

ELEMENTS DE CINETIQUE APPLIQUEE AU SECHAGE A CONTRE COURANT DE CORPS FINEMENT DIVISES

J. CIBOROWSKI et S. SIENIUTYCZ

Ecole Polytechnique de Varsovie, Chaire de Génie Chimique, Pologne

(Reçu le 4 Novembre 1968)

Résumé—Les expériences et la théorie mathématique montrent que les coefficients globaux de transfert K'_s et K'_g respectivement rapportés aux différences de potentiel $W_e - W$ et $X - X_s$, que l'on utilise couramment dans l'équation du flux total de masse, sont pour le moins inappropriés pour décrire les processus d'échange de masse et d'énergie entre un gaz et des corps finement divisés.

a ,	aire de la surface des particules solides rapportée à l'unité de volume du système [m^2/m^3];	i_{cp} ,	enthalpie partielle d'humidité en phase solide à l'interface [mth/kg], $= (\partial I/\partial W)_{i_s}$;
C_g ,	capacité thermique du gaz humide rapportée à unité de masse de gaz absolument sec [$mth/kg^\circ C$];	i_{1p} ,	enthalpie de transfert d'humidité [mth/kg];
C_s ,	capacité thermique du corps solide humide rapportée à l'unité de masse de phase solide absolument sèche [$mth/kg^\circ C$].	I ,	enthalpie—moyenne intégrale sur le volume du grain—rapportée à l'unité de masse de phase solide absolument sèche [mth/kg];
d_z ,	diamètre équivalent du grain [m];	j_e ,	flux d'énergie [mth/m^2h];
f_1, f_2 ,	fonctions, $I = f_1(W)$ et $i = f_2(X)$;	k'_{gp} ,	coefficient de transfert de matière dans la phase gazeuse [kg/m^2h];
G ,	débit de gaz par unité d'aire de la section transversale de la colonne [kg/m^2h];	k_c ,	coefficient de transfert d'humidité à l'état liquide dans la phase solide [kg/m^2h];
h ,	Dimension linéaire de la colonne, comptée à partir de l'introduction de la phase solide [m];	k_{sp} ,	coefficient de transfert d'humidité à l'état de vapeur dans la phase solide [kg/m^2h];
i ,	enthalpie du flux de gaz, rapportée à l'unité de masse du gaz absolument sec [mth/kg];	k'_s ,	coefficient utile partiel de transfert d'humidité dans la phase solide [kg/m^2h];
i_p ,	enthalpie du gaz l'interface [mth/kg];	K'_s ,	coefficient utile global de transfert de transfert d'humidité, dit coefficient de séchage [kg/m^2h];
i_{pp} ,	enthalpie partielle d'humidité en phase gazeuse à l'interface (mth/kg), $(\partial i/\partial X)_i$;	S ,	Débit de solide par unité d'aire de section transversale de la colonne [kg/m^2h];

t ,	température du flux de gaz [$^{\circ}\text{C}$];
t_p ,	température à l'interface grain-gaz [$^{\circ}\text{C}$];
t_s ,	température moyenne intégrale sur le volume du grain [$^{\circ}\text{C}$];
X ,	taux d'humidité dans le flux de gaz [g/kg];
X_p ,	taux d'humidité du gaz à l'interface [g/kg];
X_s ,	taux d'humidité du gaz en équilibre avec un corps solide de caractéristique t_s , W , [g/kg];
W ,	taux moyen d'humidité dans la phase solide [g/kg];
W_p ,	taux d'humidité dans la phase solide à l'interface [g/kg];
W_e ,	taux d'humidité dans la phase solide en équilibre avec un gaz de caractéristique t , X , [g/kg].

Nombres sans dimensions

E_0 ,	fonction des transformations de phases dans le solide;
Le ,	$k'_g C_g / \alpha$ nombre de Lewis;
Lu ,	$k_c C_s / \alpha_s$, facteur de Lykov;
Le ,	$\equiv k'_g C_g / \alpha$ nombre de Lewis;
Lu ,	$\equiv k_c C_s / \alpha_s$ facteur de Lykov;
Bi ,	$\equiv k'_g k'_s$ nombre de Biot, équations (12, 12a).

Lettres grecques

α ,	coefficient de transfert de chaleur dans la phase gazeuse [mth/m ² °C h];
α_s ,	coefficient de transfert de chaleur dans la phase solide [mth/m ² °C h];
Ψ ,	fonction;
Δ ,	accroissement.

Indices

c ,	liquide;
e ,	energie;
e ,	equilibre;
g ,	gaz;
p ,	vapeur;
p ,	interface
s ,	solide;

t ,	transfert;
0,	entrée du solide, sortie du gaz;
1,	entrée du gaz, sortie du solide.

1. INTRODUCTION

LES PHÉNOMÈNES d'échange entre les gaz et les corps solides finement divisés font l'objet de diverses recherches. Toutefois, parmi les phénomènes dont l'étude est la moins avancée il faut citer le transfert simultané de matière et de chaleur dans un système où les particules solides se trouvant à l'intérieur d'un tube sont animées d'un mouvement vertical (de haut en bas) de sens contraire à celui du gaz, lequel se déplace de bas en haut. Le fait qu'aucune étude qualitative satisfaisante n'ait pu être accomplie jusqu'ici s'explique tant par des difficultés considérables d'ordre expérimental que par l'impossibilité de mener à bien une analyse théorique exacte, basée sur la résolution d'un système d'équations relatif au transfert en régime transitoire de matière et d'énergie pour les deux phases.

La présente communication a pour objet d'exposer une tentative d'analyse du mécanisme du processus sur des diagrammes thermodynamiques enthalpie—composition du gaz et du solide, au moyen des coefficients de transfert de matière et de chaleur en phase gazeuse et en phase solide.

Alors que les coefficients partiels d'échanges gazeux sont connus grâce à de nombreux travaux expérimentaux et théoriques, les coefficients partiels relatifs au transfert en phase solide peuvent être évalués à partir de la théorie de l'état d'équilibre.

Les coefficients relatifs au corps solide peuvent être également déterminés si on dispose de données indépendantes concernant les coefficients propres au gaz ou si on a la possibilité de mesurer les coefficients globaux.

Nous nous proposons d'appliquer la conception des coefficients de transfert en phase gazeuse et en phase solide su l'exemple du processus de séchage d'une matière capillaire finement divisée. L'analyse du processus

d'échange simultané de matière et de chaleur pour une substance capillaire est beaucoup plus complexe que dans le cas d'évaporation de gouttes dans lesquelles on peut, pour de petits nombres de Biot, faire abstraction des résistances de transfert intervenant à l'intérieur de la phase solide.

Dans un corps capillaire, l'humidité chemine sous forme de liquide et de vapeur. Il arrive souvent que ces deux formes de cheminement de la vapeur exercent une influence quantitative sur le déroulement du processus. L'évaporation se produit non seulement à la surface du solide mais parfois essentiellement à l'intérieur de la matière.

On peut tenter d'interpréter le plus sommairement possible le mécanisme du séchage des matières capillaires finement divisées, compte-tenu des processus intervenant dans la phase solide. Cette tentative, simplifiée au possible, consiste à résoudre le système d'équations de bilan et cinétiques du processus, par la méthode des différences finies, sur le diagramme enthalpique gaz et corps solide. Il convient de mentionner que la théorie du processus basée transitoire de matière et de chaleur ne permettait pas de mieux expliquer le mécanisme des phénomènes en cause bien que le recours aux équations différentielles fournisse une plus grande exactitude que l'emploi de la méthode des coefficients. Ceci tient à ce que l'utilisation des diagrammes enthalpiques dans la méthode des coefficients permet d'éviter toute une série d'hypothèses dont la prise en compte est inadmissible du point de vue physique, mais nécessaire pour la résolution effective des équations différentielles du transfert en régime transitoire de chaleur et de matière.

2. THEORIE MATHEMATIQUE DU PROBLEME

Pour étudier le processus du séchage d'un grain de matière capillaire au moyen de la méthode des coefficients, nous nous servirons des forces de transfert, définies comme la

différence entre les potentiels moyens de transfert rapportées au volume du grain et les potentiels de transfert à sa surface.†

Considérant les résistances au transfert de matière et de chaleur dans les phases gazeuse et solide ainsi que l'existence à la surface du corps solide de deux flux d'humidité (vapeur et liquide), nous pouvons écrire les équations du processus du séchage à contre-courant de la manière suivante :

$$\pm GdX = SdW \text{—bilan de matière du} \\ \text{constituant évaporant} \quad (1)$$

$$\pm Gdi = SdI \text{—bilan d'énergie.} \quad (2)$$

Le signe $-$ concerne l'échange à courants parallèles, tandis que $+$ concerne l'échange à contre-courant.

$$SdW = k_c(W_p - W) + k_p(X_p - X_s) a dh. \quad (3)$$

Equation de transfert d'humidité sous forme de liquide et de vapeur dans le corps solide.

$$S dW = k'_c(X - X_p) a dh. \quad (4)$$

Equation de transfert d'humidité dans le gaz

$$S dI = \alpha_s(t_p - t_s) + i_{cp}k_c(W_p - W) \\ + i_{pp}k_p(X_p - X_s) a dh. \quad (5)$$

Equation de transfert d'énergie dans le corps solide

$$S di = \alpha(t - t_p) + i_{pp}k'_g(X_p - X) a dh. \quad (6)$$

Equation de transfert d'énergie dans le gaz.

Il résulte des équations de transfert de matière dans le solide que la surface de ce dernier est le siège de deux flux :

de liquide $k_c(W_p - W)$

et de vapeur $k_p(X_p - X_s)$.

C'est la raison pour laquelle on trouve dans l'équation de transfert d'énergie à travers la

† Cette définition découle de la théorie de l'état d'équilibre.

surface du solide—en plus du flux de chaleur sensible :

$$j_{eq} = \alpha_s(t_p - t_s)$$

les deux flux suivants: d'énergie transférée avec la masse de liquide :

$$j_{ec} = i_{cp}k_c(W_p - W)$$

et d'énergie transférée avec la masse de vapeur :

$$j_{ep} = i_{pp}k_p/X_p - X_s/.$$

Il est possible de simplifier l'écriture des équations de transfert en introduisant la fonction d'échange entre phase E_0 † définie en tant que rapport du flux de vapeur au flux total de matière :

$$E_0 \equiv \frac{k_p(X_p - X_s)}{k_p(X_p - X_s) + k_c(W_p - W)}$$

Les équations de transfert de matière en phase solide prennent alors la forme

$$S dW = \frac{k_c}{1 - E_0} (W_p - W) a dh \quad (3a)$$

ou

$$S dW = k'_s(W_p - W) a dh \quad (3b)$$

où: $k'_s = (k_c/1 - E_0)$ est le coefficient utile de transfert de matière en phase solide, que l'on peut déterminer aisément par voie expérimentale.

On appelle coefficient utile chaque coefficient (qu'il s'agisse de l'équation de transfert de matière, de chaleur ou d'énergie) rapporté à une seule force de transfert, bien que le mécanisme du processus implique l'introduction d'un plus grand nombre de ces forces.

L'équation de transfert d'énergie en phase solide prend la forme

$$S dI = \alpha_s(t_p - t_s) a dh + i_{cp}(1 - E_0) S dW + i_{pp}E_0 S dW. \quad (5a)$$

† Il s'agit d'une méthode analogue à celle employée par Lykov [1] et Krischer [2] pour faire la démonstration d'un système d'équations du transfert de matière et d'énergie en régime transitoire.

En divisant membre à membre l'équation de transfert d'énergie (5a) par l'équation de transfert de matière (3a), on obtient :

$$\frac{dI}{dW} = \frac{\alpha_s(1 - E_0) C_s(t_p - t_s)}{C_s k_c (W_p - W)} + i_{cp}(1 - E_0) + i_{pp}E_0. \quad (7)$$

En introduisant le facteur de Lykov‡

$$Lu \equiv \frac{k_c C_s}{\alpha_s}$$

et "l'enthalpie de transfert"† d'humidité à la surface du corps solide :

$$i_{tp} \equiv i_{cp}(1 - E_0) + i_{pp}E_0$$

on a l'équation

$$\frac{dI}{dW} = \frac{C_s(t_p - t_s)}{(Lu/1 - E_0)(W_p - W)} + i_{tp} \quad (7a)$$

déterminant le coefficient angulaire dI/dW sur la diagramme enthalpique de la phase solide.

L'équation ci-dessus est la plus générale d'une série d'équations similaires obtenues avec la méthode des coefficients. Il est à remarquer que s'il n'y a pas de transformation de phase dans la phase solide, on peut poser $E_0 = 0$, $i_{tp} = i_{cp}$ c'est-à-dire que l'enthalpie de transfert est égale à l'enthalpie partielle du liquide. Si on suppose en outre $Lu = 1$, on obtient

$$\frac{dI}{dW} = \frac{I_p - I}{W_p - W} \quad (\text{pour } E_0 = 0 \text{ et } Lu = 1) \quad (8)$$

De même on a pour la phase gazeuse satisfaisant à la condition $Le = 1$

$$\frac{di}{dX} = \frac{i_p - i}{X_p - X} \quad (9)$$

‡ Le facteur de Lykov $Lu = (k_c C_s / \alpha_s)$ a été défini de manière analogue au nombre de Lewis pour la phase gazeuse $Le = (k'_p C_g / \alpha)$. Ces deux facteurs jouent dans la méthode des coefficients un rôle semblable à celui des nombres de Lykov et de Lewis dans les équations de transfert de matière et d'énergie en régime transitoire.

† La notion "d'enthalpie de transfert" a été empruntée à la thermodynamique des processus irréversibles. Elle correspond au flux total d'énergie transféré dans des conditions isothermes ($t_s = t_p$), rapporté au flux total spécifique de liquide et de vapeur.

Cette dernière équation est un cas particulier de la relation générale :

$$\frac{di}{dX} = \frac{C_g(t_p - t)}{Le(X_p - X)} + i_{pp} \quad (10)$$

laquelle est tirée des équations de transfert de masse et d'énergie dans une couche laminaire de gaz. On la rencontre notamment dans les travaux de Bosniakovic [3] et de Spalding [4].

L'opération fondamentale conduisant à la résolution du système d'équations de conservation et de transfert sur le diagramme enthalpique est la détermination graphique du coefficient angulaire dI/dW . La marche à suivre est ici beaucoup plus compliquée que dans le cas du diagramme $i - X$ de Mollier, élaboré pour la vapeur d'eau pure [1]. Ceci résulte du fait que la phase solide comporte généralement deux flux (liquide et vapeur) dont la concomitance est décrite par la fonction E_0 .

Il en résulte que durant l'exécution de la construction visant à trouver—au moyen de la méthode des accroissements finis—sur les diagrammes enthalpiques la fonction

$$I = f_1(W) \text{ et } i = f_2(X),$$

il est nécessaire de déterminer en même temps la valeur de la fonction

$$E_0 = \Psi(W)$$

pour l'accroissement consécutif requis ΔW , en commençant par le taux d'humidité initial W_0 .

La valeur de la fonction $E_0 = \Psi(W)$ peut être déterminée de façon simple, par calcul ou graphiquement.

Il s'ensuit de la définition de E_0 que

$$\frac{E_0}{1 - E_0} = \frac{(X_p - X_s) k_p k_c^{-1}}{(W_p - W)}$$

Cette équation permet de conclure que les valeurs instantanées du rapport $E_0/1 - E_0$ peuvent être déterminées pour les accroissements consécutifs ΔW à partir de proportions simples des droites entrant dans les triangles.

Une fois que l'on a le rapport $E_1/1 - E_0$

(négatif en cas d'adsorption par le corps solide) on peut calculer la valeur instantanée de E_0 et l'enthalpie de transfert i_{pp} .

Il est commode de déterminer l'enthalpie de transfert et le coefficient angulaire afférent dI/dW d'après le procédé graphique indiqué sur la Fig. 1(a).

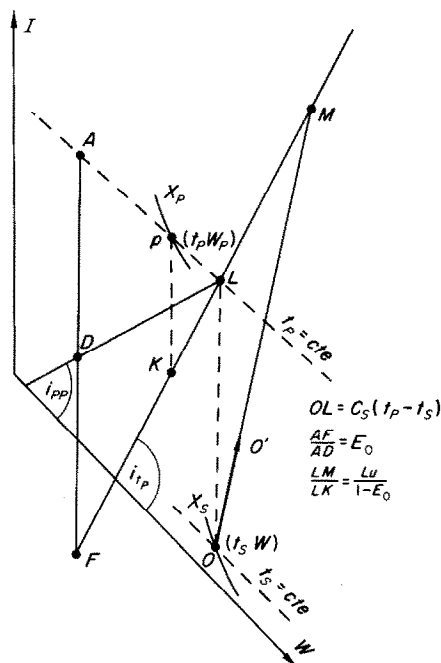


FIG. 1(a). Méthode de détermination de l'enthalpie de transfert et du coefficient angulaire dI/dW .

Du point 0 (état moyen initial du solide) menons une verticale jusqu'à son intersection en L avec l'isotherme de surface $t_p = cte$. Le segment de droite OL ainsi obtenu est égal à :

$$OL = C_s(t_p - t_s).$$

Faisons maintenant passer par le point L une droite d'inclinaison : $i_{pp} = (\partial i / \partial X)_{t_p}$ égale à l'enthalpie partielle de la vapeur d'eau à la température de surface. Cette inclinaison est celle de l'isotherme du gaz correspondant à la température superficielle t_p sur le diagramme de Mollier. Il s'agit maintenant de trouver une

droite telle que le segment AD se situe exactement entre les droites $i_{pp} = cte$ et $i_{cp} = cte$. On peut déterminer exactement la droite dont le coefficient angulaire correspond à l'enthalpie partielle du liquide i_{cp} en menant une tangente à l'isotherme $t_p = cte$ au point P .

On peut aussi trouver la ligne d'enthalpie partielle avec une exactitude suffisante si on fait passer une droite par les points P et L , qui sont situés, comme on le sait, sur l'isotherme $t_p = cte$.

En portant sur la droite passant par A et D (Fig. 1(a)) un segment AF tel que $AF/AD = E_0$, nous trouvons le coefficient angulaire correspondant à l'enthalpie de transfert i_{tp} en reliant les points L et F .

On peut maintenant tirer le coefficient angulaire dI/dW de la formule (7a).

A cet effet, on émet à partir du point P une verticale qui coupera FL en K . On porte ensuite sur la droite FL , à gauche ou à droite du point L (selon que la valeur de $1 - E_0$ est positive ou négative), un segment LM tel que :

$$LM = LK \cdot \frac{Lu}{1 - E_0}$$

De sorte que si nous prenons LK égal à l'unité, nous aurons que le segment LM vaut $Lu/(1 - E_0)$, comme indiqué sur la Fig. 1(a).

En reliant les points O et M on obtient le segment OM de coefficient angulaire dI/dW . Le nouvel état moyen de la phase solide doit être situé sur la ligne OM , assez près du point O .

D'une manière analogue, on tire de la formule (10) le coefficient angulaire di/dX sur le diagramme enthalpique de la phase gazeuse. On a alors que l'enthalpie de transfert est simplement égale à l'enthalpie partielle de l'humidité à l'état de vapeur.

Sur la base de ces constructions on peut formuler un principe général de résolution d'un d'équations de conservation et de transfert dans les deux phases, en supposant l'existence de sources de vapeur à l'intérieur de la phase solide, par suite des transformations de phases (Fig. 1(b)).

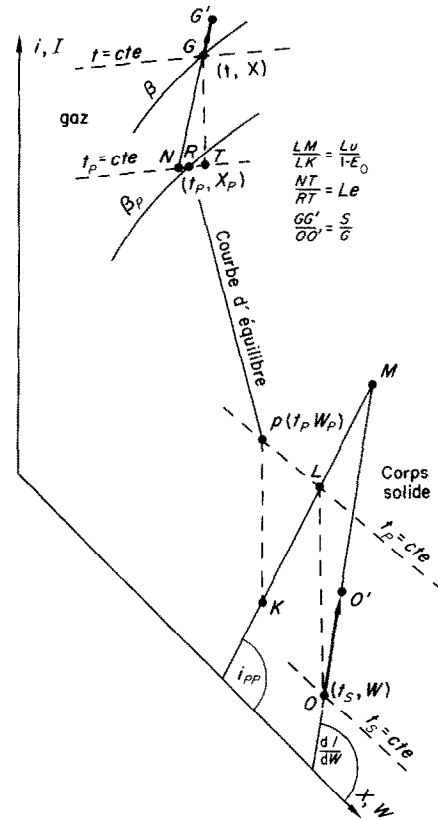


FIG. 1(b). Procédé graphique de résolution du système d'équations de conservation et de transfert sur le diagramme enthalpique.

On suppose donnés les paramètres d'état du flux de gaz sortant du système à contre-courant désignés sur le diagramme O, X par le point G , ainsi que ceux relatifs à l'état moyen de la phase solide introduite dans le système, désignés sur le diagramme $I - W$ par le point O . En posant la température t_p et le taux d'humidité W_p à l'interface, on obtient sur les diagrammes enthalpiques du gaz et du solide les points respectifs R et P , bien entendu reliés par la ligne d'équilibre.

Connaissant l'état à l'interface, nous déterminons comme déjà décrit, la valeur initiale de la fonction de transformation de phases E_0 de même que les enthalpies de transfert à l'interface du côté gaz i_{pp} et du côté solide i_{tp} , puis les valeurs de di/dX et dI/dW qui sont égales aux

coefficients angulaires des droites passant respectivement par les points G et N ainsi que O et M .

L'état suivant du flux de gaz est désigné par le point figuratif G' , situé sur la droite GN , tandis que l'état moyen correspondant du corps solide est désigné par le point O' , situé sur la droite OM . Les points G' et O' doivent être choisis de telle manière que le rapport des segments GG'/OO' soit égal à S/G .

Les états respectifs du gaz G' et du solide O' correspondent évidemment à l'état des deux phases à l'intérieur de l'appareil, après que le solide et le gaz aient parcouru une distance équivalente à une hauteur d'appareil égale à Δh . La valeur de cette distance peut être tirée d'une quelconque des équations

$$S(W' - W) = k'_g(X - X_p) a \Delta h. \quad (4a)$$

Il reste encore à vérifier le bien-fondé des caractéristiques de l'interface t_p et W_p .

Outre l'égalité :

$$\frac{di}{dX} = \frac{dI}{dW} \quad (11)$$

qui résulte des équations de bilan du processus, il faut que soit satisfaite une des égalités exprimant le principe de la continuité du flux total de matière ou d'énergie traversant l'interface. Ainsi pour ce qui est de la conservation de la masse, l'égalité

$$k'_g(X - X_p) = k'_s(W_p - W),$$

où

$$k'_s \equiv \frac{k_c}{1 - E_0} \quad (12)$$

découle des équations de transfert d'humidité dans la couche de gaz et dans la phase solide.

Donc, la deuxième condition justifiant l'hypothèse adoptée pour l'état de l'interface est que :

$$\frac{X - X_p}{W - W_p} = - \frac{k'_s}{k'_g} \quad (12a)$$

La dernière égalité peut être vérifiée par le

calcul ou simplement sur un diagramme enthalpique basé sur la similitude des triangles. Il convient d'attirer l'attention sur ce que le rapport k'_g/k'_s joue dans la méthode des coefficients un rôle identique à celui du nombre de Biot dans le système d'équations différentielles de transfert de matière et d'énergie.

Les considérations ci-dessus conduisent à la conclusion intéressante que le coefficient utile de transfert en phase solide k'_s —le plus simple à déterminer expérimentalement—peut prendre une valeur négative lorsqu'il y a adsorption d'humidité par le matériau capillaire. Il en résulte que le flux total de masse peut être, dans ce cas, dirigé vers l'intérieur de la phase, bien que l'inégalité $W_p < W$ soit remplie.

Ce fait, qui est évidemment causé par le transfert de vapeur dans la phase solide, vers l'intérieur de la phase, a été confirmé par l'expérience.

3. RESULTATS DES EXPERIENCES

En vue de vérifier si le mécanisme du séchage de matières finement divisées pouvait être décrit au moyen de la méthode des coefficients sur les diagrammes enthalpie-composition, on a procédé à des expériences sur le séchage à contre-courant de polystyrène, de sucre et de gel de silicate.

Dans le cas du séchage de particules sphériques humidifiées de polystyrène, de 0,2 à 0,7 mm de diamètre, on a constaté qu'il est possible, au premier stade du processus, de chaleur et de matière en phase solide. Le processus de refroidissement des sphérules chaudes de polystyrène humidifiées mécaniquement s'est révélé semblable au processus bien connu du refroidissement de leau. L'allure du processus peut être étudiée sur le diagramme 1b, en omettant les constructions cinétiques pour la phase solide.

Nous aborderons maintenant l'étude du second stade du séchage à contre-courant de gel de silicate, stade au cours duquel se manifeste nettement l'influence des processus ayant lieu

dans la phase solide sur la cinétique du transfert de matière et d'énergie.

La température du gel de silicate à l'entrée était de 20°C et le taux d'humidité de l'ordre de 70 g/kg. Pour l'air, les caractéristiques homologues s'élevaient respectivement à 55°C et à près de 1,5 g/kg.

On a constaté qu'il y avait, dans la partie supérieure de l'appareil (c'est-à-dire dans la zone d'admission des particules solides), adsorption de vapeur d'eau par le gel et séchage de ce dernier, dans la partie inférieure.

Ces expériences ont confirmé que la position relative des points figuratifs correspondant à l'état d'interface et à l'état moyen est bien celle indiquée par la Fig. 1(b) et les Figs. 2(a), 2(b). Il

en résulte qu'au moment où le grain de gel se trouve à l'entrée de l'appareil, on a :

$$X_p > X_s$$

ce qui signifie que le flux de vapeur va de la surface vers l'intérieur du grain et :

$$W_p < W$$

ce qui signifie que le flux de liquide est dirigé de l'intérieur vers la surface du grain.

L'état à la surface du grain a été défini hypothétiquement sur la base de la connaissance des températures moyennes du corps solide (mesurées au moyen d'un microcalorimètre) et des températures superficielles (mesurées par choc des particules solides sur un thermo-

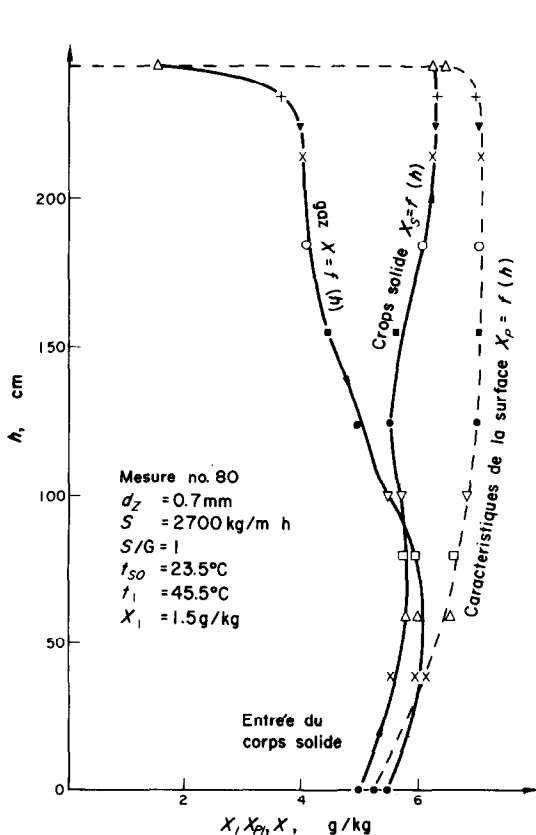


FIG. 2(a). Séchage et chauffage simultanés du gel de silicate humide. Potentiels X , X_p , X_s .

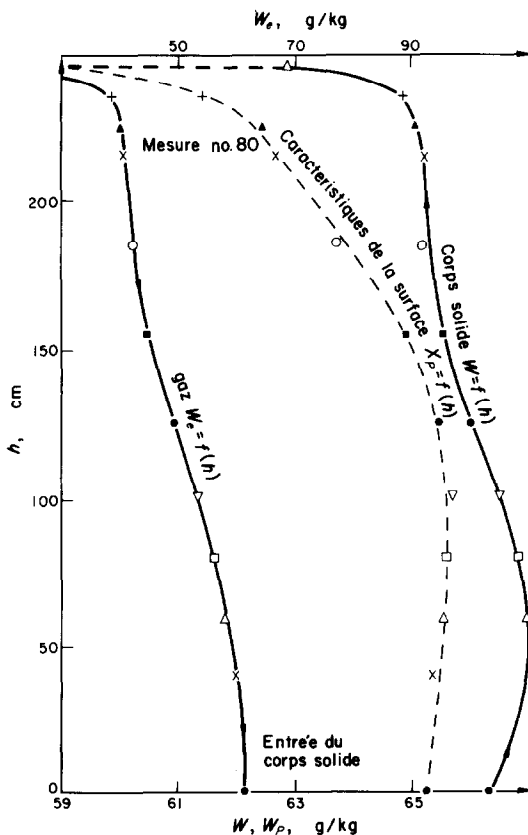


FIG. 2(b). Séchage et chauffage simultanés du gel de silicate humide. Potentiels W_s , W_p , W .

couple) ainsi que sur celle des caractéristiques moyennes du gaz.

Les calculs relatifs aux états à la surface du grain ont été effectués pour $Le = 1$ et ont mené à la conclusion qu'à son entrée dans l'appareil, le solide absorbe l'humidité qui chemine sous forme de vapeur vers l'intérieur du grain (puisque $X_p > X_s$) et que sous forme de liquide elle est acheminée de l'intérieur du grain vers sa surface (étant donné que $W_p < W$).

Dans la zone d'entrée du solide, le flux de vapeur est plus important que le flux de liquide, c'est pourquoi on observe une adsorption d'humidité. A mesure qu'elle se déplace dans le sens du mouvement du corps solide, la force de transfert $X_p - X_s$ diminue par suite de l'accroissement de la température moyenne de la phase solide. Ce phénomène est dû à la condensation de vapeur à l'intérieur du grain. L'augmentation de la température moyenne de la phase solide t_s , entraîne en même temps un accroissement du taux d'humidité d'équilibre X_s , ce qui a pour effet de diminuer le flux de vapeur acheminée de la surface du solide vers l'intérieur de la phase. Parallèlement, par suite de l'augmentation du taux moyen d'humidité W , la force de transfert $W - W_p$ augmente également, ce qui a pour conséquence d'accroître le flux de liquide cheminant de l'intérieur de la phase vers l'extérieur. Il en résulte qu'à une certaine hauteur de l'appareil les valeurs absolues des flux de liquide et de vapeur s'égalisent à la surface du grain de gel de silicate. Etant donné cependant qu'ils sont dirigés en sens contraire le grain n'échange pas de matière avec le gaz mais de l'énergie, d'où extremum du taux d'humidité des deux phases, ce qui a été confirmé à plusieurs reprises par l'expérience.

Une fois que le taux moyen maximal d'humidité est atteint, le corps solide commence à sécher, du fait que le flux de liquide est plus grand que le flux de vapeur. Ces deux flux sont cependant encore opposés.

A mesure qu'augmente la température à l'intérieur de la phase, le flux de vapeur cheminant de la surface vers l'intérieur de la phase

diminue. Si la phase solide séjourne suffisamment longtemps dans la zone en question, le flux de vapeur peut atteindre la valeur zéro lorsque les potentiels sont égaux ($X_p = X_s$) pour changer ensuite de direction et être dirigé de l'intérieur vers l'extérieur de la phase, c'est-à-dire dans le même sens que le flux de liquide.

Il découle des expériences accomplies que le coefficient global K'_s , qui entre dans l'équation de transfert :

$$S dW = K'_s(W_e - W) a dh \quad (13)$$

et est généralement connu sous le nom de "coefficient de séchage" peut prendre—dans les zones d'adsorption d'humidité par le solide une valeur négative. Ce phénomène découle du fait que le taux d'humidité d'équilibre W_e est inférieur au taux moyen d'humidité en phase solide W . Un tel cas n'est possible que par suite de différences de température dans la couche limite de gaz et dans le corps solide. La température moyenne du solide t_s , est inférieure à celle du flux de gaz t (Fig. 1a).

Dans ce cas, comme l'indique le système de lignes d'égale température et d'humidité du gaz ainsi que d'humidité du solide sur le diagramme enthalpique de la phase solide (Fig. 1a), bien que l'inégalité

$$W_e < W$$

puisse être satisfaite dans la zone d'adsorption, il peut y avoir

$$X > X_p$$

et

$$X_p > X_s,$$

ce qui témoigne de ce que dans la zone avoisinant l'entrée de particules solides dans la colonne, l'adsorption d'humidité doit effectivement avoir lieu.

4. CONCLUSION

Les expériences montrent par ailleurs, que les coefficients globaux de transfert K'_s et K'_g

respectivement rapportés aux différences de potentiel $W_e - W$ et $X - X_s$, que l'on utilise couramment dans l'équation du flux total de matière, sont pour le moins inappropriés pour décrire les processus d'échange de matière et d'énergie entre le gaz et les corps finement divisés. Ainsi l'emploi d'un coefficient global K'_s positif pour l'analyse des processus de chauffage des grains humides de matériau capillaire ne permet pas d'expliquer l'existence des maxima d'humidité constatés empiriquement dans le processus de séchage à contre-courant.

De même, le recours au coefficient de séchage K'_s ne fournit pas d'explication concernant les minima des taux moyens d'humidité enregistrés dans les processus accompagnant le refroidissement des corps solides humides finement divisés.

BIBLIOGRAPHIE

1. A. V. LUIKOV, Heat and mass transfer in drying processes, *Gosenergoizdat*, Moscow (1966).
2. O. KRISCHER, *Die Wissenschaftlichen Grundlagen der Trocknungstechnik*. Springer Verlag, Berlin (1956).
3. F. BOSNIAKOVIC, *Technische Thermodynamik*, t.II. Teodor Steinkopff, Dresden (1960).
4. D. B. SPALDING, *Convective Mass Transfer*. Edward Arnold, London (1963).

Abstract—The experiences as well as the theory prove that the global transport coefficients K'_x and K'_y ; corresponding respectively with the potential differences W and x , applied in the theory of the total mass flux, are not appropriate to describe the mass and energy exchange process between a gas and a disperse system.

Zusammenfassung—Sowohl die Erfahrung als auch die Theorie zeigt, dass die globalen Transportkoeffizienten K'_x und K'_y , die den Potentialdifferenzen W und x entsprechen und in der Theorie des Gesamt-massenstromes angewandt werden, zur Beschreibung des Stoff- und Energieaustausches zwischen einem Gas und einem dispersen System nicht geeignet sind.

Аннотация—Экспериментально и теоретически доказано, что коэффициенты переноса K'_x и K'_y , соответствующие потенциальным разностям W и x , применяемым в теории общего переноса массы, не подходят для описания процесса переноса массы и энергии между газом и дисперсной системой.