant les capacités thermiques massiques de l'air et de l'eau (en J · kg⁻¹ · K⁻¹).

Pour les températures habituellement utilisées en séchage, la relation (14) devient :

$$i = 1\,013 (T_a - 273) + n_a [2\,496 \times 10^3 + 1\,922 (T_a - 273)] \quad (15)$$

■ **Température de rosée** : c'est la température à laquelle se condense l'humidité contenue dans l'air.

■ **Humidité relative** : c'est le rapport de la pression de vapeur d'eau à une température donnée à la pression de vapeur saturante de l'eau à la même température.

■ **Température de saturation adiabatique** : on peut considérer que les processus de séchage se déroulent en général d'une manière adiabatique, c'est-à-dire sans échange de chaleur avec le milieu extérieur. Dans ces conditions, les points représentatifs des caractéristiques de l'air (température et taux d'humidité) vont se déplacer sur une droite appelée *droite de saturation adiabatique*. Le point d'intersection de cette droite avec la courbe de saturation définit la *température de saturation adiabatique*. Il se trouve que, pour le mélange eau-air, la température de saturation adiabatique constitue une bonne approximation de la température humide.

Pour d'autres systèmes, notamment pour les mélanges air-solvants organiques, la droite de saturation adiabatique est différente de la droite représentant les températures humides du mélange au cours du séchage. Seule la deuxième droite est à prendre en considération.

Le diagramme le plus utilisé est le **diagramme de Mollier**. Il s'agit d'un diagramme à axes obliques où l'enthalpie de l'air est portée en ordonnée et le taux d'humidité en abscisse. L'obliquité des axes est déterminée de manière à ce que l'isotherme à 0 °C soit perpendiculaire à l'axe des ordonnées.

Nota : pour plus de détails, le lecteur pourra se reporter à l'article *Air humide* [B 2 230] dans le traité Génie énergétique.

En annexe au présent article sont donnés (disponible uniquement sur papier) trois diagrammes de l'air humide. L'un s'applique aux *basses températures* jusqu'à 150 °C, l'autre couvre les *hautes températures* jusqu'à 900 °C, le troisième concernant les *moyennes températures* (10 à 300 °C) sera utilisé dans les déterminations graphiques ci-après.

Dans ce type de diagramme, les isothermes sont des droites dont la pente augmente avec la température. L'axe des ordonnées, correspondant aux enthalpies, est en général directement gradué en températures. Sur les diagrammes de l'air humide sont également représentées les *courbes d'isohumidité relative* ainsi que la *courbe de saturation* qui correspond à une humidité relative de 100 %.

L'intérêt du diagramme de l'air humide est de permettre de représenter non seulement l'évolution de l'air au cours du séchage, mais aussi celle du produit. Cela n'est toutefois possible qu'à condition que les phénomènes de diffusion d'humidité à l'intérieur du produit soient négligeables. Cette utilisation est possible lorsque l'on dispose de l'*isotherme d'adsorption du produit*.

■ **L'isotherme d'adsorption** est la courbe d'équilibre entre le taux d'humidité du produit et l'humidité relative de l'air, pour une température donnée. Pour une même humidité relative de l'air, plus la température augmente et plus le taux d'humidité du produit en équilibre avec cet air sera faible. Cela résulte de la nature exothermique des phénomènes d'adsorption. Les isothermes d'adsorption diffèrent aussi suivant les produits. La figure 6 regroupe quelques isothermes de produits courants.

L'isotherme d'adsorption va donc permettre de définir les caractéristiques de l'air en équilibre avec le produit à un moment donné du séchage. En portant celles-ci (température et humidité relative) sur le diagramme de l'air humide, on obtiendra un point représentatif du produit. Cette transformation est le principe de base qui permet d'utiliser le diagramme de l'air humide pour estimer la quantité d'air nécessaire pour sécher un produit.

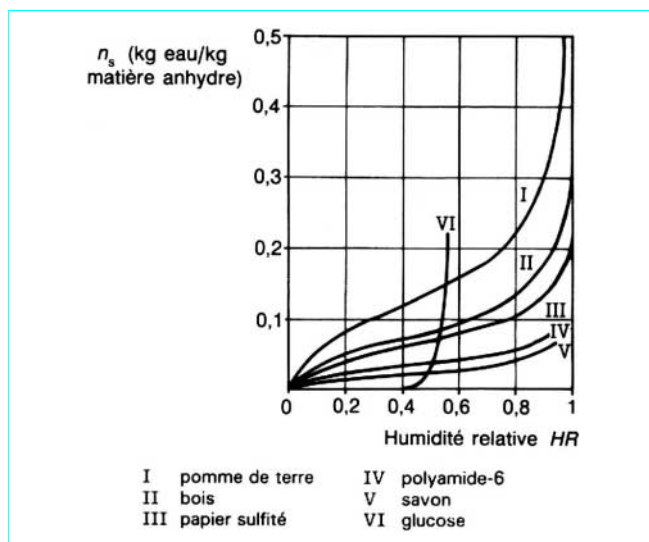


Figure 6 – Isothermes d'adsorption de quelques produits courants

2.3.2 Exemple

Un produit dont le taux d'humidité initial est égal à 20 % doit être séché jusqu'à un taux d'humidité final de 4 %. La température initiale du produit est égale à 0 °C. Le produit est séché par de l'air ambiant, à 20 °C et 70 % d'humidité relative, réchauffé jusqu'à 150 °C.

On admet pour cet exemple les points suivants :

- le séchage est isenthalpique ;
- il y a équilibre entre le produit et l'air de séchage (c'est le cas par exemple du séchage en lit fluidisé) ;
- l'humidité est superficielle ; il n'y a pas de diffusion au sein de la matière.

L'isotherme d'adsorption du solide à sécher est représentée sur la figure 7a.

Ces éléments permettent de porter, sur le diagramme de l'air humide de la figure 7b, l'évolution des caractéristiques de l'air et par conséquent du produit. On raisonne de la façon suivante. En amont du sécheur, l'air est réchauffé de la température $T_{a,0} = 20$ °C jusqu'à la température d'attaque $T_{a,1} = 150$ °C. On admet que ce réchauffage s'effectue dans une batterie électrique. Pendant cette phase, le taux d'humidité reste constant ($n_{a,0}$).

L'humidité relative de l'air en équilibre avec le produit se lit directement sur l'isotherme d'adsorption. Elle s'élève à 90 %. Il est donc possible de représenter sur le diagramme de l'air humide le point P caractéristique du produit à l'entrée du sécheur. Dès son introduction dans le sécheur, le produit se réchauffe. Son point représentatif va se déplacer le long de la courbe d'isohumidité relative 90 % jusqu'à atteindre le point B. Ce point B est le point d'intersection entre la courbe d'isohumidité relative (90 %) et la droite *isenthalpe* passant par le point A représentatif de l'air à l'entrée du sécheur.

Au fur et à mesure que le séchage se poursuit, le produit va s'échauffer et l'humidité relative de l'air en équilibre avec le produit va diminuer. Lorsque celle-ci atteindra 20 %, le taux d'humidité du produit sera théoriquement égal à 4 %. En début de séchage, 1 kg d'air sec peut évacuer ($n_{a,1} - n_{a,0}$) kg d'eau. En fin de séchage, cette capacité évaporatoire chute. L'air ne peut plus évacuer que ($n_{a,2} - n_{a,0}$) kg eau/kg air.

En divisant la masse d'eau à évaporer par la valeur moyenne des capacités évaporatoires entre le début et la fin du séchage, on peut déterminer la quantité d'air requise pour sécher le produit. La valeur moyenne des capacités évaporatoires sera déterminée soit par inté-

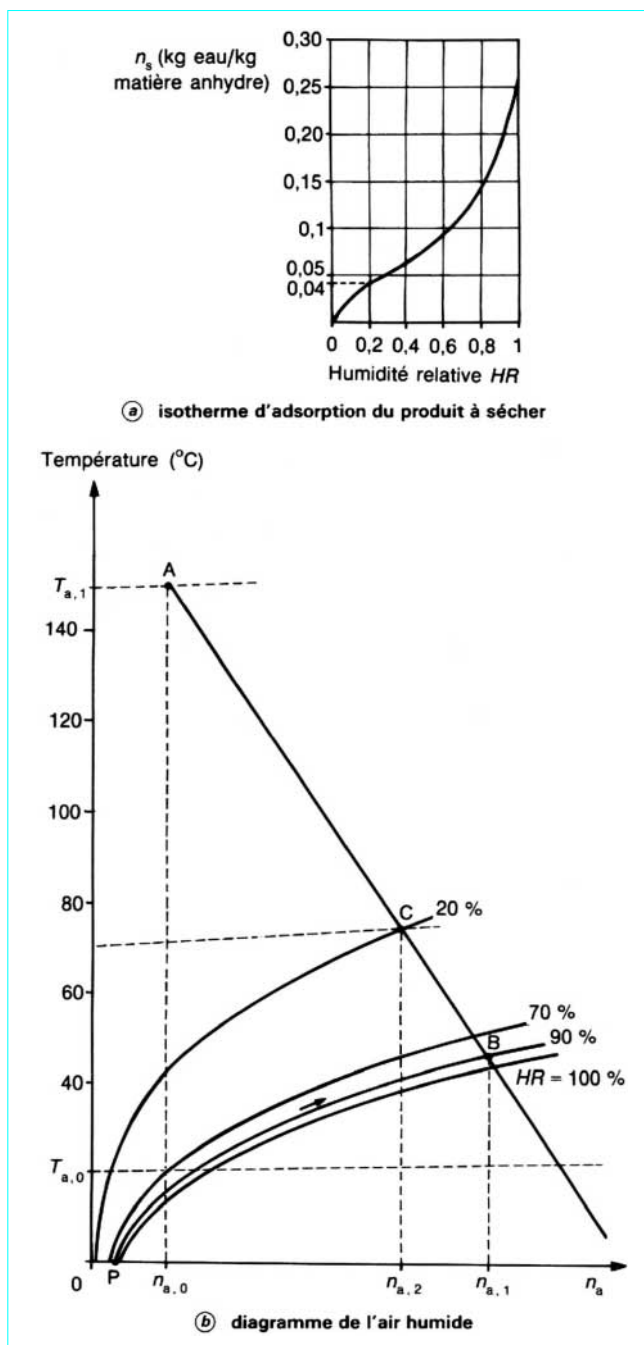


Figure 7 – Représentations graphiques des étapes de séchage

gration graphique, soit d'une manière plus approchée en effectuant une moyenne logarithmique entre la capacité initiale et la capacité finale.

On verra par la suite que ce raisonnement n'est pas rigoureusement exact, le point C se trouvant sur une droite dont la pente est légèrement supérieure à celle de la droite AB.

Cet exemple concernait un produit se trouvant dans le *domaine hygroscopique* (§ 1.7). Dans le cas étudié (figure 7a), si le taux d'humidité initial avait été supérieur à 26 %, le point B se serait situé

sur la courbe de saturation. Tant que le taux d'humidité aurait été supérieur ou égal à 26 %, le point représentatif du produit se serait situé en B.

2.4 Analyse des courbes de séchage. Modélisation

Bien qu'ils permettent d'identifier les différentes phases du séchage d'un produit, les modes de représentation exposés au paragraphe 2.2 ne sont pas suffisants pour établir un *modèle de séchage*. Avec la méthode décrite ci-après, on peut avoir une idée sur les mécanismes de transfert de l'eau au sein de la particule et déterminer la diffusivité.

2.4.1 Variation du taux d'humidité réduit en fonction du temps

Le **taux d'humidité réduit** est égal au rapport entre la quantité d'eau pouvant être évaporée à un instant t de la période de séchage à vitesse décroissante, à la quantité maximale d'eau pouvant être éliminée pendant cette même phase. En d'autres termes, le **taux d'humidité réduit** est égal à :

$$\frac{n_s - n_{s,e}}{n_{s,cr} - n_{s,e}}$$

En portant le logarithme du taux d'humidité réduit en fonction du temps (figure 8), il arrive que les points expérimentaux s'alignent suivant une droite de pente K .

Si la pente de cette droite est égale au coefficient K défini dans l'expression (12), on pourra conclure que le mécanisme de transfert de l'eau au sein du produit répond à la théorie capillaire. Dans le cas contraire, le mécanisme est diffusif ; la pente de la

droite serait alors égale à $\frac{\pi^2 \mathcal{D}_{eff}}{d_p^2}$ pour des sphères ou à $\frac{\pi^2 \mathcal{D}_{eff}}{4e^2}$

pour des plaques (e étant la demi-épaisseur). On pourra donc aisément, à partir de cette pente, calculer la diffusivité effective.

Les points expérimentaux ne s'alignent pas toujours suivant une droite. En effet, quand le temps de séchage est relativement court, l'équation (8) ne peut pas être réduite à son premier terme. Il est alors nécessaire, pour calculer la diffusivité, d'utiliser une autre méthode.

En admettant que le temps de séchage varie avec le carré du rayon ou de la demi-épaisseur – cela peut être vérifié par plusieurs expériences où l'on ne fait varier que la taille du produit à sécher – on peut utiliser une **méthode par identification** pour déterminer la diffusivité.

Le principe de cette méthode repose sur la comparaison entre les résultats expérimentaux et les solutions de l'équation (8) exprimant la variation du taux d'humidité réduit en fonction du temps, de la diffusivité et de la dimension du produit. Ce type d'équation étant fréquemment rencontré dans l'étude des phénomènes transitoires et sa résolution nécessitant la prise en compte de plusieurs paramètres ($\mathcal{D}_{eff}$, d_p , t), il a été proposé une solution normalisée en fonction du nombre adimensionnel de Fourier. Le tableau 1 reprend les solutions de l'équation (8) pour différents nombres de Fourier :

$$Fo = \mathcal{D}_{eff} t / d_p^2$$

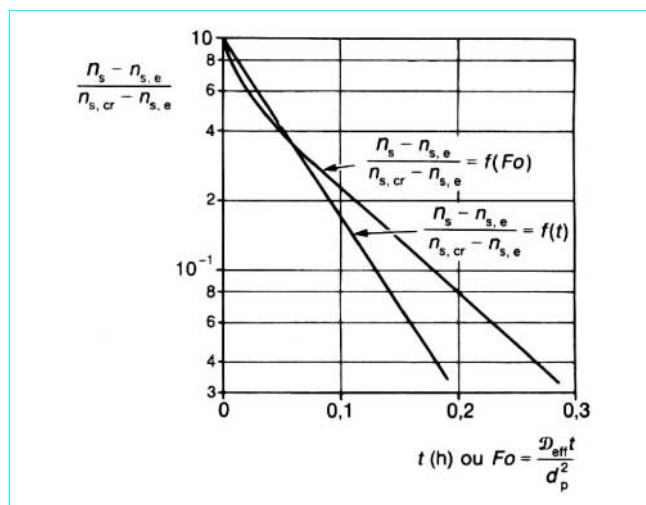


Figure 8 – Variation du taux d'humidité réduit en fonction du temps t ou du nombre de Fourier Fo

Tableau 1 – Taux d'humidité réduits et nombres de Fourier correspondants (pour une sphère)

$\frac{n_s - n_{s,e}}{n_{s,cr} - n_{s,e}}$	Fo	$\frac{n_s - n_{s,e}}{n_{s,cr} - n_{s,e}}$	Fo
1	0	0,399 4	0,048 6
0,853 7	0,002 03	0,304 5	0,072 9
0,796 7	0,004 05	0,251 3	0,091 1
0,754 3	0,006 08	0,204 2	0,111 3
0,719 5	0,008 10	0,150 5	0,141 9
0,663 2	0,012 5	0,100 6	0,182 3
0,578 9	0,020 3	0,055 2	0,243 0
0,501 0	0,030 4	0,011 1	0,405 0

Ainsi, si l'on désire calculer la diffusivité à un instant t du séchage, il suffit de calculer pour cet instant le taux d'humidité réduit et de se reporter au tableau pour avoir le nombre de Fourier correspondant. La diffusivité de l'eau sera donc égale à :

$$\mathcal{D}_{eff} = \frac{Fo}{\left(\frac{t}{d_p^2}\right)_{exp}}$$

2.4.2 Courbe caractéristique de séchage

La complexité des phénomènes intervenant au cours du séchage, la difficulté de déterminer certains paramètres comme la diffusivité, et le fait qu'il est toujours nécessaire d'avoir recours à l'expérimentation pour ajuster des constantes, ont fait que certains spécialistes se sont orientés vers une démarche empirique, l'idée étant, à partir de quelques simples expériences de séchage, de déterminer une loi applicable au plus grand nombre de conditions opératoires.

C'est ainsi que Van Meel [9] puis Krischer et Schlunder [10] [12] ont proposé un mode de représentation des résultats de différentes expériences permettant, pour un produit donné, de tracer

une courbe unique dite **courbe caractéristique de séchage**. Cette courbe rend ainsi possible le regroupement de résultats acquis dans des conditions différentes de vitesse d'air, de température et de taux d'humidité de l'air. Sous réserve que le taux d'humidité critique du produit soit constant et qu'il existe une phase de séchage à vitesse constante, la mise en œuvre de cette méthode est simple. Après avoir effectué plusieurs expériences de séchage (4 ou 5) dans des conditions opératoires différentes, on exprime les résultats dans le système de coordonnées suivant :

— **en ordonnée**, on porte la vitesse de séchage *réduite*, c'est-à-dire le rapport entre la vitesse de séchage à un instant donné t [pente de la courbe $n_s = f(t)$] et la vitesse de séchage pendant la phase à vitesse constante (repérée par l'indice 1) :

$$Y = \frac{-\left(\frac{dn_s}{dt}\right)}{-\left(\frac{dn_s}{dt}\right)_1}$$

— **en abscisse**, on porte le taux d'humidité *réduit* :

$$X = \frac{n_s - n_{s,e}}{n_{s,cr} - n_{s,e}}$$

On constate que, dans de nombreux cas, les points expérimentaux s'inscrivent dans une zone assez étroite qui permet de définir une courbe *moyenne*, la courbe caractéristique de séchage. Cette courbe permet de calculer la durée du séchage dans des conditions qui, par exemple, n'ont pas été explorées lors de son établissement.

D'après ce qui précède, $\frac{-(dn_s/dt)}{-(dn_s/dt)_1}$ est une fonction de

$\frac{n_s - n_{s,e}}{n_{s,cr} - n_{s,e}}$ que nous appellerons $g(X)$ d'où :

$$\frac{\frac{dn_s}{-(dn_s/dt)}}{\frac{dn_s}{-(dn_s/dt)_1}} = \frac{\frac{dn_s}{-(dn_s/dt)}}{g\left(\frac{n_s - n_{s,e}}{n_{s,cr} - n_{s,e}}\right)} = \frac{dn_s}{g(X)}$$

Il en résulte que :

$$\frac{dn_s}{-(dn_s/dt)} = \frac{n_{s,cr} - n_{s,e}}{-(dn_s/dt)_1} \frac{dX}{g(X)}$$

Le **temps de séchage** est déterminé en intégrant l'équation différentielle ci-dessus. On obtient :

$$t = \int_0^t dt = \int_{n_s}^{n_{s,e}} \frac{dn_s}{-(dn_s/dt)}$$

$$t = \frac{n_{s,cr} - n_{s,e}}{-(dn_s/dt)_1} \int_{X_0}^{X_e} \frac{dX}{g(X)}$$

La durée du séchage peut donc être calculée :

— soit en cherchant une expression mathématique $g(X)$ pour les différentes portions de la courbe caractéristique de séchage de manière à calculer aisément :

$$\int_{X_0}^{X_e} \frac{dX}{g(X)}$$

— soit en intégrant graphiquement la courbe $Y = g(X)$.

Van Brakel [15] a répertorié les différents types de courbes caractéristiques observées dans la littérature. Ces courbes (figure 9) peuvent être classées en quatre principales catégories :

- les produits hygroscopiques (courbes I à VIII) ;
- les produits colloïdaux (courbes IX à XII) ;

- les céréales (courbe XIII) ;
- les matériaux saturés de solutions salines présentant des problèmes de croûtage (courbes XIV à XVI).

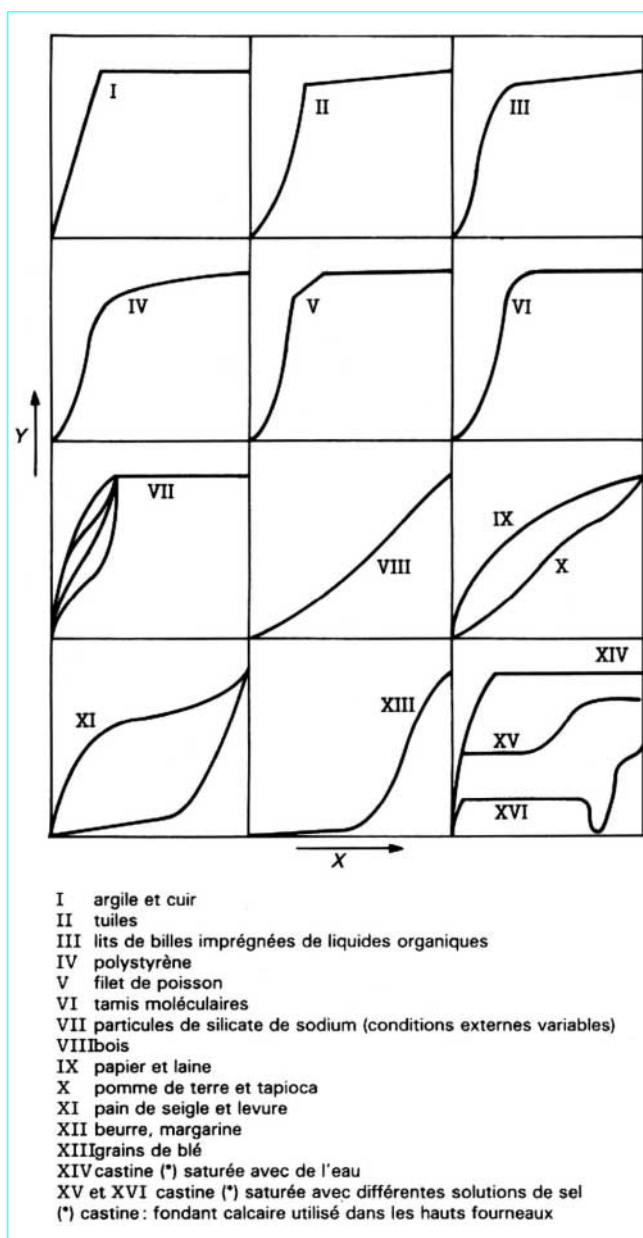


Figure 9 – Répertoire des différentes courbes caractéristiques
 (d'après Van Brakel [15])

3. Principes de calcul des sècheurs

3.1 Mode de détermination des paramètres de calcul

Tout sécheur peut faire l'objet d'un calcul théorique, à partir des données relatives au produit à traiter, et par l'application de règles et d'équations régissant les échanges de chaleur et de matière.

Ce calcul permettra une *approche* de la solution finale, mais il ne serait pas très raisonnable de procéder à la construction du sécheur sur ces seules bases. En effet, **il est indispensable de procéder à quelques essais** afin de s'assurer que les paramètres retenus sont bien confirmés par l'expérimentation et que le procédé de séchage choisi est bien adapté au traitement escompté et donne au produit sec les caractéristiques attendues.

Les essais ont un double but :

- valider le ou les procédés de séchage envisagés et retenir celui qui apparaît le mieux adapté eu égard aux qualités du produit sec obtenu ;
- déterminer les paramètres caractéristiques nécessaires à la détermination du sécheur industriel et identifier le comportement du produit au cours de l'opération de séchage.

Les **paramètres** essentiels déterminés par les essais sont :

- les températures *sèches* et *humides* de l'air de séchage avant et après son utilisation : les essais devront permettre de fixer les valeurs maximales de ces températures afin d'optimiser le dimensionnement de l'appareil industriel ;
- le temps de séchage du produit dans les différentes conditions de température de l'air ;
- l'allure de la courbe de séchage et l'identification des différentes phases de l'opération de séchage ;
- la température finale du produit dans les différentes conditions de température de l'air ;
- les masses volumiques du produit humide, du produit sec et du produit anhydre sous la forme où il se présente ;
- le coefficient spécifique de ventilation, c'est-à-dire le volume d'air de séchage par unité de surface de sécheur ;
- les éventuelles températures et enthalpies de changement d'état du produit lorsque celui-ci présente des transformations physico-chimiques au cours de son séchage ;
- la capacité thermique du produit anhydre.

Ces essais peuvent être menés soit en continu, soit en discontinu. L'**essai discontinu** peut se dérouler sur une petite quantité de produit (quelques dizaines de kilogrammes) et peut constituer un préliminaire intéressant pour une première approche. L'**essai continu**, mettant en œuvre des quantités plus importantes de produit (quelques centaines de kilogrammes), servira à contrôler et valider les constatations et les mesures effectuées lors de l'essai discontinu.

Les essais constituent une phase importante de la résolution d'un problème de séchage industriel et devraient être systématiques car, bien que coûteux, ils constituent l'une des meilleures façons de s'assurer que le procédé de séchage retenu apporte effectivement la solution attendue.

Les matériels utilisés pour ces essais (en particulier dans les cas d'essais continus) devraient avoir une taille suffisante pour éviter des extrapolations trop importantes. Il est souvent admis qu'un rapport de taille entre l'appareil industriel et l'appareil d'essai ne devrait pas se situer au-delà de 100.

Enfin, il est recommandé de s'affranchir totalement des relevés manuels de mesure au cours de ces essais, afin que le personnel opérationnel s'emploie au maximum à des observations d'ordre qualitatif.

3.2 Calcul et dimensionnement d'un sécheur à bande transporteuse

Nota : pour la description de ce type d'appareil, se reporter à l'article *Séchage. Appareillage et choix d'un procédé* [J 2 482].

3.2.1 Calcul du sécheur

Les essais ont permis de déterminer les valeurs des paramètres suivants :

- M_{sS} masse de produit anhydre entrant dans le sécheur par unité de surface,
- t temps de séchage du produit,
- $T_{s,3}$ température finale du produit,
- $n_{a,3}$ taux d'humidité de l'air en fin de séchage,
- V_{as} coefficient spécifique de ventilation (en $m^3 \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$).

3.2.1.1 Bilan matière sur le produit

	Produit à sécher	Produit anhydre	Eau contenue dans le solide
À l'entrée	$\dot{m}_{p,0}$	$\frac{\dot{m}_{p,0}}{1 + n_{s,0}}$	$\frac{\dot{m}_{p,0} n_{s,0}}{1 + n_{s,0}}$
À la sortie	$\dot{m}_{p,f}$	$\frac{\dot{m}_{p,f}}{1 + n_{s,f}}$	$\frac{\dot{m}_{p,f} n_{s,f}}{1 + n_{s,f}}$

La masse de produit anhydre se conservant, on a :

$$\frac{\dot{m}_{p,0}}{1 + n_{s,0}} = \frac{\dot{m}_{p,f}}{1 + n_{s,f}}$$

Le bilan matière précédent peut donc s'écrire :

	Produit à sécher	Produit anhydre	Eau contenue dans le solide
À l'entrée	$\dot{m}_{p,0}$	$\frac{\dot{m}_{p,0}}{1+n_{s,0}}$	$\frac{\dot{m}_{p,0} n_{s,0}}{1+n_{s,0}}$
À la sortie	$\dot{m}_{p,0} \frac{1+n_{s,f}}{1+n_{s,0}}$	$\frac{\dot{m}_{p,0}}{1+n_{s,0}}$	$\frac{\dot{m}_{p,0} n_{s,f}}{1+n_{s,0}}$

Donc le débit d'eau à évaporer est :

$$\dot{m}_{p,0} = \frac{n_{s,0} - n_{s,f}}{1+n_{s,0}}$$

3.2.1.2 Bilan matière sur l'air de séchage

	Air	Air sec	Eau
À l'entrée	$\dot{m}_{a,1}$	$\dot{m}_a$	$n_{a,1} \dot{m}_a$
À la sortie	$\dot{m}_{a,3}$	$\dot{m}_a$	$n_{a,3} \dot{m}_a$

avec $\dot{m}_{a,1}$ et $\dot{m}_{a,3}$ débit massique total d'air respectivement à l'entrée du sécheur et à la sortie du sécheur ;
 $n_{a,1}$ et $n_{a,3}$ taux d'humidité de l'air respectivement à l'entrée du sécheur et à la sortie du sécheur.

Compte tenu de la quantité d'eau évaporée et des valeurs de $n_{a,1}$ et $n_{a,3}$ données par les conditions atmosphériques ambiantes d'une

part, et l'expérimentation d'autre part, nous pouvons déterminer la valeur de $\dot{m}_a$:

$$\dot{m}_a = \frac{\dot{m}_{p,0} (n_{s,0} - n_{s,f})}{(1+n_{s,0})(n_{a,3} - n_{a,1})}$$

3.2.2 Dimensionnement du sécheur

La surface utile de séchage est :

$$S = \frac{\dot{m}_{p,0} t}{(1+n_{s,0}) M_{sS}}$$

On se fixe ℓ_t et L_t (largeur et longueur utiles du sécheur) en fonction de considérations d'implantation et de raccordement aux dispositifs annexes situés en amont ou en aval du sécheur.

Ces dimensions étant fixées, et en fonction de la conception de l'appareil, en particulier de l'implantation des organes de ventilation et d'entraînement mécanique, les dimensions L , ℓ et h (respectivement longueur totale, largeur totale et hauteur totale de l'enceinte de séchage) seront elles-mêmes fixées.

D'où la surface de déperdition de chaleur par les parois :

$$S_{dp} = 2 [L\ell + (L + \ell)h]$$

On se fixe alors une qualité d'isolation (épaisseur et nature de l'isolant), ce qui nous détermine le coefficient K de déperdition (en général de l'ordre de $0,9 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ pour des isolants de type laine de roche en 100 mm d'épaisseur).

3.2.3 Bilan thermique

	Énergie entrant	Énergie sortant
Produit	$\frac{\dot{m}_{p,0}}{1+n_{s,0}} (C_{ps} + n_{s,0} C_e) T_{s,0}$	$\frac{\dot{m}_{p,0}}{1+n_{s,0}} (C_{ps} + n_{s,f} C_e) T_{s,3}$
Air	$\dot{m}_a [(C_{pa} T_{a,1}) + n_{a,1} (\lambda_e + C_{pv} T_{a,1})]$	$\dot{m}_a [(C_{pa} T_{a,3}) + n_{a,3} (\lambda_e + C_{pv} T_{a,3})]$
Apport énergétique	Q	
Parois		$2 [L\ell + (L + \ell)h] K (T_{a,i} - T_{a,0})$
Divers	q	q'

$T_{a,i}$ est la température de l'air à l'intérieur du sécheur.

Pour les autres symboles et notations, se reporter au tableau Notations et symboles en fin de l'article.

Les valeurs de q et q' correspondent, le cas échéant, à l'énergie apportée ou absorbée par d'éventuels conteneurs recevant le produit à traiter ou les tapis de transport qui, selon la construction de ce type de sécheurs, peuvent avoir leur *brin de retour* à l'intérieur ou à l'extérieur de l'enceinte de séchage.

Le principe de la conservation d'énergie appliqué au bilan thermique permet de déterminer la valeur Q de l'énergie à apporter pour assurer le séchage.

On notera que, à ce premier stade de la détermination, on néglige l'énergie apportée par les ventilateurs. Cette énergie, dont la valeur absolue peut être déjà significative, reste cependant assez faible en valeur relative dans la grande majorité des cas.

3.2.4 Détermination des dispositifs annexes

La connaissance de V_{as} , donc de la vitesse de traversée de la couche de produit, permettra de dimensionner les ventilateurs de recirculation (article *Extraction solide-liquide II. Techniques et appareillage* [J 2 782]). La détermination de $\dot{m}_a$ permettra de dimensionner les ventilateurs d'insufflation et d'extraction, ainsi que les dispositifs de dépoussiérage. La détermination de Q donnera la quantité globale d'énergie par unité de temps à fournir pour assurer le séchage. Toutefois, pour tenir compte des sources de déperdition annexes, peu quantifiables individuellement, cette valeur sera majorée de 20 % environ. Le détail de la détermination des appareils fournissant l'énergie sera fait en fonction du type d'énergie disponible.

La connaissance de M_{sS} permettra de définir la charge utile du tapis, qui, avec les connaissances de L_t , de t et des composants de la mécanique, permettra d'en déterminer la chaîne cinématique.

3.2.5 Conclusion

La détermination d'un sécheur à bande transporteuse ne présente pas de difficulté particulière, à partir du moment où des essais sérieux ont permis de mesurer les paramètres essentiels. L'expérience du spécialiste intervient dans la sélection et la conception des matériels, de façon à arrêter dans ce domaine des choix fiables.

3.3 Calcul et dimensionnement d'un sécheur pneumatique

Nota : pour la description de ce type d'appareil, se reporter à l'article *Séchage. Appareillage et choix d'un procédé* [J 2 482].

Les essais ont permis de déterminer les valeurs des paramètres suivants : M_{sS} , t , $T_{s,3}$, $T_{a,3}$, $n_{a,3}$.

3.3.1 Bilans matières

Le bilan matière sur le produit est identique à celui donné pour un sécheur à bande transporteuse (§ 3.2.1.1). On en déduit de la même façon que le débit d'eau à évaporer est :

$$\dot{m}_{p,0} \frac{n_{s,0} - n_{s,f}}{1 + n_{s,0}}$$

Le bilan matière sur l'air est lui aussi identique à celui donné dans le paragraphe 3.2.1.2 et conduit également à :

$$\dot{m}_a = \frac{\dot{m}_{p,0} (n_{s,0} - n_{s,f})}{(1 + n_{s,0}) (n_{a,3} - n_{a,1})}$$

On vérifiera que la valeur de $\dot{m}_a$ ainsi calculée correspond à celle déterminée par les essais et ayant déterminé la valeur de M_{sa} (kg produit sec/kg air sec).

Nous vérifierons que la condition $\dot{m}_a = \frac{\dot{m}_{p,0}}{(1 + n_{s,0})} \frac{1}{M_{sa}}$ est satisfaite.

3.3.2 Dimensionnement du sécheur

Le bilan matière ayant permis de déterminer $\dot{m}_a$, l'appareil industriel aura une section proportionnelle à celle de l'appareil d'essai, le paramètre de proportionnalité étant le débit d'air sec $\dot{m}_a$.

Par conséquent, le diamètre du sécheur sera :

$$D = D_{\text{essai}} \sqrt{\frac{\dot{m}_a}{\dot{m}_{a,\text{essai}}}}$$

La longueur L_t restera la même en théorie. Toutefois, pour tenir compte de la différence d'écoulement des fluides dans l'appareil d'essai et dans l'appareil industriel, il est conseillé de majorer la longueur de l'appareil industriel de 15 % environ. Cette précaution, d'un coût marginal sur le montant de l'investissement, permet d'éviter des désagréments futurs.

Ces dimensions étant fixées, la surface S_{dp} de déperdition de chaleur par les parois peut être déterminée après avoir fixé le parcours du circuit pneumatique en fonction de son implantation dans l'atelier de séchage.

De même, la qualité de l'isolation sera décidée de façon à pouvoir fixer la valeur du coefficient K de déperdition (en général, K se situe vers $1 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$).

3.3.3 Bilan thermique

	Énergie entrant	Énergie sortant
Produit	$\frac{\dot{m}_{p,0}}{1 + n_{s,0}} (C_{ps} + n_{s,0} C_{pe}) T_{s,0}$	$\frac{\dot{m}_{p,0}}{1 + n_{s,0}} (C_{ps} + n_{s,f} C_{pe}) T_{s,3}$
Air	$\dot{m}_a [(C_{pa} T_{a,1}) + n_{a,1} (\lambda_e + C_{pv} T_{a,1})]$	$\dot{m}_a [(C_{pa} T_{a,3}) + n_{a,3} (\lambda_e + C_{pv} T_{a,3})]$
Apport énergétique	Q	
Parois		$S_{dp} K \Delta T$

ΔT est l'écart moyen logarithmique de température entre l'air ambiant et l'air respectivement à l'entrée et à la sortie du sécheur :

$$\Delta T = \frac{T_{a,1} - T_{a,3}}{\ln \frac{T_{a,1} - T_{a,0}}{T_{a,3} - T_{a,0}}}$$

L'égalité des énergies entrant et sortant permet de déterminer la valeur Q de l'énergie par unité de temps à apporter pour assurer le séchage.

En général, l'énergie Q est apportée en réchauffant l'air de séchage de débit $\dot{m}_a$.

On aura :

$$\frac{Q}{\dot{m}_a} = C_{pa}(T_{a,1} - T_{a,0}) + n_{a,1} C_{pv}(T_{a,1} - T_{a,0})$$

Il se peut que cette dernière égalité ne soit pas vérifiée parfaitement, et cela, du fait des différences entre l'appareil d'essai et l'appareil industriel. Dans ce cas, il est possible de modifier les paramètres afin de s'assurer que l'énergie nécessaire au séchage soit bien apportée. Ces modifications de paramètres porteront en premier sur la valeur de la température $T_{a,1}$, si le produit et le mode de chauffage le permettent, ensuite sur la valeur de $\dot{m}_a$, mais cela implique alors soit de modifier à nouveau le diamètre, soit de rallonger le sécheur pour respecter le temps de séjour nécessaire au séchage.

Dans le cas où le réchauffage de l'air est obtenu par mélange avec des gaz de combustion, il faudra tenir compte de l'eau de combustion qui, venant se mélanger à l'air de séchage, en augmentera la valeur $n_{a,1}$. Dans ce cas, il est souhaitable de majorer $\dot{m}_a$ de façon à conserver une valeur de $n_{a,3}$ semblable à celle obtenue lors des essais.

3.3.4 Détermination des dispositifs annexes

La connaissance de $\dot{m}_a$, $T_{a,1}$, $T_{a,3}$ permet de déterminer les systèmes de ventilation et de dépoussiérage : ventilateurs d'insufflation, d'extraction, matériels de réchauffage de l'air et de dépoussiérage.

De même, la connaissance du diamètre de la colonne et du débit $\dot{m}_a$ permettra de déterminer la géométrie de l'injecteur, qui tiendra également compte de la granulométrie des produits introduits dans le sécheur.

3.3.5 Conclusion

Bien que ne présentant pas de difficulté particulière, la détermination d'un sécheur pneumatique est très fortement liée à l'obtention de paramètres résultant d'essais. Par ailleurs, dans ce type de sécheur, l'expérience est un élément capital pour une conception appropriée de la géométrie des circuits.

3.4 Calcul d'un sécheur rotatif

Nota : pour la description de ce type d'appareil, se reporter à l'article *Séchage. Appareillage et choix d'un procédé* [J 2 482].

Il s'agit d'un des sécheurs dynamiques à entraînement convectif, le plus ancien mais aussi le plus utilisé. Chaque constructeur possède, en général, de nombreux éléments qui lui permettent d'estimer avec une assez bonne précision la taille requise pour résoudre un problème donné. Dans le cas contraire, l'**expérimentation** est le plus sûr moyen pour définir les dimensions de l'appareil industriel.

3.4.1 Détermination des paramètres au cours d'essais

Les essais sont en général conduits dans des appareils dont le diamètre est compris entre 0,3 et 0,5 m et la longueur entre 1,5 et 3 m. Il est préférable d'effectuer les essais en séchant en continu et en se rapprochant le plus possible des conditions de température d'air et de taux d'humidité qui seront utilisées sur l'installation industrielle.

Les **paramètres à mesurer** pendant l'expérience sont les suivants :

- températures d'entrée et de sortie de l'air de séchage ;
- températures d'entrée et de sortie du produit ;
- débit du produit ;
- débit d'air à l'entrée ou à la sortie du sécheur ;
- taux d'humidité initial et final du produit ;
- taux d'humidité initial et final de l'air de séchage ;
- taux de remplissage (rapport du volume de produit dans le sécheur au volume du sécheur) : ce taux est évalué en mesurant la quantité de produit dans le sécheur après avoir arrêté l'alimentation de celui-ci ;
- vitesse de rotation de la virole ;
- quantité de matière recueillie dans le dispositif de dépoussiérage des gaz ;
- consommation d'énergie.

À partir des résultats obtenus, on effectuera des **bilans matières** sur le produit et sur le gaz. On déterminera notamment :

- le débit de produit anhydre ;
- la quantité d'eau évaporée ;
- les débits d'eau associée au produit à l'entrée et à la sortie du sécheur ;
- le débit d'air sec traversant le sécheur.

3.4.2 Extrapolation des résultats aérauliques et thermiques

3.4.2.1 Détermination du coefficient d'échange volumique

Le but des essais est de déterminer un coefficient d'échange volumique qui pourra être extrapolé à d'autres conditions opératoires.

Le coefficient d'échange volumique *moyen* $\bar{U}_a$ (en $W \cdot m^{-3} \cdot K^{-1}$) est défini par la formule suivante :

$$\bar{U}_a = \frac{Q_G}{V_T \Delta T_m} = \frac{\dot{m}_a C_{pa}(T_{a,1} - T_{a,3})}{\frac{\pi}{4} D^2 L \Delta T_m}$$

avec Q_G (W)	quantité de chaleur cédée par le gaz de séchage par unité de temps,
V_T (m ³)	volume d'un tube sécheur,
ΔT_m (K)	écart moyen de température entre le gaz de séchage (air) et le produit,
$\dot{m}_a$ (kg · s ⁻¹)	débit massique de gaz de séchage,
$T_{a,1}$ et $T_{a,2}$ (K)	températures d'entrée et de sortie du gaz de séchage,
D et L (m)	diamètre et longueur du sécheur.

Le coefficient d'échange volumique varie le long du sécheur. Il diminue en fin de séchage lorsque le produit est dans la phase à vitesse décroissante. Il faut tenir compte avec le plus grand soin des conditions dans lesquelles le coefficient d'échange volumique a été déterminé lorsque l'on veut extrapoler à d'autres conditions de fonctionnement. C'est la raison pour laquelle il est préférable d'atteindre au cours des essais un taux d'humidité inférieur ou égal à celui requis pour l'installation industrielle.

Le coefficient d'échange volumique est principalement lié au débit d'air et au diamètre du sécheur. La **formule de Friedman et Marshall** citée dans le paragraphe 2.1 est une des expressions les plus utilisées pour définir le coefficient d'échange volumique *moyen* :

$$\overline{U}_a = k \frac{G^n}{D}$$

n est proche de 2/3 pour des débits d'air spécifiques G compris entre 0,37 et 1,87 kg · m⁻² · s⁻¹.

k est un coefficient lié non seulement au nombre de pelles [relation (2)], mais aussi à leur forme : c'est un paramètre qui est fortement lié au savoir-faire du constructeur.

Le débit d'air spécifique G varie selon les produits à traiter et, notamment, en fonction de leur granulométrie. En général, G varie entre 0,5 et 5 kg · m⁻² · s⁻¹. Pour les engrais, G est proche de 4,2 kg · m⁻² · s⁻¹ ; pour du sable, il est proche de 1,8 kg · m⁻² · s⁻¹ et, pour des produits chimiques cristallisés, la valeur habituelle est de 1,5 kg · m⁻² · s⁻¹.

Exemple : des essais de séchage d'un produit minéral ont été effectués dans les conditions suivantes :

- dimensions du sécheur *pilote* (à cocourant) : $D = 300$ mm ;
et $L = 2\,000$ mm
- température initiale de l'air de séchage : 450 °C ;
- température finale de l'air de séchage : 140 °C ;
- température initiale du produit : 10 °C ;
- température finale du produit : 100 °C ;
- débit massique d'air avant le réchauffage : 375 kg · h⁻¹ ;
- débit massique de produit humide à sécher : 255 kg · h⁻¹.

La moyenne logarithmique des écarts de température entre l'air de séchage et le produit :

$$450 - 10 \quad \left\{ \begin{array}{l} 450 \text{ °C} \xrightarrow{\text{Gaz de séchage}} 140 \text{ °C} \\ 10 \text{ °C} \xrightarrow{\text{Produit}} 100 \text{ °C} \end{array} \right\} \quad 140 - 100 \quad \text{à la sortie}$$

est égale à $\Delta T_m = \frac{440 - 40}{\ln \frac{440}{40}} = 166,8 \text{ °C}$

Le coefficient *moyen* d'échange volumique s'élève à :

$$\overline{U}_a = \frac{375 \times 1\,003 \times (723 - 413)}{\left(0,3^2 \times \frac{\pi}{4} \times 2\right) \times 166,8 \times 3\,600} = 1\,374 \text{ W} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{K}^{-1}$$

Le débit spécifique d'air est égal à :

$$G = \frac{375}{0,3^2 \times \frac{\pi}{4} \times 3\,600} = 1,47 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$$

Le coefficient de proportionnalité k de la formule de Friedman et Marshall s'élève donc à :

$$k = \frac{1\,374}{\left(\frac{1,47^{2/3}}{0,3}\right)} = 319$$

■ Calcul du diamètre de l'appareil

Les conditions étant les mêmes, on considère que le débit d'air est proportionnel au débit de produit à traiter, donc égal à :

$$375 \times \frac{12\,000}{255} = 17\,647 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1} \text{ soit } 4,9 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1} = \dot{m}_a$$

Le débit spécifique d'air étant le même pour conserver les mêmes vitesses, le diamètre de l'appareil devra être égal à :

$$D = \left(\frac{4,9}{1,47} \times \frac{4}{\pi}\right)^{1/2} = 2,06 \text{ m}$$

■ Calcul du coefficient d'échange volumique

$$\overline{U}_a = 319 \times \frac{1,47^{2/3}}{2,06} = 200 \text{ W} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{K}^{-1}$$

■ Calcul de la longueur de l'appareil

Le volume de l'appareil sera égal à :

$$V_T = \frac{\dot{m}_a C_{pa} (T_{a,1} - T_{a,2})}{\overline{U}_a \Delta T_m} = \frac{4,9 \times 1\,003 \times (723 - 413)}{200 \times 166,8} \approx 46 \text{ m}^3$$

la longueur s'élèvera donc à :

$$L = \frac{46}{2,06^2 \times \frac{\pi}{4}} = 13,8 \text{ m}$$

Dans la pratique, on sélectionnera un tube de sécheur de 2,1 m de diamètre et 14 m de longueur.

Si le taux d'humidité du produit et, éventuellement, la température d'attaque avaient été différents, il aurait fallu recalculer le débit d'air et recommencer le calcul en considérant que le débit spécifique d'air est constant.

3.4.3 Extrapolation des paramètres mécaniques

3.4.3.1 Vitesse de rotation

L'extrapolation de la vitesse de rotation se fait sur la base de la **vitesse périphérique**. Celle-ci s'exprime de la façon suivante :

$$U_p = \pi N d$$

avec U_p (m · min⁻¹) vitesse périphérique de la virole,
 N (tr · min⁻¹) vitesse de rotation,
 d (m) diamètre de la virole.

Dans l'essai précédemment décrit, la virole tournait à 16 tr · min⁻¹, la vitesse périphérique était égale à :

$$U_p = \pi \times 16 \times 0,3 = 15 \text{ m} \cdot \text{min}^{-1}$$

La vitesse de rotation de l'appareil industriel devra donc être égale à :

$$N = \frac{15}{\pi \times 2,1} = 2,3 \text{ tr} \cdot \text{min}^{-1}$$

La vitesse périphérique est une caractéristique variant d'un constructeur à l'autre. Elle dépend non seulement du produit à sécher, mais aussi des équipements internes du tube (article *Séchage. Appareillage et choix d'un procédé* [J 2 482]). Dans la pratique, la vitesse périphérique varie entre 10 et 30 m · min⁻¹. Le choix de la vitesse de rotation résulte d'un compromis entre de bonnes performances thermiques et une puissance d'entraînement la plus faible possible.

3.4.2.2 Extrapolation des résultats de l'essai

Si l'on cherche, par exemple, à déterminer les dimensions d'un sécheur industriel pouvant traiter 12 000 kg/h du produit de l'exemple précédent dans les mêmes conditions de température et de taux d'humidité du produit, on procédera de la façon suivante.

3.4.3.2 Inclinaison du tube du sècheur

C'est la pente du tube, conjuguée à la vitesse de rotation de celui-ci, qui permet l'avancement du produit dans le sècheur. Le même résultat est obtenu par certains constructeurs en utilisant des tubes horizontaux mais avec des pelles inclinées par rapport à l'axe du tube.

La pente du tube est déterminée en considérant que le temps de séchage, défini par exemple d'après la quantité de produit contenue dans le tube, doit être égal au temps de séjour obtenu par la rotation de l'appareil. Soit t_s (min) le temps de séchage défini par l'expérience :

$$t_s = \frac{V_p}{\dot{m}_{p,0}} \rho_{app} \frac{1}{60} = \frac{D^2 \frac{\pi}{4} L \varepsilon' \rho_{app}}{60 \dot{m}_{p,0}}$$

avec V_p (m³) volume de produit contenu dans le tube,
 ε' coefficient de remplissage ($\varepsilon' = V_p/V_T$ varie de 0,1 à 0,3),
 $\dot{m}_{p,0}$ (kg · s⁻¹) débit massique de produit à l'entrée du sècheur.

La pente du tube est déduite des autres caractéristiques du sècheur par la formule suivante :

$$t_s = t = 0,23 \frac{L}{D} \frac{1}{p} \frac{1}{N^{0,9}} \pm 1,97 \frac{BLG}{F}$$

avec t (min) temps de séjour dû à la rotation,
 L (m) longueur de la virole,
 D (m) diamètre de la virole,
 p pente du tube, c'est-à-dire tangente de l'angle que fait la virole avec l'horizontale,
 G (kg · m⁻² · s⁻¹) débit spécifique d'air,
 B (m⁻¹) constante dépendant de la granulométrie :
 $B = 5 (\bar{d}_p)^{-0,5}$, dans laquelle $\bar{d}_p$ (en µm) est le diamètre moyen des particules,
 N (tr · min⁻¹) vitesse de rotation,
 F (kg · m⁻² · s⁻¹) débit spécifique de produit entrant dans le sècheur.

Le **signe +** dans la formule ci-dessus correspond à une circulation opposée de l'air et du produit dans le sècheur (**contre-courant**).

Le **signe -** correspondant à une circulation à **cocourant**.

Les essais ont montré que l'on pouvait atteindre le taux d'humidité final requis avec un taux de remplissage égal à 0,25 pour un produit à sécher de masse volumique apparente égale à 1 200 kg/m³.

Dans le sècheur pilote de l'exemple précédent (longueur : 2 m), le temps de séchage est égal à :

$$t_s = \frac{0,32 \times \frac{\pi}{4} \times 2 \times 0,25 \times 1\,200}{255} = 0,17 \text{ h soit } 10 \text{ min}$$

La taille moyenne des particules étant de 1,5 mm, le coefficient B sera égal à :

$$B = 5 \times (1\,500)^{-0,5} = 0,13 \text{ m}^{-1}$$

Par ailleurs, on a :

$$G = \frac{\dot{m}_a}{D^2 \frac{\pi}{4}} = \frac{4,9 \times 4}{2,1^2 \times \pi} = 1,41 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$$

et
$$F = \frac{12\,000 \times 4}{3\,600 \times 2,1^2 \times \pi} = 0,96 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$$

Le deuxième terme de l'équation permettant de calculer le temps de séjour dans le sècheur industriel (longueur : $L = 14$ m) s'élève à :

$$1,97 \times \frac{BLG}{F} = 1,97 \times \frac{0,13 \times 14 \times 1,41}{0,96} = 5,27 \text{ min}$$

L'appareil fonctionnant à cocourant, la pente sera égale à :

$$p = \frac{0,23 \times 14}{2,1} \times \frac{1}{2,3^{0,9}} \times \frac{1}{(10 + 5,27)} = 0,047$$

Cette valeur est une valeur maximale. En effet, le temps de séjour assuré par la rotation devant être au moins égal au temps de séchage, on pourra diminuer la pente tout en augmentant la vitesse de rotation à 3 tr · min⁻¹ par exemple.

3.4.3.3 Pelletage

Le pelletage désigne l'équipement interne du sècheur rotatif (article *Séchage. Appareillage et choix d'un procédé* [J 2 482]). Son rôle est de brasser le produit, de le faire progresser le long du tube et de créer une pluie de particules (figure 10) aussi uniforme que possible de manière à obtenir de bons transferts thermiques. Il n'existe pas de règle générale pour définir un pelletage. C'est sur ce point que l'expérience du fabricant se manifeste pleinement. De plus, un bon pelletage doit prendre en compte l'évolution des caractéristiques du produit le long du sècheur. C'est le cas notamment des produits très humides qui collent et mottent en début de séchage et qui se désagrègent en fin de traitement.

La hauteur des pelles dépend du taux de remplissage. Elle est dans la plupart des cas comprise entre D/12 et D/8. Leur nombre sur une section varie entre 6 et 10D, D étant exprimé en mètres.

3.5 Calcul d'un sècheur à lit fluidisé

Note : pour la description de ce type d'appareil, se reporter à l'article *Séchage. Appareillage et choix d'un procédé* [J 2 482].

3.5.1 Principe

La fluidisation permet de conférer à un solide granulaire des propriétés analogues à celles d'un liquide (surface plane, étalement, remplissage total du récipient dans lequel le produit est fluidisé). La fluidisation résulte d'un équilibre dynamique entre les particules de produit et le gaz en mouvement ascendant. Lorsque l'on injecte de l'air au bas d'une couche de produit reposant sur une tôle perforée, on constate plusieurs étapes. Dans un premier temps, la couche s'expande sans mouvement relatif des particules. Parallèlement, la perte de charge de cette couche augmente au fur et à mesure que l'on augmente la vitesse du gaz. Puis la perte de charge se stabilise, même si l'on augmente la vitesse. On constate que des bulles apparaissent au sein de la couche. Les particules sont animées de mouvements aléatoires. L'état fluidisé est alors atteint. Le mélange très intime des particules et du gaz, ainsi obtenu, permet d'atteindre des conditions proches de l'équilibre en ce qui concerne les températures et les taux d'humidité. Aussi, dans le cas de solides dont l'humidité se situe en surface, est-il possible de prévoir assez facilement la taille de l'appareil sans avoir à mener une expérimentation trop importante. Il est toutefois nécessaire de posséder une isotherme d'adsorption.

3.5.2 Exemple

3.5.2.1 Données du problème

On désire sécher un produit dont le taux d'humidité initial est égal à 8 %, jusqu'à un taux d'humidité final de 0,5 %. On dispose d'une isotherme d'adsorption à 25 °C (figure 11).

À défaut de posséder d'autres isothermes, on supposera que celle-ci varie peu dans le domaine de températures considéré. Cette isotherme permet de conclure qu'au-dessus d'un taux d'humidité de 6 %, l'eau peut être considérée comme de l'eau libre. Pendant l'évaporation de la partie d'humidité comprise entre 6 et 8 %, la température du produit se stabilisera à la température humide. Au-dessous d'un taux d'humidité de 6 %, l'équilibre entre l'humidité relative de l'air et le taux d'humidité du produit est représenté par l'isotherme d'adsorption.

Le débit de produit à traiter est égal à 4 000 kg/h.

On dispose, pour effectuer le séchage, d'air à 170 °C avec un taux d'humidité égal à 10 g d'eau par kilogramme d'air sec correspondant à un air ambiant à 20 °C et 70 % d'humidité relative.

3.5.2.2 Calcul du débit d'air

La méthode qui va être exposée consiste à distinguer l'air nécessaire pour entraîner l'eau libre, celui nécessaire pour désorber l'eau liée et enfin celui destiné au réchauffage du produit. Le débit d'air nécessaire au séchage est la somme des trois débits d'air qui viennent d'être cités.

On effectue, dans un premier temps, le bilan matière de l'opération comme cela est expliqué dans les paragraphes précédents. On trouve (figure 12) :

- débit de matière sèche : $\dot{m}_s = 1,111 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$;
- débit d'eau à évaporer : $0,08375 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$;
- débit d'eau résiduelle (restant dans le produit en fin de séchage) : $5,56 \times 10^{-3} \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$.

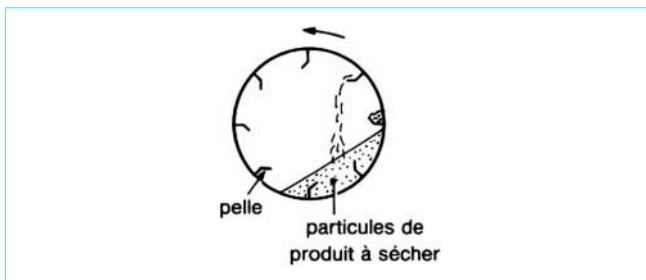


Figure 10 – Pelletage d'un tube sécheur rotatif

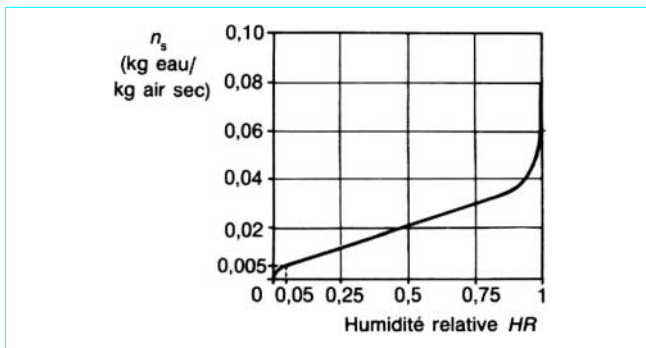


Figure 11 – Isotherme d'adsorption à 25 °C du produit à sécher

En admettant que le séchage s'opère de manière isenthalpique, on trace ensuite l'isenthalpe passant par le point A représentatif de l'air à l'entrée du sécheur (figure 13).

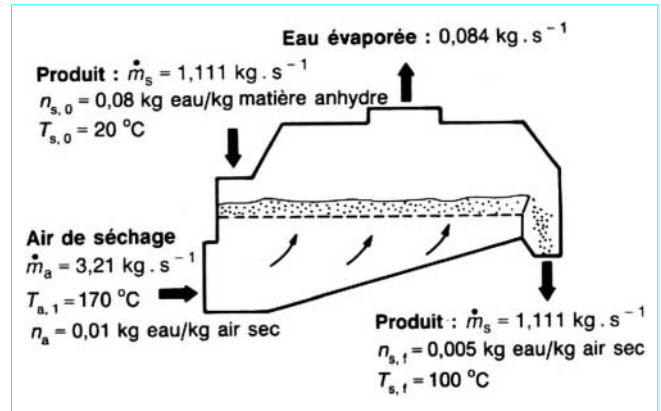


Figure 12 – Représentation schématique du sécheur à lit fluidisé

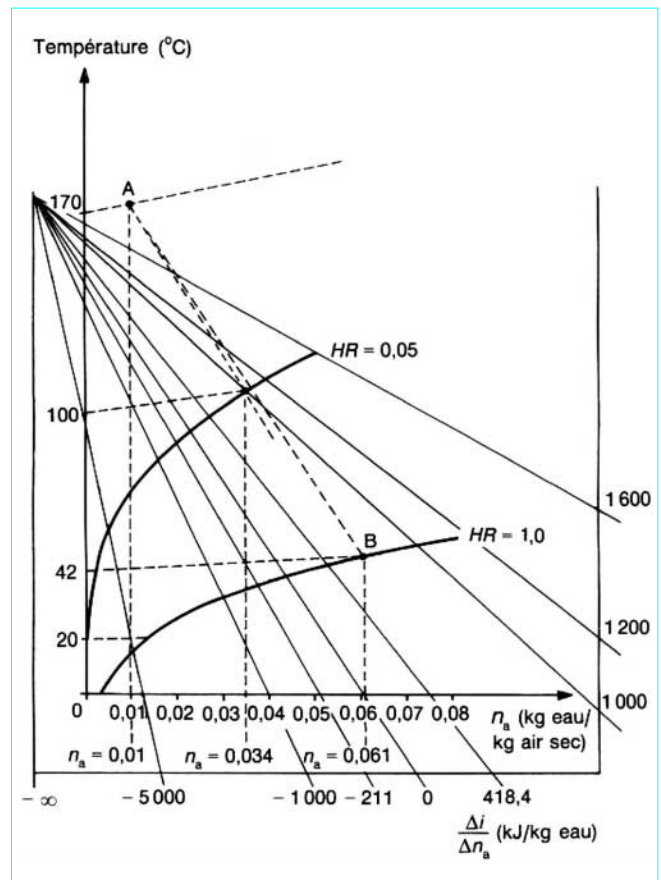


Figure 13 – Détermination graphique de l'évolution de l'air de séchage

Cette isenthalpe coupe la droite de saturation en un point B (42 °C et $n_a = 0,061$ kg eau/kg air sec). Ce point B est caractéristique de l'air au-dessus de la couche fluidisée jusqu'à la fin du séchage de l'eau libre (en réalité, il faudrait suivre la droite d'égale température humide ; ce type de droite n'étant pas toujours tracé, l'isenthalpe permet, avec une bonne précision, de déterminer la température du produit).

■ La masse d'air nécessaire à la **désorption de l'eau libre** par kilogramme de produit sec est donc égale à :

$$\sigma_L = \frac{n_{s,0} - n_{s,cr}}{\zeta(n_{a,2} - n_{a,1})}$$

ζ est un coefficient permettant de définir la qualité de l'échange. On démontre que ζ est égal à :

$$\zeta = 1 - \exp \left[- \frac{(1 - \varepsilon_c)^2}{12} \frac{6}{d_p} h \right] = 1 - \exp \left[- \frac{(1 - \varepsilon_c)^2}{2} \frac{h}{d_p} \right]$$

ε_c est le **degré de vide d'une couche**, égal au rapport du volume de vide au volume total de la couche. À défaut d'information précise, on peut prendre ε_c égal à 0,5.

h est la **hauteur de couche** de produit non fluidisée : h varie entre 50 et 200 mm.

d_p est le diamètre des particules.

Dans l'exemple cité, on a :

$$d_p = 1,5 \text{ mm}, h = 150 \text{ mm et } \varepsilon_c = 0,6$$

d'où $\zeta \approx 1$.

L'échange est donc quasi parfait. D'où :

$$\sigma_L = \frac{0,08 - 0,06}{1 \times (0,061 - 0,01)} = 0,39 \text{ kg air sec/kg produit sec}$$

■ Lors du **séchage de l'eau liée**, on ne peut plus considérer que le séchage est isenthalpique. Cela est dû au fait que le produit se réchauffe pour arriver au taux d'humidité final requis. Il y a donc lieu de calculer la pente de la droite le long de laquelle va se déplacer le point représentatif de l'air durant cette phase. Celle-ci est égale à :

$$\frac{di}{dn_a} = C_{pe} T_s - Q_\ell$$

Q_ℓ (J) est la quantité d'énergie nécessaire pour désorber l'eau liée.

$\frac{di}{dn_a}$ est la variation d'enthalpie de l'air, ou du produit, rapportée à la masse d'eau évaporée. Certains diagrammes de l'air humide sont représentés avec un point de rappel et une échelle permettant de tracer des droites lorsque l'on connaît la valeur du rapport $\frac{di}{dn_a}$ (J · kg⁻¹).

C_{pe} est la capacité thermique massique de l'eau ($\approx 4 180 \text{ J} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$).

T_s est la température finale du produit : sauf si une expérience de séchage a déjà été effectuée, cette valeur n'est pas connue. Pour l'estimer, il suffit de déterminer à l'aide de l'isotherme d'adsorption l'humidité relative de l'air en équilibre avec le taux d'humidité final requis. Pour le cas traité, l'humidité relative est égale à 5 %. La température finale sera très proche de la température indiquée par l'intersection de l'isenthalpe passant par les points A et B et la courbe d'isohumidité relative 5 %, soit 105 °C.

Q_L est la **chaleur d'adsorption de l'eau** dans le domaine hygroscopique. Il est possible de trouver dans la littérature des valeurs moyennes de la chaleur d'adsorption pour certains produits, mais en général cette grandeur n'est pas disponible. Elle oscille entre 400 et 1 400 kJ par kilogramme d'eau évaporée. La chaleur d'adsorption varie suivant le type de produit mais aussi en fonction de l'état de siccité. À défaut de valeur précise, on peut considérer 650 kJ/kg eau comme une valeur moyenne.

Donc, connaissant la capacité thermique de l'eau (C_{pe}), la température finale approchée du produit (T_s) et la chaleur d'adsorption Q_L , on peut calculer la valeur de la pente $\frac{di}{dn_a}$. On trace ensuite

la droite de pente $\frac{di}{dn_a}$ passant par le point A. L'intersection de cette droite avec la courbe d'isohumidité relative 5 % va permettre de définir la température de l'air en équilibre avec le produit, ainsi que le taux d'humidité du même air. L'application de cette méthode conduit à :

$$\frac{di}{dn_a} = - 211,1 \text{ kJ/kg eau et } T_s = 100 \text{ °C}$$

Nota : comme dans les exemples précédents, on peut aussi évaluer di/dn_a en calculant le rapport de la variation d'enthalpie du produit à la quantité d'eau évaporée lorsque T_s est connu, par exemple d'après une expérience antérieure.

Pour déterminer la masse d'air nécessaire pour désorber l'eau liée au produit, on considère que, pendant le séchage, la variation du taux d'humidité de l'air lors de la traversée de la couche est égale à la moyenne logarithmique des écarts de taux d'humidité de l'air au début et à la fin de la période de séchage à vitesse décroissante.

La masse d'air nécessaire pour désorber l'eau liée contenue dans 1 kg de produit anhydre, est donc égale à :

$$\sigma_\ell = \frac{n_{s,cr} - n_{s,f}}{\zeta \left[\frac{(n_{a,2} - n_{a,1}) - (n_{a,3} - n_{a,1})}{\ln \left(\frac{n_{a,2} - n_{a,1}}{n_{a,3} - n_{a,1}} \right)} \right]}$$

avec $n_{s,f}$ taux d'humidité final du produit,

$n_{a,3}$ taux d'humidité de l'air en équilibre avec le produit séché.

Dans l'exemple précédent, on trouve :

$$\sigma_\ell = \frac{0,06 - 0,005}{1 \times \left[\frac{(0,061 - 0,01) - (0,034 - 0,01)}{\ln \left(\frac{0,061 - 0,01}{0,034 - 0,01} \right)} \right]}$$

soit $\sigma_\ell = 1,54 \text{ kg air sec/kg produit anhydre}$.

Pendant le séchage, le produit s'échauffe. Il s'échauffe en général faiblement pendant la phase précédant l'évaporation de l'eau libre. Par contre, pendant l'évaporation de l'eau liée, l'élévation de température est plus importante.

■ Le calcul du débit d'air nécessaire pendant la phase de réchauffage préliminaire et pendant celle de réchauffage final nécessite de connaître les **chaleurs sensibles** du produit.

Soient C_{ps} et C_{pe} les capacités thermiques massiques respectivement du produit anhydre et de l'eau.

● **En réchauffage primaire** (noté RP en indice), on considère que la capacité thermique massique du produit humide est égale à :

$$C_{p(RP)} = C_{ps} + n_{s,0} C_{pe}$$

$$C_{p(RP)} = 1 045 + (0,08 \times 4 180) = 1 379,4 \text{ J} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$$

● **En réchauffage final** (noté RF en indice), la capacité thermique massique moyenne est égale à :

$$C_{p(RF)} = C_{ps} + \frac{(n_{s,cr} + n_{s,f})}{2} C_{pe}$$

$$C_{p(RF)} = 1\,045 + \frac{(0,06 + 0,005)}{2} \times 4\,180 = 1\,180,8 \text{ J} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$$

La masse d'air nécessaire au réchauffage initial par kilogramme de produit anhydre est égale à :

$$\sigma_{RP} = \frac{C_{p(RP)}}{C_{pa}} \frac{1}{\zeta} \ln \frac{T_{a,1} - T_{s,0}}{T_{a,1} - T_{s,1}}$$

$T_{s,0}$ étant la température initiale du produit et $T_{s,1}$ la température du produit en fin de phase de réchauffage primaire.

Soit :

$$\begin{aligned} \sigma_{RP} &= \frac{1\,379,4}{1\,003} \times \frac{1}{1} \times \ln \frac{170 - 20}{170 - 42} \\ &= 0,22 \text{ kg air sec/kg produit anhydre} \end{aligned}$$

De même, la masse d'air, par kilogramme de produit anhydre, nécessaire au réchauffage du produit pendant la désorption de l'eau liée, est égale à :

$$\begin{aligned} \sigma_{RF} &= \frac{C_{p(RF)}}{C_{pa}} \frac{1}{\zeta} \ln \frac{T_{a,1} - T_{s,1}}{T_{a,1} - T_{s,3}} \\ \sigma_{RF} &= \frac{1\,180,8}{1\,003} \times \frac{1}{1} \times \ln \frac{170 - 42}{170 - 100} \end{aligned}$$

soit $\sigma_{RF} = 0,71 \text{ kg air sec/kg produit anhydre}$.

■ La masse totale d'air sec nécessaire au séchage, par kilogramme de produit anhydre, est donc égale à :

$$\sigma_g = \sigma_L + \sigma_\ell + \sigma_{RP} + \sigma_{RF} = 0,39 + 1,54 + 0,22 + 0,71$$

soit $\sigma_g = 2,86 \text{ kg air sec/kg produit anhydre}$.

Le débit massique d'air devant traverser l'appareil sera égal à :

$$\dot{m}_a = \sigma_g (1 + n_{a,1}) \dot{m}_s = 2,86 \times (1 + 0,01) \times 1,111$$

soit $\dot{m}_a = 3,21 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$ d'air à 0,01 kg eau/kg air sec.

3.5.2.3 Détermination de la surface du lit fluidisé

L'évaluation de la taille de l'appareil nécessite de connaître ou, à défaut, de calculer la **vitesse de fluidisation**. Celle-ci peut être calculée à partir de l'**équation d'Ergun** qui permet de définir le nombre de Reynolds au minimum de fluidisation (noté MF en indice) :

$$Re_{MF} = \left[33,7^2 + 0,0408 \times \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu_g^2} \right]^{1/2} - 33,7$$

La vitesse minimale de fluidisation (en m/s) est égale à :

$$U_{MF} = Re_{MF} \frac{\mu_g}{d_p \rho_g}$$

La vitesse *opérationnelle* de fluidisation est en général comprise entre 1,5 et 4 fois la vitesse minimale de fluidisation. Le coefficient multiplicatif 1,5 s'applique à des particules de 3 à 4 mm de diamètre, le coefficient 4 à des particules de 0,3 mm. Entre ces deux valeurs et à défaut de pouvoir effectuer des essais de fluidisation, on peut effectuer une interpolation. En effet, la surface de fluidisation (en m²) est égale à :

$$S = \dot{m}_a \frac{(273 + T_{ae})}{273} \frac{1}{U_F} \frac{1}{\rho_g}$$

avec

$$T_{ae} = \frac{T_{a,3} - T_{a,2}}{\ln \frac{T_{a,3}}{T_{a,2}}}$$

Il est préférable de calculer la vitesse de fluidisation U_F en se basant sur le débit volumique calculé à la température moyenne de sortie et non pas celle d'entrée dans le sécheur. En effet, dans le cas de produits très humides, on peut sécher le produit avec des températures d'air très élevées sans pour autant que la température de la couche fluidisée ne dépasse la température *humide*.

Calculer la surface en considérant la température d'entrée reviendrait d'une part à surestimer la surface du sécheur, d'autre part à sous-estimer la vitesse d'air effective dans le sécheur.

Application numérique

Les caractéristiques du produit traité et de l'air de séchage sont les suivantes :

$$\rho_s = 1\,800 \text{ kg/m}^3$$

$$d_p = 1,5 \text{ mm}$$

$$\mu_g = 2,03 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

$$\rho_g = 1,03 \text{ kg/m}^3 \text{ à } 70^\circ \text{C}$$

Dans ces conditions, on trouve, tous calculs faits :

$$Re_{MF} = 51,21$$

$$U_{MF} = 0,69 \text{ m/s}$$

$$U_F \approx 3U_{MF} = 2,0 \text{ m/s à } 70^\circ \text{C}$$

La surface du sécheur s'élèvera à :

$$S = 3,21 \times \frac{(273 + 70)}{273} \times \frac{1}{1,03} \times \frac{1}{2,0} = 1,96 \text{ m}^2$$

Il s'agit d'une surface *minimale*. Il conviendra de choisir dans la gamme du constructeur l'appareil de taille supérieure le plus approchant.

Notations et Symboles		
Symbole	Unité	Définition
A	m^2	Surface d'échange
A'	m^2	Surface de transfert effectif
a	$m^2 \cdot m^{-3}$	Surface spécifique
C_{pa}	$J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$	Capacité thermique massique de l'air
C_{pv}	$J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$	Capacité thermique massique de la vapeur d'eau
C_{ps}	$J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$	Capacité thermique massique du produit anhydre
C_{pe}	$J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$	Capacité thermique massique de l'eau
D	m	Diamètre d'un tube sécheur (rotatif ou pneumatique)
$\mathcal{D}$	$m^2 \cdot s^{-1}$	Diffusivité de la vapeur d'eau dans le produit
$\mathcal{D}_{eff}$	$m^2 \cdot s^{-1}$	Diffusivité effective de l'eau dans le produit
$\mathcal{D}_v$	$m^2 \cdot s^{-1}$	Diffusivité de l'eau dans le gaz de séchage
$\overline{d_p}$	m	Diamètre moyen d'un ensemble de particules
d	m	Profondeur de pénétration
d	m	Diamètre de la virole
E	$V \cdot cm^{-1}$	Champ électrique
e	m	Demi-épaisseur d'une plaque
f	Hz	Fréquence
F	$kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$	Débit spécifique de produit entrant dans le sécheur
G	$kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$	Débit spécifique d'air de séchage
g	$m \cdot s^{-1}$	Accélération due à la pesanteur (= 9,81)
h	$W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$	Coefficient de transfert thermique
h	m	Hauteur de couche de produit
h	m	Hauteur totale du sécheur
h_G	$m \cdot s^{-1}$	Coefficient d'échange de matière par diffusion à travers la couche limite
i	$J \cdot kg^{-1}$	Enthalpie massique de l'air humide
K_G	$s \cdot m^{-1}$	Coefficient global de transfert de matière
K	$W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$	Coefficient de déperdition de chaleur
ℓ	m	Largeur du sécheur
ℓ	m	Dimension caractéristique
ℓ_t	m	Largeur utile du sécheur
L	m	Longueur du sécheur
L_t	m	Longueur utile du sécheur
$\dot{m}_a$	$kg \cdot s^{-1}$	Débit massique d'air anhydre
$\dot{m}_{a,1}$	$kg \cdot s^{-1}$	Débit massique total d'air à l'entrée du sécheur
$\dot{m}_{a,3}$	$kg \cdot s^{-1}$	Débit massique total d'air à la sortie du sécheur
$\dot{m}_{p,0}$	$kg \cdot s^{-1}$	Débit massique de produit à l'entrée du sécheur
$\dot{m}_{p,f}$	$kg \cdot s^{-1}$	Débit massique du produit à la sortie du sécheur
$\dot{m}_s$	$kg \cdot s^{-1}$	Débit massique du produit

Notations et Symboles		
Symbole	Unité	Définition
M	kg	Masse de produit à sécher
M_{sS}	$kg \cdot m^{-2}$	Masse de produit anhydre entrant dans le sécheur par unité de surface de séchage
M_{sa}	kg/kg	Masse de produit anhydre par kilogramme d'air sec
Nu		Nombre de Nusselt
$n_{a,0}$	kg eau/kg air sec	Taux d'humidité de l'air
$n_{a,1}$	kg eau/kg air sec	Taux d'humidité de l'air entrant dans le sécheur
$n_{a,2}$	kg eau/kg air sec	Taux d'humidité de l'air correspondant à la température en fin de phase à vitesse constante
$n_{a,3}$	kg eau/kg air sec	Taux d'humidité de l'air en fin de séchage
n_s		Taux d'humidité du produit
$n_{s,0}$	$\left. \begin{array}{l} kg \text{ eau/kg} \\ \text{matière} \\ \text{anhydre} \end{array} \right\}$	Taux d'humidité initial du produit
$n_{s,cr}$		Taux d'humidité critique
$n_{s,e}$		Taux d'humidité à l'équilibre en fin de séchage
$n_{s,f}$	$\left. \begin{array}{l} kg \text{ eau/kg} \\ \text{matière} \\ \text{anhydre} \end{array} \right\}$	Taux d'humidité final du produit
n_f		Nombre de pelles
N	$tr \cdot min^{-1}$	Vitesse de rotation
Pr		Nombre de Prandtl
P	$W \cdot cm^{-3}$	Puissance thermique dissipée par rayonnement
p		Pente d'un sécheur rotatif
P_s	Pa	Pression de vapeur d'eau à la surface du solide
P_W	Pa	Pression partielle de la vapeur d'eau dans l'air
Q	W	Quantité de chaleur échangée par unité de temps
Q_G	W	Quantité de chaleur cédée par le gaz de séchage par unité de temps
Q_L	$J \cdot kg^{-1}$	Chaleur d'adsorption de l'eau
Re		Nombre de Reynolds
S	m^2	Surface de fluidisation
S	m^2	Surface d'un sécheur
S_{dp}	m^2	Surface d'un sécheur exposée aux déperditions
Sh		Nombre de Sherwood
Sc		Nombre de Schmidt
t	s	Temps de séjour dû à la rotation du sécheur
t	s	Temps de séchage
T_a	K ou °C	Température de l'air
$T_{a,0}$	K ou °C	Température de l'air ambiant
$T_{a,1}$	K ou °C	Température de l'air entrant dans le sécheur
$T_{a,2}$	K ou °C	Température de l'air en fin de période à vitesse constante
$T_{a,3}$	K ou °C	Température finale de l'air
T_s	K ou °C	Température superficielle du produit à sécher
$T_{s,0}$	K ou °C	Température initiale du produit

Notations et Symboles

Symbole	Unité	Définition
$T_{s, cr}$	K	Température critique (fin de phase à vitesse constante)
$T_{s, 3}$	K	Température finale du produit
T_F	K ou °C	Température du fluide chauffant
$\overline{U}_a$	$W \cdot m^{-3} \cdot K^{-1}$	Coefficient moyen volumique d'échange par convection
U_F	$m \cdot s^{-1}$	Vitesse de fluidisation
U_{MF}	$m \cdot s^{-1}$	Vitesse minimale de fluidisation
U_p	$m \cdot min^{-1}$	Vitesse périphérique de la virole
u	$m \cdot s^{-1}$	Vitesse moyenne du gaz
V_{as}	$m^3 \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$	Coefficient spécifique de ventilation
V_T	m^3	Volume d'un tube sécheur
V_p	m^3	Volume de produit dans un sécheur
α	$W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$	Coefficient d'échange par convection
α'	$W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$	Coefficient d'échange par conduction
ε_1		Émissivité
ε'_r		Constante diélectrique ou permittivité relative
ε'		Coefficient de remplissage du sécheur
ε_c		Degré de vide d'une couche
ρ_{app}	$kg \cdot m^{-3}$	Masse volumique apparente
ρ_s	$kg \cdot m^{-3}$	Masse volumique d'un solide
ρ_g	$kg \cdot m^{-3}$	Masse volumique d'un gaz
ρ_ℓ	$kg \cdot m^{-3}$	Masse volumique d'un liquide
Φ_m	$kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$	Flux massique de matière au sein d'une particule
λ_0	m	Longueur d'onde

Notations et Symboles

Symbole	Unité	Définition
λ_a	$W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}$	Conductivité thermique de l'air
λ_e	$J \cdot kg^{-1}$	Enthalpie massique de vaporisation de l'eau
ΔT_m	K	Écart moyen logarithmique de température
μ_g	Pa · s	Viscosité dynamique d'un gaz
$\tan \delta$		Facteur de dissipation diélectrique
σ	$W \cdot m^{-2} \cdot K^{-4}$	Constante de Stefan-Boltzmann
σ_g	} kg air sec/kg produit anhydre }	Masse totale d'air sec nécessaire au séchage
σ_L		Masse d'air nécessaire au séchage de l'eau libre
σ_ℓ		Masse d'air nécessaire à la désorption de l'eau liée

Liste des Indices

0	initial
1	à l'entrée du sécheur
2	en fin de phase de séchage à vitesse constante
3	en fin de séchage
cr	critique
e	à l'équilibre
f	en fin de séchage
s	du solide
MF	minimum de fluidisation
RP	réchauffage primaire
RF	réchauffage final

Séchage

par **André CHARREAU**

Ingénieur de l'École Spéciale de Mécanique et d'Électricité (ESME)

Roland CAVAILLÉ

Docteur-Ingénieur de l'Institut des Sciences de l'Ingénieur de Montpellier
Comessa SA

et **François VACHET**

Docteur-Ingénieur de l'Institut National Polytechnique de Grenoble
Ingénieur de l'École Nationale Supérieure d'Électrochimie
et d'Électrometallurgie de Grenoble
Ingénieur Procédé
Rhône-Poulenc Industrialisation

Bibliographie

Références

- [1] BIMBENET (J.J.). – *Le séchage dans les industries agricoles et alimentaires*. SEPAIC Paris, 31 p. (1978).
- [2] CRANK. – *Mathematics of diffusion*. Clarendon Press Oxford, 347 p. (1967).
- [3] DASCALESCU. – *Le séchage et ses applications industrielles*. Dunod Paris, 536 p. (1969).
- [4] GARDNER. – *Industrial drying*. George Godwin Ltd Londres, 310 p. (1976).
- [5] GOMARIN (C.). – *Le séchage par fluidisation de produits humides en surface*. CPIC Nancy, 65 p.
- [6] KEEY (R.B.). – *Drying principles and practice*. Pergamon Press Oxford, 376 p. (1972).
- [7] FRIEDMAN (S.J.) et MARSHALL (W.R.). – *Chem. Eng. Prog.*, 45, p. 573 (1949).
- [8] KEEY (R.B.). – *Introduction to industrial drying operations*. Pergamon Press Oxford, 376 p. (1978).
- [9] VAN MEEL (D.A.). – *Chem. Eng. Sci.*, 9, p. 36 (1957).
- [10] SCHLUNDER (E.V.). – *Handbook of heat transfer*. Section 3 : *Dryers*, Hemisphere Publishing Corp., (1983).
- [11] KNEULE (F.). – *Le séchage*. Eyrolles Paris, 459 p. (1964).
- [12] KRISCHER (O.) et KRÖLL (K.). – *Technique du séchage*. CETIAT Orsay, 599 p.
Traduction de *Die Wissenschaftlichen Grundlagen der Trocknungstechnik*. Springer Verlag Berlin (1963).
- [13] PERRY (R.H.) et CHILTON (C.H.). – *Chemical engineer's handbook*. 5^e édition, Mc Graw Hill Book Co. New York (1963).
- [14] VAN ARSDEL (W.B.), COPLEY (M.J.) et MORGAN (A.J.). – *Food dehydration*. Avi Publishing Co. Westport, 347 p. (1973).
- [15] VAN BRAKEL (J.). – *Mass transfer in convective drying*. *Advances in drying*, vol. 1, 217 p. (1980).
- [16] WOLF (W.), SPIESS (W.E.) et YOUNG (G.). – *Wasserdampf-Sorptionsisothermen von Lebensmitteln*. Maschinenbau-Verlag Frankfurt, 485 p. (1973).
- [17] LARRETURE (A.). – *Le séchage dans l'industrie en France*. Informations Chimie, n° 332, p. 130 à 133, oct. 1991.
- [18] MOYNE (C.) et PUIGGALI (J.R.). – *Le séchage : bilan et perspectives*. *Revue générale de thermique*, n° 356-357, p. 508 à 516, 63 réf., août-sept. 1991.
- [19] CLEUET (A.) et GROS (P.). – *Les mélanges explosifs*. 147 p., INRS, Paris (1989).
- [20] MÉDARD (L.). – *Les explosifs occasionnels*. 2 tomes, 855 p., Éd. Technique et Documentation Lavoisier, Paris (1987).
- [21] ABBOTT (J.A.). – *Preventions of fires and explosions in dryers*. 122 p., The Institution of Chemical Engineers (1990).
- [22] LICHT (W.). – *Air pollution control engineering*. 2^e éd., 477 p., Marcel Dekker Inc., New York (1988).
- [23] STRUMILLO (C.) et KUDRA (T.). – *Drying : principles, application and design*. 488 p., Gordon and Breach Science Publishers, New York, Paris (1986).
- [24] MUJUMDAR (A.S.). – *Handbook of industrial drying*. 948 p., Marcel Dekker Inc., New York (1987).
- [25] BHATRA (M.V.). – *Transfert operations in process industries. Design and equipment*. Technomic (1983).
- [26] KEEY (R.B.). – *Drying of loose and particulate materials*. 504 p., Hemisphere Publishing Corp. (1992).
- [27] KEEY (R.B.). – *Drying principles*. 346 p., Pergamon Press (1972).

Revue française et étrangères

Il n'existe pas de revue traitant uniquement du séchage.

Les revues ci-contre publient régulièrement des articles sur le séchage.

- Industries Alimentaires et Agricoles (IAA).
- Revue Générale de Thermique.
- Chemical Engineering.
- Les Documents Techniques du CETIAT.

Drying Technology, éditée par MUJUMDAR (A.). Mac Gill University Montreal, Canada, publiée par Marcel Dekker Inc.

Congrès

International Drying Symposium (congrès biennal).

Normalisation

Association Française de Normalisation AFNOR

NF E 31-201	4-71	Réchauffeurs. Pulseurs d'air. Caractéristiques. Méthode générale d'essais en plate-forme.
NF E 31-202	9-74	Batteries de chauffage d'air. Caractéristiques. Méthode générale d'essais en plate-forme.
E 33-060	11-75	Séchoirs industriels. Guide d'essais de réception.
NF EN 255-1	6-89	Pompes à chaleur. Pompes à chaleur avec compresseur entraîné par moteur électrique pour le chauffage ou le chauffage et la réfrigération. Partie 1 : termes, définitions et désignations (remplace NF E 38-100 de 11-83).
E 51-001	1-68	Ventilateurs. Vocabulaire. Classification.
NF S 30-101	9-73	Vocabulaire de l'acoustique. Définitions générales.
U 31-601	9-86	Séchoirs continus à grains. Détermination des performances.

NF X 10-200	12-86	Règles d'essais aérauliques en plate-forme des ventilateurs à enveloppe refoulants et aspirants-refoulants. Méthode du caisson réduit au refoulement.
X 10-231	4-84	Distribution et diffusion d'air. Technique de mesure du débit d'air dans un conduit aéraulique.
X 11-695	11-87	Granulométrie. Caractérisation des séparations granulométriques.
NF X 15-010	11-72	Mesure de l'humidité relative.
NF X 44-001	2-81	Séparateurs aérauliques. Vocabulaire.
NF X 44-051	7-78	Dépoussiéreurs. Classification et principes de mesure de leurs caractéristiques.

En ce qui concerne les normes étrangères (DIN, BSI, ASTM, SAE...) et internationales (ISO) correspondantes, s'adresser à l'AFNOR qui diffuse les textes des normes étrangères et leur traduction.

Il est également possible d'obtenir la traduction des normes étrangères auprès de l'Association de Documentation pour l'Industrie Nationale (ADIN).

Constructeurs

Agrochem.
Aoustin et Cie.
APV (Sté).
Chimie Équipement Feucht SA.
Corneloup SA.
Guedu Malaxeurs-Mélangeurs.
Italvacuum.
Krauss Maffei France.
Moritz SA.
Rosin Engineering Co. Ltd.

Sécheurs industriels

Comessa SA.
De Dietrich et Cie.
Duprat et Cie SA.

Guedu.
Kestner SA.
Maguin SA.
Neu Process International.
Niro Atomiser (Sté).

Sécheurs agricoles

Maury SA.
Comia FAO (Construction de Matériels Industriels et Agricoles).
Promill (Sté).

Ventilateurs

S'adresser à l'UNICLIMA ou au CETIAT (§ Organismes français).

Brûleurs

S'adresser au CETIAT.

Organismes français et étrangers

Centre Technique des Industries Aérauliques et Thermiques (CETIAT).
Comité Européen des Constructeurs de Matériel Aéraulique EUROVENT.
Institut Français de l'Énergie (IFE).
Union Intersyndicale des Constructeurs de Matériel Aéraulique Thermique Thermodynamique et Frigorifique UNICLIMA.
Syndicat National des Industries d'Équipement MTPS. Branche constructeurs de fours et d'équipements thermiques.

Agence Française pour la Maîtrise de l'Énergie (AFME).
Association Française de Séchage dans l'Industrie et l'Agriculture (AFSIA).
(Siège social à l'ENSIGC - INP Toulouse)
Agence de l'Environnement et de la Maîtrise de l'Énergie (ADEME).
Separation Process Service (SPS).