

Modélisation et simulation du four rotatif de séchage des phosphates

TARIK RAFFAK^{1,a}, MOHAMED AGOUZOUL¹, EL-MOSTAFA MABSATE¹, HASSAN EZZAKI²
ET ABELLAH CHIK²

¹ École Mohammadia d'Ingénieurs, Équipe de Recherche et de Développement : Modélisation et Multimédia en Mécanique (ERD3M), Avenue Ibn Sina, BP 765, Rabat-Agdal, Rabat, Maroc

² Office Chérifien du Phosphate, 2-4 rue Al Abtal, Hay Erraha, BP 5196, Casablanca, Maroc

³ CERPHOS groupe OCP, 73 Bd Moulay Ismaïl, Casablanca, Maroc

Reçu le 18 décembre 2007, accepté le 4 janvier 2009

Résumé – Ce travail porte sur l'élaboration d'un modèle mathématique, unidimensionnel en régime permanent, pour la simulation des fours rotatifs de séchage du phosphate. L'objectif du modèle est de prédire la température et l'humidité des gaz et du produit le long du tube sécheur, ainsi que la température des parois, interne et externe, dudit tube. Le modèle est élaboré à partir des bilans thermiques et massiques appliqués à des tranches fines du four en tenant compte d'hypothèses appropriées. Des essais ont été réalisés sur un four rotatif du Complexe de Séchage d'Oued-Zem (COZ) situé à Khouribga (Maroc). Le four a été équipé d'instruments nécessaires pour la réalisation de mesures au cours de son fonctionnement. Les essais ont porté sur la détermination de l'humidité et de la température du produit le long du tube sécheur. Ils ont permis de valider le modèle mathématique élaboré et de vérifier les hypothèses simplificatrices introduites lors de son développement.

Mots clés : Séchage / four rotatif / phosphate / modèle mathématique / transfert thermique / transfert massique

Abstract – **Modelling and simulation of phosphate rotary dryer.** In this work, we present the development of one-dimensional stationary mathematical model, for the simulation of a phosphate rotary dryer. The aim of this model is to predict the temperature and the humidity of gas inside the dryer. The temperature inside and outside the wall of the dryer are also predicted. The model is elaborated from heat and mass balance applied to fine slices of the dryer by taking into account some appropriate assumptions. The experimental tests were realized on a rotary dryer of the COZ (Drying Complex of Oued-Zem) situated in Khouribga (Morocco). The dryer was equipped with measuring instruments. The measures concerned the humidity of the product and the temperature of the gas along the dryer tube. The measurements are used to validate the developed mathematical models and to verify the simplifying assumptions.

Key words: Drying / rotary dryer / phosphate / mathematical modeling / heat transfer / mass transfer

1 Introduction

Dans cet article, une étude bibliographique succincte de la modélisation des fours rotatifs est présentée. Après la description du four, le modèle mathématique, élaboré à partir des bilans thermiques et massiques, est décrit. La procédure, suivie lors des essais, est exposée avant la confrontation des résultats expérimentaux et numériques obtenus.

Le produit séché par ces fours est le phosphate exploité par l'Office Chérifien des Phosphates (OCP) (société marocaine). La valorisation du produit nécessite son traitement. Le minerai subit plusieurs opérations (criblage, séchage, calcination, flottation, enrichissement à sec, etc.). Après son traitement, le phosphate extrait des mines de Khouribga (Maroc) possède un taux d'humidité de l'ordre de 18 %. Pour répondre aux exigences des clients, l'humidité est diminuée jusqu'à une valeur de l'ordre de 2 % par des fours de séchage rotatifs. L'exploitant souhaite prévoir, rapidement, le comportement de

^a Auteur pour correspondance : tarik.raffak@gmail.com

Nomenclature

Symbole	Signification	Unité
A_i	Surface d'échange par unité de longueur	m
C_{pi}	Chaleur massique de l'espèce i	$J.kg^{-1}.K^{-1}$
D_e	Diamètre extérieur du tube sécheur	m
D_i	Diamètre intérieur du tube sécheur	m
Gr	Nombre de Grashof	sans
h_j	Coefficient de transfert	$W.m^{-2}.K^{-1}$
L	Longueur du tube sécheur	m
\dot{m}_i	Débit massique de l'espèce i	$kg.s^{-1}$
N	Vitesse de rotation du tube sécheur	$tr.min^{-1}$
Nu	Nombre de Nusselt	sans
$Pr = \frac{\mu C_p}{\lambda}$	Nombre de Prandtl	sans
Q_i	Quantité de chaleur échangée	kcal
$Re = \frac{\rho_g V_g D_h}{\mu_g}$	Nombre de Reynolds	sans
$Re_w = \frac{D_g^2 N}{60 \nu_a}$	Nombre de Reynolds en rotation	sans
r_i	Rayon intérieur de la virole	m
S	Section de passage dans le sécheur	m^2
T_i	Température de l'espèce i	K
V_g	Vitesse des gaz	$m.s^{-1}$
x	Position de la tranche (le long du tube)	m
X	Humidité relative du solide	%
Y	Humidité relative du gaz	%
dX	Variation de l'humidité du solide échangée	%
dY	Variation de l'humidité échangée du gaz	%
ΔH_{vap}	Chaleur latente de vaporisation de l'eau	$J.kg^{-1}$
Symboles grecs		
α	Angle de remplissage	rad
λ_i	Conductivité thermique de l'espèce i	$W.m^{-1}.K^{-1}$
ρ_i	Densité de l'espèce i	$kg.m^{-3}$
τ	Temps de résidence du solide dans le four	min
$\psi = \frac{\alpha}{2}$	Demi-angle de remplissage	rad
ν_a	Viscosité cinématique	$m^2.s^{-1}$
μ_a	Viscosité dynamique	$N.m^{-2}.s$

Indices

- 0 : état initial
- j : peut prendre les valeurs :
- 1 : paramètre entre la paroi interne et les gaz ;
 - 2 : paramètre entre le gaz et le solide par unité de longueur ;
 - 3 : paramètre entre la paroi interne et le solide ;
 - 4 : paramètre entre la paroi interne et la paroi externe ;
 - 5 : paramètre entre la paroi externe et le milieu ambiant.
- i : peut prendre les valeurs :
- a : air ;
 - g : gaz ;
 - gh : gaz humide ;
 - gs : gaz sec ;
 - p : paroi ;
 - pe : paroi externe ;
 - pi : paroi interne ;
 - s : solide ;
 - sh : solide humide ;
 - ss : solide sec ;
 - v : vapeur.

ces fours lors d'un changement des paramètres de fonctionnement, d'où l'intérêt du développement d'un modèle simplifié pour ces fours.

Bien que les fours rotatifs soient utilisés dans de nombreux secteurs industriels, leur modélisation reste insuffisante. Nous présentons ci-dessous quelques modèles de fours rotatifs.

Wood et Najim [1, 2] ont analysé la performance des contrôleurs adaptatifs avancés en utilisant des modèles constitués d'équations différentielles régissant les transferts thermiques et massiques. Les résultats numériques, obtenus pour l'humidité et la température, ont été comparés aux mesures expérimentales et la concordance est satisfaisante. Cependant, les corrélations des coefficients des transferts thermiques et massiques utilisées par ces modèles ont un domaine de validité limité. De même, ces modèles ne soient applicables que pour les produits homogènes.

Des modèles dynamiques, basés sur les équations de conservation de masse et d'énergie, ont été développés par Hallström et Correa [3, 4]. Ils ont considéré que le mouvement du solide peut être traité comme un écoulement avec une faible dispersion axiale. Ces modèles ont été utilisés pour le contrôle des sècheurs étudiés.

Un modèle mathématique pour la prédiction de la température et de l'humidité du produit et du gaz, le long du four, a été élaboré par Yliniemi [5]. La cinétique de séchage est également étudiée. Les expériences réalisées ont servi au calibrage des paramètres du modèle et sa validation. Le modèle est très simplifié. En effet, les paramètres du modèle sont déterminés expérimentalement. Ainsi ce modèle n'est valide que pour certains produits et sous des conditions de séchage bien précises.

Suite à divers tests, Rastikian [6] a divisé le four rotatif étudié en deux zones, la première au niveau de laquelle le séchage s'effectue et la deuxième où le produit séché est réchauffé. Des expériences sur la cinétique du séchage ont aussi été réalisées. Les coefficients utilisés par le modèle ont été déterminés expérimentalement.

Le modèle développé par Didriksen [7] sert à déterminer le mouvement longitudinal du gaz et du solide, à simuler le transfert thermique et massique entre le gaz et des lambeaux de betterave et à décrire les effets entre les particules (interaction, collision, etc.) dans un four rotatif. Ce modèle a été développé par les auteurs pour le contrôle du four.

Une nouvelle approche de modélisation des fours rotatifs de séchage du sucre a été développée par Heydenrych [8]. L'approche consiste à étudier une tranche infinitésimale le long de l'axe du four dans laquelle la concentration des gaz est considérée constante et répartie uniforme. Le modèle ne tient compte que de la convection.

Un modèle dynamique, développé par Iguaz [9], a été utilisé pour tester les performances de deux contrôleurs de fours rotatifs de séchage de la luzerne. Les résultats ont été comparés à ceux qui sont obtenus avec le contrôle manuel.

Un modèle mathématique qui tient compte de la résistance relative aux transferts de chaleur et de masse,

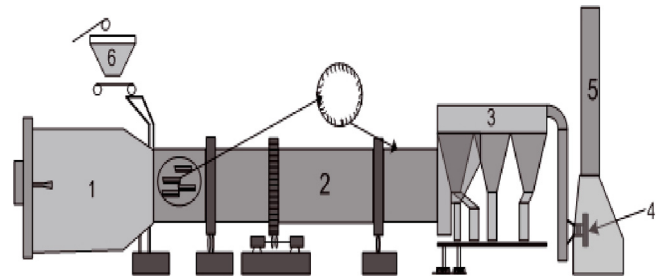


Fig. 1. Schéma synoptique du four rotatif étudié.

ainsi que de la chaleur de cristallisation du sucre a été développé par Starzak [10]. Les effets des paramètres clés de l'opération comme le taux de flux d'air, la température de l'air chaud et la taille du cristal ont été examinés. Les coefficients des transferts thermiques et massiques ont été déterminés pour une configuration idéale (un écoulement turbulent des gaz autour d'une particule sphérique du produit). En pratique, l'utilisation de ce modèle nécessite quelques adaptations.

Ainsi, dans la littérature, une multitude de modèles de fours rotatifs est disponible. Cependant, aucun ne permet de décrire en détail le transfert de chaleur et de masse pour le séchage des phosphates. Tous ces modèles ont été développés pour des produits particuliers et des applications bien précises. C'est pour ces raisons que nous avons développé notre propre modèle pour le four considéré.

2 Présentation du problème et modélisation

2.1 Description du four rotatif étudié

Le four rotatif étudié (Fig. 1), en fonctionnement au Complexe de Séchage d'Oued-Zem (COZ), est composé de :

- un foyer (1) : c'est la chambre de combustion dans laquelle est produite la masse gazeuse chaude ;
- une virole (2) : c'est un long tube cylindrique de 25 m de longueur et de 2,5 m de diamètre en rotation de 10 tr.min^{-1} autour de son axe horizontal. Des augets et des palettes sont disposés à la face interne de la virole pour soulever, saupoudrer, augmenter la surface de contact entre le produit et le gaz chaud et assurer l'écoulement des phosphates humides le long du tube sécheur ;
- une chambre de dépoussiérage (3) : les particules fines du produit qui restent dans les gaz sont éliminées par des filtres installés dans cette chambre ;
- deux ventilateurs de tirage (4) : placés à l'extrémité du four, permettent de créer la dépression le long du four sécheur pour empêcher la sortie de la poussière et assurer l'écoulement des gaz le long du four ;
- une cheminée (5) : de 24 m de hauteur et de 2 m de diamètre, assure l'évacuation de la fumée ;
- une trémie (6) : pour assurer l'alimentation continue du four en phosphate humide.

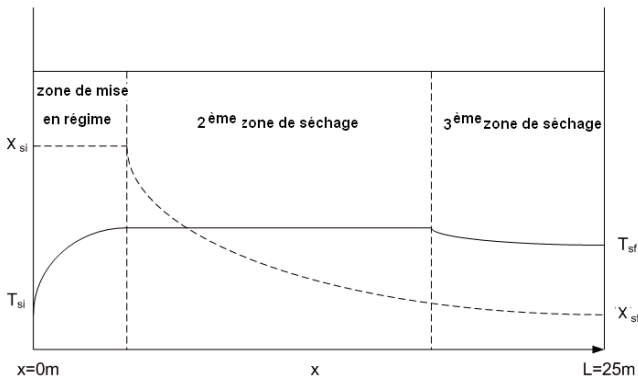


Fig. 2. Profils de température et d’humidité le long du tube sécheur.

Le COZ procède à plusieurs essais pour améliorer la qualité de son produit et réduire les coûts de production. Cependant, les tests, coûteux, nécessitent plus de temps. Ils ne donnent pas toujours des résultats satisfaisants d’après l’exploitant. Ceci engendre des pertes importantes de production et de temps. Aussi, il est souhaitable, pour l’exploitant, de disposer d’un modèle mathématique simplifié du four. La simulation, basée sur ces modèles, permettra un gain de temps considérable.

2.2 Modélisation

D’après [11–14], la modélisation d’un four rotatif dépend de plusieurs facteurs tels que : les propriétés physiques du produit (humidité, débit d’alimentation, granulométrie et chaleurs spécifiques), les caractéristiques géométriques du four (longueur, diamètre, vitesse de rotation, nombre et forme des augets, etc.), les conditions de fonctionnement (gaz chauds : débit, température et vitesse, débit d’air secondaire, débit d’air parasite, température ambiante), etc.

Deux types de phénomènes physiques se manifestent à l’intérieur du tube sécheur :

- phénomènes mécaniques dus à l’écoulement du solide et des gaz dans le tube sécheur ;
- phénomènes de transfert de masse et de chaleur.

L’établissement du modèle mathématique unidimensionnel du four rotatif de séchage du phosphate est basé sur les bilans massique et thermique de chaque tranche élémentaire.

Le modèle est développé pour chacune des trois zones de séchage [6, 8, 9, 15], la première est celle de mise en régime des transferts de masse et de chaleur (le phosphate est chauffé sans transfert de masse), la deuxième est la zone des transferts de masse et de chaleur (l’évaporation de l’humidité du produit) et enfin la troisième est celle où la vitesse de séchage diminue (l’évaporation de l’eau qui reste dans le produit devient très difficile) (Fig. 2). Il est important de noter que le solide et le gaz n’échangent pas les mêmes quantités de matière et de chaleur dans les trois zones du four. Ainsi les équations différentielles sont

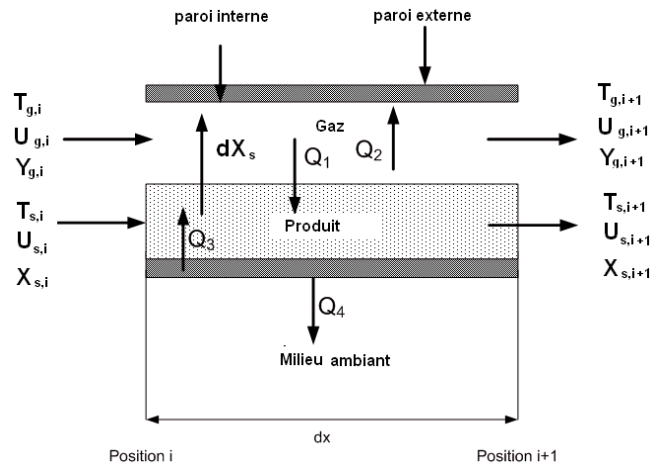


Fig. 3. Schéma des transferts thermiques et massiques dans un élément du four. Avec : Q_1 quantité de chaleur transférée du gaz vers le produit ; Q_2 quantité de chaleur transférée du gaz vers les parois internes ; Q_3 quantité de chaleur transférée de la paroi interne vers le produit ; Q_4 quantité de chaleur transférée de la paroi externe vers le milieu ambiant ; dX_s quantité d’humidité transférée du produit vers le gaz ; d_x élément différentiel ; U vitesse de déplacement.

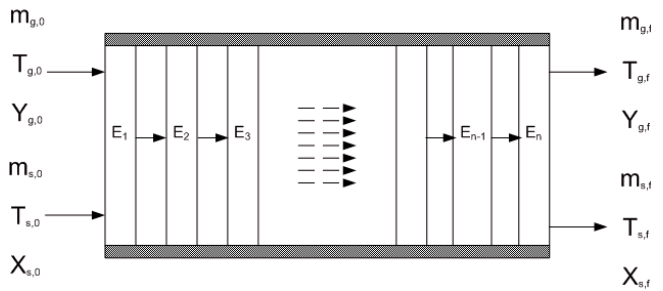


Fig. 4. Schéma de discrétisation des tranches fines le long du tube sécheur.

différentes d’une zone à l’autre. Le modèle est constitué d’équations différentielles qui décrivent chacune des trois zones de séchage.

Nous avons estimé que le tube sécheur peut être considéré comme un échangeur de chaleur dans lequel interagissent cinq éléments (Fig. 3) : les gaz chauds, le produit, la paroi interne du sécheur, la paroi externe du sécheur et le milieu ambiant.

Chaque zone du four est divisée, le long de son axe, en tranches élémentaires (Fig. 4). Sur chaque tranche les bilans massiques et thermiques sont effectués pour chaque élément du système (produit, gaz, paroi interne, paroi externe et milieu ambiant). Les bilans élémentaires sont simplifiés en tenant compte des hypothèses ci-dessous. Un modèle simplifié est ainsi obtenu.

2.3 Hypothèses

Les hypothèses simplificatrices sont les suivantes :

- le déplacement du produit et l’écoulement du gaz s’effectuent le long du four ;

- les chaleurs spécifiques du solide et des gaz sont indépendantes de la température ;
- les coefficients de transfert thermique sont constants dans chaque tranche ;
- les grains sont sphériques et leur granulométrie est constante ;
- la pression est constante le long du tube ;
- le produit est homogène ;
- les vitesses, du phosphate et du gaz, sont constantes dans chaque élément du four ;
- la chaleur latente de vaporisation de l'eau est constante ;
- il n'y a pas de réaction chimique au cours du séchage.

2.4 Équations du modèle

2.4.1 Première zone

Dans cette zone de séchage le produit est chauffé sans perte d'humidité.

Bilan thermique du produit :

$$\dot{m}_{sh} C_{ps} \frac{dT_s}{dx} = h_2 A_2 (T_g - T_s) + h_3 A_3 (T_{pi} - T_s) \quad (1)$$

Bilan thermique du gaz :

$$\dot{m}_{gh} C_{pg} \frac{dT_g}{dx} = h_2 A_2 (T_g - T_s) + h_1 A_1 (T_g - T_{pi}) \quad (2)$$

Bilan thermique de la paroi interne :

$$h_3 A_3 (T_{pi} - T_s) + h_4 A_4 (T_{pi} - T_{pe}) = h_1 A_1 (T_g - T_{pi}) \quad (3)$$

Bilan thermique de la paroi externe :

$$h_4 A_4 (T_{pi} - T_{pe}) = h_5 A_5 (T_{pe} - T_a) \quad (4)$$

2.4.2 Seconde zone

Afin de comprendre la façon avec laquelle les bilans thermique et massique sont effectués, nous l'expliquons pour cette zone (Fig. 3) :

- pour le solide, il faut tenir compte de l'eau qui s'évapore d'une part, et de l'échange de chaleur avec le gaz et avec la paroi d'autre part ;
- pour le gaz, les éléments à prendre en compte lors du bilan sont : l'humidité du solide et les transferts de chaleur avec la paroi et avec le solide ;
- pour les parois interne et externe, les températures sont déterminées par un bilan thermique.

Dans cette zone, la température du solide est supposée constante.

Bilan massique du gaz :

$$\dot{m}_{gs} (\Delta H_{vap} + C_{pv} (T_g - T_s)) \frac{dY}{dx} = h_2 A_2 (T_g - T_s) + h_3 A_3 (T_{pi} - T_s) \quad (5)$$

Bilan thermique du gaz :

$$\dot{m}_{gs} (C_{pg} + Y C_{pv}) \frac{dT_g}{dx} = h_2 A_2 (T_g - T_s) + h_1 A_1 (T_g - T_{pi}) \quad (6)$$

Bilan massique du produit :

$$\dot{m}_{ss} \frac{dX}{dx} = -\dot{m}_{gs} \frac{dY}{dx} \quad (7)$$

Bilan thermique de la paroi interne :

$$h_3 A_3 (T_{pi} - T_s) + h_4 A_4 (T_{pi} - T_{pe}) = h_1 A_1 (T_g - T_{pi}) \quad (8)$$

Bilan thermique de la paroi externe :

$$h_4 A_4 (T_{pi} - T_{pe}) = h_5 A_5 (T_{pe} - T_a) \quad (9)$$

2.4.3 Troisième zone

Bilan massique du produit :

$$\dot{m}_{sh} C_{ps} \frac{dT_s}{dx} + \dot{m}_{ss} (\Delta H_{vap} + C_{pv} (T_g - T_s)) \frac{dX}{dx} = h_2 A_2 (T_g - T_s) + h_3 A_3 (T_{pi} - T_s) \quad (10)$$

Bilan thermique du gaz :

$$\dot{m}_{gs} (C_{pg} + Y C_{pv}) \frac{dT_g}{dx} = h_2 A_2 (T_g - T_s) + h_1 A_1 (T_g - T_{pi}) \quad (11)$$

Bilan massique du gaz :

$$\dot{m}_{ss} \frac{dX}{dx} = -\dot{m}_{gs} \frac{dY}{dx} \quad (12)$$

Bilan thermique de la paroi interne :

$$h_3 A_3 (T_{pi} - T_s) + h_4 A_4 (T_{pi} - T_{pe}) = h_1 A_1 (T_g - T_{pi}) \quad (13)$$

Bilan thermique de la paroi externe :

$$h_4 A_4 (T_{pi} - T_{pe}) = h_5 A_5 (T_{pe} - T_a) \quad (14)$$

2.5 Coefficients du transfert de chaleur et surfaces d'échange

Il est très difficile de donner une expression exacte pour les coefficients de transfert de chaleur. En effet, le solide est en écoulement à l'intérieur d'un tube sécheur en rotation. Ainsi, une étude bibliographique détaillée des coefficients du transfert de chaleur dans les fours rotatifs de séchage, a été effectuée.

Pour mieux exploiter les coefficients de transfert de chaleur, il est nécessaire de connaître aussi les surfaces d'échange entre les différents éléments du système (ces surfaces d'échange sont exprimées par unité de longueur).

2.5.1 Coefficient du transfert de chaleur et surface d'échange entre la paroi interne et le solide

La paroi interne et le solide échangent de la chaleur au niveau de leur surface de contact donnée par Viola [16] :

$$A_3 = 2,44 \left(\frac{\dot{m} \tau_{sh}}{L \rho_s} \right)^{0,35} \quad (15)$$

Le coefficient du transfert de chaleur, donné par Viola [16], est :

$$h_3 = \frac{11,6 \lambda_s}{D_i \Psi} \left(\frac{\left(\frac{N}{60}\right) D_i^2 \rho_s C_{ps} \psi}{120 \lambda_s} \right)^{0,3} \quad (16)$$

2.5.2 Coefficient du transfert de chaleur et surface d'échange entre le gaz et la paroi interne

L'aire d'échange entre le gaz et la paroi interne est égale à l'aire intérieure totale de la virole moins l'aire d'échange entre la paroi interne du four et le solide qui est donnée par A_3 .

Ainsi, on obtient :

$$A_1 = \pi D_i - A_3 \quad (17)$$

Le coefficient de transfert de chaleur, donné par Viola [16], s'exprime par :

$$h_1 = 0,036 \frac{\lambda_g}{D_i} R_e^{0,8} P_r^{0,32} \left(\frac{D_i}{L} \right)^{0,055} \quad (18)$$

2.5.3 Coefficient du transfert de chaleur et surface d'échange entre le gaz et le solide

L'aire d'échange entre le gaz et le solide dépend principalement du pourcentage de remplissage du four en solide. En effet, plus l'angle de remplissage α est élevé plus la surface du solide, exposée au gaz, est grande [16, 19].

La surface d'échange entre le gaz et le solide (Fig. 5) est :

$$A_2 = 2r_i \sin \left(\frac{\alpha}{2} \right) \quad (19)$$

Le coefficient du transfert de chaleur, donné par [17–19], devient dans ce cas :

$$h_2 = 0,4 \left(\frac{3600 \dot{m}_g}{A_2} \right)^{0,62} \quad (20)$$

2.5.4 Coefficient du transfert de chaleur et surface d'échange entre la paroi interne et la paroi externe

Selon Dubois [19], l'aire d'échange est donnée par :

$$A_4 = \pi \frac{(D_e - D_i)}{\ln \left(\frac{D_e}{D_i} \right)} \quad (21)$$

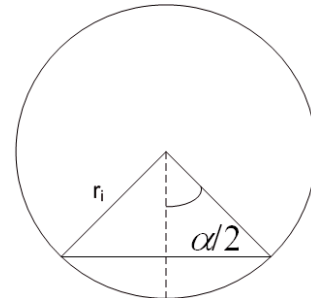


Fig. 5. Schéma de représentation de l'angle de remplissage d'un four rotatif.

Le coefficient de conduction est calculé par :

$$h_4 = 2 \frac{\lambda_p}{D_e - D_i} \quad (22)$$

2.5.5 Coefficient du transfert de chaleur et surface d'échange entre la paroi externe et le milieu ambiant

La surface d'échange est :

$$A_5 = \pi D_e \quad (23)$$

Le coefficient du transfert entre la paroi externe et le milieu ambiant est déduit par Dubois [19] :

$$h_5 = 0,11 \frac{\lambda_a P_r}{D_e} (0,5 R_{ew}^2 + R_e^2 + G_r)^{0,35} \quad (24)$$

2.6 Méthode de résolution

Après l'application des hypothèses simplificatrices, nous obtenons un ensemble de 14 équations différentielles ordinaires et non-linéaires. Comme les équations (3), (8), (13) sont identiques, on n'en garde qu'une seule, de même pour les équations (4), (9), (14) qui sont identiques. Ainsi, le nombre des équations du modèle est réduit à dix équations (Éqs. (1) à (4), (5) à (7) et (10) à (12)). Ce système d'équations constitue le modèle qui permet de déterminer la température et l'humidité du produit et du gaz le long du tube sécheur.

Bien que la méthode de Runge-Kutta d'ordre quatre ne soit pas rapide, sa robustesse et sa simplicité nous ont conduit à l'adopter pour la résolution du système d'équations couplées de ce modèle.

Les conditions initiales, utilisées lors de la simulation numérique, sont données comme suit :

$$X(x=0) = X_{s0} = 15 \% \quad Y(x=0) = Y_{g0} = 8 \%$$

$$T_s(x=0) = T_{s0} = 20 \text{ °C} \quad T_g(x=0) = T_{g0} = 1050 \text{ °C}$$

$$T_a(x=0) = T_a = 20 \text{ °C} \quad T_{pi}(x=0) = T_{pi0} = 20 \text{ °C}$$

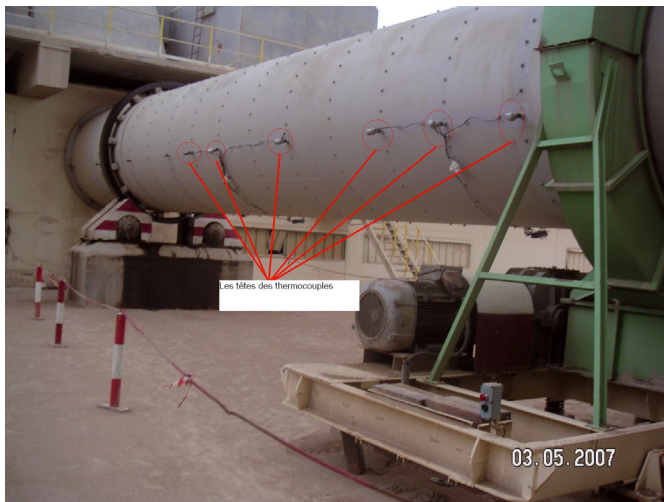


Fig. 6. Photo du four rotatif et des thermocouples.



Fig. 7. Photo du four rotatif et des sacs de prise du phosphate.

3 Essais

Pour mieux comprendre le comportement des phosphates au cours du séchage dans les fours rotatifs et pour valider le modèle mathématique élaboré, nous avons effectué une série d'essais sur l'un des fours rotatifs installés au COZ. Le but de ces essais est la détermination des profils d'humidité du phosphate et ceux de la température du gaz le long du tube sécheur. Les essais ont été effectués, entre le 15 mars 2007 et le 15 juin 2007.

3.1 Méthodologie suivie

Dans cette section, nous présentons la méthodologie pour les essais expérimentaux. Le système de mesure de la température est conçu comme suit : des trous sont percés le long du tube sécheur à des distances bien déterminées. Par ces trous des cannes pyrométriques sont introduites à l'intérieur de la virole. Ces cannes sont fixées avec la paroi extérieure de la virole à l'aide des tiges soudées sur sa surface. Elles sont, aussi, utilisées pour protéger les thermocouples qui y sont introduits. Des fils de compensation relient les têtes des thermocouples à un multimètre (Fig. 6).

Les échantillons du phosphate humide sont prélevés par d'autres trous symétriques aux trous de mesure de la température. Des couronnes, servant à la fixation des sacs, ont été soudées autour de chaque trou. Ces trous sont conçus de telle sorte que leur diamètre permette le remplissage, par le produit, des sacs plastiques fixés aux couronnes citées précédemment (Fig. 7). Ces sacs sont enveloppés par d'autres en toile de protection des déchirures. Les sacs en plastique sont utilisés pour assurer l'isolation massique de l'échantillon prélevé.

Au démarrage, avant l'atteinte du régime de saturation par le four, les sacs sont fermés pour éviter leur remplissage. À l'atteinte du régime de saturation, les nœuds

des fils de fermeture sont défaits pour permettre le passage du produit. Les sacs sont détachés après leur remplissage et l'arrêt du four. Il est ensuite procédé à l'analyse de l'humidité des échantillons au laboratoire à l'aide d'un dessiccateur.

3.2 Conditions des essais

La liste des essais effectués avec les conditions de fonctionnement correspondantes est au Tableau 1. Au début de chaque essai, les instruments de mesure sont vérifiés. La vérification porte sur l'inexistence de cassures au niveau des thermocouples et le blocage des trous par du produit stérile.

4 Résultats et discussion

Nous présentons ci-dessous les mesures des tests effectués sur le site et les résultats numériques obtenus avec le modèle élaboré.

Plusieurs mesures sont effectuées à une semaine d'intervalle, avec la même qualité du produit, sous les mêmes conditions de fonctionnement. Ceci a permis de vérifier la reproductibilité et la fiabilité des tests.

Les trois zones de séchage sont mises en évidence et déterminées à partir des mesures de la température et de l'humidité. Les comparaisons de ces mesures expérimentales et des résultats numériques sont présentées sur la figure 8 pour l'humidité du produit et sur la figure 9 pour la température du gaz.

4.1 Zones de séchage observées

Dans cette section, nous procédons à la détermination expérimentale des zones à partir des mesures d'une part, et numérique à partir du modèle élaboré d'autre part.

Tableau 1. Les conditions des essais.

N° essai	Date et heure	Qualité du produit	Température ambiante (°C)	Débit d'alimentation en produit (t.h ⁻¹)	Vitesse de rotation (tr.min ⁻¹)	Débit fioul (l.h ⁻¹)	Dépression (mbar)
Essai 1	10.05.07 8h00	TBTHSISC*	22	325,6	10	2386	-2,5
Essai 2	17.05.07 7h45	TBTHSISC*	19	320,0	10	3520	-2,6
Essai 3	15.06.07 8h00	TBTHSISC*	25	330,0	10	3620	-2,5

* Désignation d'une qualité du produit utilisé par l'industriel.

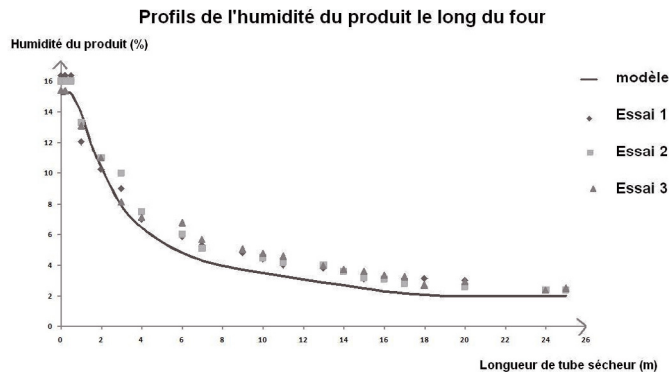


Fig. 8. Profils du taux d'humidité du produit le long du tube sécheur.

La première zone, correspondant à la phase de mise en régime, est caractérisée par une augmentation de la température du produit sans variation de son humidité. D'après la courbe, représentant l'humidité en fonction de l'axe, nous constatons que la limite de cette zone est située entre le 2^e et le 3^e point de mesure. En effet, la différence de l'humidité entre le 2^e et le 1^{er} point est de : 0 % pour le 1^{er} essai et 0 % pour le 2^e essai, alors que la différence entre le 3^e et le 1^{er} point de mesure est de : 27 % pour le 1^{er} essai et de 14 % pour le 2^e essai. Ainsi, l'humidité du produit, constante entre le 1^{er} et le 2^e point, ne commence à diminuer qu'entre le 2^e point, situé à 0,5 m de l'entrée, et le 3^e point situé à 0,75 m de l'entrée. Cette zone est relativement très courte, elle est de l'ordre de 2 % de la longueur du tube sécheur. Le modèle, prédit, numériquement, une zone située à 0,75 m de l'entrée de la virole.

La deuxième zone correspond à la phase d'évaporation de l'eau contenue dans le produit qui se débarrasse ainsi de la quasi-totalité de son humidité. En effet, dans cette zone, l'humidité du produit varie brusquement. La limite de cette zone peut être définie comme le point à partir duquel l'humidité commence à se stabiliser (faible variation). D'après la figure 8, cette limite est située entre le 14^e point et 15^e point situés à 15 et à 16 m de l'entrée. En effet, entre ces deux points, l'humidité peut être considérée comme constante avec une erreur relative de 2 %.

La troisième zone correspond à la phase où la décroissance de l'humidité du produit est très faible. D'après les mesures présentées sur la figure 8, le début de cette zone correspond à la fin de la zone précédente. Ainsi, elle commence, approximativement, entre le 14^e point

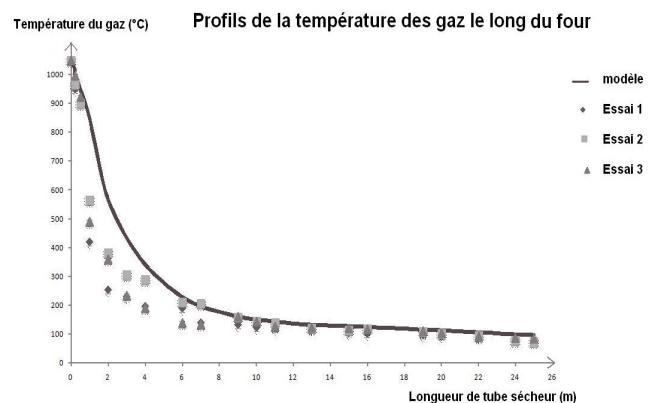


Fig. 9. Profils de température du gaz le long du tube sécheur.

et 15^e point. Elle se termine à la sortie de la virole $L = 25$ m (20^e point de mesure). Nous remarquons que cette zone s'est effectuée sur une portion importante du tube sécheur ($\Delta L = 9$ m). Ceci peut s'expliquer par le fait que le phosphate se débarrasse de son eau libre, facilement évaporable, à la deuxième zone de séchage, alors que dans la troisième phase de séchage l'évaporation de l'eau restante dans le phosphate s'effectue difficilement.

La comparaison des mesures effectuées et les prédictions numériques obtenues par le modèle élaboré pour l'humidité et la température (Fig. 8), conduit à constater que les différences sont relativement importantes à la seconde zone de séchage. Ces différences sont probablement dues à la négligence d'autres phénomènes physiques lors de la modélisation tels que le rayonnement, la diffusion, etc.

Pour la première et la troisième zone de séchage, il est constaté une bonne concordance entre la température, du gaz et du solide, prévue par le modèle et celle obtenue par les mesures sur le four réel (Fig. 9).

5 Conclusion

Dans cet article, nous avons présenté les résultats numériques obtenus à l'aide du modèle simplifié du four rotatif de séchage du phosphate et ceux obtenus par les essais effectués au COZ. Ce modèle est conçu pour la détermination, en régime stationnaire, du comportement thermique et massique du gaz et du produit le long du tube sécheur, ainsi que les températures des parois interne

et externe. Les mesures, effectuées sur un four réel en fonctionnement normal, ont été présentées et comparées aux prédictions du modèle élaboré.

La concordance entre les essais effectués au CO₂ et les résultats obtenus par le modèle est satisfaisante pour la température du gaz, alors que des différences ont été constatées pour l'humidité à la deuxième zone de séchage. Ces différences peuvent être expliquées par la négligence de quelques phénomènes physiques lors de la modélisation.

Le modèle, ainsi développé, peut prédire l'évolution de l'humidité du produit à l'intérieur de la virole lors d'une modification des conditions de fonctionnement du four. L'exploitant peut ainsi expliquer l'influence des paramètres de fonctionnement sur la qualité du produit obtenu et étudier la possibilité d'une augmentation de la capacité de production des fours.

Bien que les résultats soient satisfaisants, des améliorations peuvent être apportées au modèle en tenant compte des phénomènes négligés tels que la diffusion, le rayonnement et d'autres phénomènes physiques.

Aussi, l'une des perspectives de ce travail est le développement de modèles locaux qui tiennent compte des phénomènes négligés d'une part, de l'influence des augets et de la rotation du four d'autre part.

Références

- [1] H. Wood, K. Jawuanda, S. Sokhansanj, Simulation and control of the dehydration process, Proceedings of IASTED, Vancouver, Canada, 1986
- [2] K. Najim, Modélisation et simulation des fours rotatifs de séchage, *Int. J. Systems Sci.* 20 (1989) 1627–1636
- [3] A. Hallström, Drying of porous granular materials, Dissertation, Thèse, Université de Lund, 1985
- [4] J.-R. Pérez-Correa, F. Cubillos, E. Zavala, C. Shene, P.I. Alvarez, Dynamic simulation and control of direct rotary dryers, *Food Control.* 9 (1998) 195–203
- [5] L. Yliniemi, Développement d'un modèle dynamique pour le four rotatif, Thèse, Université de Oulu, 1999
- [6] K. Rastikian, R. Capart, J. Benchimol, Modeling of sugar drying in a counter current cascading rotary dryer from stationary profiles of temperature and humidity, *J. Food Eng.* 41 (1999) 193–201
- [7] H. Didriksen, D.-K. Teknik, Model based predictive control of a rotary dryer, *Chem. Eng. J.* 86 (2002) 53–60
- [8] M.-D. Heydenrych, P. Greeff, B.-M. Heesink, G.-F. Versteeg, Mass transfer in rolling rotary kilns: a novel approach, *Chem. Eng. Sci.* 57 (2002) 3851–3859
- [9] A. Iguaz, H. Budman, P.-L. Douglas, Modeling and control of an ALFALFA rotary dryer, *Drying Technology* 20 (2002) 1869–1887
- [10] M. Starzak, M. Mathlouthi, Modeling of rotating drum dryer for sugar, AVH Association, 11th Symposium, Reims, France, 2004, pp. 53–69
- [11] P.-K. Chandra, R.-P. Singh, Simulation of parboiled rice drying in a concurrent flow rotary dryer, Proceedings of the 4th International Drying Symposium, Kyoto, 1984, pp. 565–570
- [12] P.-L. Douglas, A. Kwade, P.-L. Lee, S.-K. Mallick, Simulation of rotary dryer for sugar crystalline, *Drying Technology* 11 (1993) 129–155
- [13] R. Perry, Chemical engineers' Handbook 7th ed, McGraw-Hill, 1999
- [14] W.-F. Cao, T. Langrish, The development and validation of a system model for a countercurrent cascading rotary dryer, *Drying Technology* 18 (2000) 99–115
- [15] J.-P. Nadeau, J.-R. Puiggali, Séchage des processus physiques aux procédés industriels, Lavoisier, 1995
- [16] A. Viola, R. Barattij, A. Teodosi, Analysis and simulation of the alumina calcination process in a rotary kiln, *Light Metals* (1986) 179–189
- [17] E.-R. Canales, R.-M. Borquez, D.-L. Melo, Steady state modeling and simulation of an indirect rotary dryer, *Food Control.* 12 (2001) 77–83
- [18] Y.-L. Ding, R.N. Forster, J.P.K. Seville, D.J. Parker, Some aspects of heat transfer in rolling mode rotating drums operated at low to medium temperatures, *Powder Technology* 121 (2001) 168–181
- [19] M. Dubois, Modélisation mathématique d'un four rotatif de calcination d'alumine, Thèse, Université du Québec à Chicoutimi, 1996