

Simulation des Phénomènes de Transfert dans un Milieu Granulaire Etude d'un Séchoir Tunnel

B. Khiari¹⁻², S. Ben Mabrouk¹ et M. Sassi²

¹ Institut National de Recherche Scientifique et Technique, Laboratoire des Applications Solaires, B.P. 95, 2050 Hammam Lif, Tunisie

² Ecole Nationale d'Ingénieurs, Lab. Etude des Systèmes Thermiques & Energétiques, Route de Kairouan, 5000 Monastir, Tunisie

Résumé - Les transferts de chaleur et de masse en milieu poreux sont des phénomènes rencontrés dans de nombreuses situations physiques, chimiques et micro biologiques, correspondant à de vastes domaines d'applications concernant l'utilisation rationnelle de l'énergie.

Nous présentons une étude des transferts de chaleur et de masse lors du séchage convectif d'une couche mince de produits granulaires. Nous proposons un modèle de comportement qui décrit le fonctionnement d'un séchoir tunnel en tenant compte des phénomènes qui interviennent au sein du produit, modèle susceptible d'un certain intérêt pour la conception et l'automatisation de tels séchoirs. Compte tenu de la complexité des mécanismes de transfert, il a été cependant nécessaire d'avoir recours à des hypothèses simplificatrices destinées à réduire le nombre des paramètres intervenant dans le modèle proposé. La résolution numérique nous a permis d'apprécier l'influence des paramètres régissant les phénomènes de transfert et de suivre le déplacement du front de séchage

pour des conditions aérothermiques données. Les résultats numériques obtenus sont comparés à des observations expérimentales faites lors de campagnes de séchage. L'accord entre ces deux groupes de résultats étant obtenu par ajustement de plusieurs paramètres caractérisant les transferts de chaleur et de masse à l'échelle du grain, il est fait appel à des déterminations expérimentales indépendantes de ces différents paramètres.

Mots clés: Transfert de masse et de chaleur - Convection forcée - Cinétique de séchage - Milieux poreux - Séchoir tunnel - Simulation numérique.

1. INTRODUCTION

Depuis quelques années, des unités d'initiative privée apparaissent, faisant preuve de dynamisme et d'innovation par la mise sur le marché de produits diversifiés, et nouveaux pour certains [9]. Néanmoins, l'acquisition du séchoir solaire se traduit encore par une augmentation des coûts de production et une baisse de la marge. Les opérateurs sont donc à la recherche d'une solution technique intermédiaire qui permet, par une diminution de la durée de séchage [6], une augmentation de la production sans un accroissement trop important des coûts de production. A la suite d'une étude poussée, une mission de diagnostic et de proposition faite par l'équipe de l'INRST a mis en avant un axe d'innovation technique possible : un séchoir solaire tunnel à convection forcée avec appoint à gaz [8].

Le but de ce travail est de simuler les conditions opératoires de ce séchoir par un modèle élaboré à partir d'une analyse physique effectuée à deux échelles, l'échelle du grain et l'échelle du tunnel dans son ensemble. Le modèle permet, à partir de courbes de séchage obtenues et en tenant compte des contraintes propres au produit traité, de déterminer, au sein du tunnel, les profils de température, d'humidité de l'air et de teneur en eau des grains, pour des conditions de fonctionnement données. C'est ainsi qu'on a pu suivre les séquences de séchage et comparer nos résultats numériques à ceux obtenus expérimentalement.

2. FORMULATION MATHÉMATIQUE DU PROBLÈME

2.1 Modélisation physique du séchoir

Les séchoirs convectifs et particulièrement les séchoirs tunnels sont très répandus dans les différents secteurs industriels [3, 6, 13]. Il s'agit de séchoirs opérant dans le mode de la convection forcée. Ils utilisent un circulateur pour assurer l'écoulement d'air chaud et ils permettent de modifier les conditions opératoires pour assurer un bon rendement. Tenir compte uniquement du soleil rend le système dépendant du climat, ce qui nécessite l'utilisation d'une source d'appoint comme le gaz naturel.

Le développement du modèle mathématique de séchage d'une couche de produits granulaires tient compte des hypothèses simplificatrices suivantes :

- L'échange thermique convectif entre les deux phases est exprimé à l'aide d'un coefficient volumique de transfert de chaleur qui dépend de la vitesse de déplacement du fluide et de la texture du milieu poreux.
- Le tassement du produit au cours du séchage est négligé.
- La masse volumique de l'air est constante.

- La conduction thermique dans l'air et entre les grains est exprimée à l'aide de coefficients de conductivités thermiques équivalentes du solide et du fluide supposés isotropes.

2.2 Modèle mathématique

Une couche mince est définie comme une épaisseur de particules (ou de grains), de telle façon que nous puissions supposer que les caractéristiques de l'air (température, humidité et vitesse) en tout point de la couche sont identiques. Cela implique l'absence de gradient inter particules. Ainsi, l'étude du séchage en couche mince peut être considérée comme l'étude du séchage d'un grain moyen (Fig. 1).

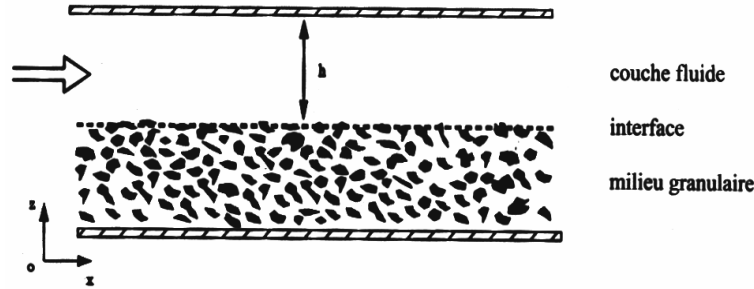


Fig. 1: Schéma d'un séchoir tunnel statique
Interface fluide - milieu granulaire poreux

Le milieu poreux granulaire est décrit par deux fonctions macroscopiques (T_g, X) pour la phase solide et (T_a, Y) pour la phase fluide [2, 5].

2.2.1 Conservation de la masse pour l'air

L'accroissement de l'humidité absolue de l'air Y provient de la perte en eau ΔX du produit :

$$\rho_a \left[\varepsilon \frac{\partial Y}{\partial t} + V_a \nabla Y \right] = -m + \nabla [\rho_a D_e \nabla Y] \quad (1)$$

2.2.2 Conservation de l'énergie pour l'air

Dans cette étude, le phénomène de dispersion est traité comme étant un terme diffusif s'ajoutant à un terme stagnant :

$$\rho_a (C_{pa} + Y C_{pv}) \left[\varepsilon \frac{\partial T_a}{\partial t} + V_a \nabla T_a \right] = m C_{pv} (T_s - T_a) + \xi h_{as} (T_s - T_a) + \nabla (\varepsilon \lambda_{ae} \nabla T_a) + \nabla (\varepsilon \lambda_{ae} \nabla T_a) \quad (2)$$

Afin de modéliser les conductivités thermiques effectives, nous avons choisi la corrélation empirique développée par Wakao et Kagui sous la forme suivante [10, 15] :

$$\varepsilon \lambda_{ae} = \varepsilon \lambda_a + 0.1 \text{Pr} \left[\frac{\rho_a V_a d_p}{\mu_a} \right] \lambda_a = \varepsilon \lambda_a + (0.1 \text{Pr Re}) \lambda_a \quad (3)$$

2.2.3 Conservation de l'énergie pour le produit

En négligeant les termes de dissipation visqueuse, la variation de l'enthalpie du produit est égale à la somme des puissances échangées par convection avec l'air et de l'énergie utilisée pour vaporiser l'eau du produit :

$$(1-\varepsilon) \rho_s (C_{ps} + X C_{pw}) \frac{\partial T_s}{\partial t} = \xi h_{as} (T_a + T_s) - m \Delta H_{\text{vap}} + \nabla [(1-\varepsilon) \lambda_{se} \nabla T_s] \quad (4)$$

$$\Delta H_{\text{vap}} = \Delta H_{\text{vap}}^0 + (C_{pv} - C_{pe}) T_s \quad (5)$$

2.2.4 L'équation cinétique de séchage

A ces équations, il convient d'ajouter l'équation de la cinétique qui représente le bilan de masse pour le produit :

$$\dot{m} = (1-\varepsilon) \rho_g \frac{\partial X}{\partial t} = (1-\varepsilon) \rho_g \dot{X} \quad (6)$$

Pour cela, nous avons déterminé des cinétiques de séchage sous différentes conditions opératoires à l'aide d'une soufflerie de laboratoire. Ces cinétiques de séchage ont été normalisées à l'aide de la transformation de Van Meel [3, 7] :

$$\frac{X - X_{in}}{X_{in} - X_{eq}} = F(X_r) \quad (7)$$

$$F(X_r) = A_1 X_r + A_2 X_r^2 + A_3 X_r^3 \quad \text{où} \quad X_r = \frac{X - X_{eq}}{X - X_{in}} \quad (8)$$

Les constantes A_1, A_2, A_3 sont déterminées expérimentalement au laboratoire pour des caractéristiques d'air constantes. On fait l'hypothèse que cette équation reste valable lorsque la température T_a et l'humidité relative H_r varient lentement.

3. RESOLUTION NUMERIQUE

Nous avons développé un modèle basé sur une description physique très complète des transferts de chaleur, de masse et de quantité de mouvement pour simuler le séchage d'un milieu poreux [14]. Cette description prend en compte d'une part les transferts de chaleur entre les phases fluide et solide et d'autre part les différents phénomènes qui interviennent au sein du produit [8]. La simulation complète d'un problème de séchage comporte des périodes pour lesquelles le couplage des équations est très fort et oblige à adopter un pas de temps très petit. On a pu vérifier que le conditionnement du système linéaire associé à la discrétisation du problème se détériore lorsque le couplage entre les équations est fort. On met ainsi au point une méthode de résolution itérative qui permet de prendre à chaque instant un pas de temps optimal.

3.1 Conditions initiales et aux limites

Initialement, le milieu poreux est supposé isotherme et en équilibre hydrostatique. L'état du système est alors décrit par :

$$\begin{cases} X(x,0) = X_{in} & \text{et} & T_a(x,0) = T_0 \\ Y(x,0) = Y_{in} & \text{et} & T_g(x,0) = T_{am} \end{cases} \quad (9)$$

La configuration de la section d'entrée du tunnel nous amène à poser les conditions aux limites suivantes :

$$\begin{cases} X(0,t) = X_0 & \text{et} & T_a(0,t) = T_0 \\ Y(0,t) = Y_0 & \text{et} & T_g(0,t) = T_{g0} \end{cases} \quad (10)$$

A la surface du produit, l'évaporation s'effectue en échange d'une chaleur latente de vaporisation et d'un flux de chaleur moyen global. Le flux correspondant à l'évaporation et à l'évacuation de la vapeur d'eau diffusée dans la couche limite est fonction de la différence de la masse de vapeur à travers la couche limite et du coefficient de transfert massique.

La face inférieure du tunnel est supposée adiabatique et imperméable; les flux de chaleur et de masse sont alors nuls. Enfin, nous supposons que la pression intrinsèque de l'air sur la surface d'échange est égale à la pression atmosphérique. Les données numériques nécessaires à la modélisation sont groupées dans le Tableau 1.

3.2 Méthode de résolution

Le temps caractéristique d'établissement de la température T_a et de l'humidité absolue de l'air Y est beaucoup plus petit que celui relatif au séchage. Les termes transitoires relatifs à l'air peuvent ainsi être négligés lors de la résolution numérique. Le système d'équations régissant les transferts et présentés ci-dessus est résolu par une méthode implicite de différences finies utilisant une approche du type volume de contrôle [12]. Pour résoudre une équation différentielle du système, on construit un maillage constitué d'un réseau de points. Autour de chaque point, on définit un domaine de contrôle, puis on intègre l'équation sur ce domaine suivant des pas de temps et d'espace variables ou fixes. La discrétisation des équations est faite en admettant entre autre les considérations suivantes :

- les dérivées premières en espace pour une grandeur physique ϕ (génériques de T_a, T_g, X ou Y) sont approximées par un développement en série de Taylor à l'ordre 2 autour des points $(i-1)$ et $(i+1)$:

$$\frac{\phi_i^{n+1} - \phi_i^n}{\Delta x} = \left(\frac{\partial \phi}{\partial x} \right)_i^n + \delta (\Delta x^2) \quad (11)$$

- l'interpolation des valeurs relatives aux instants (n) et $(n+1)$ est comme suit :

$$\frac{f_i^{n+1} - f_i^n}{\Delta t} = \left(\frac{\partial \phi}{\partial t} \right)_i^n + \delta(\Delta T^2) \quad (12)$$

4. RESULTATS ET INTERPRETATION

4.1 Analyse des résultats

Le modèle numérique décrit ci-dessus est appliqué au séchage convectif d'une couche de tranches de carotte de 10 mm d'épaisseur [11]. Les températures de l'air de séchage sont comprises entre 50 °C et 75 °C pour une vitesse de 3 m/s et une humidité absolue de l'ordre de 5 %. L'enceinte du séchage, de forme parallélépipédique, a une longueur variable (Fig. 1).

L'évolution du champ de température au sein du milieu est la clef du phénomène de séchage puisqu'une augmentation du taux d'évaporation conduit à une diminution de la teneur en eau.

Au début de l'opération de séchage et à l'entrée du tunnel, la température des grains est inférieure à celle du fluide. Ceci est dû à l'écart entre la température initiale du milieu et celle du fluide séchant. Cette différence diminue au cours du temps et les températures du solide et du fluide évoluent d'une façon similaire (Fig. 2).

Notons également l'existence d'un front de séchage qui se déplace principalement de l'entrée vers la sortie du tunnel. Ce front divise le milieu en deux régions : une région humide et une région sèche. La région sèche s'élargit au cours du temps pour occuper tout le milieu. Au fur et à mesure que l'opération de séchage avance, la teneur en eau du milieu et le taux d'évaporation diminuent (Fig. 3 et 4). Mais remarquons que pendant les trente premières minutes, l'humidité relative de l'air décroît progressivement après une avancée de 1,5 mètres dans le tunnel (Fig. 5). Parallèlement, la teneur en eau des grains augmente et leur température moyenne diminue après une première phase de croissance (Fig. 2). Cette inversion des processus de séchage est probablement due à la lenteur du soufflage qui s'avère incapable d'entraîner l'humidité vers l'extérieur. Si la vitesse moyenne d'écoulement passe de 3 m/s à 5 m/s, ce phénomène disparaît même lors des premiers instants de séchage [4].

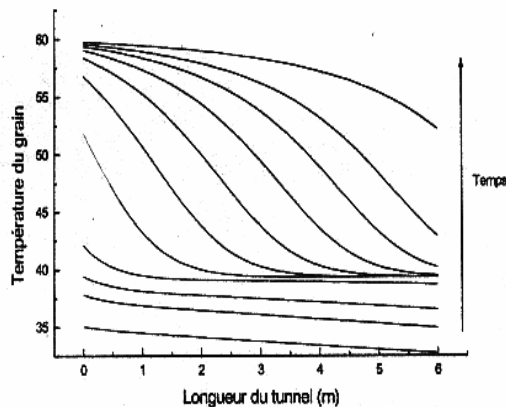


Fig.2 : Evolution de la température du produit au cours du séchage en fonction de la longueur du tunnel

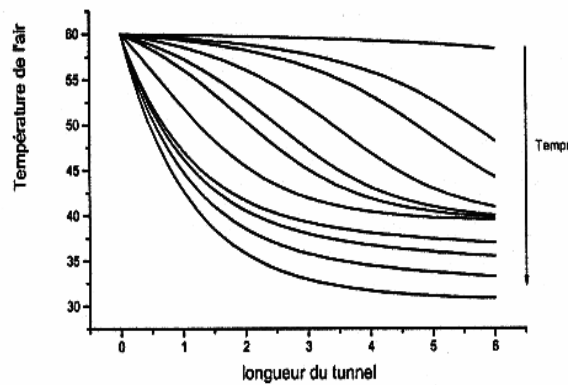


Fig. 4 : Evolution au cours du séchage de la température de l'air le long du tunnel

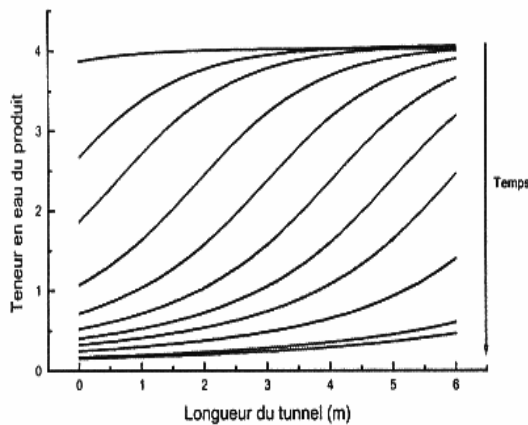


Fig. 3: Evolution de la teneur en eau du produit au cours du temps

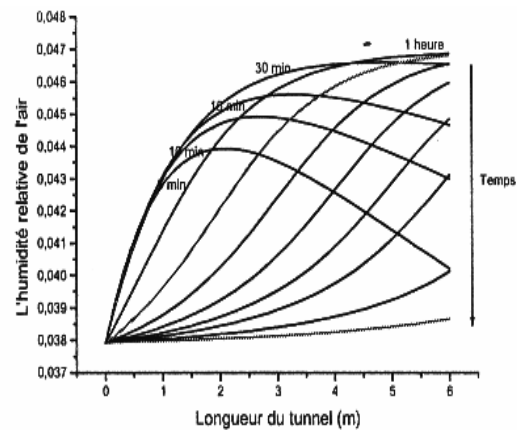


Fig. 5: Evolution de l'humidité relative de l'air le long du tunnel

4.2 Sensibilité aux paramètres externes

4.2.1 Effet de la température de l'air séchant

Le front de séchage se déplace plus rapidement et le milieu sèche plus vite quand on a une température d'entrée plus importante (Fig. 6). Néanmoins, si la vitesse est assez faible, l'effet de la température n'est pas immédiat (Fig. 7). En effet, ce n'est qu'après trois quarts d'heures environ qu'on remarque une diminution de la teneur en eau.

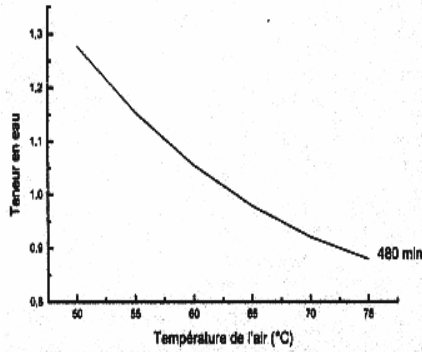


Fig. 6: Effet de la température de l'air sur la teneur en eau après établissement du régime

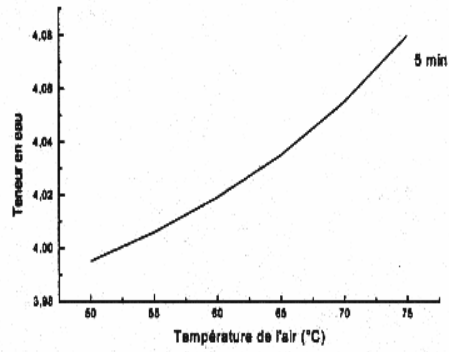


Fig. 7: Effet de la température de l'air sur la teneur en eau au début de l'opération de séchage

4.2.2 Effet de la vitesse de l'air séchant

La vitesse de l'air joue un rôle important dans le déroulement du séchage [1]. Plus le débit de l'air est élevé, plus vite le front de séchage se forme et se déplace. L'humidité relative de l'air diminue et les grains se chargent encore d'eau si la vitesse de l'air séchant n'est pas assez importante [7].

4.2.3 Effet de l'humidité de l'air séchant

Notons l'existence pour des humidités assez élevées d'une période de séchage à température constante. En un point donné du milieu, lorsque l'humidité relative du fluide séchant augmente, la température croit au début, puis décroît. Quant à l'évolution de la teneur en eau du milieu au cours du temps, le séchage est bien évidemment plus rapide et plus efficace pour une humidité relative d'entrée plus faible.

5. CONCLUSION

Afin d'appréhender l'influence de la variation des caractéristiques de l'air (température, humidité, vitesse) sur les cinétiques globales de séchage, nous avons simulé, dans cette étude, les échanges de chaleur et d'humidité au sein d'une couche de produits granulaires constituant un milieu poreux. Pour obtenir des résultats qualitatifs, nous avons utilisé un modèle global qui tient compte des différents phénomènes intervenants au sein du produit. Ce modèle numérique étant résolu dans le plan (x, t).

Les résultats de la simulation ont permis de mettre en évidence les différentes phases de séchage. L'évolution de la cinétique globale, lorsque les conditions initiales et aux limites sont variables dans le temps et dans l'espace, montre l'importance des phénomènes mis en évidence et les multiples possibilités de cette simulation.

Tableau 1: Principales données nécessaires à la simulation

X_{in}	=	4 à 5 kg/kg (b.s.)	;	X_{eq}	=	0,05
h_{as}	=	28,1 W/ m ² K				
C_g	=	$C_w = 4180$ J/kg°C.				
Ca	=	1006 J/kg °C	;	C_v	=	1840 J/kg°C
ΔH_{vap}	=	$2501,6 \cdot 10^3$ J/kg°C				
L_v	=	$\Delta H_{vap} = (2503 - 2,46 T)$ J/kg	;	T	en °C	
ρ_a	=	$1,293 \cdot (273,15 / T + 273,15)$;	T	en °C	
T_a	=	30 °C - 75 °C				
V_a	=	1 m/s à 5 m/s				
H_r	=	5 % à 40 %				
Nu	=	7,60 (écoulement laminaire)				
Nu	=	$0,023 Re^{0,8} Pr^{0,33}$ (écoulement turbulent)				

NOMENCLATURE

<p>C Chaleur spécifique, (J/kg/°C)</p> <p>d Diamètre du produit, (m)</p> <p>H_r Humidité relative de l'air, (kg/ kg)</p> <p>h_c Coefficient de transfert convectif, (W/m²/K)</p> <p>h_r Coefficient de transfert radiatif, (W/m²/K)</p> <p>L Longueur du tunnel, (m)</p> <p>L_v Chaleur latente de vaporisation de l'eau, (5 J/kg)</p> <p>Nu Nombre de Nusselt</p> <p>Pr Nombre de Prandtl</p> <p>Re Nombre de Reynolds</p> <p>T Température, (K ou °C)</p> <p>t Temps, (s ou heure)</p> <p>V Vitesse de l'air, (m/s)</p> <p>X Teneur en eau du produit, (kg eau/ kg MS)</p> <p>x Coordonnée</p> <p>Y Humidité absolue de l'air ou Potentiel de Séchage</p>	<p style="text-align: center;">Symboles Grecs</p> <p>α Coefficient d'échange thermique</p> <p>ε Porosité moyenne</p> <p>λ Conductivité thermique, (W/m/K)</p> <p>ρ Masse volumique d'un constituant (kg/m³)</p> <p>σ Densité surfacique, (kg/m²)</p> <p>ξ Surface spécifique</p> <p>φ Densité du flux rayonnant normal à un plan</p> <p>Δx Dimension du volume de contrôle</p> <p style="text-align: center;">Indices</p> <p>a Air de séchage</p> <p>am Ambient</p> <p>eq Equilibre</p> <p>g Grain ou produit à sécher</p> <p>in Initial ou face interne</p> <p>l Liquide</p> <p>v Vapeur d'eau</p> <p>w Air sec</p>
--	--

REFERENCES

- [1] A. Ali Mohamed, '*Validité des Cinétiques de Séchage sous des Conditions d'Air Variables*', Thèse de Doctorat de l'Université de Poitiers, France, 1992.
- [2] G. Arnaud et J.P. Fohr, '*Slow Drying Simulation in Thick Layers of Granular Products*', Int. J. Heat Mass Transfer, 31 (12), pp. 2517-2526, 1988.
- [3] S. Ben Mabrouk, '*Etude des Transferts Simultanés de Chaleur et de Masse dans les Milieux Poreux : Modélisation des Phénomènes de Séchage*', Thèse de Doctorat Es-Sciences, Faculté des Sciences, Tunis II, 1999.
- [4] S. Ben Mabrouk and A. Belghith, '*A Simulation and Design of a Tunnel Dryer*', Renewable Energy Int. Journal. 5 (1), pp. 469-473, 1994.
- [5] S. Ben Mabrouk, G. Arnaud, J.P. Fohr and A. Belghith, '*Etude du Séchage en Couche Mince de Produits Agricoles*', Actes des Journées Int. Thermique JITH'89', 1 (2), pp. 471-480, Edition CNRS, Paris, 1999.
- [6] R. Bertin, F. Pierronne et M. Combarous, '*Modélisation et Simulation du Séchage des Fruits en Tunnel*', Industries Alimentaires et Agricoles, 93, pp. 1431-1436, Déc. 1976.
- [7] J.P. Fohr, G. Arnaud, A. Ali Mohamed et H. Ben Moussa, '*Validity of Drying Cinetics*', 6th International Drying Symposium, Versailles, OP, pp. 151-157, 1988.
- [8] B. Khiari, '*Etude des Transferts de Chaleur et de Masse dans un Séchoir Solaire Tunnel*', Rapport de DEA, ENIM – INRST, 2001.
- [9] M. Maalej et A. Belghith, '*Evaporation de l'Eau à la Surface d'un Milieu Poreux*', Letters in Heat and Mass Transfer, Vol. 4, pp. 279-285, 1977.
- [10] A. Mobarki, '*Etude des Transferts de Chaleur et de Masse au Cours du Séchage d'un Milieu Poreux*', Rapport de DEA, ENIM, 1998.
- [11] A. Mulet, A. Berna, C. Rossello and F. Pinaga, '*Drying of Carrots, II. Evaluation of Drying Models*', Drying technology, 7 (4), pp. 641-661, 1989.
- [12] S.V. Patankar, '*Numerical Heat Transfer and Fluid Flow*', Hemisphere Pub. Corp., 1981.
- [13] R. Piacentini et M. Combarous, '*Modélisation du Séchage Solaire de Fruits : Application au Séchage de Prunes*', Revue Internationale d'Hélio technique, 2, pp. 44-49, 1985.
- [14] S. Whitaker, '*Simultaneous Heat, Mass and Momentum Transfer in Porous Media: a Theory of Drying*', Advances in Heat Transfer, 13, pp. 119-203, Acad. Press, 1977.
- [15] L. Zili, '*Etude des Transferts de Chaleur et de Masse dans un Cylindre Rempli de Grains Humides et Traversés par un Ecoulement d'Air*', Rapport de DEA, ENIM, 1997.