

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE  
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE  
SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE MENTOURI CONSTANTINE  
FACULTE DES SCIENCES DE L'INGENIEUR  
DEPARTEMENT GENIE CLIMATIQUE

N° de série  
N° d'ordre

**THESE**

**Présentée pour l'obtention du diplôme de Doctorat en Sciences**

**Spécialité : Génie Climatique**

PAR

**LYES BENNAMOUN**

**Thème**

**CONTRIBUTION A L'ETUDE DES TRANSFERTS COUPLES AVEC  
CHANGEMENT DE PHASE DANS UN MILIEU POREUX. INFLUENCE  
DES CONDITIONS D'AIR VARIABLES SUR LES CINETIQUES DE  
SECHAGE ET LE COMPORTEMENT GLOBAL D'UN SECHOIR SOLAIRE**

Soutenu le :

Devant le jury :

<b>Président</b>	<b>A.H. MENIAI</b>	<b>Professeur</b>	<b>Univ. Mentouri Constantine</b>
<b>Rapporteur</b>	<b>A. BELHAMRI</b>	<b>Professeur</b>	<b>Univ. Mentouri Constantine</b>
<b>Examineurs</b>	<b>C. BOUGRIOU</b>	<b>M.C.</b>	<b>Univ. El Hadj Lakhdar Batna</b>
	<b>Y. REZGUI</b>	<b>M.C.</b>	<b>C. Univ. Larbi Ben M'hidi Oum El Bouaghi</b>
	<b>Y. KHETIB</b>	<b>M.C.</b>	<b>Univ. Mentouri Constantine</b>
<b>Invité</b>	<b>M.S. AIDA</b>	<b>Professeur</b>	<b>Univ. Mentouri Constantine</b>

## *Remerciements*

Ce travail a été réalisé sous la direction de Monsieur A. BELHAMRI, Professeur à l'Université Mentouri, Constantine. Je tiens à lui exprimer ma gratitude et mes remerciements pour ses continuels encouragements, sa confiance et pour le suivi de ce travail.

Je tiens à remercier Monsieur A.H. MENIAI, Professeur à l'Université Mentouri, Constantine, qui me fait l'honneur de présider le jury.

Je remercie également :

Monsieur C. BOUGRIOU, Maître de Conférence à l'Université El Hadj Lakhdar, Batna, d'avoir accepté de participer au jury.

Monsieur Y. REZGUI, Maître de conférence au Centre Universitaire Larbi Ben M'hidi, Oum El Bouaghi, d'avoir consacré de son temps pour l'examen de cette thèse.

Monsieur Y. Khetib, Maître de Conférence à l'Université Mentouri, Constantine, d'avoir voulu juger ce travail.

Je remercie également Monsieur M.S. AIDA Professeur à l'Université Mentouri, Constantine, qui m'a honoré en acceptant notre invitation et en s'intéressant à ce travail.

Ainsi qu'à toute personne ayant participé de près ou de loin à l'aboutissement de cette thèse, en particulier mes parents, que dieu les garde, et ma femme ABDELMOUMENE Chahinez.

## SOMMAIRE

<b>NOMENCLATURE</b>	1
<b>INTRODUCTION</b>	4
<b>CHAPITRE 1 : BIBLIOGRAPHIE SUR LE SECHAGE</b>	
<b>1.1. Définition et mécanismes intervenant au cours du séchage</b>	7
<b>1.2. Représentation du séchage</b>	9
<b>1.3. Les modèles de séchage</b>	13
1.3.1. Le modèle de diffusion	13
1.3.2. Modèle de la capillarité	22
1.3.3. Modèle de Luikov	22
1.3.4. Modèle de Whitaker	25
1.3.5. Quelques modèles étudiant le séchage sous des conditions d'air variables	28
<b>1.4. Etude des séchoirs industriels</b>	38
1.4.1. Séchoir à lit fluidisé (Fluidized bed dryer)	38
1.4.2. Séchoir à pulverization (Spray dryer)	40
1.4.3. Séchoir à flot (Stream dryer)	42
1.4.4. Séchoirs à lots	44
1.4.5. Séchoirs rotatifs	44
1.4.6. Séchoirs solaires	44
<b>1.5. Conclusion</b>	51

**CHAPITRE 2 : ETUDE DU COMPORTEMENT DES CINETIQUES DE  
SECHAGE SOUS DES CONDITIONS VARIABLES D’AIR ASSECHANT.  
APPLICATION AU SECHAGE SOLAIRE**

<b>2.1. Introduction</b>	<b>53</b>
<b>2.2. Etude de la brique poreuse saturée</b>	<b>55</b>
2.2.1. Description du problème	56
2.2.2. Formulation mathématique et étude numérique du problème posé	56
2.2.3. Détermination du coefficient de diffusion	58
2.2.4. Flux constant	59
2.2.5. Résultats	61
2.2.6. Flux convectif	64
2.2.7. Résultats	65
<b>2.3. Etude du raisin</b>	<b>68</b>
2.3.1. Formulation mathématique du problème	69
2.3.2. Détermination du coefficient de diffusion	71
2.3.3. Résultats de la simulation	75
2.3.4. Application au séchage solaire	82
<b>2.4. Conclusion</b>	<b>87</b>

**CHAPITRE 3 : ETUDE DU SECHAGE DE COUCHES EPAISSES DANS UN  
SECHOIR À LOTS À CONVECTION FORCEEE : UTILISATION DES  
EQUATIONS DE TRANSFERTS DANS UN MILIEU POREUX**

<b>3.1. Introduction</b>	90
<b>3.2. Etude des transferts convectifs dans un milieu poreux</b>	91
3.2.1. Formulation mathématique	91
3.2.2. Conditions aux limites et initiales et discrétisation	96
<b>3.3. Résultats et discussion</b>	103
3.3.1. Etude paramétrique	112
3.3.1.1. Influence de la température	112
3.3.1.2. Influence du débit d'air	116
3.3.1.3. Influence de l'humidité	121
<b>3.4. Conclusion</b>	122
<b>CONCLUSION GENERALE</b>	123
<b>ANNEXES</b>	
Annexe A	126
Annexe B	129
Annexe C	134
<b>REFERENCES</b>	156
<b>RESUMES</b>	166

## NOMENCLATURE

<b>Principales notations</b>	<b>Unités</b>	
A	surface de contact air-produit	$m^2$
C	teneur en eau du produit	$kg/kg$
C*	teneur en eau adimensionnelle	
Cp	capacité calorifique massique	$J/kg.K$
D	coefficient de diffusion	$m^2/s$
ep	épaisseur	$m$
g	gravité	$m/s^2$
hr	coefficient adapté d'échange par rayonnement	$W/m^2.K$
h	coefficient d'échange par convection	$W/m^2.K$
K	perméabilité absolue	$m^2$
kad	coefficient adapté d'échange par conduction	$W/m^2.K$
k	coefficient d'échange par conduction	$W/m.K$
L <sub>1</sub>	hauteur du séchoir	$m$
L <sub>2</sub>	longueur du séchoir	$m$
L <sub>3</sub>	profondeur du séchoir	$m$
Lv	chaleur latente de vaporisation	$J/kg$
m	masse	$kg$
n	nombre du produit dans le séchoir	
p	pression	Pascal
r	rayon	$m$
R	rayon du produit à sa surface	$m$
surf	surface du capteur	$m^2$
T	température	K ou °C
T <sub>h</sub>	température humide	K ou °C
t	temps	$s$
U,V	composantes de la vitesse	$m/s$
w	humidité absolue de l'air	$kg/kg$
x, y	coordonnées spatiales	$m$

## Indices et exposant

1	première phase de séchage
2	deuxième phase de séchage
0	initial
A	absorbeur
ach	air chauffé
am	ambiant
app	apparent
atm	atmosphère
c	voûte céleste
cr	critique
eff	effectif
eq	équilibre
f	fluide
inf	l'entrée du séchoir
I	isolant
Ii	partie intérieure de l'isolant
Ie	partie extérieure de l'isolant
s	solide ou produit à sécher
sèche	matière sèche
v	vitre
ve	partie extérieure de la vitre
vi	partie intérieure de la vitre
v,c	vitre- voûte céleste
v,am	vitre- milieu ambiant
v,A	vitre- absorbeur
A,I	absorbeur- Isolant
*	Valeur adimensionnelle

### **Lettres Grecques**

$\alpha$	coefficient d'absorption	
E	coefficient d'émissivité	
$\varepsilon$	porosité	
$\Phi$	densité de flux de masse	
	kg/m <sup>2</sup> .s	
$\phi$	humidité relative de l'air	%
$\mu$	viscosité dynamique	kg/m.s
$\rho$	masse volumique	kg/m <sup>3</sup>

### **Nombres adimensionnels**

Da	nombre de Darcy
Nu	nombre de Nusselt
Re	nombre de Reynolds
Pr	nombre de Prandlt
Pe	nombre de Peclet
Sc	nombre de Schmidt
Sh	nombre de Sherwood



## Introduction

Le séchage est un processus utilisé depuis des millénaires par l'homme, afin d'assurer ses besoins. Liu et al. (2002) affirme que cette opération est pratiquée en Chine depuis déjà 6000 ans. Tandis que Moyne et al. (1986) rapporte que le séchage du bois a été utilisé en Angleterre, en 1727, dans les chantiers navals.

Le séchage peut être un moyen de conservation de produits agroalimentaires, de poissons, de viandes, de grains de maïs, de riz, de céréales,..., ou une étape nécessaire dans la fabrication du produit, comme pour le bois, le papier et les matériaux de constructions.

Le développement technologique et scientifique confirme l'importance et l'indispensabilité de ce processus. Il est utilisé dans le domaine de la chimie, la biologie, les textiles, le bois, le papier, l'agriculture,...

Cependant, le séchage n'est pas une opération facile à gérer. Imposer un mauvais traitement du produit à sécher, par un choix non étudié, des conditions de séchage peut aboutir à une déformation, un craquement ou à une détérioration du produit à sécher (Nadeau et al., 1995 & Housset, 1988). L'utilisation des courbes de séchage, appelées « cinétiques de séchage », obtenues dans les laboratoires, permet d'éviter ces pertes. Elles présentent les variations des caractéristiques du produit à sécher, entre autres l'eau présente dans ce produit, durant le déroulement du processus. Généralement, ces courbes sont obtenues sous des conditions constantes d'air asséchant (température, vitesse et humidité). Ceci n'est pas toujours valable, puisque les séchoirs industriels sont dotés de moyens de contrôle et de régulation de la température, de la vitesse et de l'humidité de l'air asséchant. Ceci peut être aussi rencontré durant le séchage solaire, où les conditions d'air asséchant varient continuellement dans le temps ou d'une façon générale, dans les séchoirs opérant par convection naturelle ou forcée.

Dans ces conditions, l'utilisation de la simulation permet de prévoir le comportement du produit à sécher et de connaître les paramètres influent ce processus sans avoir recours à l'expérimental. D'autre part, elle permet un choix optimum des paramètres de séchage et avoir ainsi un gain dans les dépenses énergétiques. Notons, que le séchage est un processus dévorateur d'énergie et que limiter ces dépenses et gagner du temps sont des soucis permanent des chercheurs et des scientifiques travaillant dans ce domaine.

Une profonde recherche bibliographique a permis d'aborder cette thèse en fonction de l'état de la recherche sur ce sujet. Cette étude constitue le premier chapitre. Après une présentation des définitions nécessaires et des mécanismes intervenant durant le séchage, les modèles classiques et d'autres traitant le séchage, sous des conditions d'air variables sont analysés. Une autre partie est consacrée aux différents types de séchoirs industriels, et en particulier les séchoirs solaires qui opèrent sous des conditions d'air variables.

Le deuxième chapitre porte sur l'étude du comportement des cinétiques de séchage lors de la variabilité des conditions d'air asséchant. Cette étude est menée pour deux produits complètement différents l'un de l'autre dans leur comportement durant le séchage ; un matériaux de construction (la brique) et un produit agroalimentaire (grains de raisin), avec l'application de pour ce dernier produit au séchage solaire.

Enfin, dans le dernier volet de cette étude, on s'intéresse au comportement global du séchage d'un produit stocké dans une enceinte, qui constitue le séchoir. La simulation du séchage de couches épaisses de grains de raisins, dans un séchoir à convection forcée, est étudiée. Cette étude passe par l'utilisation des équations de continuité, de quantité de mouvement, de transfert de masse et d'énergie dans un milieu poreux.

L'étude est clôturée par une conclusion générale et perspective de ce travail.

# **CHAPITRE 1**

## **BIBLIOGRAPHIE SUR LE SECHAGE**

## **1.1. Définition et mécanismes intervenant au cours du séchage**

Il est encore courant de voir dans les campagnes, en particulier dans les pays non industrialisés, les gens qui exposent leurs récoltes aux rayons du soleil, pour qu'elles soient séchées et puis conservées. Ce procédé est utilisé depuis des millénaires.

D'une façon générale, la définition du séchage est la suivante : « c'est un processus de séparation de la phase liquide (généralement de l'eau) d'une phase solide ». D'après cette définition, le séchage peut être classé comme une discipline du domaine de la chimie industrielle. De l'énergie ou une source de chaleur est indispensable pour avoir cette séparation, l'élimination complète ou presque de la phase liquide (ça dépend de la nature du produit à sécher). Ce qui mène à faire une étude des multiples transferts ayant lieu dans le produit durant le processus du séchage. Ainsi, ce processus peut être classé dans le domaine du thermique (transfert de chaleur et de masse).

La chaleur utilisée dans le processus est obtenue à l'aide d'une source externe. Un gaz (air) chaud circule autour du corps à sécher. Ce type de séchage est appelé séchage par convection. Le séchage peut être aussi réalisé par conduction. Il est obtenu lorsque le produit à sécher est mis en contact avec 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 faible en comparaison avec celui nécessaire à un séchage convectif. Le séchage par rayonnement est destiné aux produits en plaque (viande,...), en film (tissu, papier,...), et aux produits granulaires de faibles épaisseurs (1 à 2 cm) ; la chaleur est apportée par des ondes électromagnétiques. Deux types sont distingués :  
Les infrarouges et Les radiofréquences (Charreau et al., 1991).

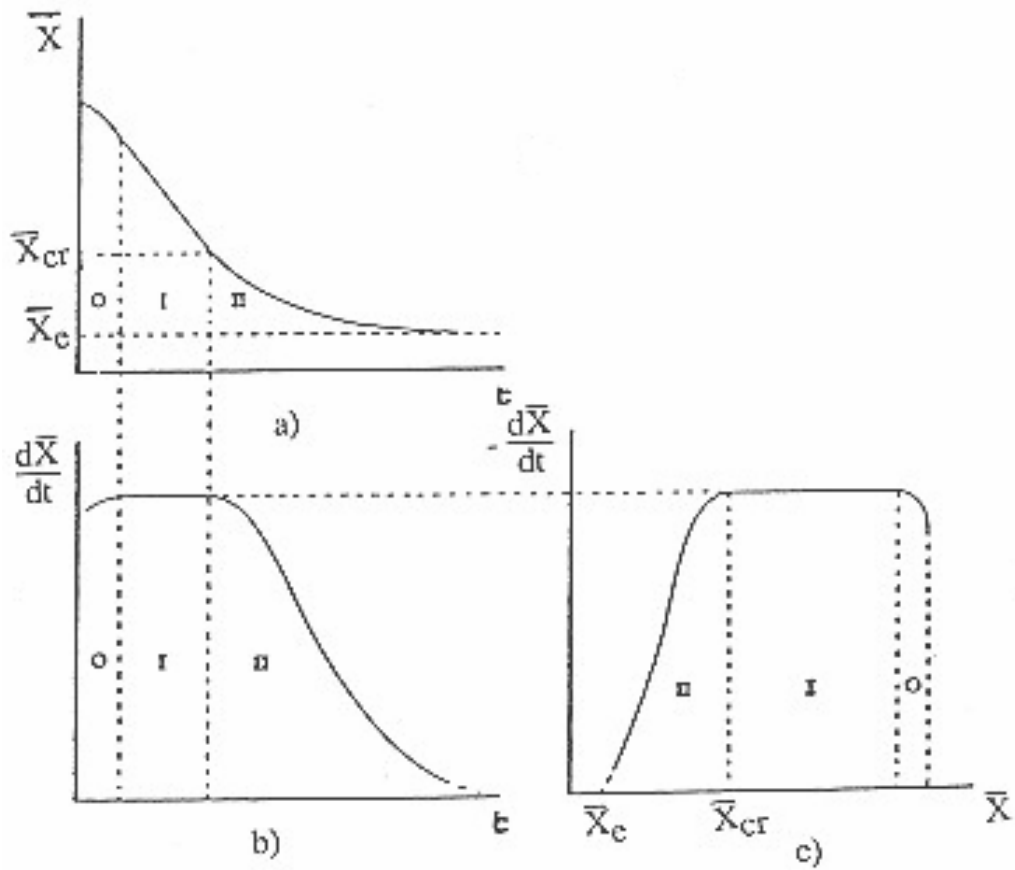


Figure (1.1)- Différentes représentations de la courbe de séchage  
(Ali Mohamed, 1992)

## **1.2. Représentation du séchage**

La courbe de séchage est obtenue dans un séchoir de laboratoire. De l'air chaud est soufflé sur le produit (séchage par convection), dont la vitesse, le taux d'humidité et la température sont contrôlés. La teneur en eau du produit évolue comme la représentation de la figure (1.1.a). Cette dernière montre la présence de différentes étapes de séchage. Il est possible de mieux mettre en évidence ces étapes, utilisant d'autres modes de représentation ; figure (1.1.b) et figure (1.1.c). Ainsi, trois phases sont distinguées :

- Une phase transitoire (0).
- Une phase à vitesse de séchage constante (I).
- Une phase à vitesse de séchage décroissante (II).

### **1.2.1. Phase (0)**

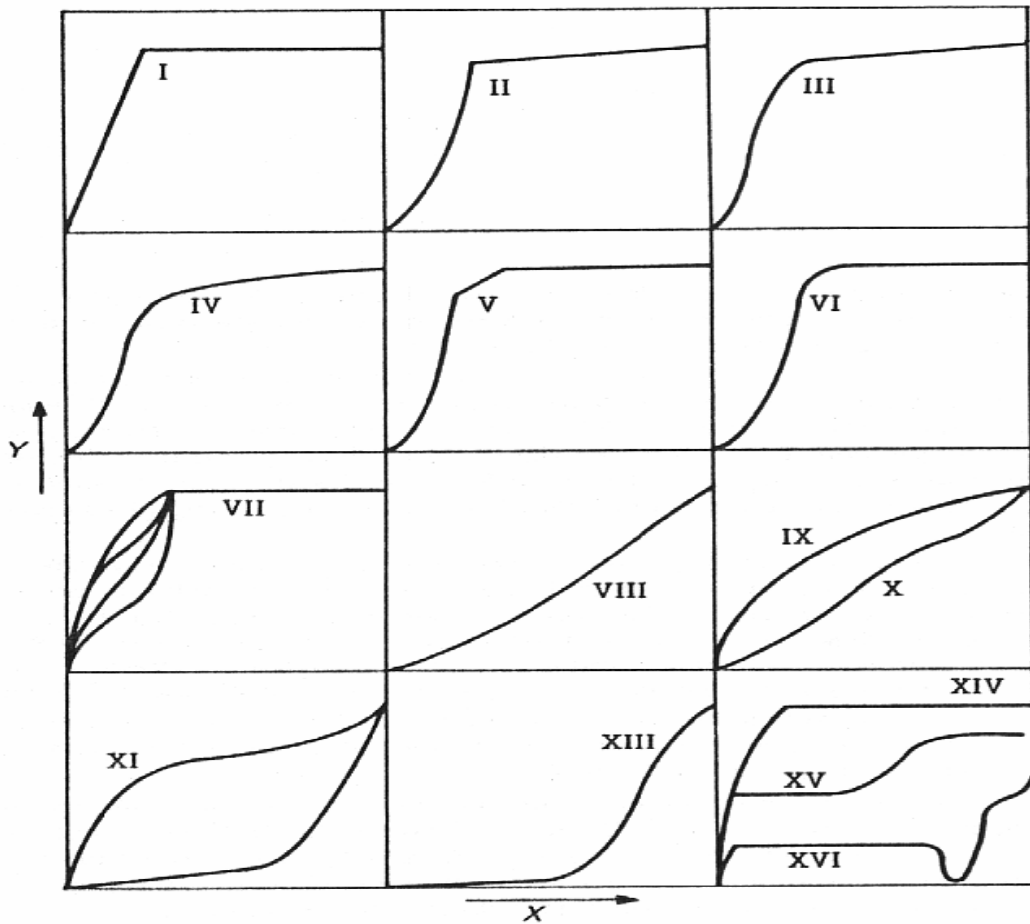
Dans cette phase, la température du produit tend vers la température humide de l'air de séchage (la température humide est obtenue par l'utilisation du diagramme d'air humide). Cette phase est relativement courte, elle est donc, généralement, négligée dans les études de séchage.

### **1.2.2. Phase (I)**

Durant cette phase, la surface du produit est saturée, à cause soit de la présence en quantité importante d'eau à la surface du produit, soit d'une diffusion rapide d'eau de l'intérieure du produit vers sa surface (Chaurreau et al., 1991). L'énergie apportée par la source de chaleur (l'air chauffé) est utilisée uniquement pour l'évaporation de l'eau de surface. C'est pourquoi, la température du produit reste constante et égale à la température humide de l'air chauffé. Plusieurs travaux (Schlünder, 1989 et Suzuki et al., 1968,...) tentent d'expliquer les phénomènes caractérisant cette phase. Toei (1996) reporte que, durant cette phase, les conditions extérieures influencent le séchage du produit. Tandis que, sa forme peut avoir une influence sur la vitesse de séchage (Charreau et al., 1991). Le produit atteint sa teneur en eau critique en fin de cette phase

### **1.2.3. Phase (II)**

Elle succède à la phase à vitesse constante. Elle débute du point critique atteint à la fin de la phase (I). Durant cette phase, la surface du produit à sécher n'est plus saturée en eau. Il se crée un front d'évaporation se dirigeant progressivement vers l'intérieur du produit. L'énergie apportée par la source de chaleur (l'air chauffé) ne sert



- I argile et cuir
- II tuiles
- III lits de billes imprégnées de liquides organiques
- IV polystyrène
- V filet de poisson
- VI tamis moléculaires
- VII particules de silicate de sodium (conditions externes variables)
- VIII bois
- IX papier et laine
- X pomme de terre et tapioca
- XI pain de seigle et levure
- XII beurre, margarine
- XIII grains de blé
- XIV castine (\*) saturée avec de l'eau
- XV et XVI castine (\*) saturée avec différentes solutions de sel
- (\*) castine : fondant calcaire utilisé dans les hauts fourneaux

Y: vitesse de séchage réduite.

X : teneur en eau réduite.

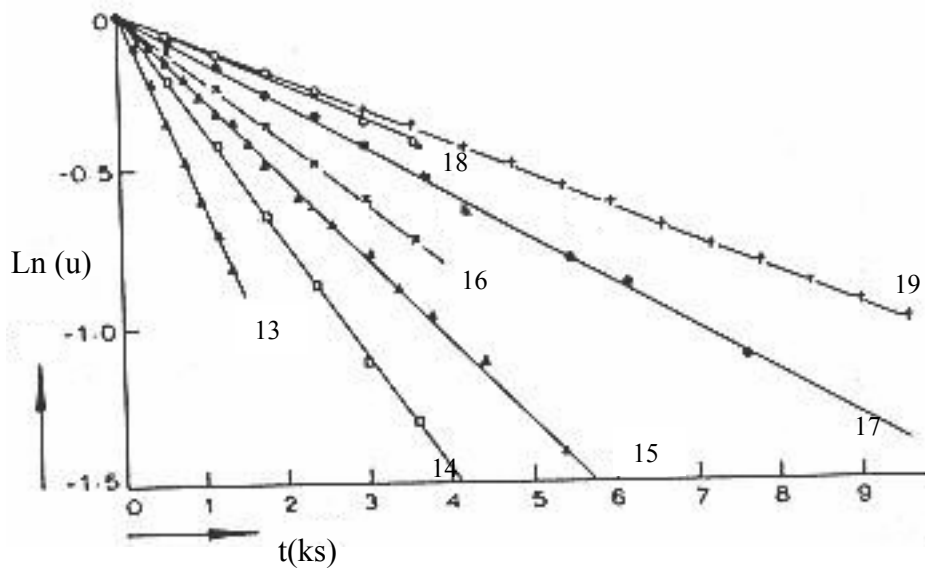
Figure (1.2)- classification des courbes de séchage (Van Brakel, 1980)

plus uniquement à l'évaporation de l'eau du produit, mais aussi à augmenter sa température. Le potentiel d'échange (la vitesse de séchage) décroît et la température du produit augmente. Belhamri (2003) et Toei (1996) présentent des travaux aidant à comprendre et à modéliser les mécanismes intervenant dans cette phase durant le séchage d'un milieu poreux.

Cependant, les études expérimentales ont montré que le comportement des produits à sécher n'est pas le même et les trois phases ne sont pas toujours observables. Van Brakel (1980) présente une classification des produits selon leurs comportements durant le séchage, (figure (1.2)). Les produits sont classés suivant quinze classes bien différentes l'une de l'autre.

Il est à remarqué l'absence de la phase à vitesse de séchage constante pour plusieurs produits, comme le papier, la pomme de terre et le bois.





13 : Séchage de 15kg d'orges à la température  $T=433K$

15 : Séchage de 15kg d'orges à la température  $T=363K$

14 : Séchage du riz à la température  $T=343K$

16 et 17 : séchage de tranches de cassava à la température  $T=343K$

18 : Séchage de tranches de cassava à la température  $T=293K$

19 : séchage de tranches de pomme de terre à la température  $T=343K$

$u$  : est la teneur en eau du produit

Figure (1.3)- Comparaison des résultats expérimentaux de quelques produits et du model de Sherwood (Van Brakel (1980))

### 1.3. Les modèles de séchage

Le séchage est pratiqué depuis des millénaires, mais les recherches dans ce domaine n'ont débuté qu'au vingtième siècle. Ceci est le résultat du développement technologique et les besoins de l'industrie, utilisant souvent cette opération.

L'historique du séchage présenté par Toei (1996) et Keey (1980) confirme que le premier travail présenté est celui de W.K. Lewis, en 1921 au U.S.A. Il propose que le séchage soit contrôlé par deux processus, une évaporation à la surface et une diffusion à l'intérieur du matériau vers la surface.

#### 1.3.1. Le modèle de diffusion

En 1929, T.K. Sherwood suppose que le transfert de masse, à l'intérieur du produit à sécher, soit gouverné par l'équation de diffusion (Toei, 1996 et Keey, 1980). Elle s'écrit dans le cas unidirectionnel :

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} \quad (1.1)$$

Les conditions suivantes sont mises:

- 1) D est constant.
- 2) Au temps  $t = 0$  : le gradient de concentration est nul.
- 3) Durant la première phase de séchage (P.C.D.R.) l'évaporation prend place à la surface du solide et la résistance interne à la diffusion du liquide est petite devant la résistance externe.

Ce modèle a donné des résultats satisfaisants pour plusieurs matériaux. Cependant pour d'autres, comme le savon, il était nécessaire de considérer la variation du coefficient de diffusion.

Plus tard, Sherwood montre que la diffusion peut être interprétée suivant de nombreuses manières ; mouvement du liquide, diffusion interne de la vapeur dans le solide, diffusion à travers la couche limite. Ainsi, le mot « Diffusion », doit être utilisé avec précaution.

Ce modèle est préféré à d'autres pour modéliser le séchage de produits alimentaires ou les grains (figure (1.3)).

La majeure difficulté de l'utilisation du modèle diffusif reste la détermination du coefficient de diffusion. Ainsi, la méthode la plus utilisée est de faire une comparaison entre la cinétique de séchage obtenue expérimentalement et la solution analytique de l'équation de diffusion.

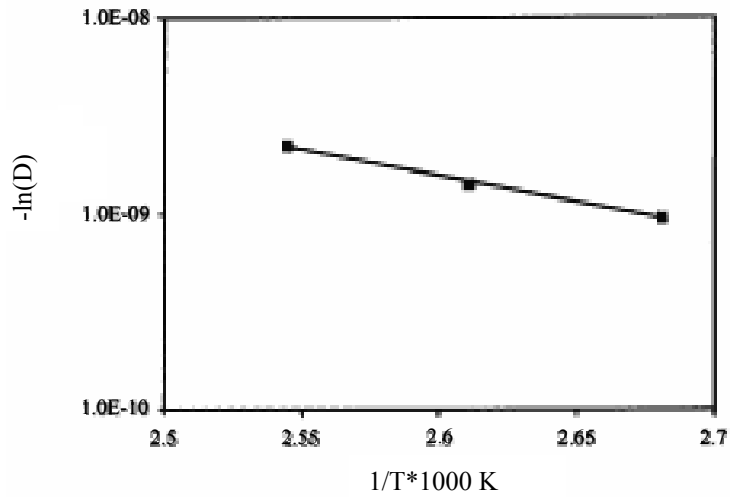


Figure (1.4)- Variation du coefficient de diffusion « D » avec la température (Umesh Hebbar et al., 2001)

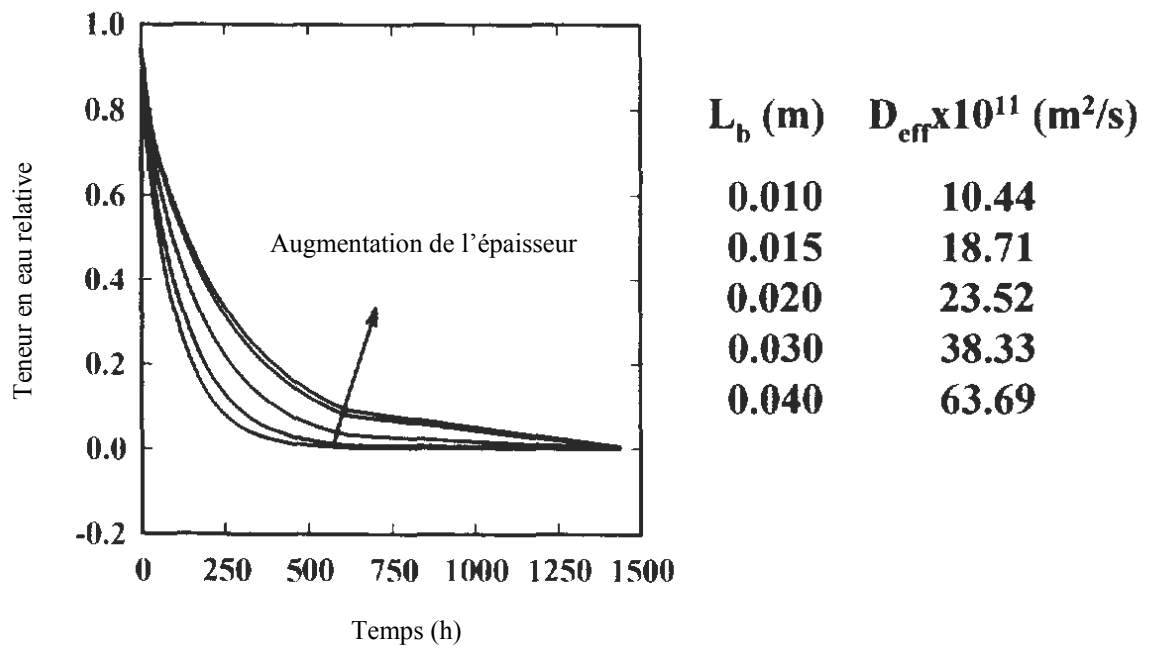


Figure (1.5)- Influence de l'épaisseur de la couche du produit sur son séchage (Ahmet Tütüncü et al., 1996)

Crank (1975) a proposé la solution analytique de l'équation de diffusion suivant plusieurs conditions et forme du produit. Ces solutions sont présentées dans l'annexe A.

Doymaz, (2004), Di Matteo et al. (2003), Di Matteo et al. (2002), et Di Matteo (2000) présentent dans leurs travaux ce coefficient étant constant et ne varie pas avec les conditions de séchage. Guillard et al. (2004) le considèrent variable avec la teneur en eau du produit.

Chirife (1983) présente le coefficient de diffusion comme fonction de la température qui s'écrit, pour la première phase du séchage, sous la forme :

$$D_{eff} = D_0 e^{\left(\frac{-E_a}{RT_{db}}\right)} \quad (1.2)$$

R : est la constante des gaz parfait

$T_{db}$  : la température sèche de l'air

$E_a$  : est l'énergie d'activation

Le coefficient de diffusion est de l'ordre de  $10^{-9}$  jusqu'à  $10^{-10}$   $m^2/s$  lorsque la température est entre 30 et 75°C. Cette forme est utilisée notamment pour le séchage des grains et des aliments.

Pour la deuxième phase, le coefficient de diffusion s'écrit :

$$D_{eff} = \frac{M_w b}{\rho_s} \frac{\partial a_w}{\partial w} T^{p_0} \frac{\alpha}{1 + \alpha} \quad (1.3)$$

$\frac{\alpha}{1 + \alpha}$  : détermine le degré de contrôle du transfert de masse

«  $a_w$  » est l'activité de l'eau

« b » est la perméabilité (g/atm.cm.s)

Le coefficient de diffusion dans cette phase est de l'ordre de  $10^{-11}$  jusqu'à  $10^{-10}$   $m^2/s$ . Il est inférieur à celui de la première phase. Cette étude est menée sur plusieurs produits alimentaires (la pomme de terre, le poisson, les pommes,...) (Chirife, 1983).

Pour les produits à première phase non clairement déterminable, seulement l'équation (1.2) est utilisée, comme dans les travaux présentés par Ramos et al. (2005), Lacerba et al. (2005), Park et al. (2002), Umesh Hebbar et al. (2001) et Giner et al. (2001). Ils font la même supposition de Chirife (1983), considérant le coefficient de diffusion variable seulement avec la température (figure (1.4)).

Ahmet Tütüncü et al. (1996) démontrent que si le produit est mis sous forme de couche, l'épaisseur de la couche influence son séchage, comme le montrent la figure (1.5). Utilisant

la même méthode de comparaison des résultats (utilisé par Chirife (1983)) ; Ils mettent en évidence que le coefficient de diffusion est influencé par l'épaisseur de la couche du produit à sécher, comme il est représenté dans le figure (1.6).

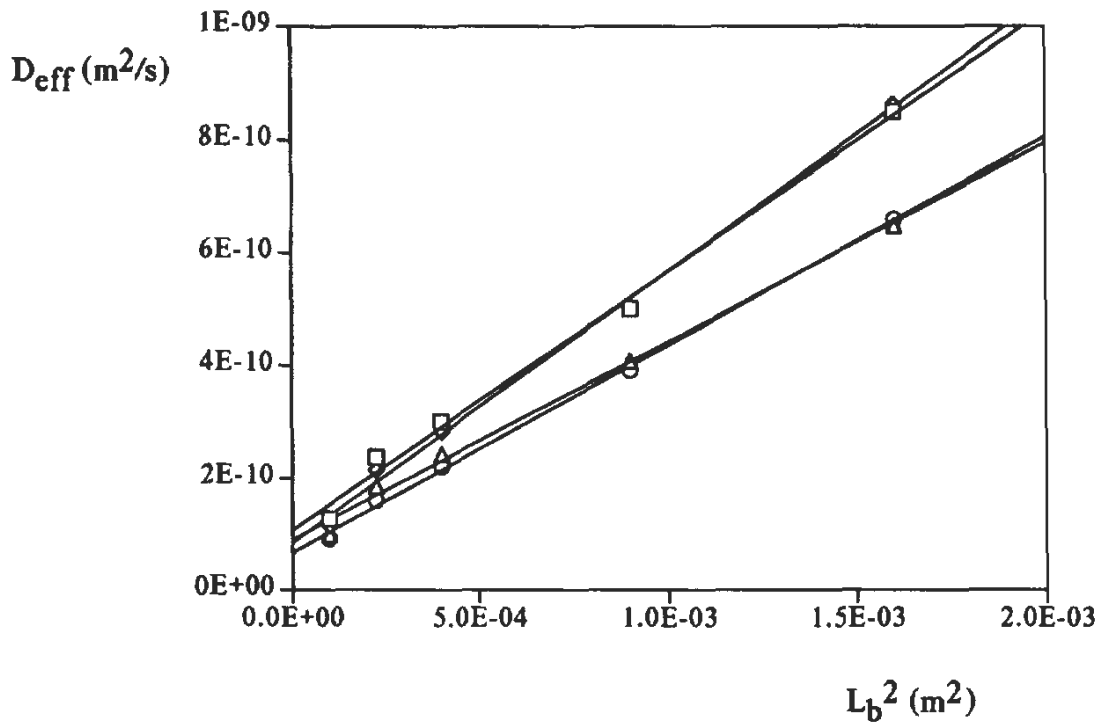


Figure (1.6)- Influence de l'épaisseur de la couche du produit à sécher sur son coefficient de diffusion (Ahmet Tütüncü et al., 1996)

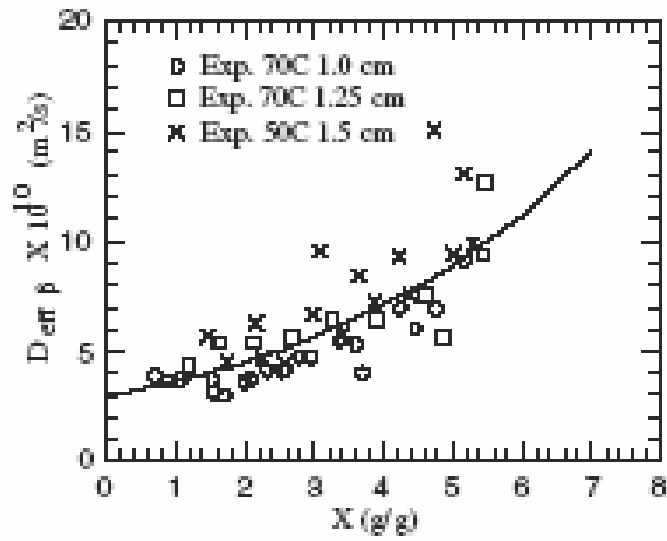


Figure (1.7)- Influence de la teneur en eau des carottes sur son coefficient de diffusion (Ruiz-López et al., 2004)

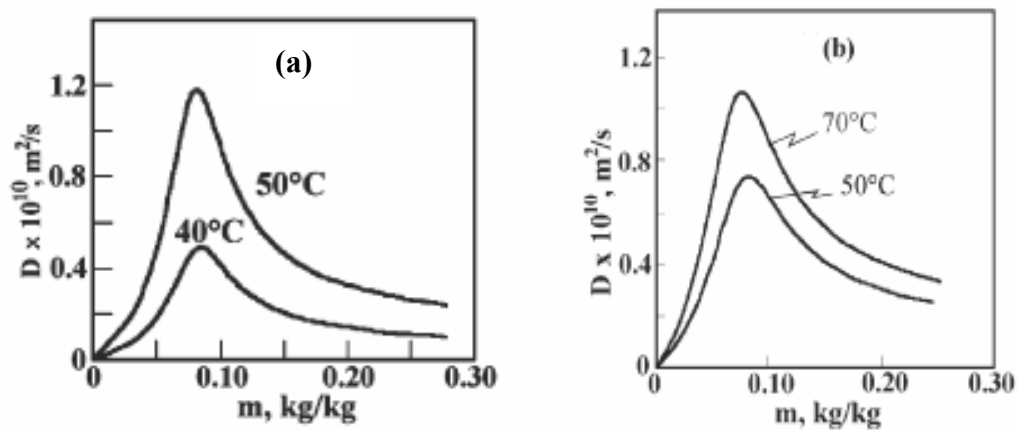


Figure (1.8)- Variations du coefficient de diffusion avec la température de l'air chauffé et la teneur en eau « m » pour des féculents (a : graminées, b : maïs) (aguerre et al., 2004)

Garau et al. (2005), Ruiz- López et al. (2004) (figure (1.7)), Aguerre et al. (2004) (figure (1.8.a) et (1.8.b)), Azzouz et al. (2002), Baik et al. (2002), Hernández et al. (2000) et Simal et al. (1998) montrent, par des expériences, que le coefficient de diffusion varie avec la teneur en eau présente dans le produit à sécher et avec la température de l'air asséchant, pour plusieurs produits. Ils montrent que le modèle diffusif décrit bien les variations de la teneur en eau du produit durant le processus comme le montre les figures (1.9.a), (1.9.b) et (1.10).

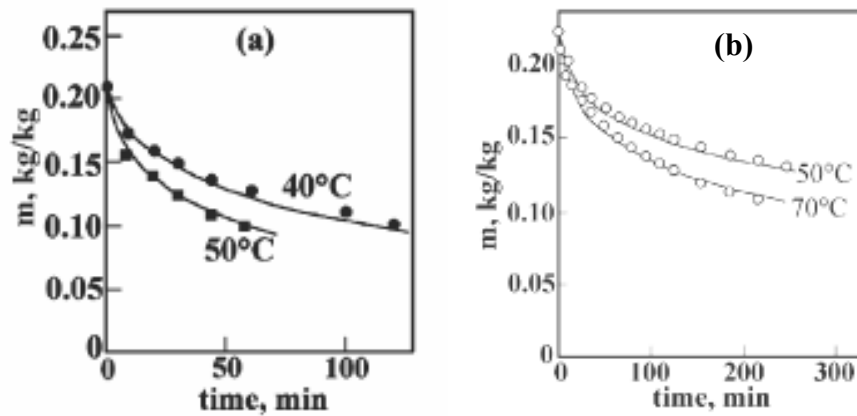


Figure (1.9)- Variation de la teneur en eau « m » des féculents  
(a : graminées, b : maïs) (aguerre et al., 2004)

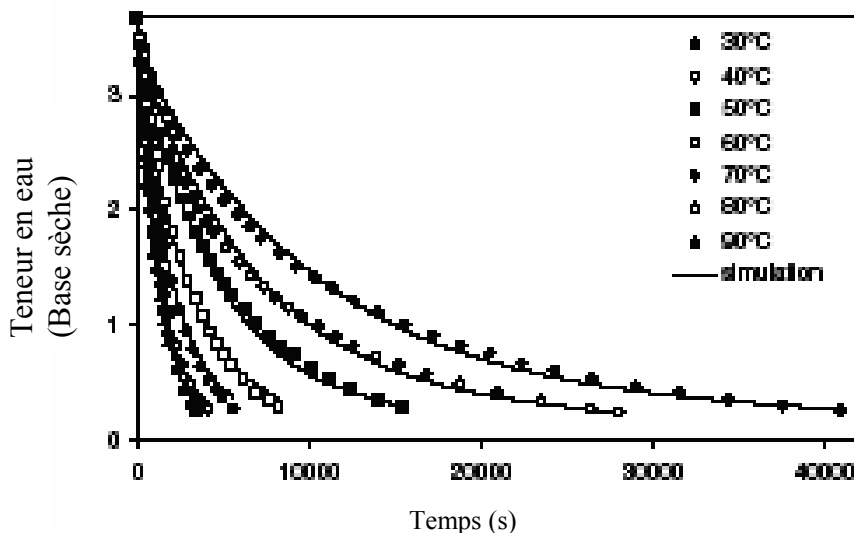


Figure (1.10)- Influence de la température sur la teneur en eau du produit à sécher (Garau et al., 2005)

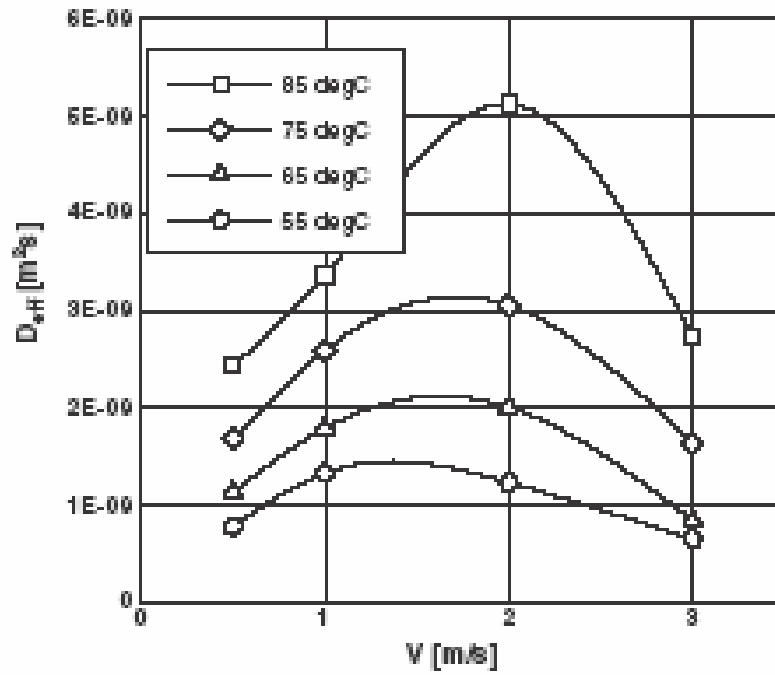


Figure (1.11)- Influence de la vitesse et de la température sur le coefficient de diffusion (Babalís et al. (2004))



Babalıs et al. (2004), et Tođrul et .al. (2003) développent des modèles applicable lors de changement des conditions extérieures et donc utilisable pour des conditions de séchage variables (comme pour le Séchage solaire, ...). Babalıs et al. (2004) proposent le coefficient de diffusion variable avec la vitesse et la température (figure (1.11)). Tandis que, Tođrul et al. (2003) ajoutent à ces deux paramètres l'humidité. Un accord appréciable est observé entre les résultats expérimentaux et ceux calculés (figure (1.12)).

Il est important de faire remarquer que la majorité de ces travaux sont effectués sur les produits agroalimentaires. Le modèle de diffusion est donc utilisable pour décrire le transfert de masse dans ce genre de produit (agroalimentaire).

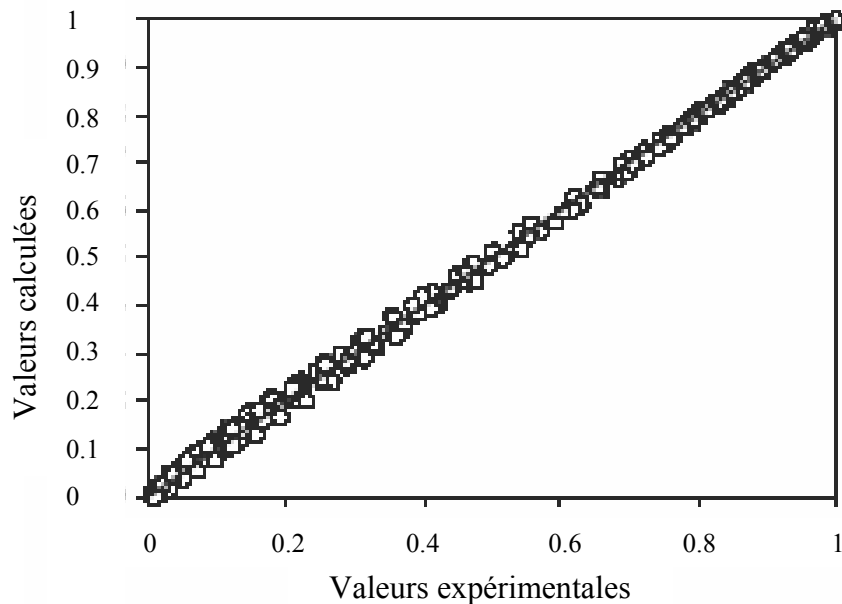
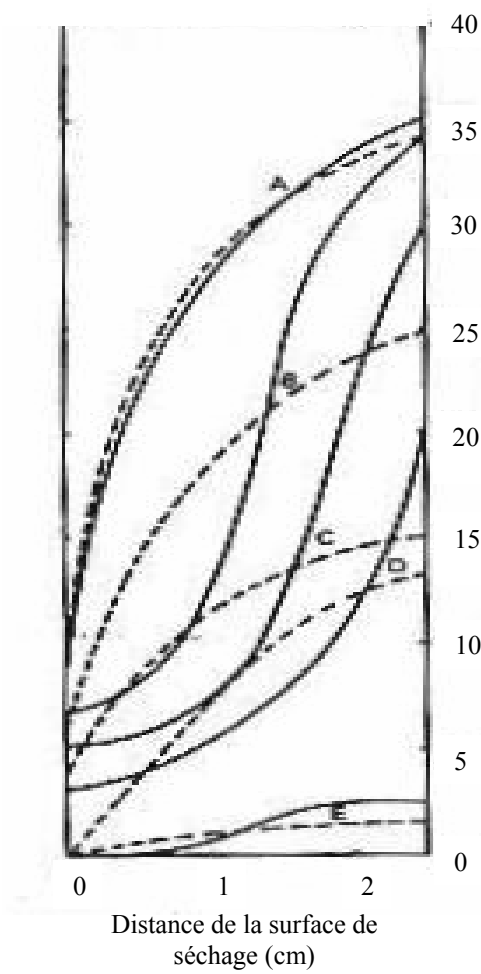
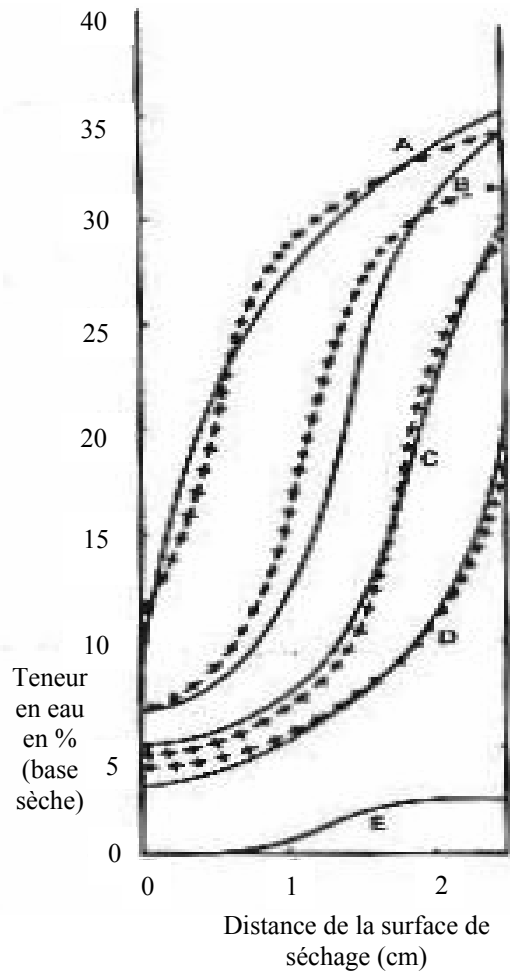


Figure (1.12)- Comparaison entre les valeurs expérimentales et les valeurs calculées par le modèle de diffusion (Tođrul et al., 2003).



— Expérimental  
 ---- Modèle de diffusion

Figure (1.13.a)- limites de l'utilisation du modèle de Sherwood pour le séchage du sable (Keey, 1980)



— Expérimental  
 ++++++ Modèle de capillarité

Figure (1.13.b)- Utilisation du modèle de la capillarité pour le séchage du sable (Keey, 1980)

### 1.3.2. Modèle de la capillarité

D'après l'étude historique de Fortes et al. (1980), c'est Hougén et al. qui démontrent les limites du modèle de diffusion. Des études expérimentales effectuées sur le sable ont été menées par ces scientifiques. Ils démontrent que le modèle de diffusion ne peut prévoir la distribution de la concentration du produit (figure (1.13.a)). Ils proposent ainsi que se soit la capillarité qui gouverne le séchage.

La capillarité est due à l'écoulement du liquide à travers les interstices et à l'attraction moléculaire entre le liquide et le solide. Ce phénomène est analysé, la première fois, par Buckingham. L'équation suivante représente l'écoulement du liquide par capillarité :

$$J_l = -k_H \nabla \Psi \quad (1.4)$$

Où  $\Psi$  est le potentiel capillaire qui représente la différence de pression entre l'eau et l'air à l'interface.

$k_H$  est la conductivité hydraulique.

Ceaglske et Hougén observent dans un travail que le séchage des produits solides granulaires est contrôlé par la capillarité, comme présenté dans la figure (1.13.b).

Dans le domaine du séchage des produits agroalimentaires, la théorie de la capillarité est acceptée, principalement dans les produits à grande concentration.

(Les résultats présentés dans la figure (1.13.b) sont reportés par Keey, 1980)

Krischer propose que la première phase du séchage est contrôlée par la capillarité, et l'équation suivante est utilisée :

$$J_l = -k_l A \nabla C \quad (1.5)$$

$k_l$  : la conductivité liquide.

A : la surface d'échange du produit.

### 1.3.3. Modèle de Luikov

Fortes et al., (1980) citent aussi que Luikov, en 1934, découvre le phénomène de la thermo diffusion. Il propose que le gradient de température puisse être un facteur de migration du liquide à l'intérieur du produit. Poursuivant ses travaux dans ce domaine et en 1964 ; il utilise le processus de la thermodynamique irréversible pour décrire le transport à l'intérieur des matériaux poreux capillaires.

Le formalisme mathématique de cela donne que le flux de diffusion de vapeur et de liquide est le fait d'un gradient de concentration et d'un gradient de température :

$$J_v = -k_v \rho_s \nabla X - k_{vT} \rho_s \nabla T \quad (1.6)$$

$$J_l = -k_l \rho_s \nabla X - k_{lT} \rho_s \nabla T \quad (1.7)$$

$k_v$  et  $k_l$  sont, respectivement, les diffusivités liquides et vapeurs.

$k_{vT}$  et  $k_{lT}$  sont des coefficients représentant la thermo migration de vapeur et de liquide.

Un système d'équations est obtenu. Il est complété par les bilans d'énergie et de masse, comportant un terme de changement de phase :

$$\dot{m} = \tau \rho_s \frac{\partial X}{\partial t} \quad (1.8)$$

$\tau$  est paramètre adimensionnel caractérisant la résistance à la diffusion de vapeur dans le matériau. Ce paramètre est la principale difficulté du modèle, puisque ce paramètre change durant le séchage. A part cette difficulté, ce modèle est assez puissant à décrire les phénomènes de transferts simultanés de chaleur et de masse dans un milieu poreux.

Wan Ramli Wan Daud et al. (1998) effectuent une estimation des paramètres de l'équation de Luikov, pour l'huile de palmer et présentent une comparaison entre les résultats expérimentaux et ceux obtenus par l'utilisation du modèle de Luikov. Cette comparaison est représentée dans la figure (1.14). Une parfaite concordance est enregistrée.

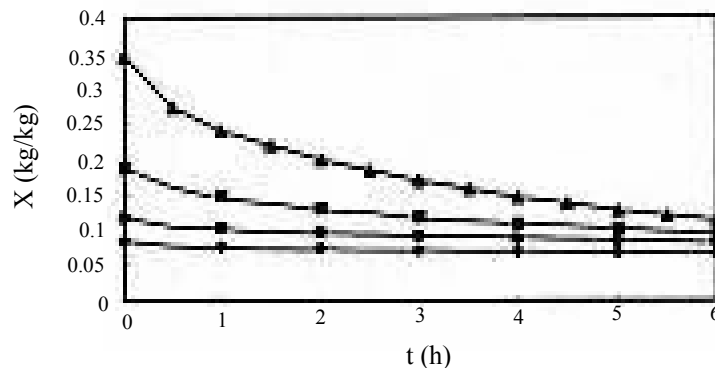


Figure (1.14) - Comparaison entre les résultats expérimentaux et les calculs utilisant le modèle de Luikov pour le séchage de l'huile de palmer sous multiples conditions (Wan Ramli Wan Daud et al.,1998)

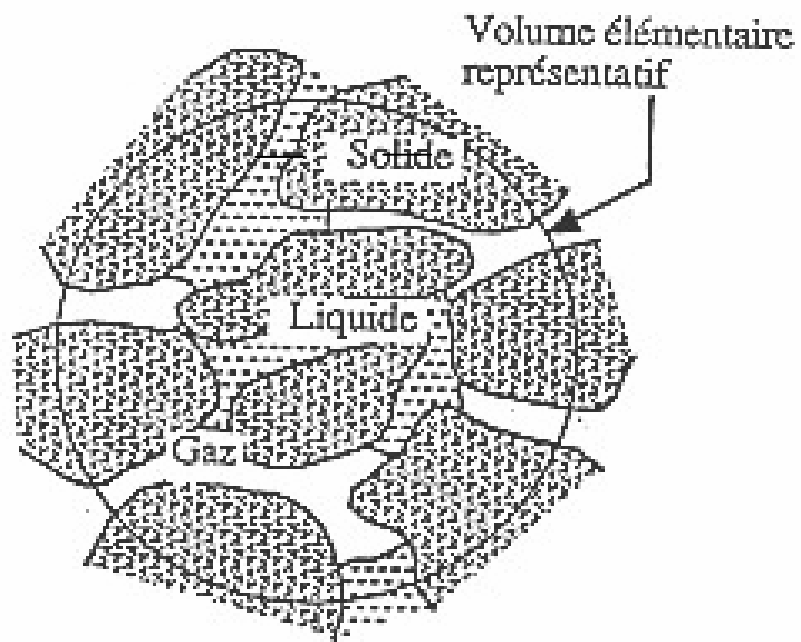


Figure (1.15)- Volume élémentaire représentatif

### 1.3.4. Modèle de Whitaker

Whitaker (1980) utilise dans son formalisme mathématique l'état microscopique de chaque phase présente dans le milieu poreux. Puis, il utilise la valeur moyenne sur un volume élémentaire représentatif (V.E.R.), présenté dans la figure (1.15).

Il apparaît que les propriétés physiques ne sont pas uniformément distribuées d'autant l'échelle d'examen est plus petite.

Il applique les équations de continuité, de quantité de mouvement et d'énergie à la phase solide, liquide et gazeuse. Cependant, l'utilisation de la valeur moyenne conduit à l'apparition de nouveaux termes, et le système d'équations est complété par des relations qui sont tirées de la thermodynamique appliquée.

Les équations utilisées sont :

L'équation de l'énergie

$$\rho C_p \frac{\partial T}{\partial t} + \left[ \rho_l C_{p_l} V_l + \overline{\rho^g} C_{p^g} V_g \right] \nabla T + L_v \dot{m} = \nabla (\lambda_{eff} \nabla T) \quad (1.9)$$

Les équations de continuités :

- La phase liquide :  $\frac{\partial \varepsilon_l}{\partial t} + \nabla V_l + \frac{\dot{m}}{\rho_l} = 0$  (1.10)

- Equation de diffusion de la vapeur dans la phase gazeuse :

$$\frac{\partial (\varepsilon_g \overline{\rho_v^g})}{\partial t} + \nabla (\overline{\rho_v^g} V_g) = \dot{m} + \nabla \left( \overline{\rho^g} D_{eff} \nabla \left( \frac{\overline{\rho_v^g}}{\overline{\rho^g}} \right) \right) \quad (1.11)$$

Les équations de mouvements :

- Equation de mouvement de la phase liquide :  $V_l = -\frac{k k_l}{\mu_l} (\nabla p_l - \rho_l g)$  (1.12)

- Equation de mouvement de la phase gazeuse :  $V_g = -\frac{k k_g}{\mu_g} (\nabla p_g)$  (1.13)

Contrainte sur le volume :

$$\varepsilon_g + \varepsilon_l + \varepsilon_s = 1 \quad (1.14)$$

Les relations thermodynamiques :

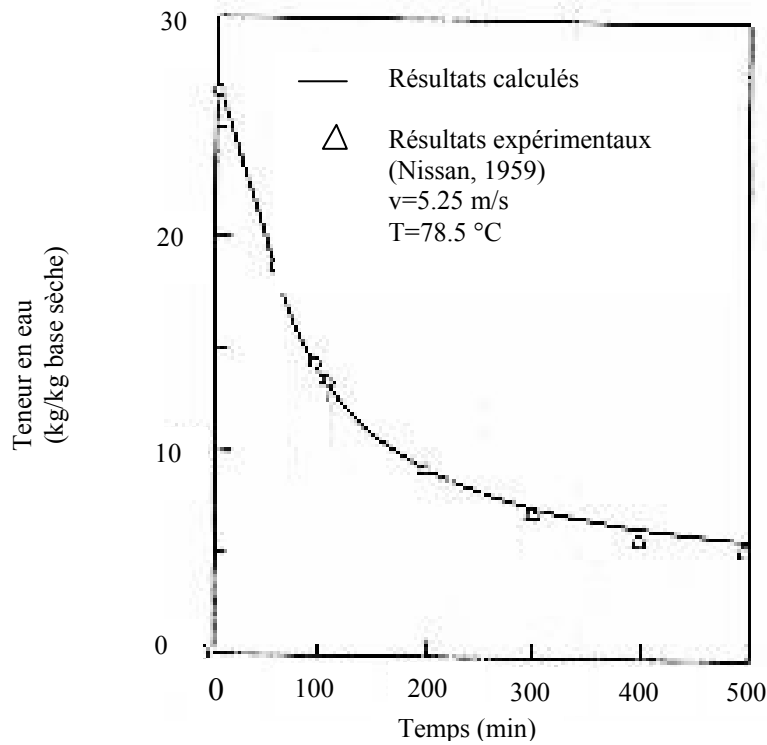


Figure (1.16) – Comparaison des résultats expérimentaux et celles obtenus par le modèle de Whitaker pour le séchage de la laine (Chen et al.,1989)

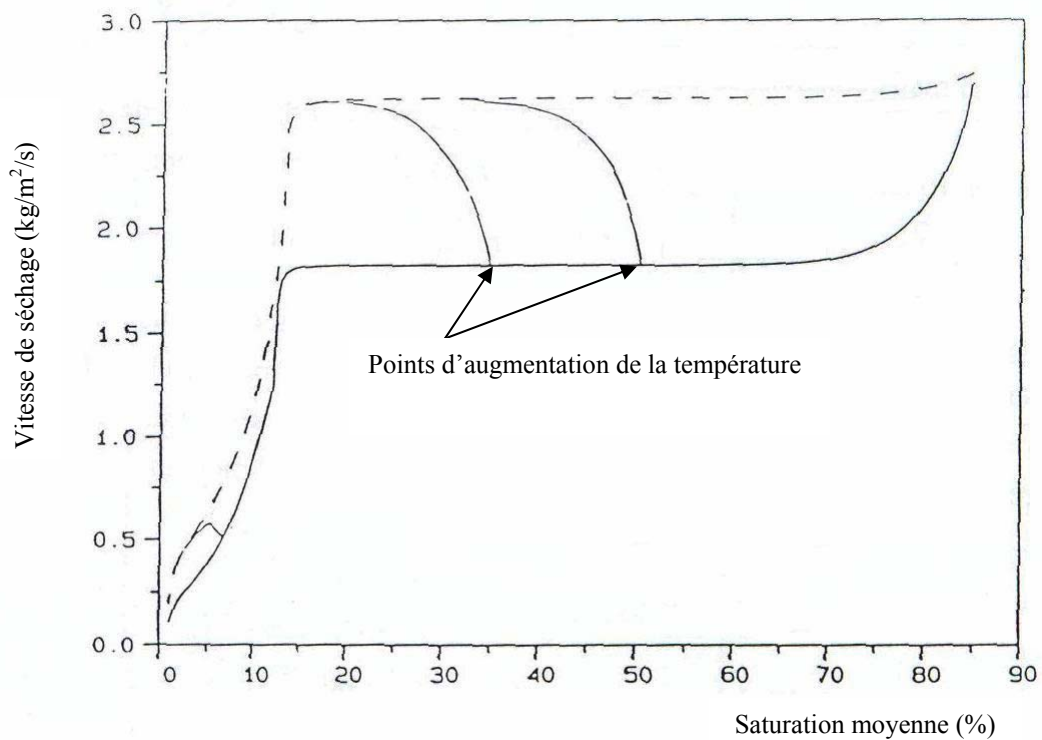


Figure (1.17)- Comportement de la cinétique lors d'un changement brutal de la température (Ali Mohamed, 1992)

$$\overline{p}_i^g = \rho_i^g R_i T, \quad i = a, v \quad (1.15)$$

$$\overline{p}_g^g = \overline{p}_v^g + \overline{p}_a^g \quad (1.16)$$

$$\overline{p}_v^g = p_{v0} \text{Exp} \left[ - \left( \frac{2\sigma}{r\rho_l R_v T} + \frac{L_v}{R_v} \left( \frac{1}{T} - \frac{1}{T_0} \right) \right) \right] \quad (1.17)$$

(a et v représentent respectivement l'air sec et la vapeur d'eau)

Ce modèle permet d'évaluer la variation des principaux paramètres tel que : la pression, la température, la teneur en eau, et les flux de liquide et de vapeur et cela à chaque instant.

Il est aussi à la base de beaucoup d'autre nouveaux travaux comme celui présenté par Chen et al. (1989) où la comparaison entre les résultats de l'expérimental et de la modélisation montre la fiabilité du modèle (Figure (1.16)). Ali Mohamed (1992) utilise ce modèle pour détecter le changement du comportement des cinétiques de séchage du produit, lors de variations brutales et progressives des conditions de séchage (Température représenté dans la figure (1.17) et vitesse illustré dans la figure (1.18)).

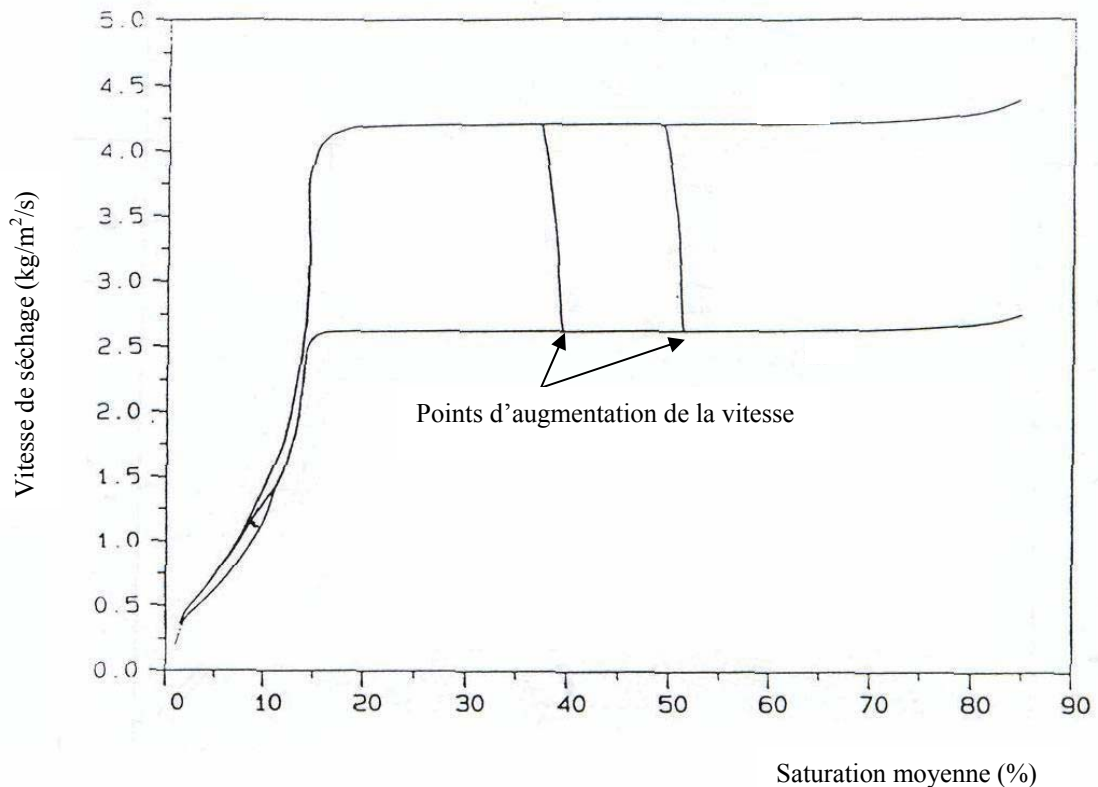


Figure (1.18)- Comportement de la cinétique de séchage lors d'un changement brutal de la vitesse (Ali Mohamed, 1992)



La difficulté d'utilisation des modèles de Luikov et de Whitaker réside en la détermination des différents coefficients qui ne peuvent être calculé d'une façon directe. Le recours à l'expérimentation n'est pas une chose aisée. La difficulté d'utilisation de ces modèles augmente lorsque les conditions de séchage ne sont pas constantes et varient avec le temps, comme pour le séchage solaire. Ainsi, d'autres modèles moins compliqués pouvant traiter des conditions de séchage variables sont utilisés.

### 1.3.5. Quelques modèles étudiant le séchage sous des conditions d'air variables

Laguerre et al. (1989) proposent un modèle qui donne la variation de la cinétique de séchage avec changement de température et d'humidité.

Le produit est divisé en trois compartiments cubiques (Figure (1.19)). Le volume du compartiment extérieur est de 10% du volume total du produit, tandis que les deux autres compartiments ont un volume de 45% chacun. Les hypothèses posées sont les suivantes :

- La température et l'humidité initiales du produit sont uniformes.
- Chaque compartiment est homogène.
- La chaleur spécifique du produit varie en fonction de la teneur en eau.
- Le produit est indéformable.
- Le transfert de masse prend une forme liquide dans le produit et une forme de vapeur à la surface.

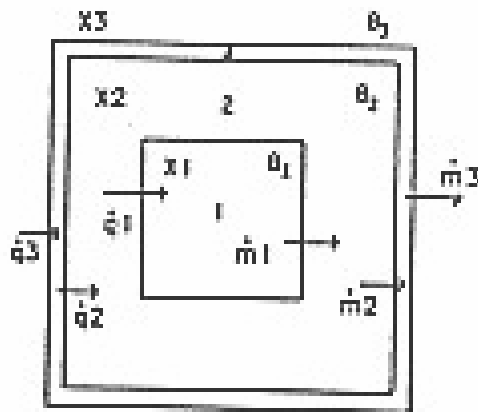
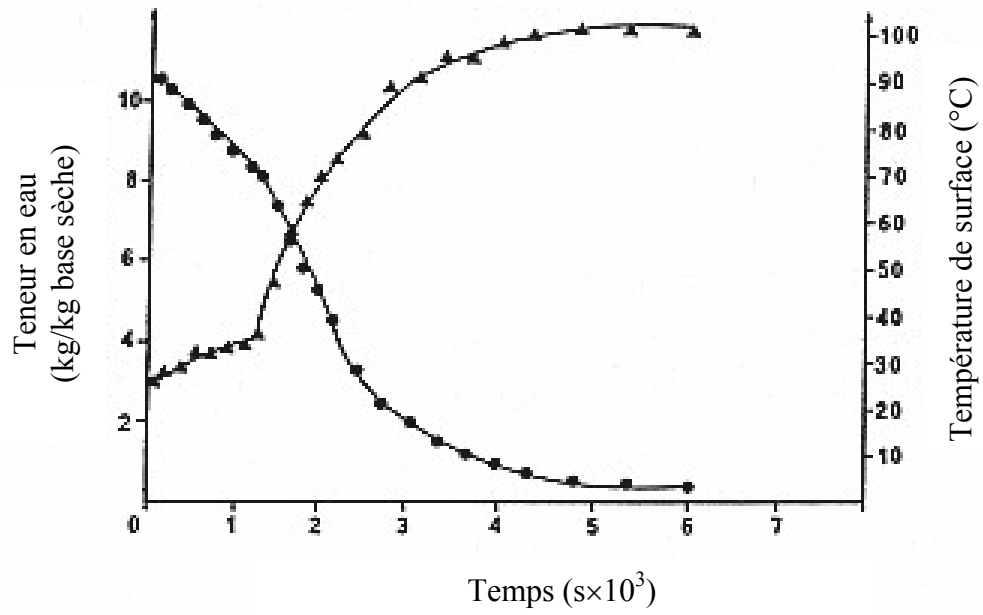


Figure (1.19)- Modèle des compartiments  
(Laguerre et al., 1989)



Teneur en eau ●      Température ▲      Calcul —

Figure (1.20)- Représentation des résultats expérimentaux et de la modélisation (Laguerre et al., 1989)

Le transfert de chaleur et de masse est appliqué au trois compartiment du produit. Celui-ci conduit à avoir six équations différentielles présentées comme suit :

Transfert de masse :

- Compartiment 1 :  $\frac{dX_1}{dt} = -k_{m1} \frac{S_1}{dm_1} (X_1 - X_2)$  (1.18)

- Compartiment 2 :  $\frac{dX_2}{dt} = k_{m1} \frac{S_1}{dm_2} (X_1 - X_2) - k_{m2} \frac{S_2}{dm_3} (X_2 - X_3)$  (1.19)

- Compartiment 3 :  $\frac{dX_3}{dt} = k_{m2} \frac{S_2}{dm_3} (X_2 - X_3) - \beta_p \frac{S_3}{dm_3} (p'_{\theta_s} a_w - p_a)$  (1.20)

$S_i$  : la surface du compartiment

$dm_i$  : masse de la matière sèche du compartiment i

$p'_{\theta_s}$  : pression de la vapeur saturée à la température de surface du produit

$a_w$  : activité de l'eau à la surface du produit

$p_a$  : pression partielle de l'eau

Transfert de chaleur :

- Compartiment 1 :  $\frac{d\theta_1}{dt} = \frac{k_{c1} S_1 (\theta_1 - \theta_2)}{dm_1 (X_1 C_{p_w} + C_{p_{dm}})}$  (1.21)

- Compartiment 2 :  $\frac{d\theta_2}{dt} = \frac{k_{c1} S_1 (\theta_1 - \theta_2) + k_{m1} S_1 C_{p_w} (X_1 - X_2) - k_{c2} S_2 (\theta_2 - \theta_3)}{dm_2 (X_2 C_{p_w} + C_{p_{dm}})}$  (1.22)

- Compartiment 3 :

$$\frac{d\theta_3}{dt} = \frac{k_{c2} S_2 (\theta_2 - \theta_3) + k_{m2} S_1 C_{p_w} (X_2 - X_3) (\theta_2 - \theta_3) - S_3 (\theta_3 - \theta_4) \beta_p S_3 L_v (p_3 - p_c)}{dm_3 (X_3 C_{p_w} + C_{p_{dm}})}$$
 (1.23)

$C_{p_w}$  est la chaleur spécifique de l'eau

$C_{p_{dm}}$  est la chaleur spécifique de la matière sèche

$k_{mi}$ ,  $k_{ci}$ ,  $\beta_p$  sont des constantes à définir.

Les résultats montrent une excellente concordance des résultats de la modélisation et des résultats expérimentaux représentés dans la figure (1.20). Cela reste valable même après une augmentation brutale de la température de l'air chauffé. Aussi, Il est important de faire remarqué que la cinétique de séchage change de comportement après ce changement brutal. Ce comportement des cinétiques de séchage est mieux observé durant le séchage solaire, où le produit est constamment mis sous des conditions variables.

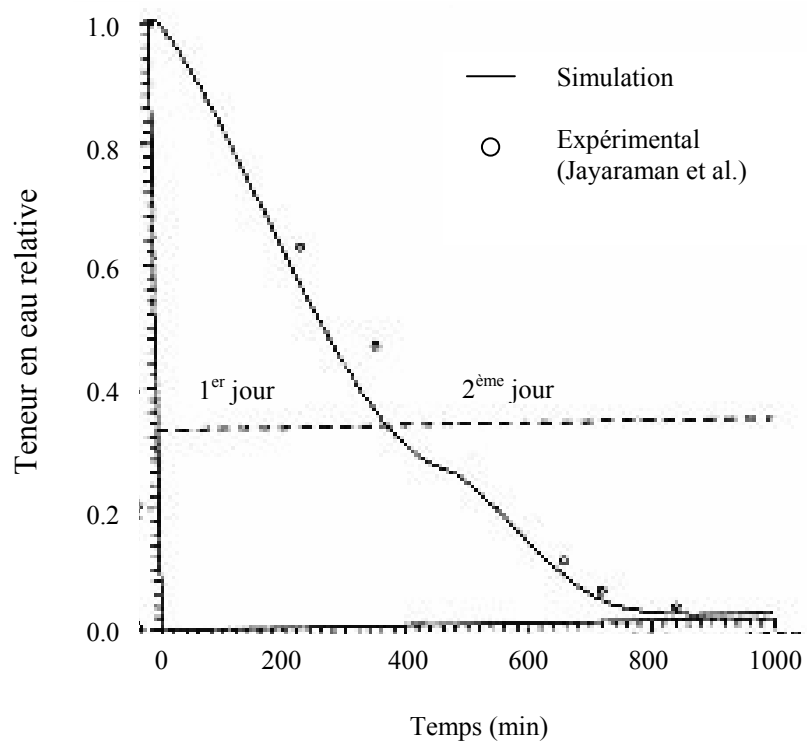


Figure (1.21)- Comparaison des résultats expérimentaux et de la modélisation (Ratti et al, 1997)

Ratti et al. (1997) présentent un modèle qui étudie le séchage solaire. Le modèle est basé sur l'établissement des équations de transfert de chaleur et de masse appliquées à la phase « solide » et la phase « gaz » :

Transfert de masse :

- Phase solide : 
$$\frac{\partial X}{\partial t} = -\frac{n_w a_v}{\rho_s} \quad (1.24)$$

$n_w$  : flux massique de l'eau ( $\text{kg m}^{-2}\text{s}^{-1}$ )

$a_v$  : surface spécifique par unité de volume ( $\text{m}^2 \text{m}^{-3}$ )

- Phase gaz : 
$$\frac{\partial Y}{\partial t} = \frac{n_w a_v (1 - \varepsilon)}{\rho_a \varepsilon} - \frac{1}{\varepsilon L_0} \frac{G_s}{\rho_a \varepsilon} \frac{\rho_\varepsilon (1 - \varepsilon)}{\rho_{\varepsilon,0} (1 - \varepsilon_0)} \frac{\partial Y}{\partial \Lambda} \quad (1.25)$$

$G_s$  : flux massique de l'air ( $\text{kg h}^{-1}$ )

$\varepsilon$  : porosité

$\Lambda$  : coordonnée spatiale adimensionnelle tel que : 
$$dz = \frac{\rho_{s,0} (1 - \varepsilon_0)}{\rho_s (1 - \varepsilon)} d\Lambda \quad (1.26)$$

Les équations de l'énergie :

- Phase solide : 
$$\frac{\partial T_s}{\partial t} = \frac{a_v}{\rho_s (1 + X) C p_{sh}} [h_g (T_g - T_s) - n_w L_v] \quad (1.27)$$

- Phase gaz : 
$$\frac{\partial T_g}{\partial t} = -\frac{h_g a_v (1 - \varepsilon)}{\rho_a \varepsilon C p_{ah}} (T_g - T_s) - \frac{1}{s L_0} \frac{G_s}{\rho_a \varepsilon} \frac{\rho_s (1 - \varepsilon)}{\rho_{s,0} (1 - \varepsilon_0)} \frac{\partial T_g}{\partial \Lambda} \quad (1.28)$$

Ces équations sont étudiées avec les conditions suivantes :

$$\Lambda = 0; \begin{cases} X = X_0 \\ T_s = T_{s0} \\ Y = Y_{g0} \\ T_g = T_{g0} \end{cases} \quad (1.29)$$

$$\Lambda \neq 0; \begin{cases} X = X_0 \\ T_s = T_{s0} \\ Y = Y_{sat}(T_{s0}) \\ T_g = T_{s0} \end{cases} \quad (1.30)$$

$$\Lambda = 0, \forall t: \begin{cases} Y = Y_{g0} \\ T_g = T_{g0}(t) \end{cases} \quad (1.31)$$

Les résultats de la modélisation et de la simulation (figure (1.21)) sont comparés avec des résultats expérimentaux obtenus par Jayaraman et al. La comparaison est favorable et le

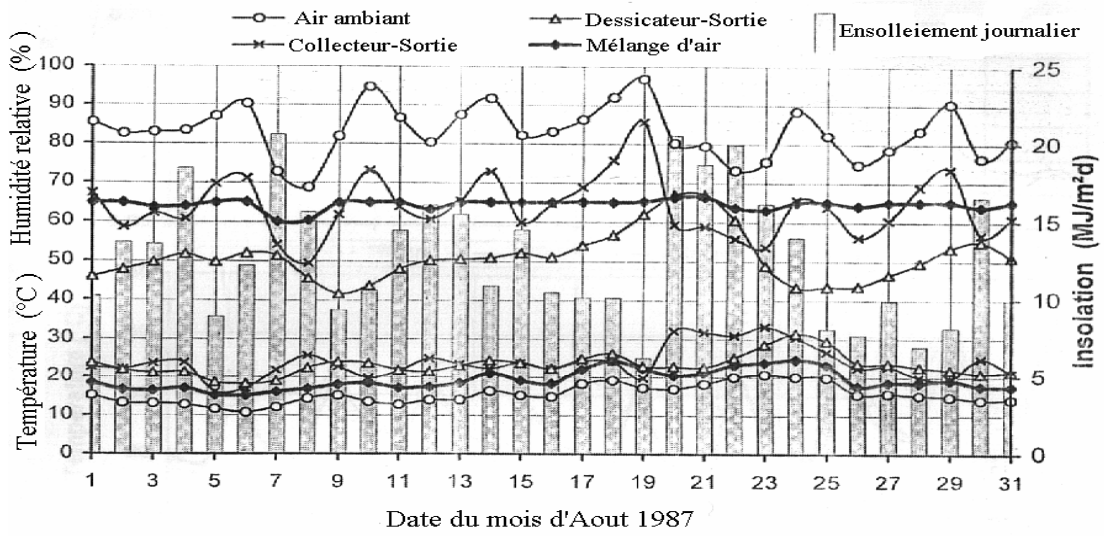


Figure (1.22)- Variation de conditions extérieures durant le séchage (Ziegler et al., 1999)

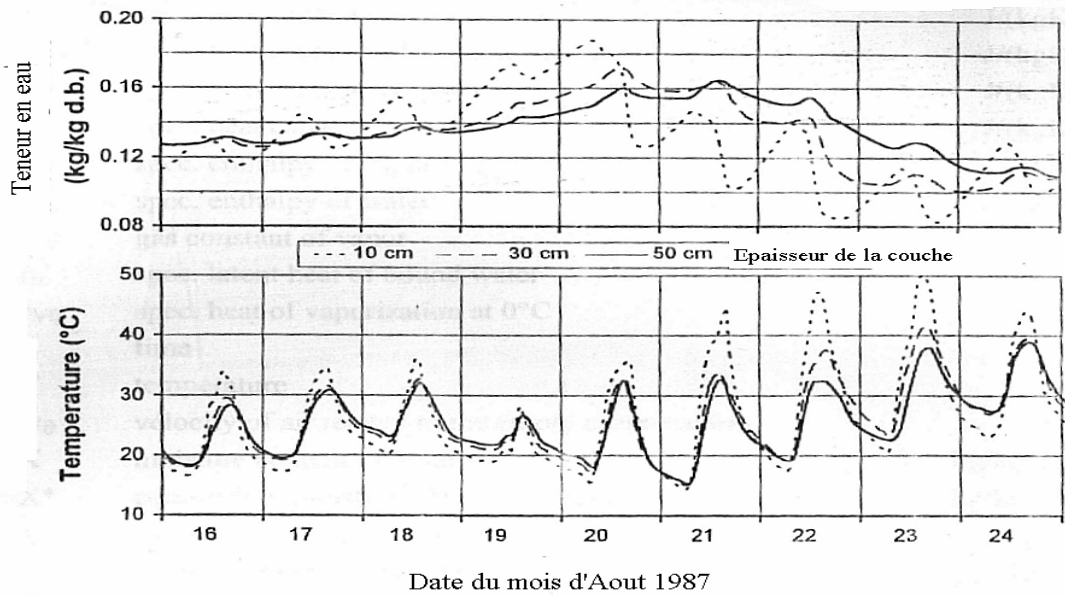


Figure (1.23)- Influence des conditions extérieures sur la teneur en eau et la température du produit à sécher (Ziegler et al., 1999)

modèle peut ainsi prévoir le comportement d'un produit déformable durant le séchage solaire.

Partant du même principe de Ratti et al. (1997), Ziegler et al. (1999) présentent, dans la figure (1.22) et (1.23), les variations des conditions extérieures et de la teneur en eau d'un produit mis en couche épaisse. Ils étudient ainsi l'influence de la couche et ils démontrent la fiabilité de leur modèle.

Toğrul et al. (2002) et El-Sebaili et al. (2002) mettent en place des modèles basés sur des corrélations. La variation de la teneur en eau s'écrit :

$$\frac{dC}{dt} = -k(C - C_e) \quad (1.32)$$

Où  $k$  est une constante qui dépend des conditions extérieures (température, vitesse, humidité).

Les résultats de l'expérimental et de la modélisation sont représentés dans la figure (1.24) et (1.25).

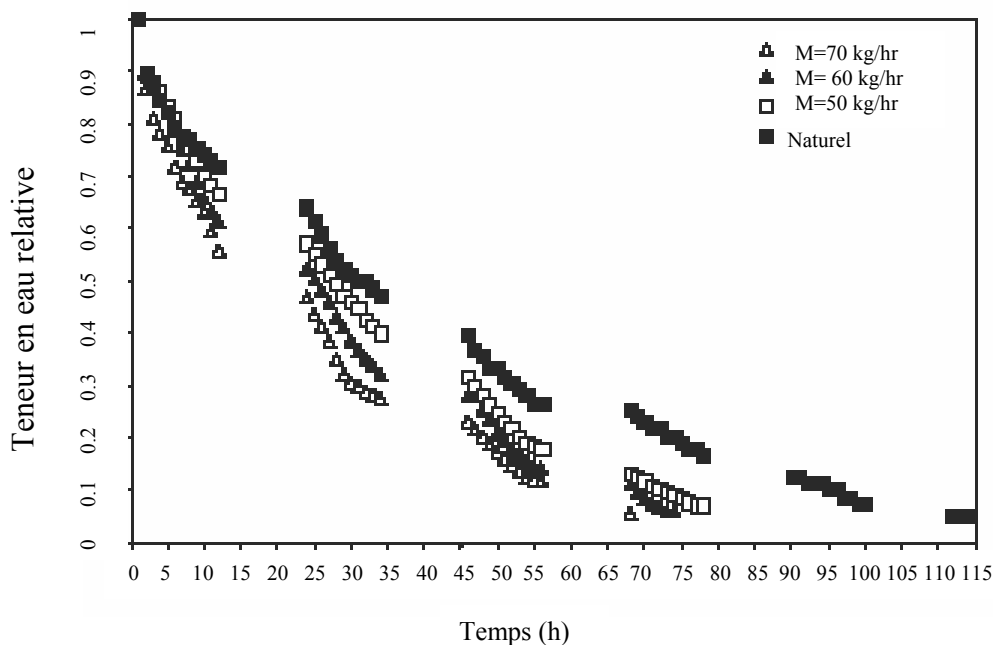


Figure (1.24)- Influence du débit d'air durant le séchage solaire (Toğrul et al., 2002)

Tiris et al. (1996) démontrent que le changement du mode de séchage solaire et ainsi des conditions de séchage (conditions extérieures comme le flux reçu, la température ou la vitesse) conduit à des résultats complètement différents comme il est indiqué dans la figure (1.26).

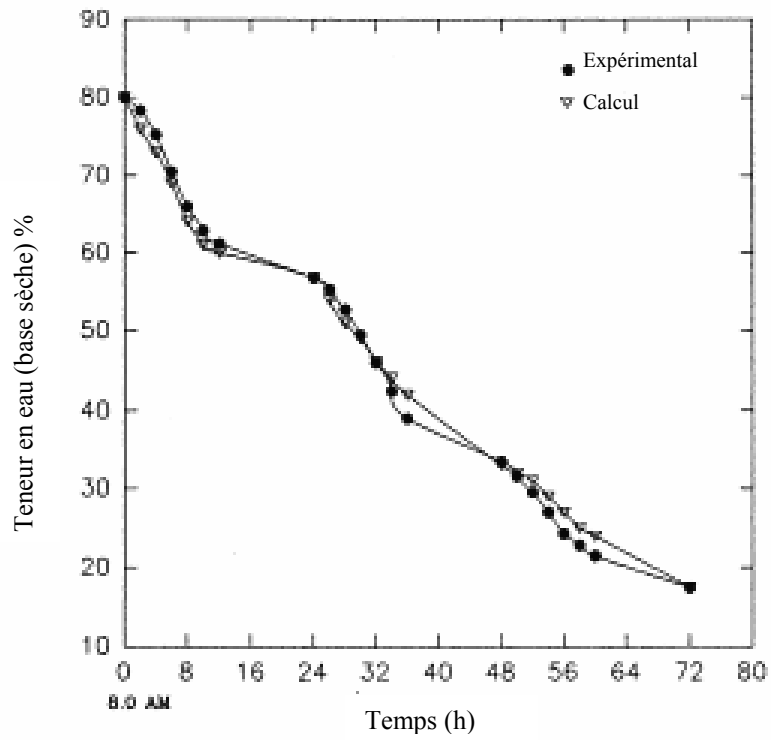


Figure (1.25)- comparaison entre les résultats expérimentaux et la modélisation (El-Sebaï et al., 2002)

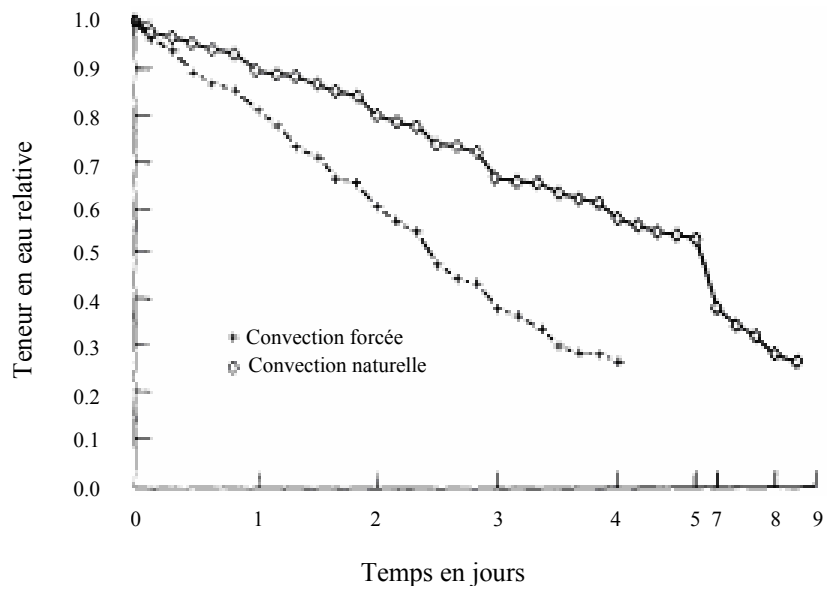


Figure (1.26)- Influence du mode de séchage (Tiris et al., 1996)



Torres-Reyes et al. (2002) et Karathanos et al. (1997) montrent l'évolution de la vitesse de séchage entièrement dépendante et contrôlée par les conditions extérieures comme le montre les figures (1.27) et (1.28).

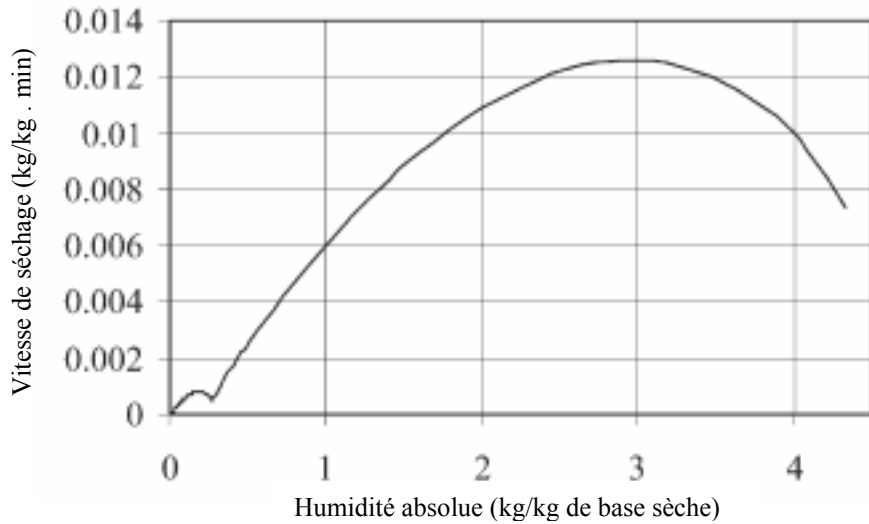


Figure (1.27)- Variation de la vitesse de séchage durant le séchage solaire (Torres-Reyes et al., 2002)

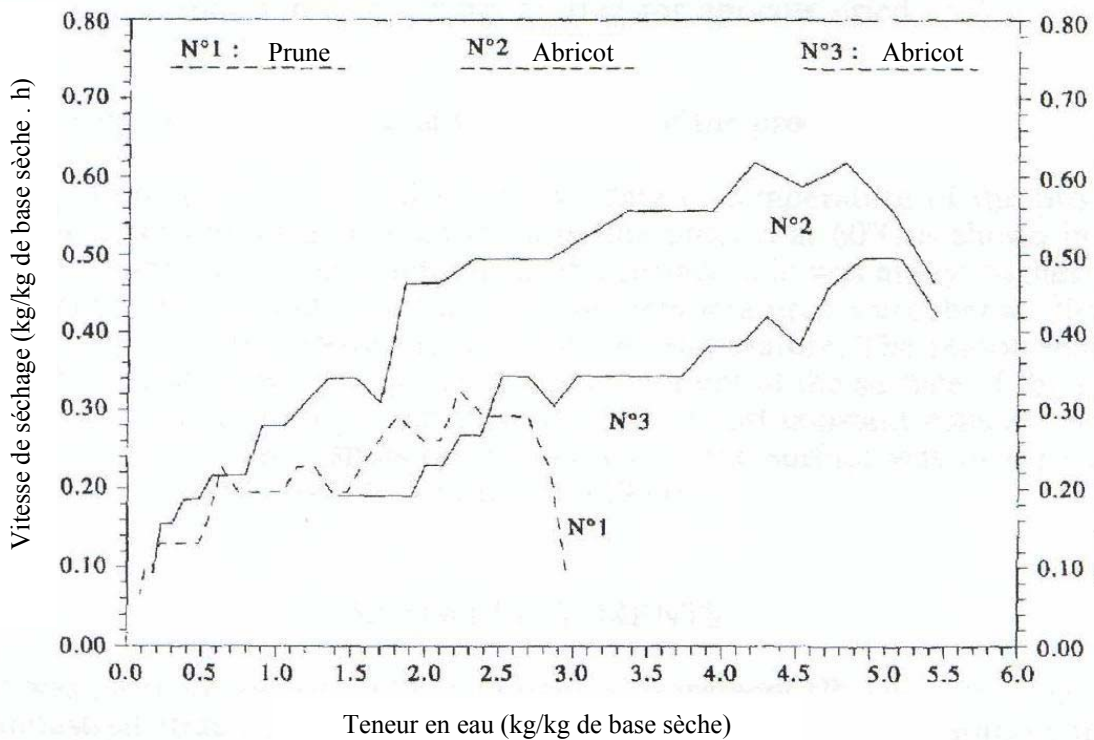


Figure (1.28)- Influence des conditions de séchage sur le comportement des cinétiques de séchage (Karathanos et al., 1997)

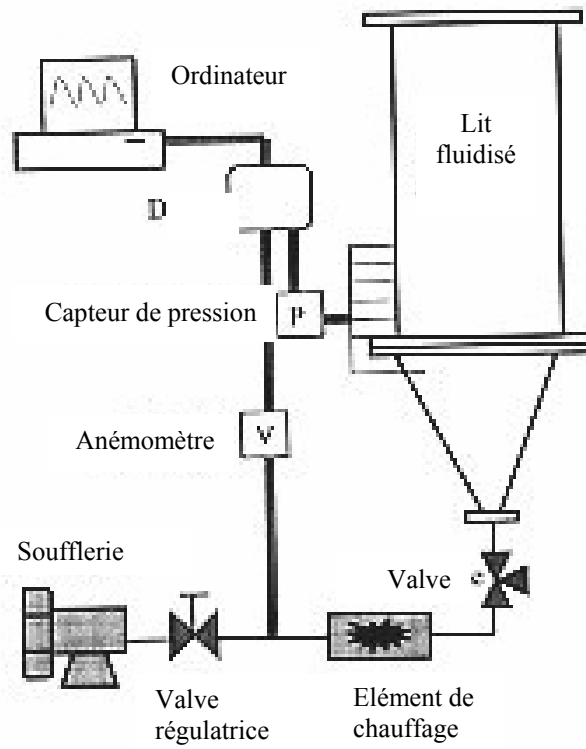


Figure (1.20)- Appareillage utilisé dans le séchoir à lit fluidisé (Zhanyong Li et al., 2002).

## **1.4. Etude des séchoirs industriels**

Le séchage est un processus indispensable dans beaucoup de domaines d'industries, ce qui a permis le développement de plusieurs types de séchoirs industriels.

Mujumdar (2004,2002, 1996) présente les travaux de recherches et développements effectués sur les séchoirs industriels, avec les récentes et future tendance de leurs utilisations. Les séchoirs industriels se divisent essentiellement en trois types ; lit fluidisé, pulvérisation et à flot.

### **1.4.1. Séchoir à lit fluidisé (Fluidized bed dryer)**

Le séchoir à lit fluidisé est essentiellement composé de :

- Un suppresseur
- Un élément de chauffage
- Une colonne
- Plusieurs éléments de régulation et de mesure de la pression, de la vitesse et de la température.
- Un enregistreur des résultats

Un schéma d'un séchoir à lit fluidisé est indiqué dans la figure (1.20) (Zhanyong Li et al., 2002).

L'air ambiant est chauffé dans l'élément de chauffage, après qu'il soit aspiré par le suppresseur, l'air chauffé est introduit à la base de la colonne qui représente la chambre de séchage. Si le produit à sécher est suspendu, alors chaque particule est entourée par de l'air chaud.

Les produits à sécher dans ce type de séchoir sont les produits de structure granulaire comme les produits plastiques et plusieurs aliments.

La rapidité, l'uniformité des transferts de chaleur et le temps relativement court sont quelques avantages du séchoir à lit fluidisé. Le coût de l'énergie utilisée est parmi ses désavantages.

Vu la nature des produits à sécher dans ce type de séchoir, le modèle de diffusion est souvent utilisé pour simuler les variations de la teneur en eau du produit avec le temps.

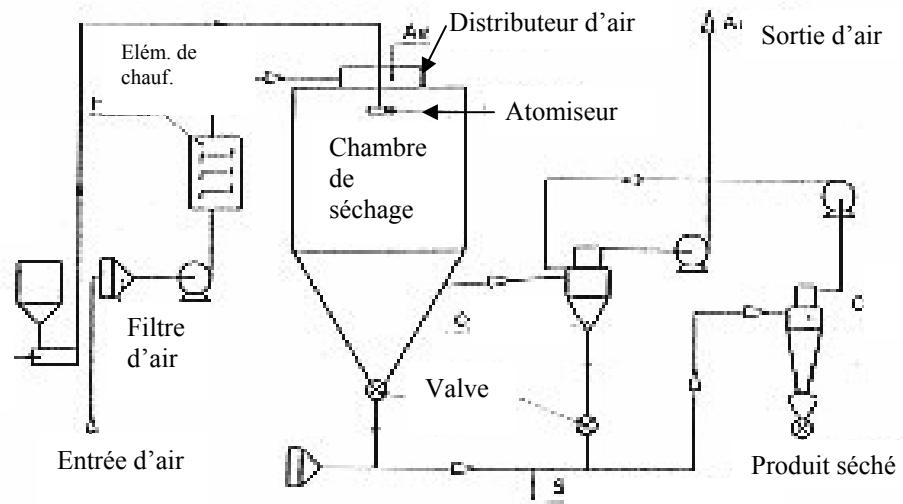


Figure (1.21)- Schéma su séchoir à pulvérisation  
(Strumillo et al., 1986, pp. 353)

#### **1.4.2. Séchoir à pulvérisation (Spray Dryer)**

Le séchage par pulvérisation est l'une des techniques les plus récentes utilisées. Le procédé est basé sur le principe du séchage convectif. Un produit humide est introduit dans la chambre de séchage avec de l'air chaud et par le biais d'un atomiseur (qui se trouve à l'intérieur de la chambre de séchage), l'eau du produit s'évapore et décroît rapidement. Et ainsi, un produit séché sous forme de poudre, granulaire ou aggloméré est obtenu.

Un schéma simplifié d'un séchoir utilisant la pulvérisation est illustré dans la figure (1.21) (Strumillo et al., 1986, pp. 353).

Ce type de séchoir est largement utilisé dans les industries chimiques, pharmaceutiques, céramiques et autres. Il présente multiples avantages comme :

- le temps court de séchage
- la bonne qualité du produit séché
- Des produits à humidité initiale élevée peuvent être séchés, à la fin du processus le produit peut avoir une humidité suffisamment basse
- des produits collants et non amorphes peuvent être séchés
- Le coût de la maintenance du séchoir n'est pas élevé et sa durée de vie et assez importante avec une possibilité d'automatiser le séchoir.

Cependant, parmi ses inconvénients, il y a :

- Les dimensions de l'installation
- L'énergie consommée
- Le coût élevé des atomiseurs sophistiqués
- La petite quantité du produit à sécher

Les conditions non stationnaires de transfert de chaleur et de masse et la complexité du système hydrodynamique utilisés dans le séchoir à pulvérisation font qu'il n'y a pas de relations exactes pour le calcul de ce type de séchoir.

Des relations empiriques et des simplifications, comme mettre des conditions de transfert de chaleur et de masse stationnaires, sont alors proposées ensuite la méthode de l'extrapolation est utilisée.

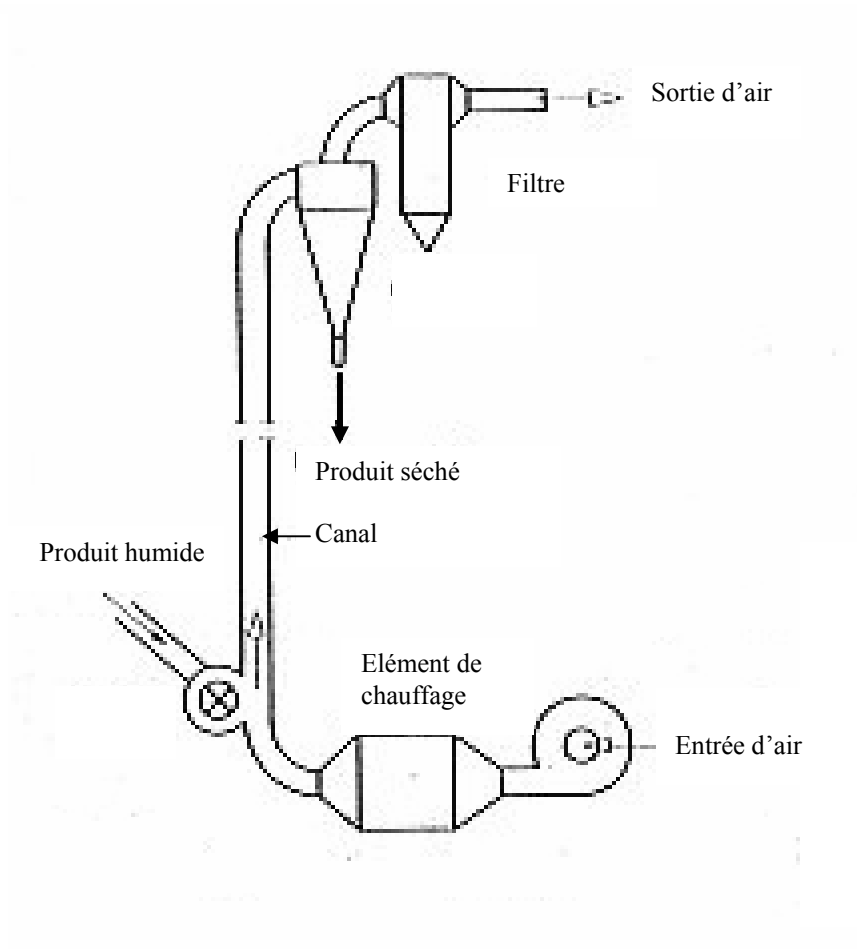


Figure (1.22)- Schéma du séchoir à flot  
(Strumillo et al., 1986, pp. 330)

### 1.4.3. Séchoir à flot (Stream Dryer)

Le séchoir est constitué de :

- Suppresseur
- Élément de chauffage
- Un tube
- Un collecteur du produit séché

La figure (1.22) (Strumillo et al., 1986, pp. 330) présente ce type de séchoir.

Le séchage a lieu dans le tube vertical où le produit et l'air ambiant (après son aspiration par le suppresseur et l'augmentation de sa température par l'élément de chauffage) sont introduits. Cependant, la vitesse de l'air chauffé est supérieure à celle du produit.

Dans ce type de séchoir, le temps de résidence du produit est entre 0.5 et 4 secondes. Cela, conduit parfois, à utiliser un système de recirculation du produit et le nombre de ces recirculations diffère d'un produit à un autre.

Parmi les avantages de ce séchoir :

- Un temps de contact très court entre le produit et l'air chauffé
- De grande température peuvent être obtenues à l'entrée du séchoir
- Peut être utilisé comme moyen pour transporter le produit d'un lieu à un autre
- Un espace assez restreint est utilisé pour l'installation du séchoir
- Son contrôle est assez simple
- Le coût de son installation et de sa maintenance est assez faible en comparaison avec d'autres types de séchoirs

Néanmoins, la maintenance de ce type de séchoir est difficile et doit être régulière, ce qui peut représenté un inconvénient. Également, le fluide chauffé doit être de l'air pour éviter tout problème de contact avec le produit à sécher et de circulation du fluide.

Généralement, c'est des produits non collant, cristallins, non poreux et de petits diamètres qui doivent être séché. Pour avoir un ordre de grandeur; pour sécher un produit qui a un diamètre de 1 à 2 mm une vitesse d'air de l'ordre de 25 m/s est nécessaire.

Schweitzer (1979) ajouta à cette classification des séchoirs de types à lots et des séchoirs de types rotatifs.

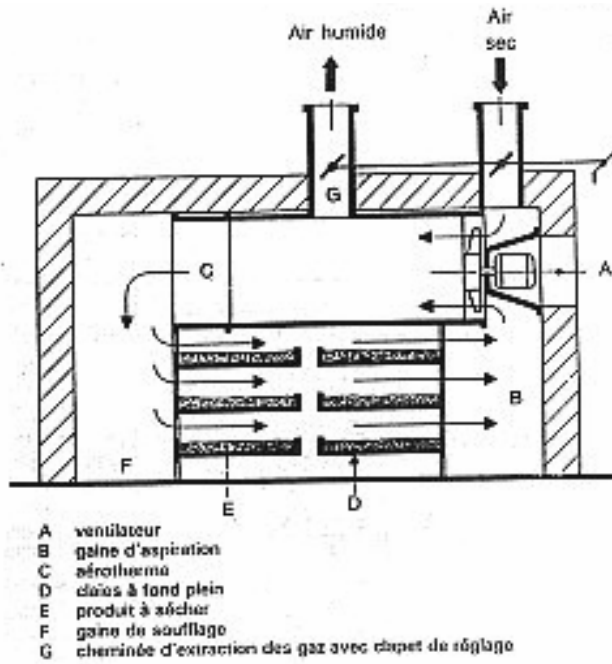


Figure (1.23)- Schéma d'un séchoir à lots (Charreau et al., 1991)

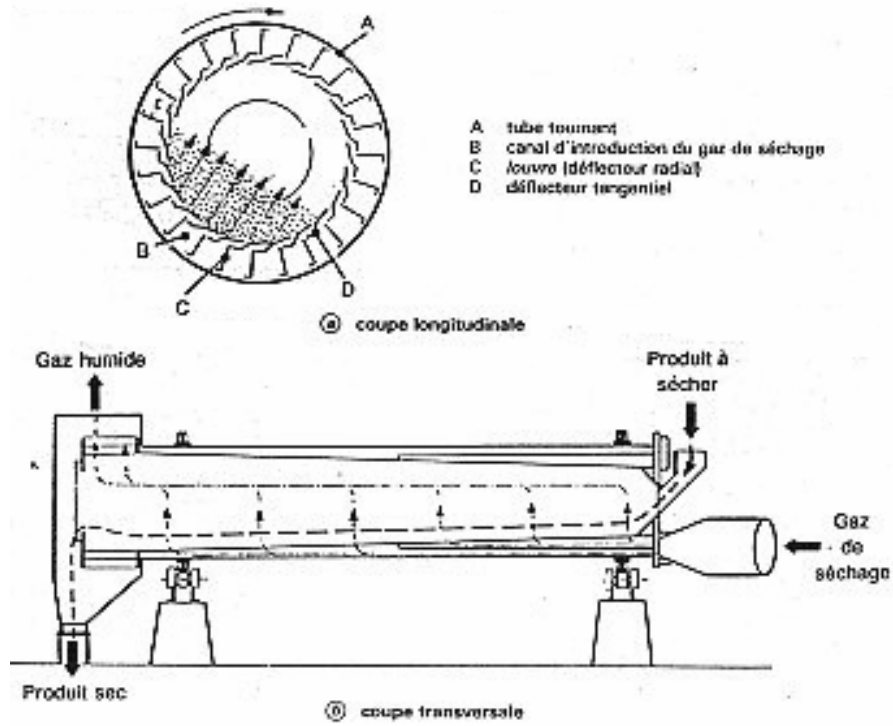


Figure (1.24)- Schéma d'un séchoir rotatif (Charreau et al., 1991)



#### **1.4.4. Séchoirs à lots**

Ces séchoirs sont adaptables à sécher plusieurs produits. La figure (1.23) (Charreau et al., 1991) est une figure représentative des séchoirs à lots.

Un suppresseur est utilisé pour aspirer l'air ambiant qui est chauffé par un élément de chauffage. Un ventilateur est généralement utilisé pour avoir une distribution homogène de l'air chauffé dans la chambre de séchage. Le temps de séchage peut prendre quelques heures à quelques jours suivant la nature du produit à sécher.

La modélisation passe par l'utilisation des équations de transfert de chaleur et de masse pour le séchoir et le produit à sécher.

#### **1.4.5. Séchoirs rotatifs**

Des produits non collant, relativement de petites dimensions, sont séchés dans ce séchoir. Il est constitué d'un cylindre rotatif incliné ce qui met le produit en mouvement, de l'air chaud est injecté dans le même sens du mouvement du produit ou à contre courant. Il est illustré dans la figure (1.24) (Charreau et al., 1991).

Parmi les séchoirs qui opèrent dans des conditions d'air asséchant variables les séchoirs solaires d'où la nécessité de faire une étude sur de tels modèles de séchoirs.

#### **1.4.6. Séchoirs solaires**

Le séchage solaire est fréquemment utilisé par les agriculteurs, il présente plusieurs avantages ; il utilise l'énergie solaire qui est une énergie renouvelable, non polluante et gratuite. Toutefois, le caractère intermittent des radiations captées pose problème, et peut être surmonté utilisant un moyen de stockage d'énergie utilisé durant les périodes à faibles radiations. Un élément de chauffage (des résistances électriques, ...) peuvent être ajouté durant ces périodes. Les séchoirs solaires utilisés sont de types lots, il sont constitués de :

- Plusieurs claies où le produit, à sécher est mis
- Collecteur qui converti les radiations en chaleur
- Du matériel qui laisse un flux continu de l'air asséchant

Pangavhane et al. (2002), Ekechukwu et al. (1999) et Daguinet (1985) présentent une riche recherche bibliographique sur les différents types de séchoirs solaire utilisés. Ces derniers peuvent être divisés en deux catégories: séchoirs à convection naturelle et ceux à convection forcée.

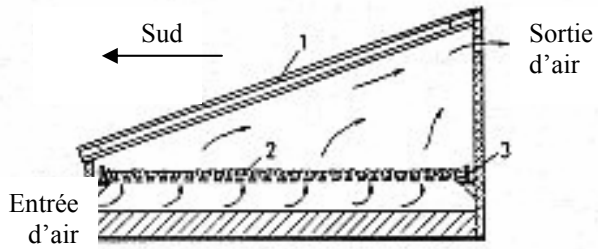
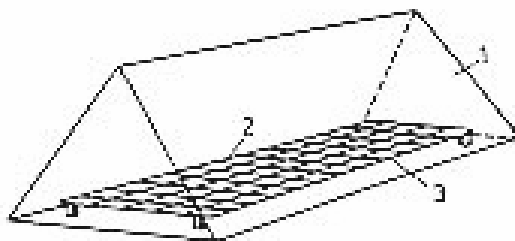


Figure (1.25)- Séchoir solaire de type cabinet (Imre, 1995).



- 1 : Paroi transparente
- 2 : Produit à sécher
- 3 : claie

Figure (1.26)- Schéma d'un séchoir solaire de type tente (Imre, 1995).

#### **1.4.6.1. Séchoirs à convection naturelle**

Ils utilisent uniquement les sources ambiantes d'énergie et se divisent eux même en deux catégories :

Les séchoirs passifs ; il y a ceux de type : cabinet comme celui représenté dans la figure (1.25), tente illustré dans le figure (1.26) et à effet de serre représenté dans la figure (1.27). Ils sont constitués principalement d'une enceinte dont le toit et les côtés sont en matériau transparent qui laissent pénétrer les rayons du soleil. Le produit à sécher est ainsi directement exposé au rayonnement solaire. Ce procédé est dit séchage direct. Le « design » de ce genre de séchoir est simple, avec un faible coût de construction. Il est utilisé pour le séchage de petite quantité allant de 10 jusqu'à 20kg et les produits à sécher sont essentiellement des produits agricoles, des fruits, des herbes, la surface du séchoir est de 1 à 2m<sup>2</sup>. L'ajout d'un ventilateur alimenté par énergie électrique, obtenue par une cellule photovoltaïque ou d'une turbine ou aussi l'utilisation d'insolateurs destinés à chauffer l'air avant son envoi dans le séchoir comme celui représenté dans la figure (1.28). Ces séchoirs sont appelés Séchoirs actifs ; ils représentent la deuxième catégorie des séchoirs à convection naturelle.

#### **1.4.6.2. Séchoirs à convection forcée**

Les performances des séchoirs solaires naturels dépendent essentiellement des périodes d'insolation et des conditions climatiques ce qui représente un inconvénient. Ceci, a permis le développement des séchoirs solaires dotés d'un ventilateur alimenté par un moteur électrique pour assurer un débit continue d'air.

Le séchoir est généralement constitué de matériaux pas coûteux et disponible comme celui présenté dans la figure (1.29) ou celui de la figure (1.30). Des appoints de chauffage et des moyens de stockage et de contrôle de l'énergie peuvent contribuer à l'augmentation de l'efficacité du séchoir et à éviter la détérioration du produit à sécher durant les périodes de grandes insolutions. Plusieurs moyens de stockage sont utilisables comme l'eau (figure (1.31) ou la pierre ((1.32)).

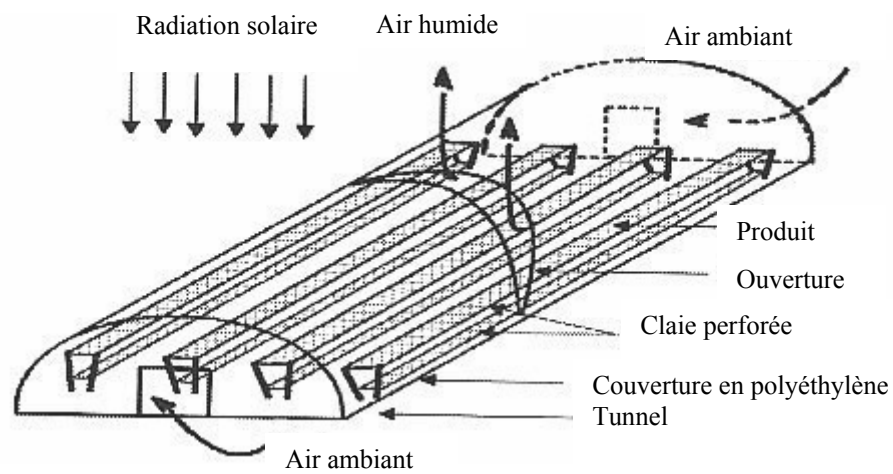
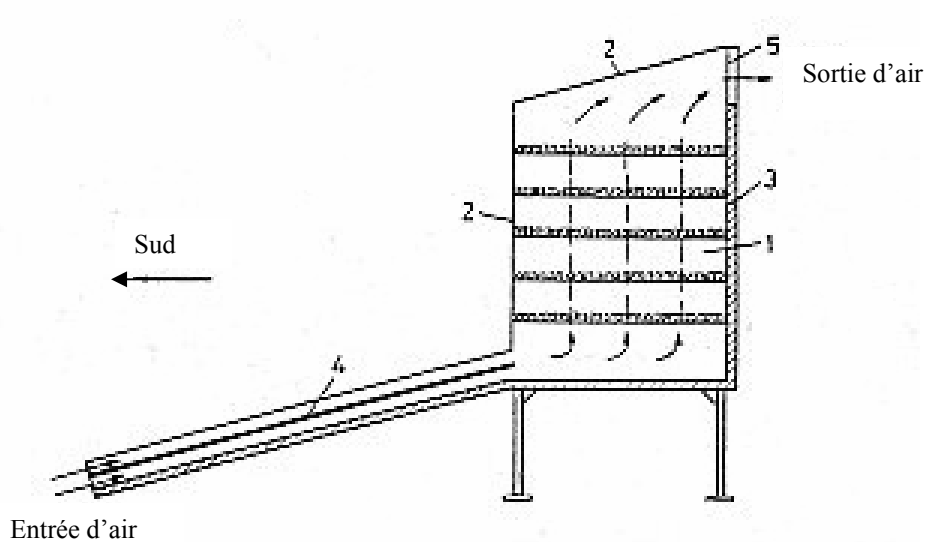


Figure (1.27)- Séchoir à effet de serre (Farhat et al., 2003)



- 1 : Chambre de séchage
- 2 : paroi transparente
- 3 : paroi isolante
- 4 : collecteur
- 5 : sortie de l'air humide

Figure (1.28)- Séchoir solaire actif (Imre, 1995)

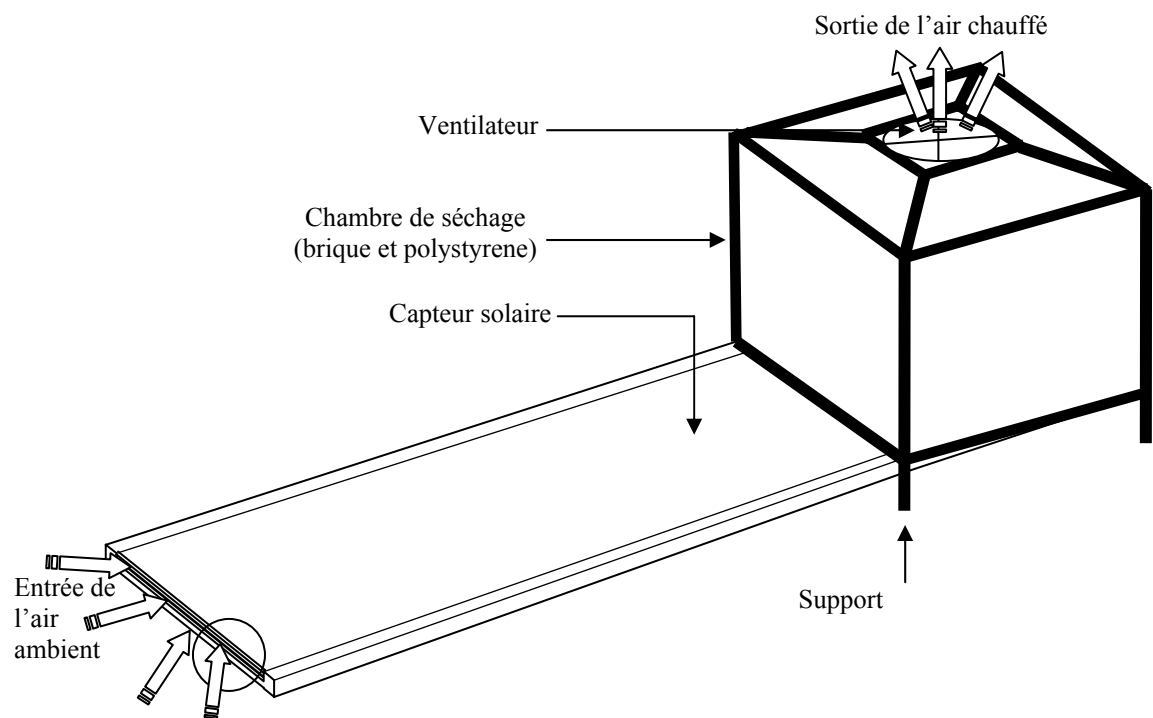
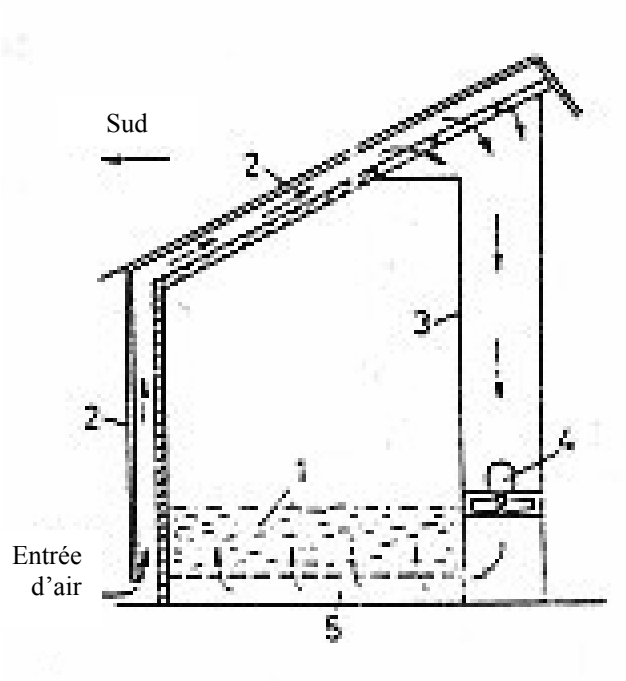
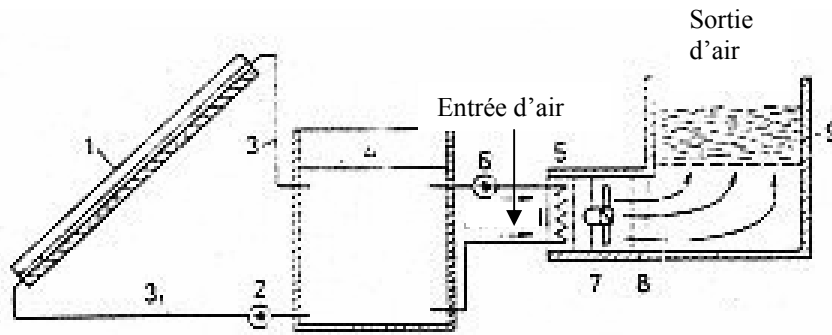


Figure (1.29)- Schéma d'un séchoir solaire à convection forcée  
(Bennamoun et al., 2002a, 2002b)



- 1 : produit à sécher
- 2 : collecteur
- 3 : canal de circulation de l'air
- 4 : ventilateur
- 5 : espace de distribution de l'air

Figure (1.30)- Schéma d'un séchoir solaire simple (Imre, 1995)



- |                           |                          |
|---------------------------|--------------------------|
| 1 : collecteur            | 6 : pompe                |
| 2 : pompe                 | 7 : ventilateur          |
| 3 : canal                 | 8 : élément de chauffage |
| 4 : réservoir de stockage | 9 : produit à sécher     |
| 5 : échangeur             |                          |

Figure (1.31)- Schéma d'un séchoir solaire utilisant l'eau comme moyen de stockage (Imre, 1995)

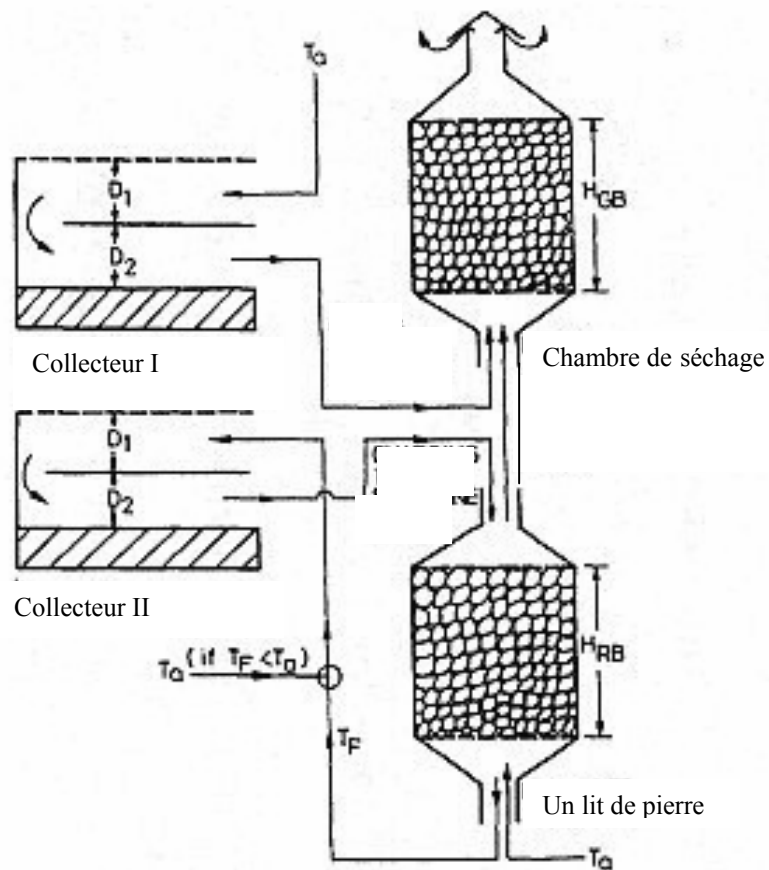


Figure (1.32)- séchoir solaire utilisant la pierre comme moyen de stockage (Chauhan et al., 1996)

## 1.5. Conclusion

En dépit des différents comportements, observés, de nombreux modèles de séchage ont été développés. La recherche bibliographique montre que le modèle de diffusion est largement utilisé pour la description du séchage des produits agroalimentaires et des matériaux de constructions. Cependant, ce modèle nécessite une rigoureuse détermination du coefficient de diffusion, en tenant compte de ses variations avec les conditions extérieures du séchage (la température, la vitesse et l'humidité de l'air asséchant).

L'étude bibliographique montre que les cinétiques de séchage subissent des variations au cours des processus industriels ou naturels (séchage solaire) suivant les conditions de séchage.

L'intérêt est porté tout particulièrement à l'étude du séchage solaire, où les conditions extérieures sont variables naturellement. Le séchage solaire dépend entièrement des conditions climatiques et du mode de séchage (convection forcée ou naturelle). Pour éviter les périodes où l'énergie solaire est insuffisante, des moyens artificiels sont rajoutés. Un ventilateur peut être utilisé pour assurer un débit continu d'air. Un appoint de chauffage (résistance électrique...) et des moyens de stockage d'énergie (l'eau, la pierre,...) permettent l'utilisation du séchoir solaire durant les périodes à faibles insulations.

Pour l'étude du séchage de produits agroalimentaires ou de matériaux de construction ; le modèle de diffusion est adopté comme modèle descriptif des phénomènes intervenant au cours du séchage. Le coefficient de diffusion est supposé dépendant des conditions extérieures de séchage, en particulier la température et la vitesse de l'air asséchant.

Le choix est porté sur un séchoir à lots, doté d'un capteur solaire d'une surface de  $3\text{m}^2$  dirigé vers le sud (situé dans la région de Constantine). Le séchoir est doté d'un appoint de chauffage utilisable lorsque la température de l'air asséchant, entrant dans la chambre de séchage, est inférieure à  $50^\circ\text{C}$ .



## **CHAPITRE 2**

# **ETUDE DU COMPORTEMENT DES CINETIQUES DE SECHAGE SOUS DES CONDITIONS VARIABLES D'AIR ASSECHANT APPLICATION AU SECHAGE SOLAIRE**

## **2.1. Introduction**

Le travail, présenté dans ce chapitre, étudie la simulation du comportement des cinétiques de séchage lors d'un changement volontaire ou involontaire des conditions de séchage, utilisant le modèle de diffusion. Il se divise en deux parties :

La première partie est une comparaison entre des résultats expérimentaux obtenus par Belhamri (1992) et Ali Mohamed (1992) menés sur la brique poreuse et ceux de la simulation.

La deuxième partie est uniquement un travail de simulation. Il simule le comportement des cinétiques de séchage de produits agroalimentaires. Cette étude est ensuite appliquée au séchage solaire (changement involontaire des conditions de séchage).

La recherche bibliographique du chapitre précédent montre que le modèle de diffusion, basé sur la loi de Fick, est amplement utilisé pour décrire les variations de la teneur en eau des produits agroalimentaires. Toutefois, beaucoup moins de travaux sont cités concernant les matériaux de constructions. Belhamri (2003), Belhamri et al. (1996, 1992), Ali Mohamed et al. (1992) et Fohr et al. (1989) effectuent un important travail expérimental sur la brique et cherchent une adaptation du modèle de diffusion à ce matériau. Ces travaux de recherches sont à la base de cette première partie de ce chapitre.

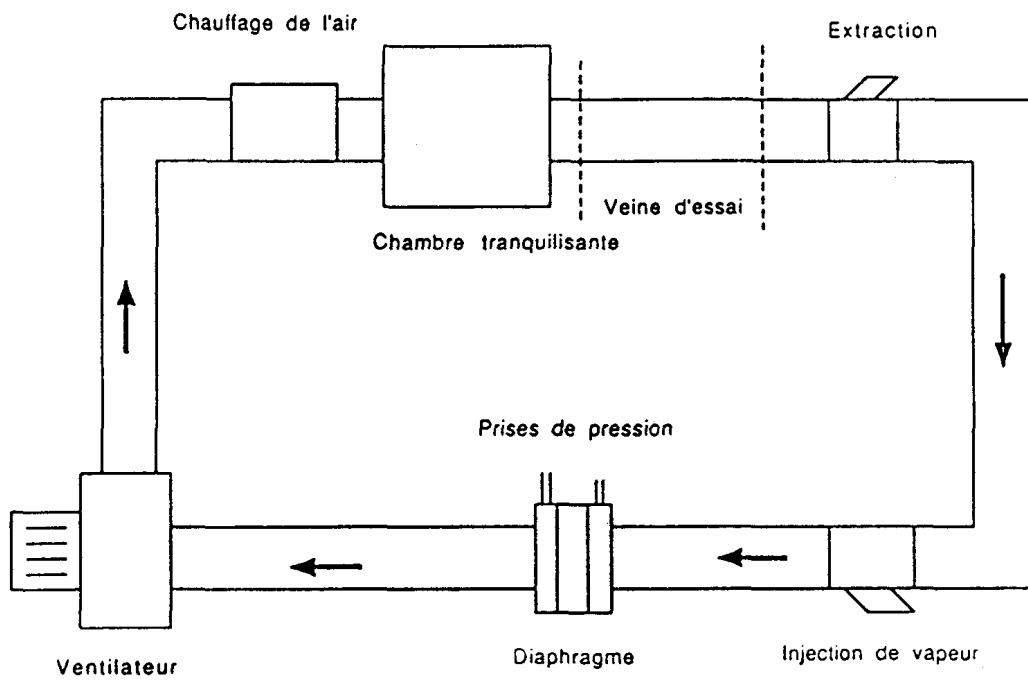
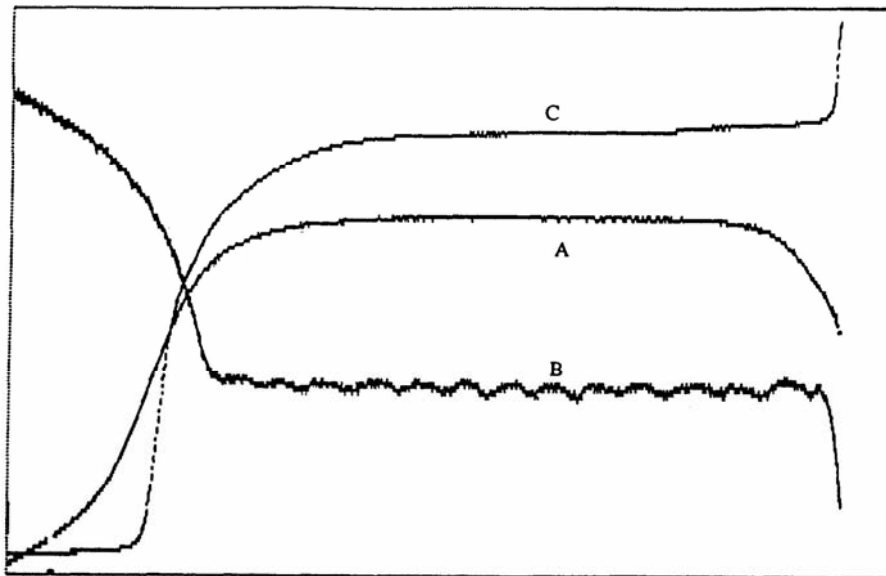


Figure (2.1)- Schéma de la boucle de séchage ( Belhamri, 1992)

## 2.2. Etude de la brique poreuse saturée

Dans cette étude, une comparaison entre les résultats de la simulation et des résultats expérimentaux obtenus par Belhamri (1992) et Ali Mohamed (1992) est établie.

L'échantillon du matériau est un morceau de brique légère, très poreuse. Cet échantillon a les dimensions suivantes :  $205 \times 100 \times 36 \text{ mm}^3$  et une teneur en eau initiale de 40% en base sèche. Cette teneur est obtenue après le procédé d'imbibition sous vide. L'échantillon, et ensuite, placé dans une boucle de séchage schématisé dans la figure (2.1). L'examen des courbes de séchage obtenues, expérimentalement par Belhamri (1992) présentées dans la figure (2.2) , montre l'existence d'une période transitoire caractérisée par une chute de l'humidité de surface, une évolution de la température de surface vers la température humide de l'air et la vitesse de séchage vers une vitesse constante. Après cela, la première phase caractérisée par une vitesse de séchage, une température de surface et une humidité de surface constante sont bien observables. Il suit cette phase une décroissance de la vitesse de séchage et l'humidité de surface et une augmentation de la température de surface, ceux sont les phénomènes caractérisant la deuxième phase de séchage. Ces phénomènes sont observables quelques soit les conditions de séchage.



( $T_{\text{air}}=50^{\circ}\text{C}$ ,  $\phi=14\%$ ,  $V_{\text{air}}=4.6 \text{ m/s}$ ,  $ep=3.7\text{cm}$ )  
En fonction de la teneur en eau moyenne: (Echelle : 0 - 40% en base sèche)  
A- Vitesse de séchage (Echelle : 0 -  $0.62 \text{ g/s.m}^2$ )  
B- Température de surface (Echelle : 5 -  $55^{\circ}\text{C}$ )  
C- Humidité de surface (Echelle : 0 - 100%)

Figure (2.2)- Séchage d'une brique poreuse (Belhamri, 1992)

### 2.2.1. Description du problème

L'échantillon de la brique poreuse humide est soumis à un écoulement d'air chauffé sur les deux faces. Dans cette étude, les hypothèses suivantes sont prises en considération :

1. les conditions de séchage sont supposées symétriques.
2. Les dimensions de l'échantillon sont telles que l'évaporation ait, principalement, sur les deux surfaces parallèles et que les transferts sur les bords sont négligeables. Ceci permet de poser un problème de diffusion unidirectionnelle.
3. Le coefficient de diffusion est considéré non variable ni dans le temps ni dans l'espace.

### 2.2.2. Formulation mathématique et étude numérique du problème posé

Le modèle de diffusion est utilisé pour décrire le transfert dans le matériau. Le modèle s'écrit d'une façon générale sous la forme :

$$\frac{\partial C}{\partial t} = \nabla(D\nabla C) \quad (2.1)$$

Considérant les hypothèses précédentes, l'équation (2.1) peut être écrite sous la forme :

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D \left( \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} \right) \quad (2.2)$$

La schématisation du problème posé, avec ses conditions est observée dans la figure (2.3).

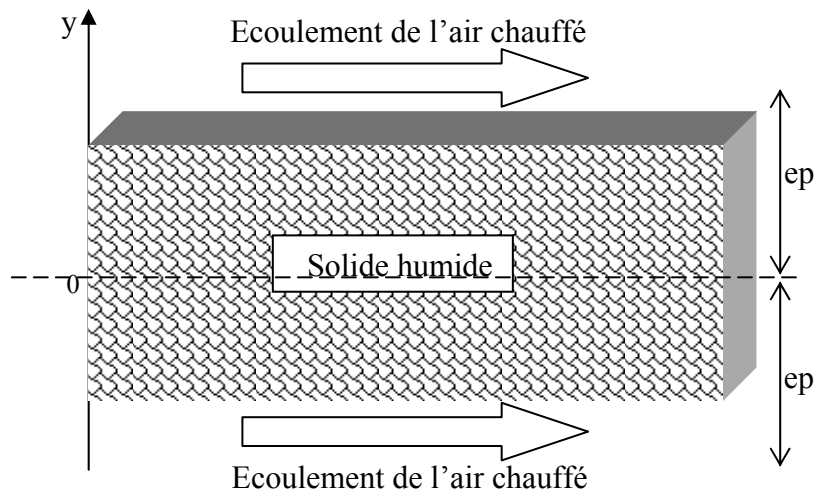


Figure (2.3)- Schéma du problème et de ces conditions de séchage

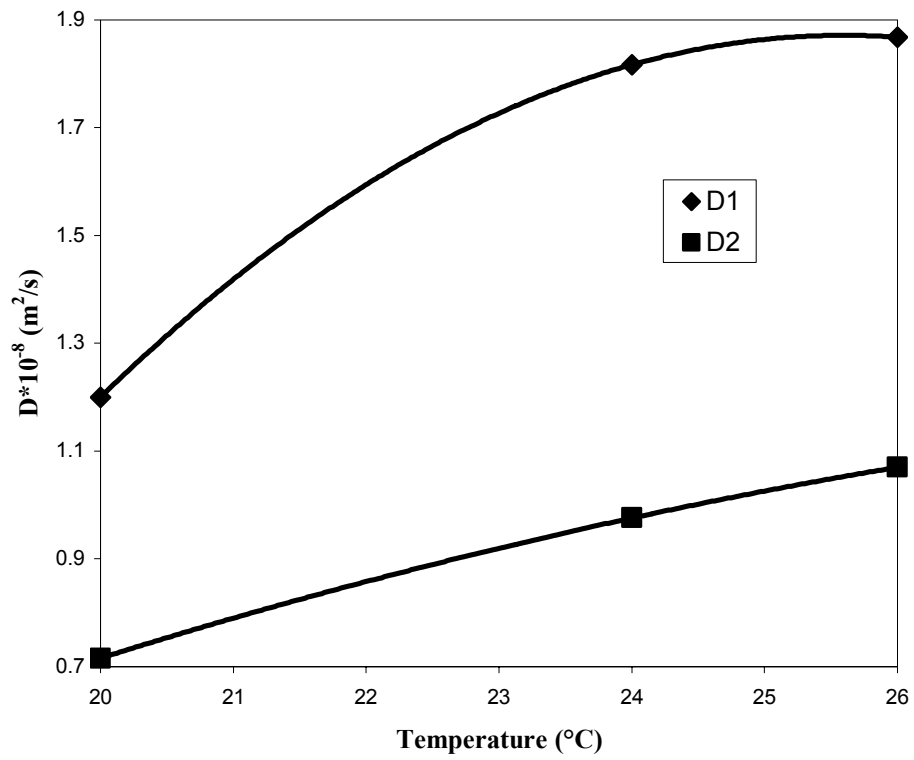


Figure (2.4)- Données expérimentales du coefficient de diffusion (Belhamri, 1992)

### 2.2.3. Détermination du coefficient de diffusion

La difficulté de l'utilisation du modèle de diffusion reste bien sûr la détermination du coefficient de diffusion. Pour cela, le recours à l'expérimental est indispensable. Le coefficient de diffusion est déterminé d'un travail expérimental effectué par Belhamri (1992). Il est calculé à partir d'une comparaison des cinétiques de séchage (obtenues expérimentalement) et des solutions analytiques de l'équation de diffusion donnée par Crank (1975). Ce qui a permis d'avoir les résultats mentionnés dans le tableau (2.1)

Température sèche (°C)	Humidité (%)	Température humide (°C)	$D_1 \times 10^{-8}$ (m <sup>2</sup> /s)	$D_2 \times 10^{-9}$ (m <sup>2</sup> /s)
27.5	51	20	1.200	7.160
40	27	24	1.817	9.760
50	16	26	1.868	10.70

Tableau (2.1)-Valeur du coefficient de diffusion pour différentes valeurs de la température

La température humide est calculée à partir du diagramme d'air humide.

$D_1$  : est le coefficient de diffusion pour la première phase de séchage.

$D_2$  : est le coefficient de diffusion pour la deuxième phase de séchage.

Ceci permet d'écrire la variation du coefficient de diffusion en fonction de la température humide de l'air asséchant comme suit :

$$D_1 = (-0.021T_h^2 + 1.098T_h - 12.185)10^{-8} \quad (m^2 / s) \quad (2.3)$$

$$D_2 = (-0.003T_h^2 + 0.197T_h - 2.024)10^{-8} \quad (m^2 / s) \quad (2.4)$$

$T_h$  est en (°C)

Ces calculs sont obtenues avec un coefficient de corrélation égal à : 1

Les variations du coefficient de diffusion sont représentées dans la figure (2.4). La figure montre que le coefficient de diffusion  $D_1$  est plus important que  $D_2$  ; la diffusion de l'eau du produit eu lieu, essentiellement, durant la première phase de séchage fortement affectée par les conditions extérieures. Ainsi, pour étudier l'influence des conditions extérieures sur le séchage, il est plus intéressant de concentrer les efforts sur la première phase de séchage.

Ainsi, le coefficient de diffusion est écrit :  $D_i = D$  (2.5)

(Uniquement la première phase de séchage est étudiée).

L'équation de diffusion est réécrite sous la forme suivante :

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D(T_h) \left( \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} \right) \quad (2.6)$$

Et les conditions suivantes sont posées :

$$\text{Pour } t = 0, \forall y : C = C_0 \quad (2.7)$$

Condition sur la symétrie du problème posé s'écrit :

$$\left. \frac{\partial C}{\partial y} \right)_{y=0} = 0 \quad (2.8)$$

Cependant, à la surface il y a une évaporation, ce qui permet d'écrire l'équation suivante :

$$- \rho_s D \left. \frac{\partial C}{\partial y} \right)_{y=ep} = \Phi \quad (2.9)$$

$\phi$  est le flux d'évaporation

Deux cas du flux sont étudiés.

#### 2.2.4. Flux constant

Les équations sont réécrites sous une forme adimensionnelle:

$$y^* = \frac{y}{ep} \quad (2.10)$$

$$C^* = \frac{C}{C_0} \quad (2.11)$$

$$t^* = \frac{t D}{ep^2} \quad (2.12)$$

Et l'équation (2.6) redevient sous la forme suivante :

$$\frac{\partial C^*}{\partial t^*} = \frac{\partial^2 C^*}{\partial y^{*2}} \quad (2.13)$$

Et pour les conditions aux limites :

$$\text{Pour } t = 0 : C^* = 1 \quad (2.14)$$

$$\text{Pour } y^* = 0 : \frac{\partial C^*}{\partial y^*} = 0 \quad (2.15)$$

$$\text{Pour } y^* = 1 : - \frac{\partial C^*}{\partial y^*} = \frac{\Phi ep}{\rho_s DC_0} \quad (2.16)$$

L'étude de la discrétisation et la mise sous forme de matrice se trouve dans l'Annexe B. Un code de calcul, écrit en langage Fortran, est également développé (Annexe C).



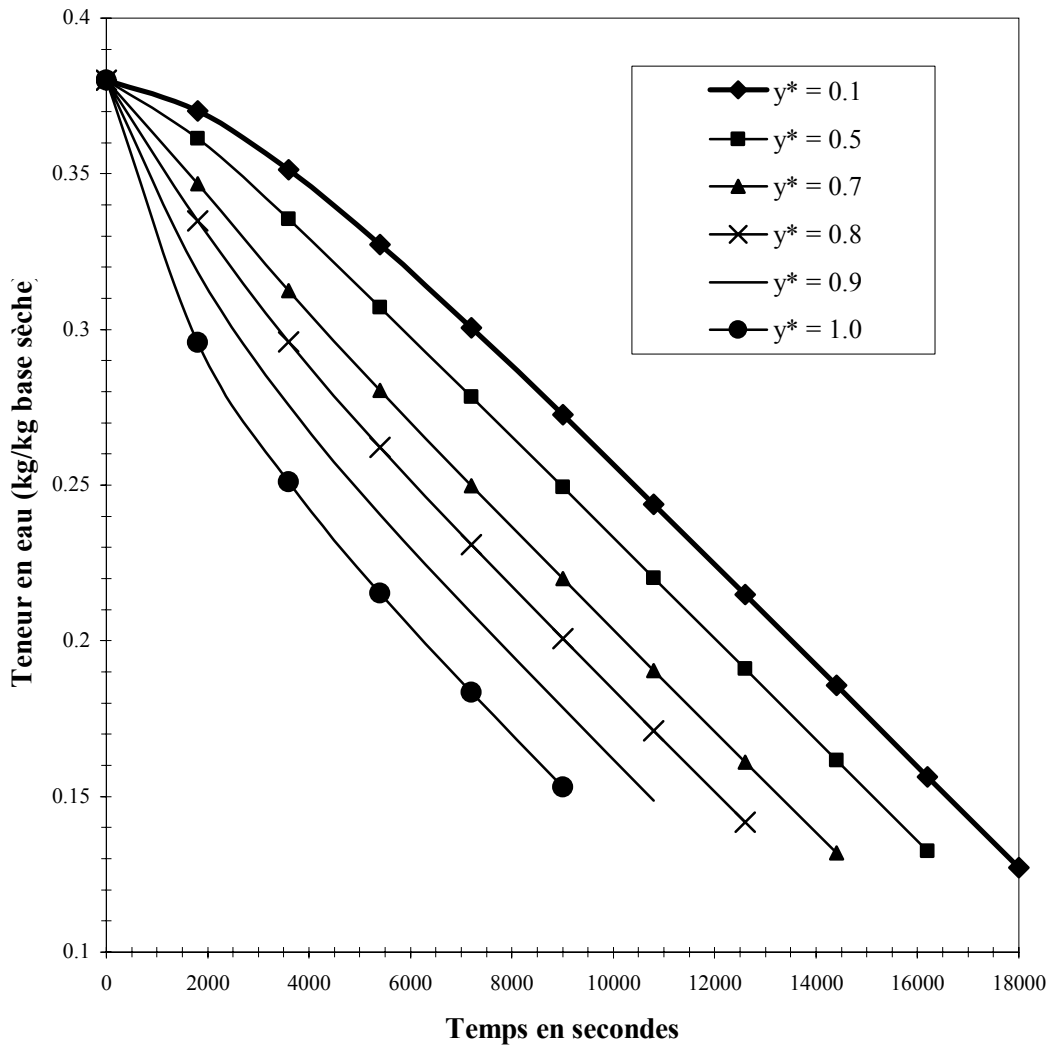


Figure (2.5)- Distribution de la teneur en eau à l'intérieur du produit

### 2.2.5. Résultats

La figure (2.5) donne la distribution de la teneur en eau au sein du produit à sécher dont les conditions de séchage sont :  $V_{ach} = 4.6\text{m/s}$ ,  $T_{ach} = 50^\circ\text{C}$ ,  $\phi=14\%$ ,  $\Phi=3.4\times 10^{-4}\text{kg/m}^2.\text{s}$

Une seule allure des courbes de la figure est observée ; c'est une diminution, dans le temps, de la teneur en eau. Cette diminution est le résultat de l'évaporation de l'eau du produit à sécher. La figure montre aussi que le séchage de la surface ( $y^*=1.0$ ), qui est au contact de l'air asséchant, a pris un temps de l'ordre de 9000 secondes. Tandis, ce temps est de l'ordre de 18000 secondes pour l'intérieur du produit ( $y^*=0.1$ ). il est déduit qu'il est plus facile d'évaporer l'eau de surface du produit que celui de son intérieur. La teneur en eau atteinte à la fin de cette phase de séchage est la teneur en eau critique «  $C_{Cr}$  », elle est de l'ordre de 0.13 kg/kg de base sèche. Ces résultats de la simulation sont en parfait accord avec les résultats expérimentaux de Belhamri (1992). Il trouve que la teneur en eau critique est égale à 0.127 kg/kg de base sèche atteinte après 18000 secondes de séchage. Ces résultats sont représentés dans la figure (2.6)

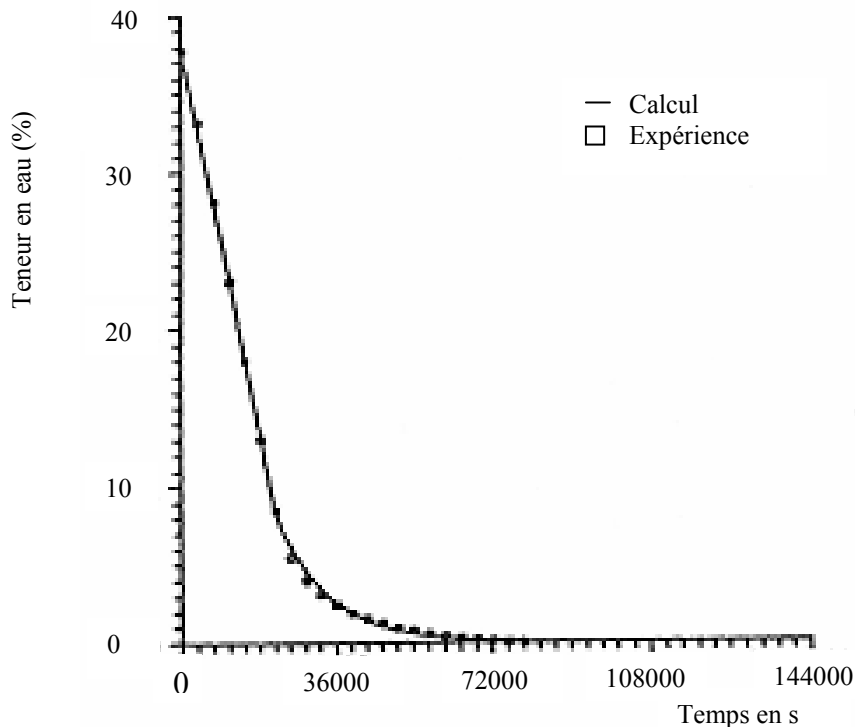


Figure (2.6)- Cinétique de séchage de la brique poreuse (Belhamri, 1992)

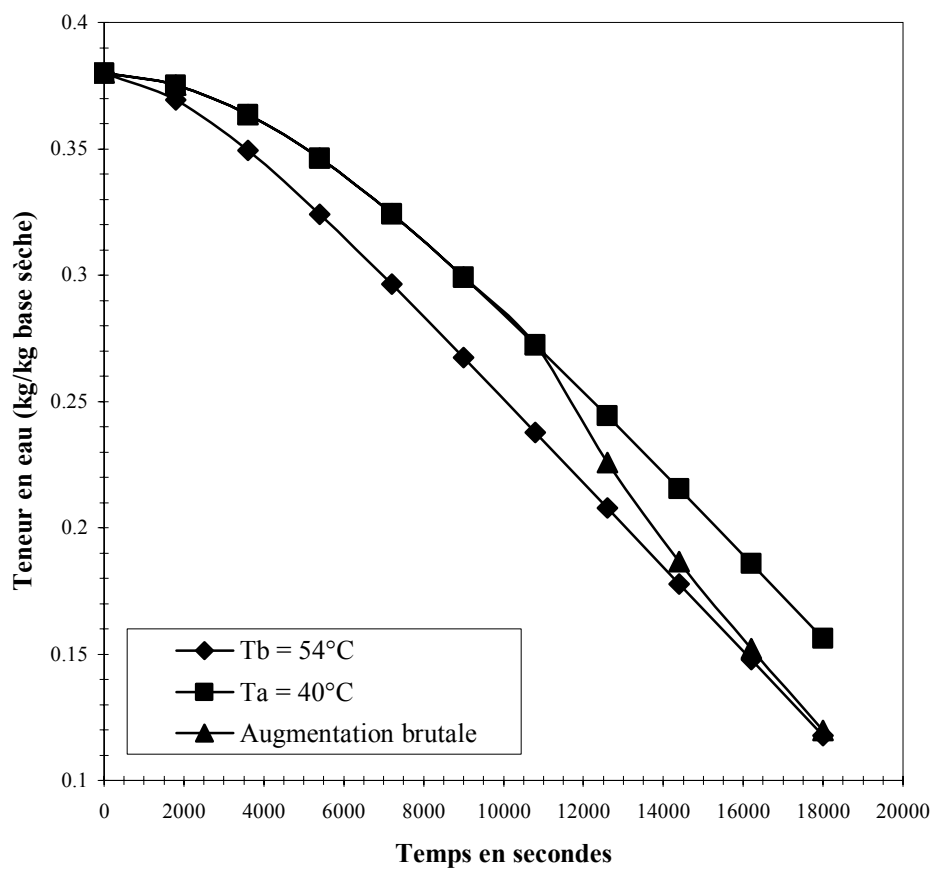


Figure (2.7)- Comportement de la cinétique durant un changement brutal de la température de l'air chauffé dans le premier cas.

Dans ce qui suit, l'effet du changement dans les conditions de séchage sur les cinétiques de séchage est étudié.

La figure (2.7) montre le comportement de la cinétique de séchage lorsque un changement brutal est effectué dans la température de l'air asséchant.

Une augmentation, de la température de l'air asséchant, de 40 à 54°C au temps  $t=10800$  secondes (milieu de la première phase de séchage), est simulé. Cette variation est traduite sur la cinétique de séchage par une déformation de cette dernière. La cinétique se dirige de celle à 40°C vers celle à 54°C. D'autre part, le changement de la température est instantané, la réaction de la cinétique n'est pas de même. La cinétique à 54°C est atteinte à la fin de la première phase de séchage au temps  $t = 18000$  secondes. En conséquence, un temps de réponse de l'ordre de 7200 secondes (2 heures) est enregistré. L'examen des résultats expérimentaux de Ali Mohamed (1992) illustrés dans la figure (2.8) montre qu'ils sont en concordance avec les résultats de la simulation. Un changement est effectué au milieu de la première phase de séchage donne que la cinétique à 54°C est atteinte à la fin de cette phase.

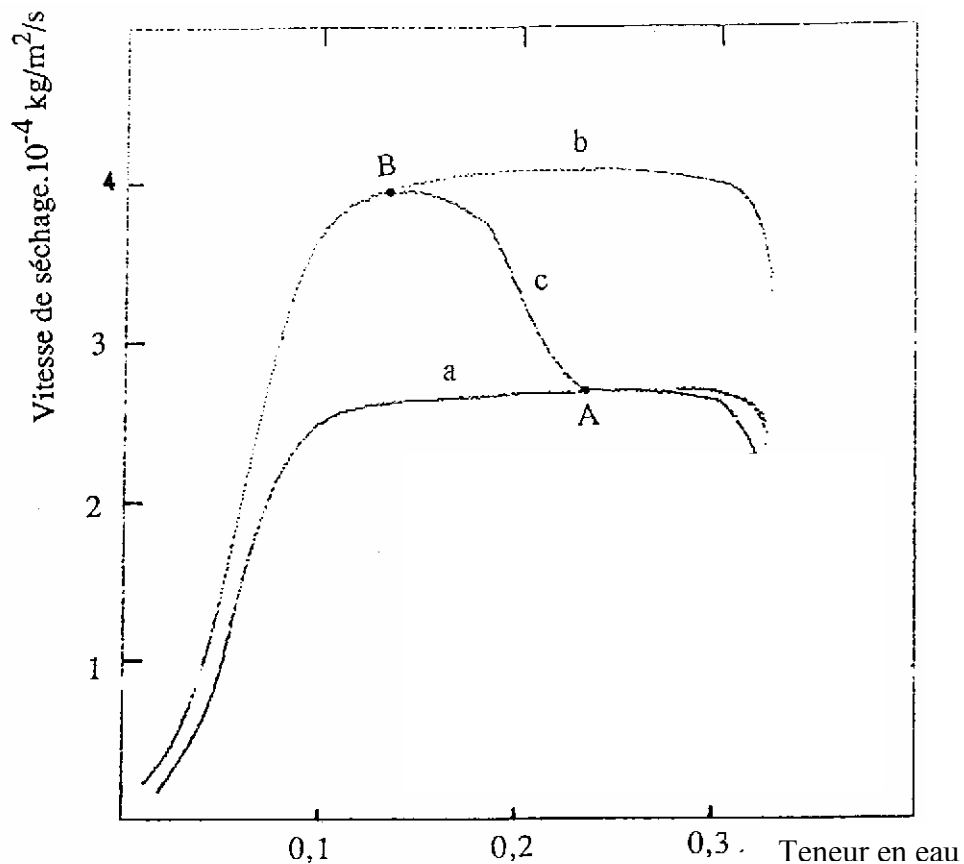


Figure (2.8)- Influence d'une augmentation brutale de la température de l'air sur la cinétique de séchage de la brique poreuse (Ali Mohamed, 1992)

### 2.2.6. Flux convectif

L'influence des conditions extérieures est étudiée, dans ce cas.

Le même travail réalisé dans le premier cas est refait avec une différence dans les conditions aux limites utilisée. Ces conditions s'écrivent :

$$\text{Au temps } t = 0 : C = C_0 \quad (2.20)$$

La symétrie du problème permet d'écrire la condition suivante :

$$\left. \frac{\partial C}{\partial y} \right)_{y=0} = 0 \quad (2.21)$$

Et la surface :

$$-D \frac{\partial C}{\partial y} = h(C - C_{cr}) \quad (2.22)$$

La forme adimensionnelle est écrite comme suit :

$$C^* = \frac{C - C_{cr}}{C_0 - C_{cr}} \quad (2.23)$$

$$y^* = \frac{y}{ep} \quad (2.24)$$

$$t^* = \frac{t D}{ep^2} \quad (2.25)$$

$$\frac{\partial C^*}{\partial t^*} = \frac{\partial^2 C^*}{\partial y^{*2}} \quad (2.26)$$

Avec les conditions suivantes :

$$\text{Pour } t = 0 : C^* = 1 \quad (2.27)$$

$$\text{Pour } y^* = 0 : \frac{\partial C^*}{\partial y^*} = 0 \quad (2.28)$$

$$\text{Et pour } y^* = 1 : -\frac{\partial C^*}{\partial y^*} = Sh C^* \quad (2.29)$$

Le nombre de Sherwood « Sh » est calculé en utilisant l'équation suivante :

$$Sh = 0.332 Re^{0.5} Sc^{0.33} \quad (2.30)$$

(Pour le code de calcul développé, il faut voir dans l'annexe C).

### 2.2.7. Résultats

Un changement brutal dans la température de l'air chauffé est effectué comme il est présenté dans la figure (2.9).

Durant ce type de séchage, le matériau a un comportement différent du premier cas. L'influence des conditions extérieures est bien plus claire. Le point critique est atteint après 14000 secondes de séchage à 40°C et après seulement 9000 secondes à 54°C. Comme précédemment, le changement brutal de la température est effectué au milieu de la première phase de séchage. Là aussi, la cinétique change de comportement et se dirige de la cinétique à 40°C vers celle à 54°C. Cependant, cette dernière n'est pas atteinte à la fin de la première période de séchage. Le temps de réponse est donc plus important de ce deuxième cas ou les conditions extérieures gèrent le séchage du produit.

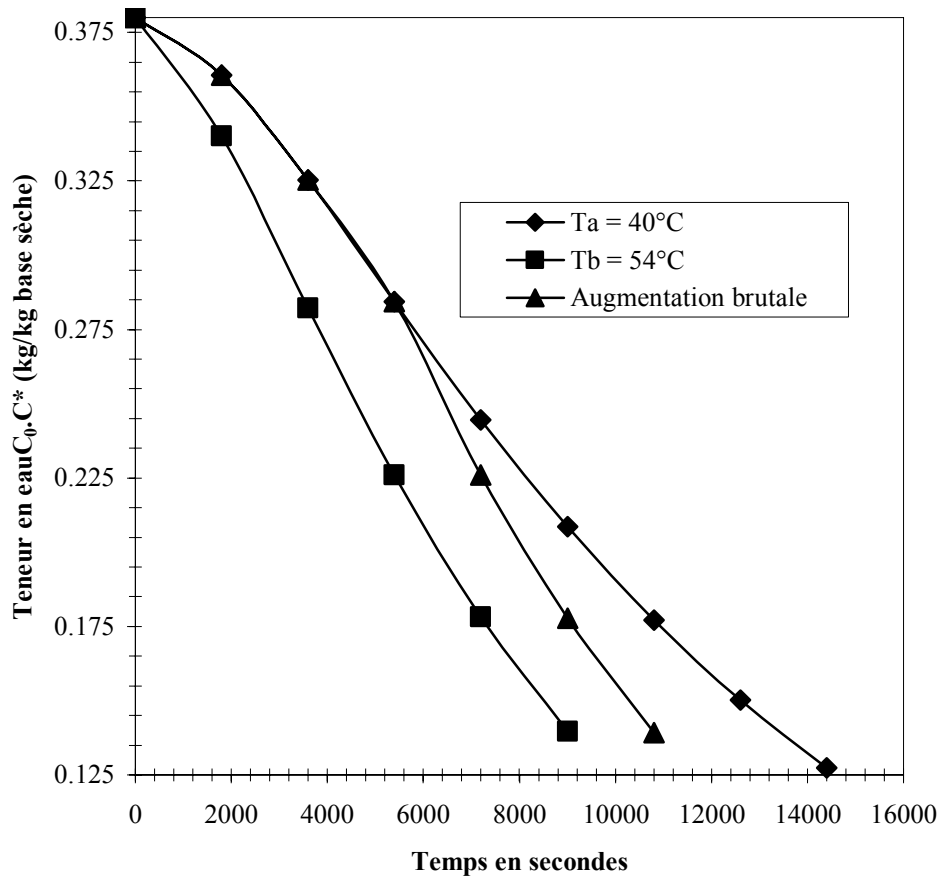


Figure (2.9)- Comportement de la cinétique durant un changement brutal de la température de l'air chauffé dans le deuxième cas

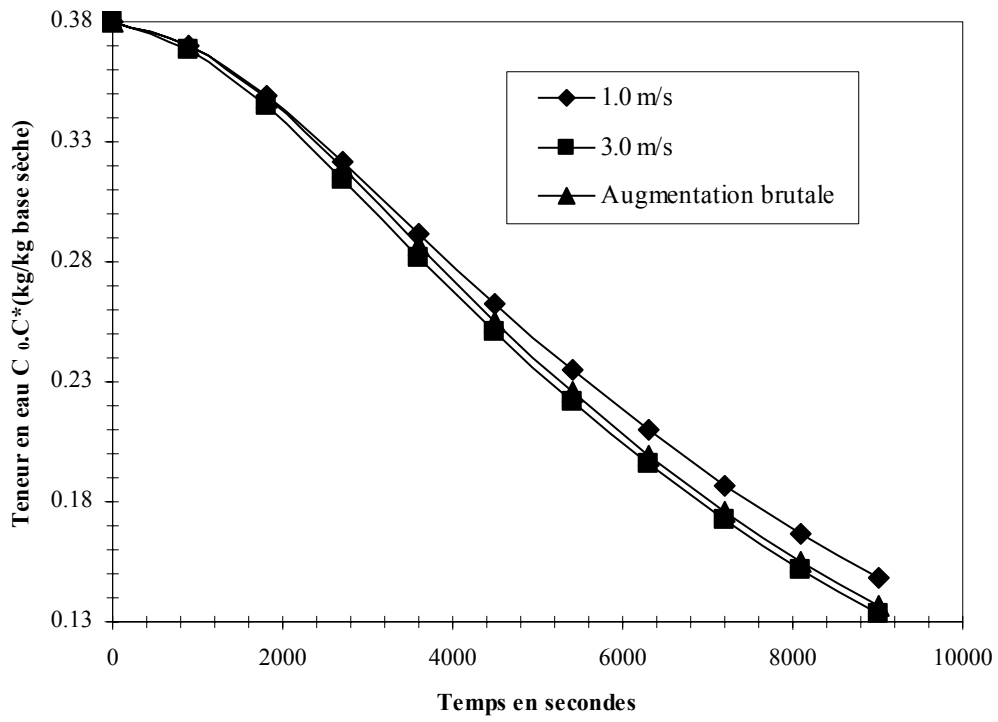


Figure (2.10)- Influence d'un changement brutal dans la vitesse de l'air chauffé sur la cinétique de séchage

Un changement brutal est aussi simulé pour la vitesse ; un changement de 1m/s à 3m/s est effectué au début du séchage.

Comme le montre la figure (2.10), la vitesse de l'air a un caractère moins influent que celui de la température de l'air. Toutefois, la cinétique de séchage met plus de temps à se rétablir. Un coefficient de diffusion plus adapté, en fonction des conditions extérieures (température de l'air, vitesse de l'air et l'humidité de l'air) pourra donner de meilleurs résultats.

Enfin, l'influence d'une augmentation brutale et progressive est simulée et représentée avec les mêmes conditions de séchage sauf que durant l'augmentation progressive la température croît de 3.5 degrés chaque 1000 secondes suivant l'équation :

$$T_{ach} = \frac{14}{4000}(t - 2000) + 40 \quad (^\circ\text{C}) \quad (2.31)$$

La température de 54°C est atteinte au temps  $t = 6000$  secondes. Un temps de réaction de l'ordre de 4000 secondes pour un changement progressif.



### 2.3. Etude du raisin

Ce type de produit présente des caractéristiques différentes de celles de la brique. La différence réside en l'apparition du phénomène du rétrécissement. Ce phénomène est bien réel durant le séchage des produits alimentaires comme le montre la figure (2.11) (Ramos et al., 2005, 2004). Ainsi, ce phénomène doit être impérativement être pris en considération durant la simulation.

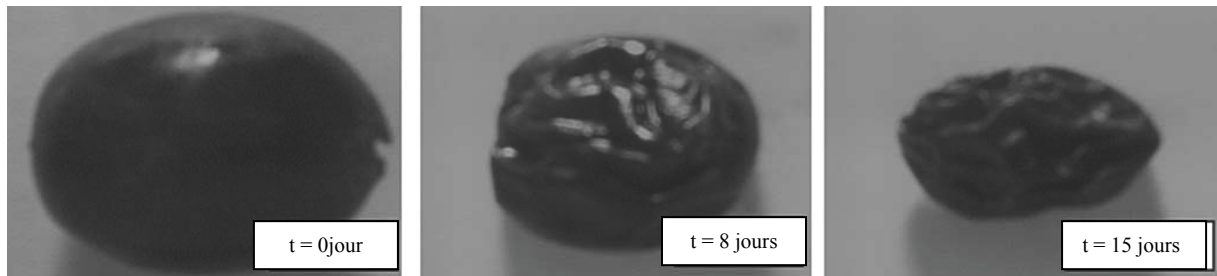


Figure (2.11)- phénomène du rétrécissement durant le séchage des raisins (Ramos et al, 2005)

Bennamoun et al. (2006), Md Azharul et al. (2005), Mayor et al. (2004), Ruiz-López et al. (2004), Bennamoun et al. (2003), Viollaz et al. (2002), Youcef-Ali et al. (2001a, 2001b, 2001c), Youcef-Ali (2001), Simal et al. (1998) et Ketelaars et al. (1992) introduisent, dans leurs calculs, le phénomène du rétrécissement. Hernández et al. (2000) proposent une solution analytique de l'équation de transfert de masse. Ils comparent les résultats obtenus avec et sans effet de rétrécissement à des données expérimentales (figure (2.12)).

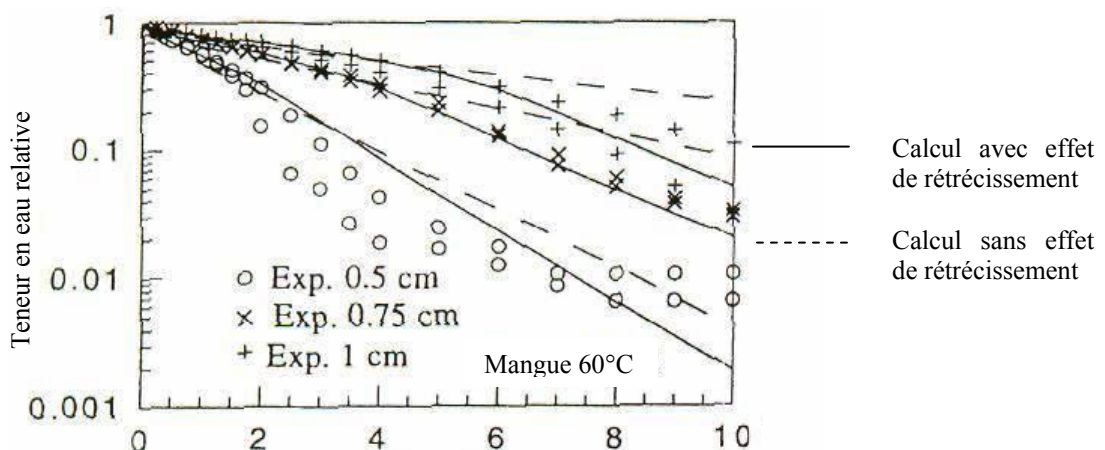


Figure (2.12)- comparaison des résultats expérimentaux et des calculs avec et sans effet de rétrécissement (Hernández et al., 2000)

### 2.3.1. Formulation mathématique du problème

Le produit à sécher est simulé à une sphère de 2cm de diamètre initial. La diffusion est supposée radiale uniquement. L'équation de diffusion s'écrit sous la forme :

$$\frac{dC}{dt} = \frac{D}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left( r^2 \frac{\partial C}{\partial r} \right) \quad (2.32)$$

Avec les conditions suivantes :

$$\text{Pour } t = 0 : C = C_0 \quad (2.33)$$

$$\text{Pour } r = 0 : \frac{\partial C}{\partial r} = 0 \quad (2.34)$$

L'étude est développée pour voir l'influence des conditions extérieures, pour cela la condition suivante est utilisée :

$$r = R : -D \frac{\partial C}{\partial r} = h(C - C_{eq}) \quad (2.35)$$

La forme adimensionnelle de ces équations s'écrit de la façon suivante :

$$C^* = \frac{C - C_{eq}}{C_0 - C_{eq}} \quad (2.36)$$

$$r^* = \frac{r}{R} \quad (2.37)$$

$$\frac{R^2}{D} \frac{\partial C^*}{\partial t} = \left( \frac{\partial^2 C^*}{\left( \partial r^* + r^* \frac{\partial R}{R} \right)^2} + \frac{2}{r^*} \frac{\partial C^*}{\partial r^* + r^* \frac{\partial R}{R}} \right) \quad (2.38)$$

Avec les conditions :

$$\text{Pour } t = 0 : C^* = 1 \quad (2.39)$$

$$\text{Pour } r^* = 0 : \frac{\partial C^*}{\partial r^* + r^* \frac{\partial R}{R}} = 0 \quad (2.40)$$

$$\text{Pour } r^* = 1 : -\frac{\partial C^*}{\partial r^* + r^* \frac{\partial R}{R}} = \frac{Sh}{2}(C^*) \quad (2.41)$$

Le nombre de Sherwood « Sh » est calculé à partir des formules suivantes proposées par Dagnunet (1985)

$$Re < 350 : Sh = 1.82 Re^{0.49} Sc^{0.33} \quad (2.42)$$

$$Re > 350 : Sh = 0.99 Re^{0.59} Sc^{0.33} \quad (2.43)$$

Et le rayon « R » varie avec la teneur en eau du produit de la façon suivante (Bennamoun et al., 2006) :

$$R(X_1) = \frac{3m_f(X_1)^{1/3}}{4\pi\rho_f(X_1)} \quad (2.44)$$

Cette expression de R(X) permet de tenir compte de l'effet de rétrécissement.

L'indice « 1 » indique la valeur de i donnée par le tableau (2.2)

i	Composant	Pourcentage (%)	Masse volumique (kg/m <sup>3</sup> )
1	Eau	81.3000	1000
2	Carbohydate	17.1500	1500
3	Graisse	00.3500	0930
4	Protéine	00.6304	1400
5	Autres	00.5696	1850

Tableau (2.2)- Composition des raisins 1 coupe (92g) (Source : USDA Nutrient Database for standard reference, release 12 March 1998), masse volumique (May & perré, 2002)

La masse volumique du produit s'écrit selon May et perré (2002) :

$$\rho_s = \frac{\sum_{i=1}^5 X_i}{\sum_{i=1}^5 \frac{X_i}{\rho_i}} \quad (2.45)$$

i varie de 1 à 5 chaque valeur représente un composant comme présenté dans le tableau (2.2).

X<sub>i</sub> est la proportion du constituant relative à la matière sèche du produit.

$$m_s = (X_1+1) m_{s\grave{e}che} \quad (2.46)$$

La masse de la matière sèche ne varie pas avec le temps et peut être calculée avant la masse initiale du produit à sécher :

$$m_{s\grave{e}che} = \frac{m_{s0}}{C_0 + 1} \quad (2.47)$$

$$\text{Avec : } m_{s0} = \rho_{s0} \frac{4}{3\pi} R_0^3 \quad (2.48)$$

ρ<sub>s0</sub> est calculée elle aussi à partir de l'équation (2.48) avec X<sub>1</sub> qui prend sa valeur initiale.

La teneur en eau d'équilibre est calculée d'après la formule donnée par Azzouz et al. (2002) :

$$1 - a_w = \exp(-B(C_{eq})^c) \quad (2.49)$$

$a_w$  : est l'activité de l'eau

B et c sont des constantes.

Tous ces paramètres varient avec la température

### 2.3.2. Détermination du coefficient de diffusion

Le travail présenté par Berna et al. (1991) est à la base de la détermination du coefficient de diffusion. Il est déterminé par comparaison des cinétiques de séchage obtenues expérimentalement et les solutions analytiques obtenues suivant les solutions proposées par Crank (1975). Après présentation de leur système de séchage, deux séries de résultats sont présentées pour étudier l'influence de la température et de la vitesse de l'air. Ces deux séries de résultats sont exposées dans le tableau (2.3).

Température sèche (°C)	Vitesse de l'air (m/s)	$D/r^2 \times 10^6$ (s <sup>-1</sup> )
55	0.66	4.46
55	0.87	4.96
55	1.00	4.96
55	1.09	6.28
55	3.00	6.69
55	4.75	6.79
27	4.75	1.42
35	4.75	2.13
55	4.75	6.79
65	4.75	8.92

Tableau (2.3)- Valeur du coefficient de diffusion pour différentes valeur des températures et des vitesses (Berna et al., 1991)

Les corrélations suivantes sont donc déterminées :

Suivant la température

$$D = (-0.00067 T_{ach}^2 + 0.29300 T_{ach} - 7.30833)10^{-10} \left( \frac{m^2}{s} \right) \quad (2.50)$$

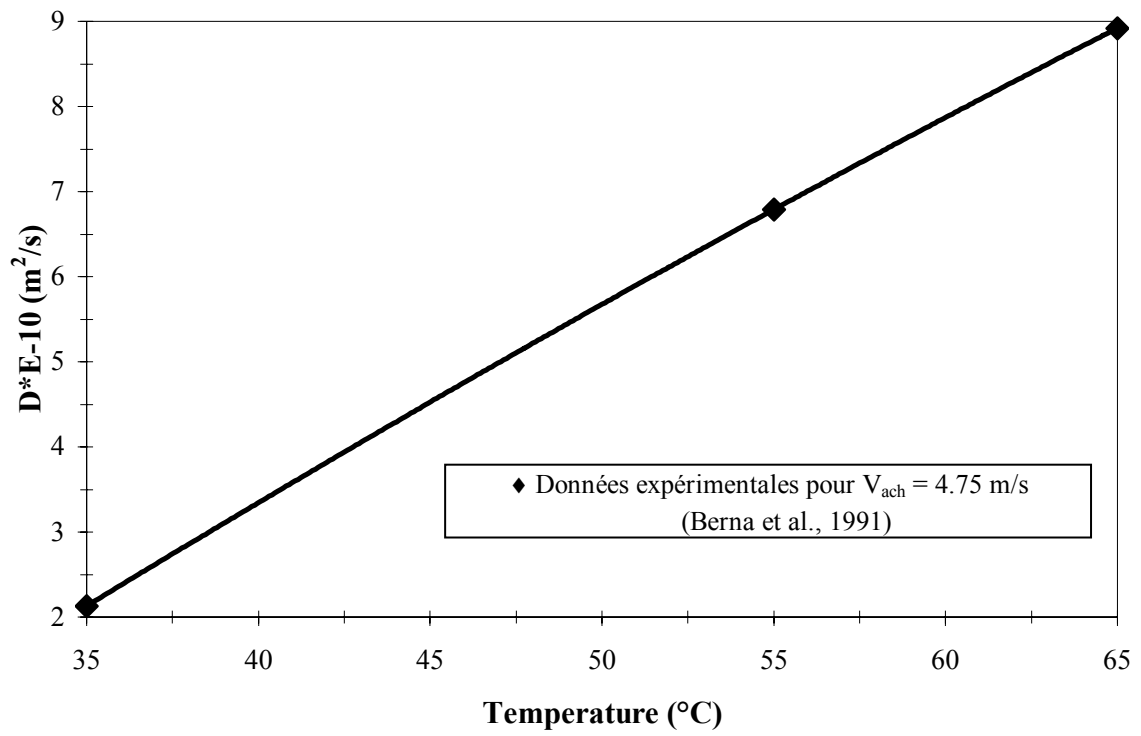


Figure (2.13)- Influence de la température de l'air chauffé sur le coefficient de diffusion

Et suivant la vitesse:

$$D = \left(-0.04304 V_{ach}^2 + 0.39068 V_{ach} + 5.90529\right)10^{-10} \quad \left(\frac{m^2}{s}\right) \quad (2.51)$$

Le coefficient de diffusion est affecté par la température de l'air chauffé. L'augmentation de cette dernière augmente la valeur du coefficient. Aussi, l'augmentation de la vitesse de l'air conduit à augmenter le coefficient de diffusion, quoique pour les grandes vitesses ( $\leq 3$  m/s) l'influence soit moins importante. Les variations du coefficient de diffusion sont représentées dans les figures (2.13) et (2.14).

Là aussi, la discrétisation et la mise en forme matricielle est expliquée dans l'Annexe B. Un autre code de calcul écrit en langage Fortran est développé. Ce code de calcul se trouve dans l'Annexe C.

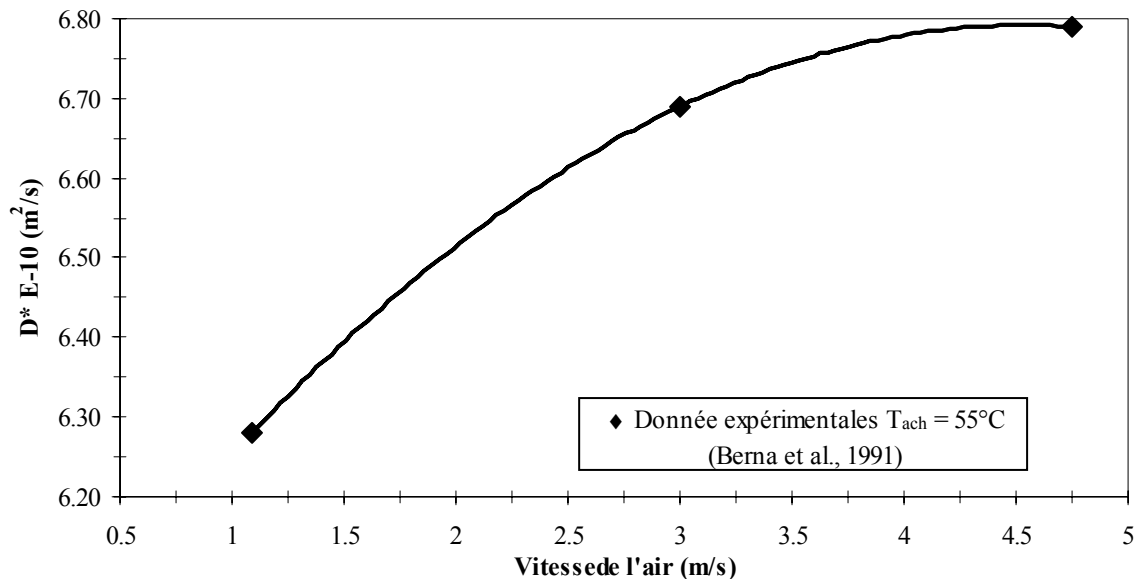


Figure (2.14)- Influence de la vitesse de l'air chauffé sur le coefficient de diffusion

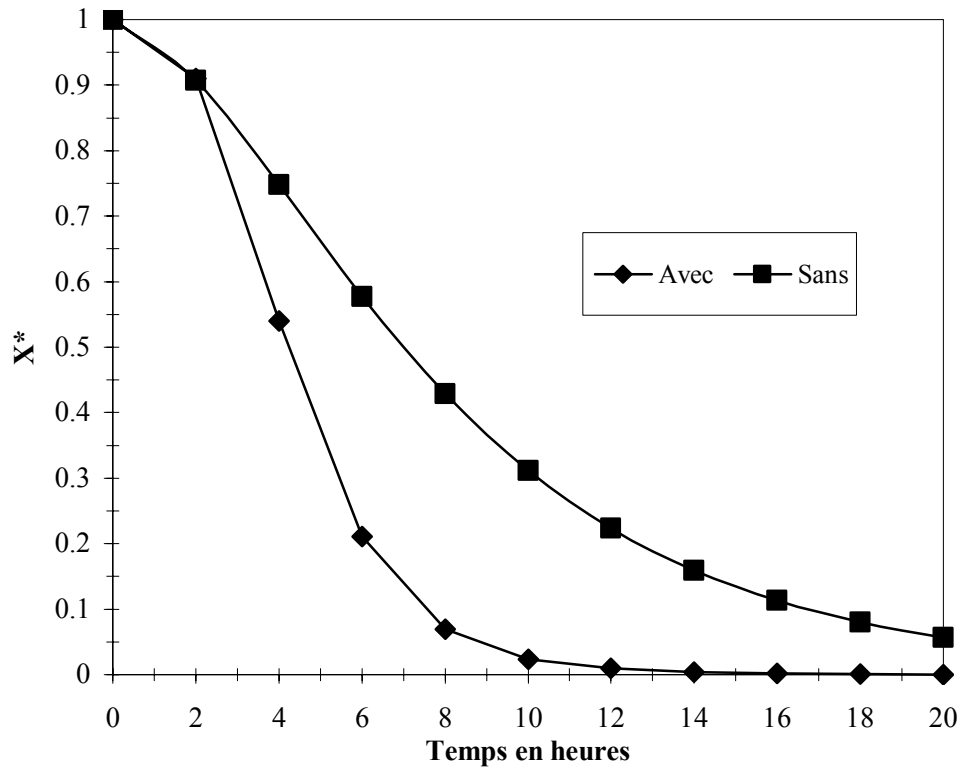


Figure (2.15)- Effet du rétrécissement sur le calcul de la teneur en eau du cœur du produit

### 2.3.3. Résultats de la simulation

#### 2.3.3.1. Effet du rétrécissement sur le séchage

La figure (2.15) présente une comparaison des calculs effectués de la teneur en eau du cœur du produit, avec et sans rétrécissement. Une nette différence est observable. Ce qui indique l'importance de l'effet du rétrécissement durant la simulation du séchage des produits alimentaires, sans quoi de faux résultats peuvent être donnés.

Le diamètre initial est égal à 2cm. Néanmoins, les calculs avec effet de rétrécissement montrent que le diamètre diminue d'approximativement de la moitié comme le montre la figure (2.16). Elle montre qu'après vingt heures de séchage le rayon est de l'ordre de 0.55cm. L'évaporation de l'eau conduit à avoir un produit plus concentré. La figure (2.16) montre aussi que la densité du produit change d'une densité initiale de  $1065 \text{ kg/m}^3$  vers une densité de  $1315 \text{ kg/m}^3$  en fin du processus.

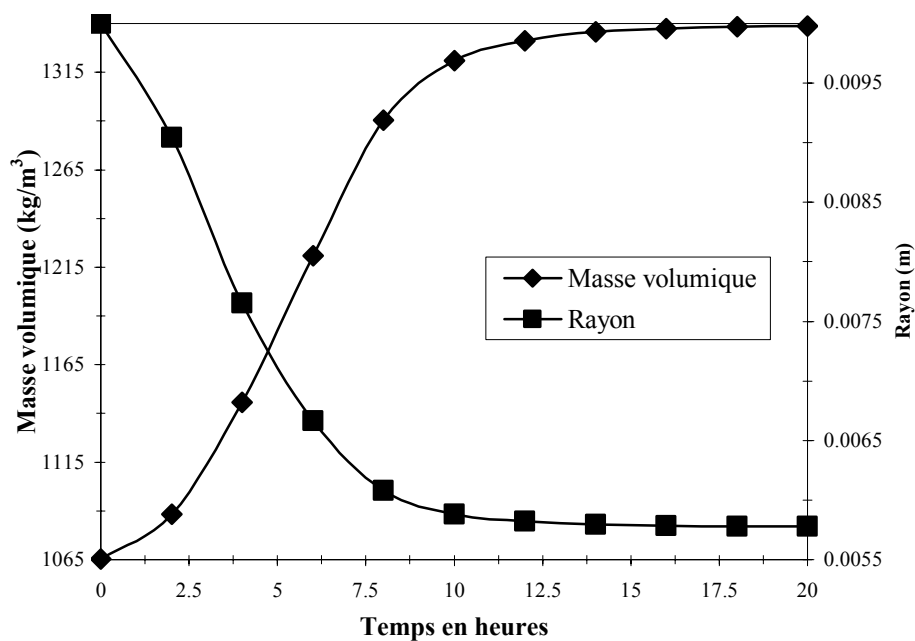


Figure (2.16)- Variation du rayon et de la masse volumique du produit à sécher



La distribution de la teneur en eau au sein du produit est illustrée dans la figure (2.17). L'allure générale des courbes de la figure est la même ; c'est une décroissance de la teneur en eau avec le temps. Comme l'évaporation a lieu à la surface du produit, cette dernière sèche plus rapidement que le cœur du produit, néanmoins 20 heures reste un temps suffisant pour le séchage de toutes les parties. Ça correspond aux résultats obtenus par Azzouz et al. (2002). Dans ce travail expérimental, 20 heures représentent un temps suffisant pour certains types de raisins. Il est à remarquer ici l'absence de la phase constante de séchage et cela correspond aussi aux travaux expérimentaux accomplis par Ratti et Crapiste (1992), Lahsasni et al. (2004), sur des fruits. Il est à déduire également que l'augmentation du temps de diamètre du produit à sécher conduit à l'augmentation du temps de séchage. Ce résultat est en conformité avec les résultats des expériences de Kiranoudis et al. (1992), Ratti et Mujumdar (1997) et Tütüncü et Labuza (1996).

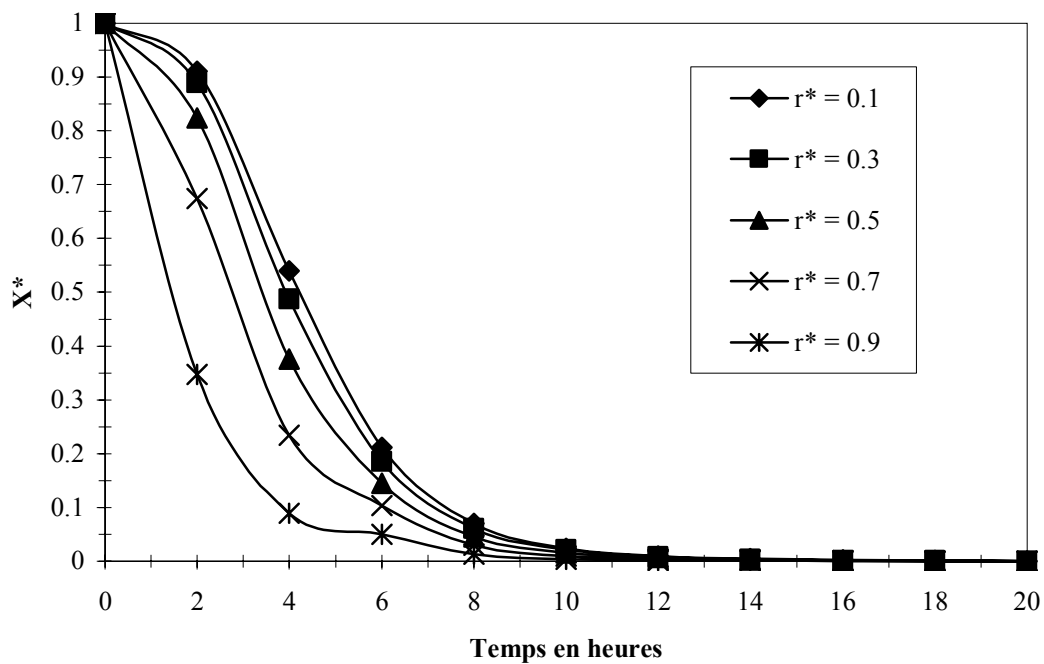


Figure (2.17)- Distribution de la teneur en eau dans le produit à sécher

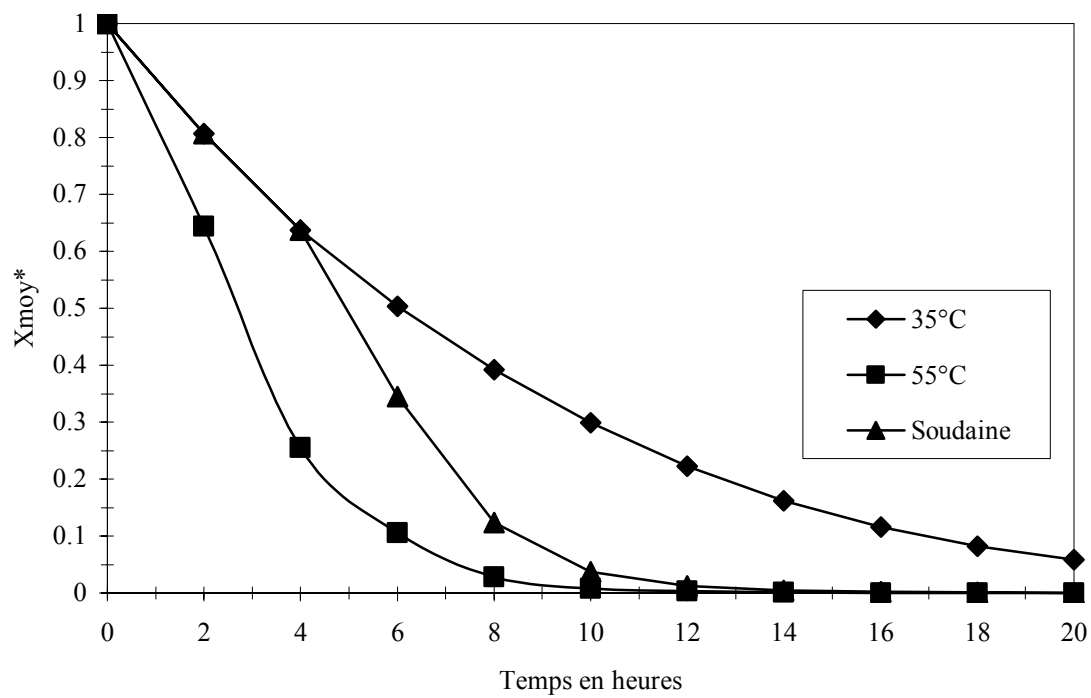


Figure (2.18)- Comportement de la cinétique de séchage lors d'un changement soudain de la température de l'air chauffé

### 2.3.3.2. Effet des conditions d'air sur le séchage

La figure (2.18) montre l'influence de la température de l'air. Pour une température de 35°C, le produit a atteint une teneur en eau de l'ordre de 10% après 20 heures de séchage, mais elle est pratiquement nulle après 12 heures de séchage à une température de 55°C. De ce fait, on peut dire que l'augmentation de cette dernière donne à l'air plus de puissance d'évaporation, qui se répercute sur le temps de séchage du produit en le diminuant.

Un changement soudain de la température de l'air chauffé est ensuite effectué. Elle passe de 35°C au temps  $t=4h$  à 55°C au temps 6h. La cinétique de séchage change de comportement et se dirige vers celle à 55°C. Par contre, le changement de la cinétique de séchage n'est pas instantané. Celle à 55°C n'est atteinte qu'au temps  $t=18h$ . En conséquence, un temps de réponse de l'ordre de 12 heures est enregistré et l'opération présente un temps d'inertie. Fohr et al. (1989) ont observé ce phénomène d'inertie, dans un travail expérimental effectué sur des le séchage de la brique et de billes d'argile.

Procédant maintenant à un changement progressif de la température de l'air chauffé. L'augmentation est de 5 degrés chaque 2 heures. Cela veut dire que l'air chauffé atteint les 55°C au temps  $t=12h$  (figure (2.19)). Bien sûr, la cinétique de séchage va adapter son comportement aux nouvelles conditions de séchage, elle atteint celle à 55°C au temps  $t=19 h$ . Ceci donne un temps de réponse de l'ordre de 7 heures.

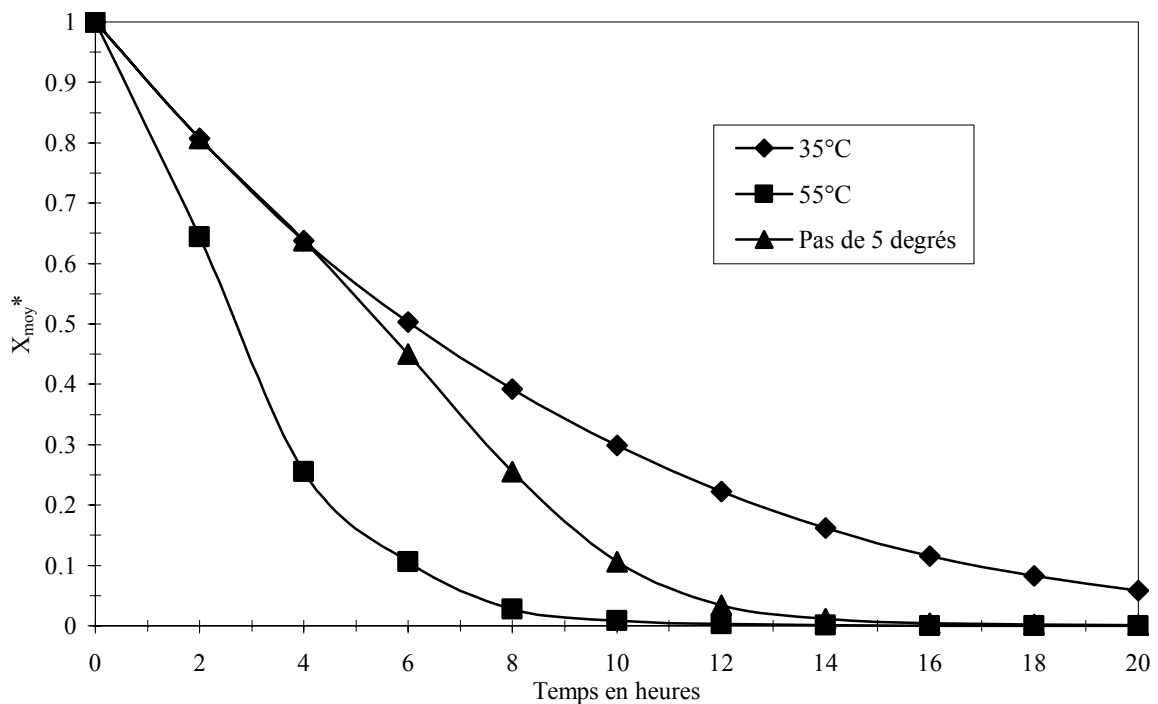


Figure (2.19)- Comportement de la cinétique de séchage lors d'un changement progressif de la température de l'air chauffé

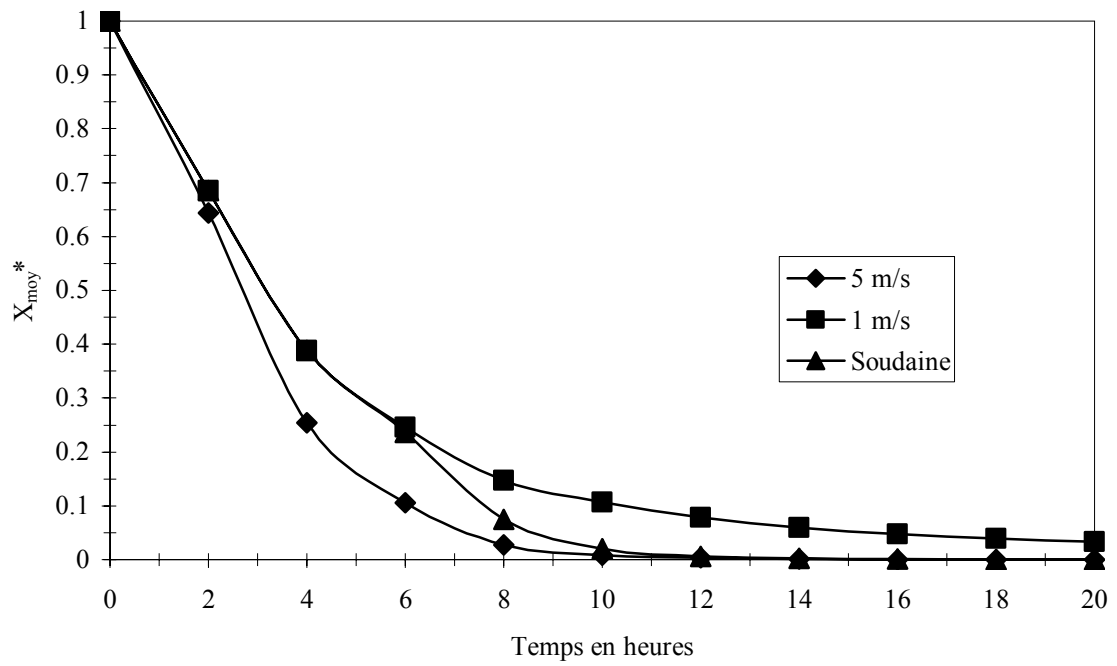


Figure (2.20)- Comportement de la cinétique de séchage lors d'un changement soudain de vitesse de l'air chauffé

Il est déduit que le temps de réponse pour un accroissement progressif est moins important que celui de soudain. Augmenter la température de 5 degrés en deux heures c'est pratiquement un degré toutes les minutes. Cela laissera probablement le temps au produit de s'adapter aux nouvelles conditions de séchage.

Conformément aux travaux expérimentaux de Toğrul et al. (2003), Azzouz et al. (2002) et Sanjuàn et al. (2002), les figures (2.20) et (2.21) montrent que la vitesse de l'air chauffé est un paramètre qui n'est pas aussi influent que la température. La figure (2.20) montre l'effet d'une augmentation soudaine de la vitesse de l'air chauffé ; elle est de 1 m/s au temps  $t = 4h$  et de 5 m/s au temps  $t = 6h$ . Là aussi, la cinétique de séchage va adapté son comportement et va se diriger vers celle à 5 m/s. Cette adaptation ne se fait pas instantanément, comme lors du changement de le température, mais la cinétique à 5 m/s n'est atteinte qu'au temps  $t = 15h$ . Ce qui donne un temps de réponse de 9 heures. Tandis que la figure (2.21) montre les résultats d'une augmentation progressive de la vitesse. Elle est augmentée de 1 m/s chaque 2 heures. De ce fait, la vitesse de 5 m/s est atteinte au temps  $t = 12h$ . Par contre, la cinétique pour cette vitesse est atteinte au temps  $t = 17h$ . Le temps de réponse de la cinétique au changement est au tour de 5 heures.

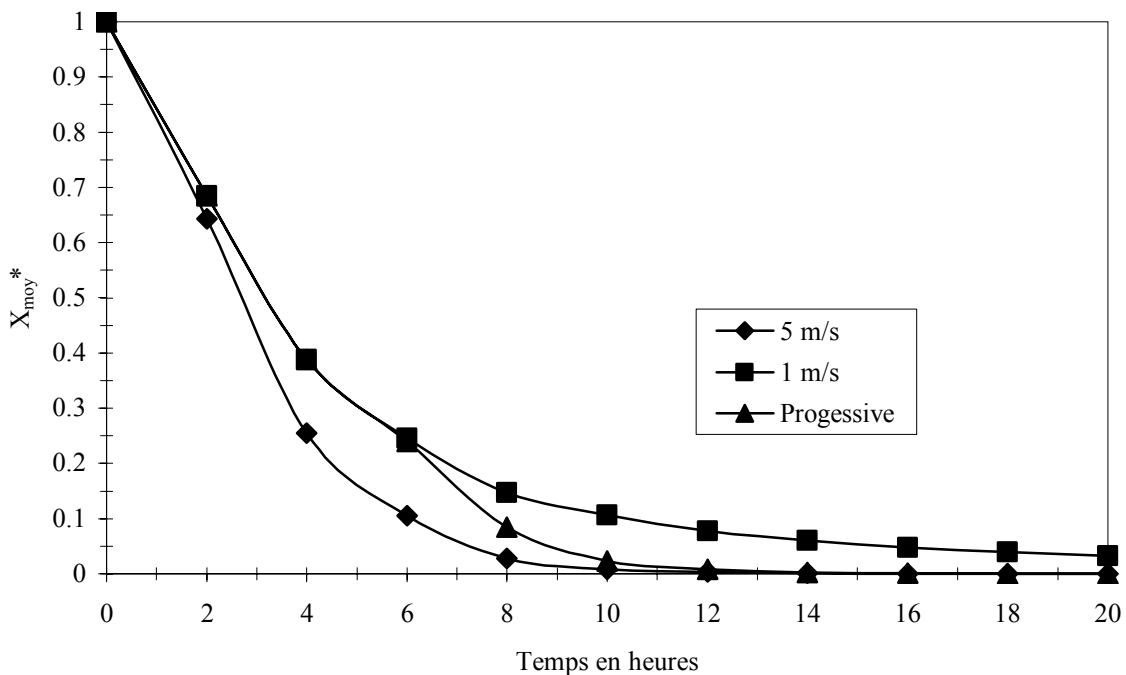


Figure (2.21)- Comportement de la cinétique de séchage lors d'un changement progressif de la vitesse de l'air chauffé

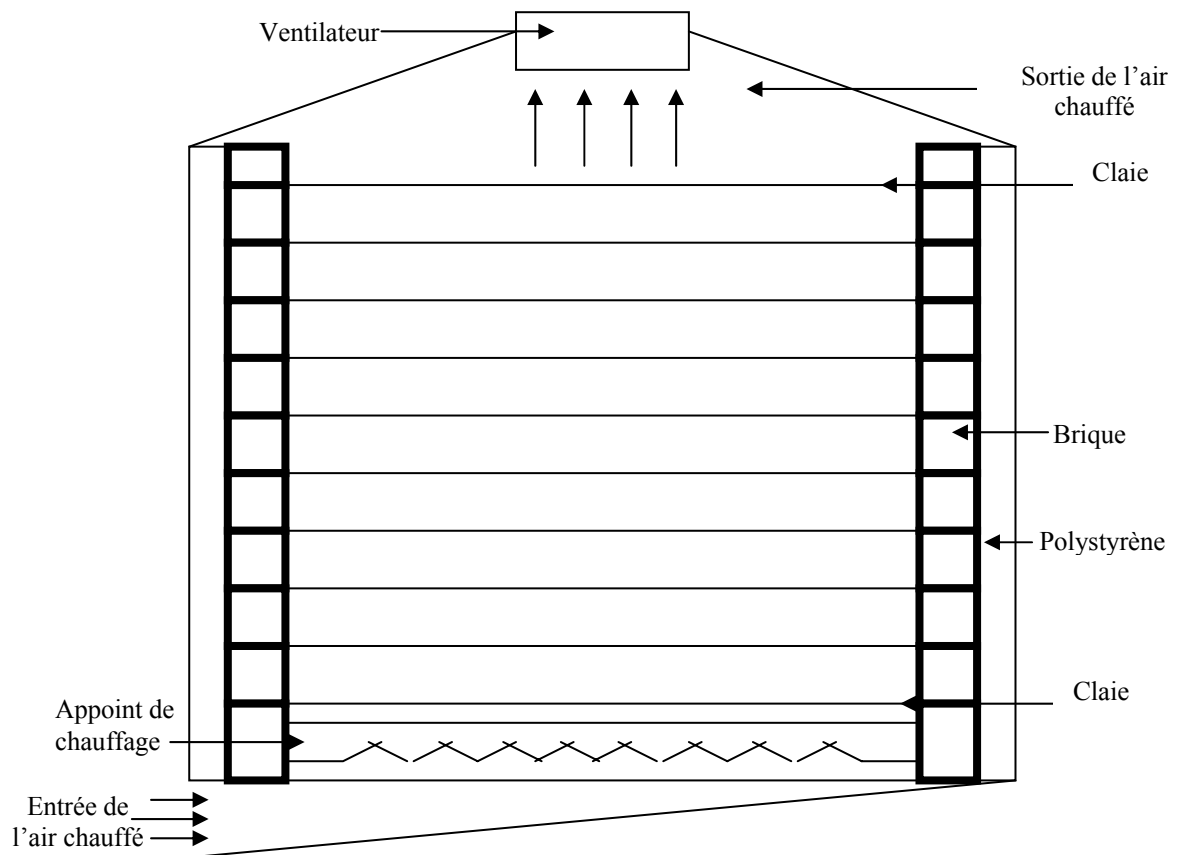


Figure (2.22) – Schéma de la chambre de séchage.  
Coupe de côté.

### 2.3.4. Application au séchage solaire

Le séchoir solaire simulé est celui représenté dans la figure (1.29).

Le séchoir a les dimensions suivantes : une hauteur, largeur et longueur de 1 mètre. Les matériaux simulés constituant ce séchoir sont : la brique pleine en terre cuite d'une épaisseur de 10cm. Pour minimiser les échanges de chaleur avec l'extérieur, un isolant est ajouté à la paroi de brique, il s'agit du polystyrène d'épaisseur de 4cm. Le séchoir contient plusieurs claies. Le design du séchoir offre la possibilité d'ajouter un appoint de chauffage (figure (2.22)).

Un ventilateur est utilisé à la fin de la hauteur du séchoir pour assurer une convection forcée.

Pour chauffer l'air, un capteur plan à air est utilisé. Les matériaux simulés, constituant le capteur, sont (figure 2.23):

Une feuille d'aluminium, peinte en noir, d'une épaisseur de 1mm utilisée comme absorbeur. Cet absorbeur est couvert de haut par du verre pyrex d'épaisseur de 1cm et par le bas par du polystyrène d'épaisseur de 4cm, utilisé comme isolant.

Cette étude est consacrée à l'étude des variations de la température de l'air entre l'entrée et la sortie du capteur solaire.

« La modélisation pas à pas » est la méthode utilisée pour étudier le capteur solaire. Elle consiste à découper le capteur en tranches fictives dans le sens de l'écoulement du fluide caloporteur puis effectuer un bilan énergétique pour chaque tranche.

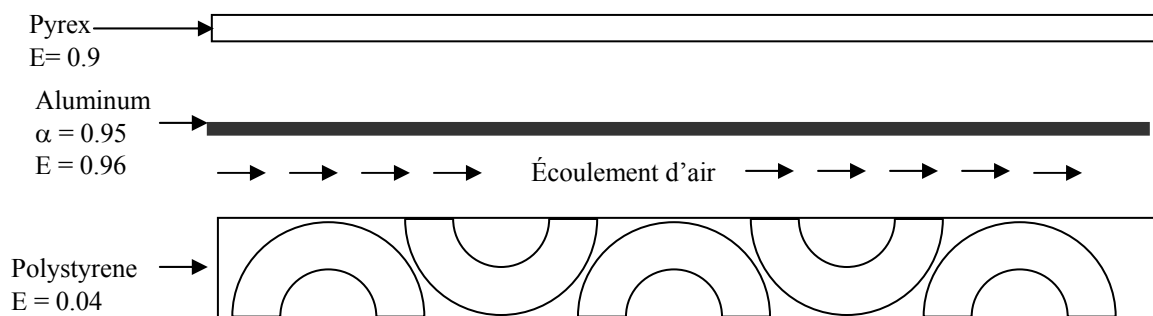


Figure (2.23)- Schéma du capteur solaire (Bennamoun et al., 2003)

### 2.3.4.1. Bilan énergétique du capteur solaire

Les différents modes de transfert de chaleur existent dans l'étude des diverses parties du capteur solaire. Ces parties sont la vitre, l'absorbeur, l'isolant et dans le fluide caloporteur.

Le bilan énergétique permet d'écrire les équations suivantes :

- *Echange paroi extérieure de la vitre et le milieu ambiant*

$$\frac{m_v \cdot Cp_v}{surf} \left( \frac{dT_{ve}}{dt} \right) = P_v + hr_{v,c} \cdot (T_c - T_{ve}) + h_{v,am} \cdot (T_{am} - T_{ve}) + kad_v \cdot (T_{vi} - T_{ve}) \quad (2.53)$$

- *Echange dans la vitre*

$$\frac{m_v \cdot Cp_v}{surf} \left( \frac{dT_{vi}}{dt} \right) = hr_{v,A} \cdot (T_A - T_{vi}) + h_{v,A} \cdot (T_A - T_{vi}) + kad_v \cdot (T_{ve} - T_{vi}) \quad (2.54)$$

- *Echange absorbeur – paroi intérieure de la vitre – paroi intérieure de l'isolant*

$$\frac{m_A \cdot Cp_A}{surf} \left( \frac{dT_A}{dt} \right) = h_{v,A} \cdot (T_{vi} - T_A) + hr_{v,A} \cdot (T_{vi} - T_A) + hr_{A,I} \cdot (T_{li} - T_A) + h_{fld,A} \cdot (T^* - T_A) + P_A \quad (2.55)$$

- *Echange dans l'isolant.*

$$\frac{m_I \cdot Cp_I}{surf} \left( \frac{dT_{li}}{dt} \right) = hr_{AI} \cdot (T_A - T_{li}) + kad_I \cdot (T_{le} - T_{li}) + h_{fld,A} \cdot (T^* - T_{li}) \quad (2.56)$$

- *Echange paroi extérieure de l'isolant – sol.*

$$\frac{m_I \cdot Cp_I}{surf} \left( \frac{dT_{le}}{dt} \right) = kad_I \cdot (T_{li} - T_{le}) + hr_{sl} \cdot (T_{sol} - T_{le}) + h_{v,am} \cdot (T_A - T_{le}) \quad (2.57)$$

- *Echange dans le fluide caloporteur (l'air).*

$$\dot{m}_{am} \cdot Cp_{air} (T - T^*) = surf \cdot h_{fld,A} \cdot (T_A^* - T) + surf \cdot h_{fld,A} \cdot (T_{li}^* - T) \quad (2.58)$$

$P_v$  et  $P_A$  représentent respectivement la puissance absorbée par la vitre et par l'absorbeur. Elles dépendent de la journée durant laquelle le capteur est utilisé, de l'angle d'inclinaison du capteur et du lieu de son emplacement. Dagunet (1985), Sfeir et al. (1981), Seigel (1981) et Brenard et al. (1979) présentent la méthode utilisée pour le calcul de ces puissances et des différents coefficients d'absorption, transmission et de réflexion des composants du capteur solaire, et des coefficient d'échange par rayonnement, convection et conduction...



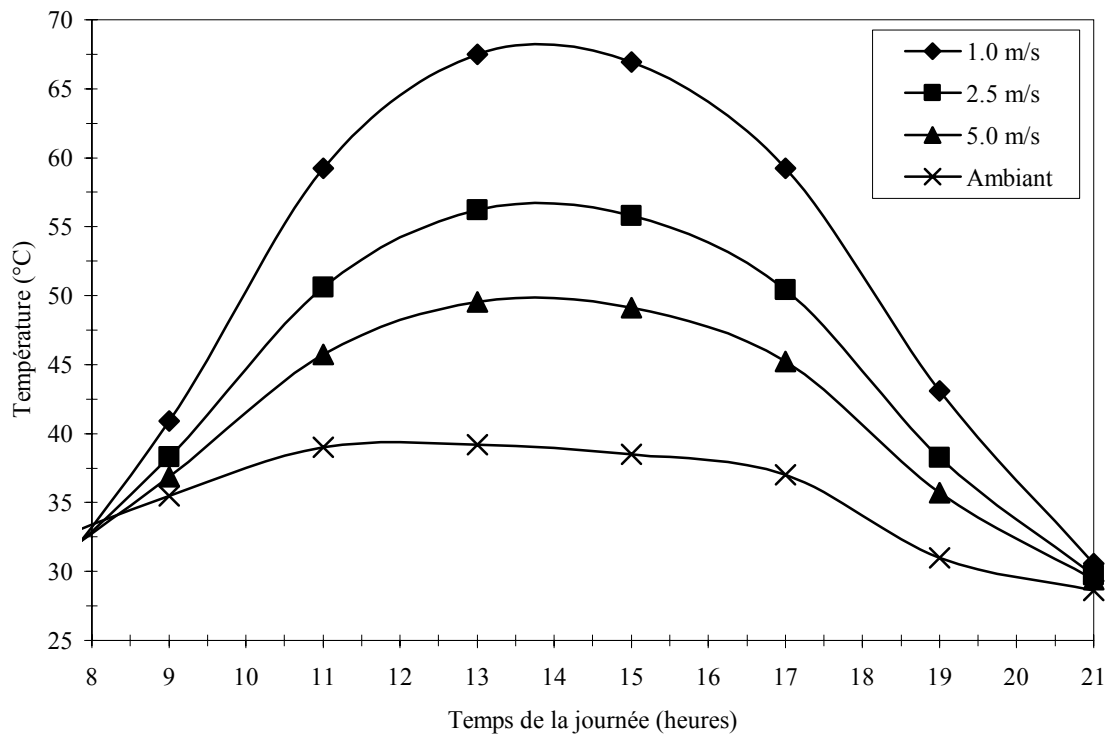


Figure (2.24)- Influence de la vitesse de l'air ambiant (à l'entrée du collecteur) sur la température de sortie du collecteur plan à air

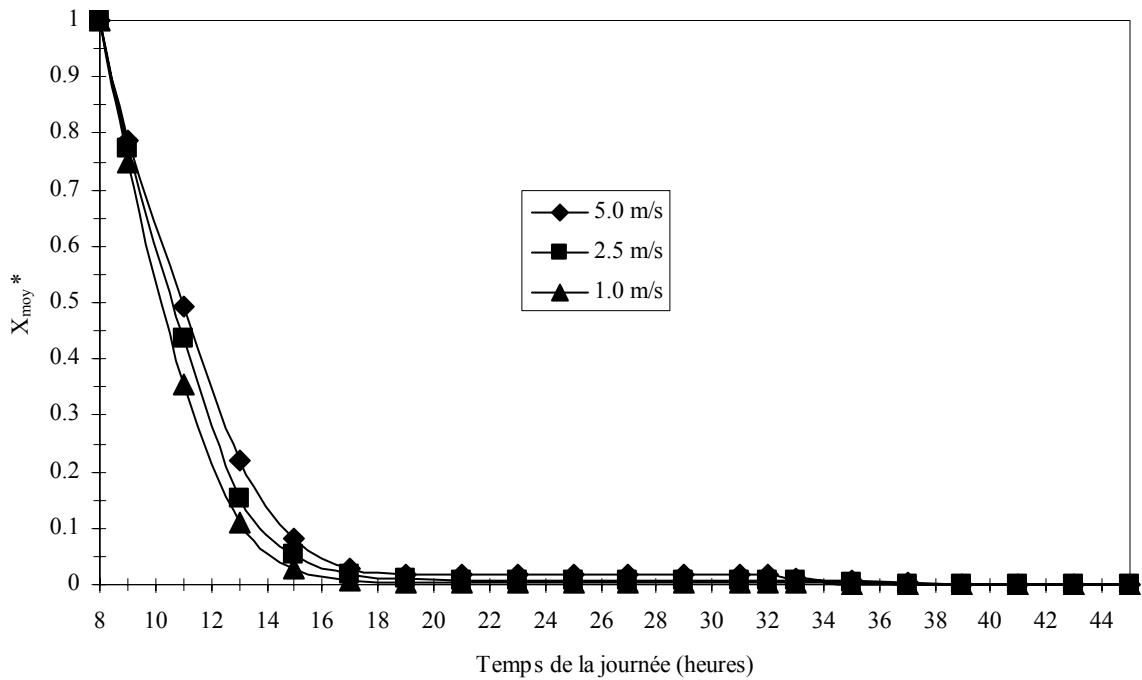


Figure (2.25)- Influence de la vitesse de l'air ambiant sur la cinétique de séchage durant le séchage solaire

### 2.3.4.2. Résultats de l'application au séchage solaire

Des travaux précédents sur le séchage solaire montrent qu'une superficie du collecteur plan à air de  $3\text{m}^2$  (Bennamoun et al., 2003), avec une inclinaison de 10 degrés (confirmé par les résultats obtenus par Percebois, 1975) et dirigé vers le sud (Capderou, 1986) représentent les paramètres optimales pour utiliser le séchage dans la région de Constantine.

Les températures ambiantes réelles, comme l'indique la figure (2.24), sont utilisées pour effectuer ce calcul. Il n'est pas intéressant de démarrer notre étude avant 8 heures du matin, puisque avant cette heure, l'énergie acquise sert au réchauffement du collecteur (Bennamoun et al., 2003). Sinon, l'énergie reçue sert à l'augmentation de la température de l'air ambiant. Les courbes de la figure (2.24) ont la forme de l'énergie reçue après le collecteur. Cette dernière atteint un maximum à midi. Toutefois, le maximum de la température est atteint après cela. Il est conclu qu'un temps d'inertie est enregistré. Résultat de cela, après le coucher du soleil et l'annulation de l'énergie reçue (après 19 heures), la température de l'air chauffé est supérieure à celle de l'ambiante. La figure (2.24) montre aussi que la vitesse de l'air ambiant (à l'entrée du collecteur) est un élément dissipatif, son augmentation conduit à la diminution de la température de sortie du collecteur (l'air chauffé). C'est en accord avec plusieurs travaux expérimentaux effectués par Md Azrahul et al. (2006), Abene et al. (2005), Youcef-Ali (2005), Youcef-Ali et al. (2005), Abene et al. (2004), Ahmed Zaid (1998) et Ahmed Zaid et al. (1997). Ils montrent que l'ajout d'obstacle comme des chicane ou des ailettes augmente le temps de séjour de l'air dans le collecteur, ce qui fait augmenter l'efficacité du collecteur. Ce résultat se répercute évidemment sur le cinétique de séchage. Ainsi, comme le montre la figure (2.25), l'augmentation de la vitesse de l'air ambiant à l'entrée du collecteur conduit à l'augmentation de la teneur en eau du produit. Une élimination presque totale de l'eau du produit nécessite deux jours de séchage. Un temps mort est observé de 21 heures jusqu'à 8 heures du jour suivant ( $t=32$ heures). L'ajout d'un appoint de chauffage qui fonctionne lorsque la température de l'air chauffé est inférieure à  $50^\circ\text{C}$ , peut éliminer cette zone et permet que le produit soit sécher dans des conditions défavorables. Les résultats de l'ajout de l'appoint sont illustrés dans la figure (2.26). L'appoint minimisera aussi l'influence de la vitesse de l'air ambiant.

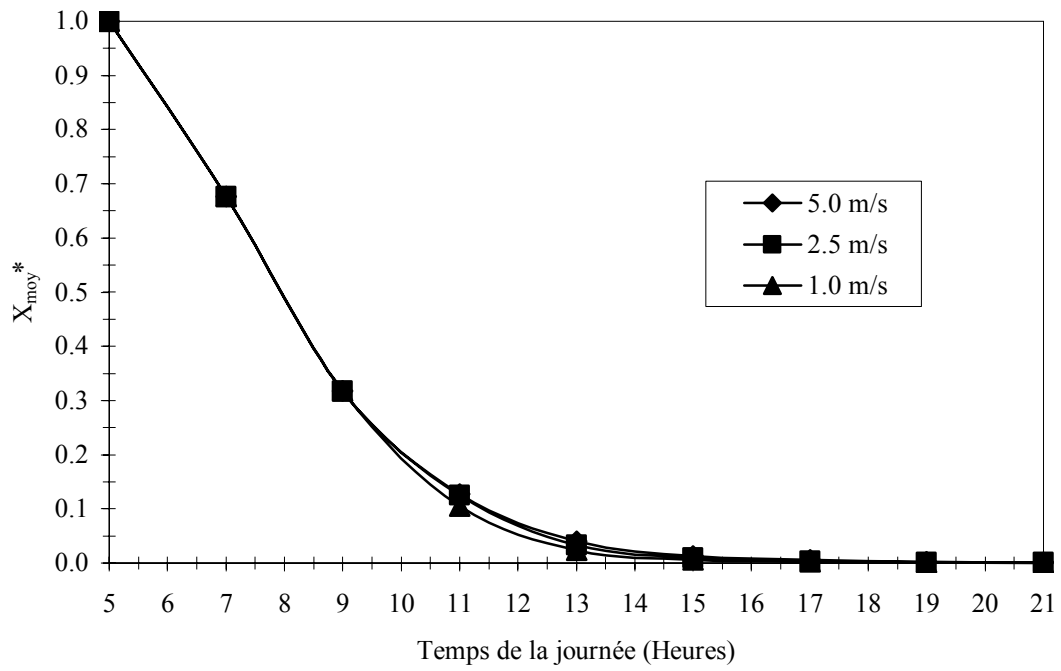


Figure (2.26)- Influence de l'ajout d'un appoint sur la cinétique de séchage

## 2.4. Conclusion

Le comportement des cinétiques de séchage lors d'un changement de la température ou de la vitesse de l'air asséchant est étudié.

L'étude est appliquée à deux produits totalement différents l'un de l'autre, dans leur comportement durant le séchage ; la brique poreuse et le raisin.

Le modèle de diffusion est utilisé pour représenter les variations des cinétiques de séchage avec un coefficient de diffusion dépendant de la température pour la brique et de la température et de la vitesse de l'air asséchant pour le raisin.

Deux cas sont simulés dans l'étude de la brique poreuse.

Pour le premier cas, un flux constant est considéré, et pour le deuxième un flux convectif est supposé.

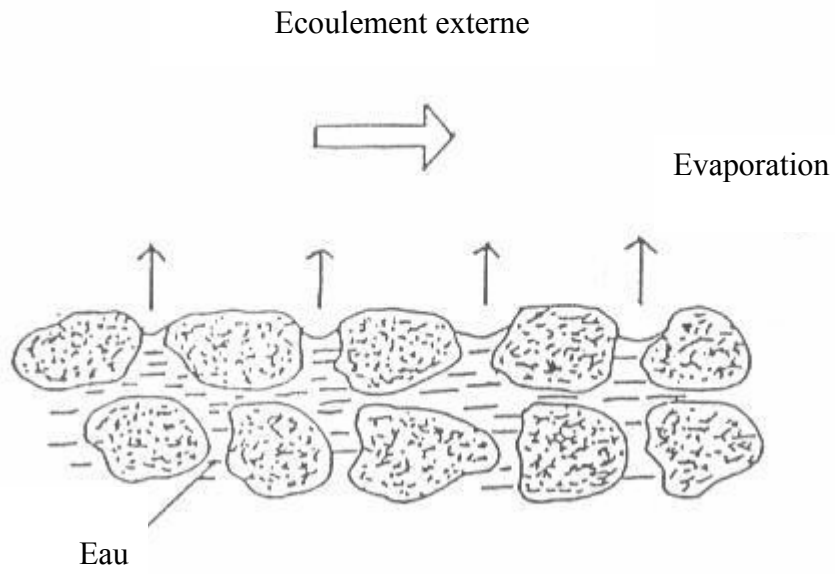
Les résultats montrent, dans les deux cas, qu'après une variation de la température ou de la vitesse de l'air asséchant, la cinétique de séchage adapte son comportement aux nouvelles conditions de séchage. Cependant, cette adaptation n'est pas instantanée, un temps de réponse est ainsi enregistré. Ce dernier est plus important pour un changement brutal que pour un changement progressif. Le produit trouve plus de difficultés à s'adapter lorsqu'un flux convectif est appliqué que pour un flux constant. Les conditions extérieures influent considérablement le séchage. Un accord appréciable est observable entre les résultats obtenus de la simulation et d'autres obtenus expérimentalement.

Uniquement un flux convectif est simulé pour le séchage du raisin. Les mêmes observations sont notées. De la sorte, un temps de réponse pour les cinétiques de séchage est enregistré, lors d'un changement de la température ou de la vitesse de l'air asséchant. Ce temps est plus important lorsque le changement est brutal.

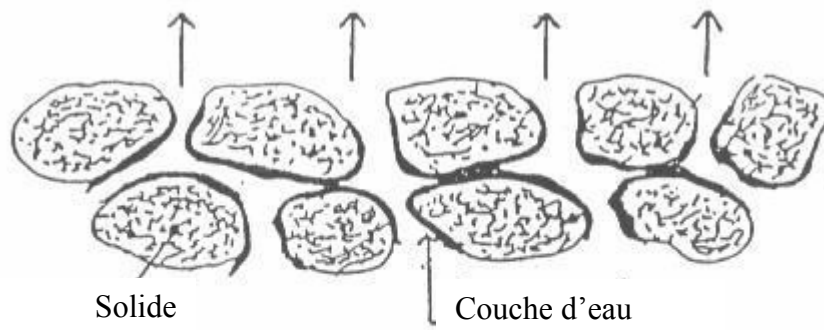
Le séchage solaire du raisin est enfin simulé. Il représente un changement naturel dans les conditions de séchage. La vitesse de l'air ambiant influe beaucoup sur le séchage. Son augmentation conduit à la diminution de la température de sortie du collecteur. Ceci est répercuté sur le cinétique de séchage du produit à sécher, et conduit à l'augmentation de la teneur en eau du produit à sécher (ou du temps de séchage). Cependant, deux jours restent nécessaires pour l'élimination de l'eau du produit, avec un temps mort enregistré durant les périodes à faibles insolation. L'ajout d'un appoint de chauffage permet de diminuer d'une part l'effet de la vitesse de l'air ambiant et d'autre part le temps de séchage.

## **CHAPITRE 3**

# **ETUDE DU SECHAGE DE COUCHES EPAISSES DANS UN SECHOIR À LOTS À CONVECTION FORCEEE : UTILISATION DES EQUATIONS DE TRANSFERTS DANS UN MILIEU POREUX**



(A) – Milieu poreux à son état initial



(B) – Etat du milieu poreux après séchage

Figure (3.1)- Milieu poreux à son état initial (A) et après séchage (B)  
(Masmoudi et al., 1991)

### 3.1. Introduction

Le milieu poreux est un ensemble poly-phasique constitué d'une matrice solide supposée indéformable, délimitant et englobant des vides appelés pores. Ces derniers renferment un ou plusieurs fluides pouvant s'écouler et éventuellement échanger entre eux et avec le solide de la matière et de l'énergie.

Van Brakel (1980) divise les milieux poreux en deux types selon leur comportement durant le séchage :

Milieux capillaires – poreux : où les pores sont bien reconnaissables. Elles renferment de l'eau à leur état initial (figure (3.1.a)). Cette eau est évaporée durant le processus de séchage, elle est remplacée par l'air comme le montre la figure (3.1.b). L'une de leurs caractéristiques, c'est qu'il ne présentent pas de phénomène de rétrécissement durant le séchage. Parmi ces types, il y a le sable, les polymères et quelques types de céramiques.

Le deuxième type des milieux poreux, ce sont les milieux hygroscopiques – poreux : ceux-ci présentent aussi des pores bien reconnaissables. Cependant, le phénomène du rétrécissement apparaît durant son séchage. Il y a parmi ces milieux le bois, les textiles et l'argile.

Duval et al. (2004), Altevogt et al. (2003), Prat (2002), Quintard et al. (2000), Le Bray et al. (1999), Figus et al. (1999), Quintard et al. (1997), Prat (1995), Plumb et al. (1992) et Whitaker (1980) proposent d'étudier les milieux poreux à l'échelle des pores (microscopique). Tandis que, D'autres recherches sont établies à l'échelle macroscopique et les milieux poreux sont considérés comme un empilement de sphères (Jamaialahmadi et al., 2005 et Alvarez et al., 2003) ou de cylindres (Takhar et al, 2002, Yang et al., 1999, Thevenin, 1995 et Thevenin et al., 1995). La majorité des travaux sur les milieux poreux citent le travail de Neild & Bejan (1999, 1992) comme une référence indispensable pour l'étude des milieux poreux.

Dans ce travail, l'étude est développée à l'échelle macroscopique avec un empilement de sphères. Un produit (le raisin étudié dans le chapitre précédent) en vrac, entassé dans un séchoir convectif à lots, semblable à celui présenté dans la figure (2.23). Ainsi, le séchoir se comporte comme un milieu poreux. Et ce sont les équations de transferts de chaleur et de masse, dans un milieu poreux, qui sont utilisées.

### 3.2. Etude des transferts dans un milieu poreux

L'étude des transferts dans les milieux poreux est un sujet d'intense recherche durant ces quatre dernières décades. Les applications concernent plusieurs domaines de l'industrie comme les réacteurs, les échangeurs, l'isolation thermique la biomécanique, l'énergie thermique. Masmoudi et al. (1991), Amir et al. (1987) et Amir (1985) appliquent leurs études des transferts au séchage.

Comme le montre la figure (2.23), l'air est soufflé dans un amas de produit (grains de raisin) mis en couches épaisses, et reposant sur les claies du séchoir de façon à remplir au maximum ce dernier. De cette manière, le transfert de chaleur et de masse dans le séchoir peut être décrit par les équations de transferts dans un milieu poreux traversé par un courant d'air chauffé.

Cependant avant d'énoncer ces équations, des hypothèses simplificatrices peuvent être faite, on négligera ainsi :

- Le tassement des couches du produit.
- Le gradient de température et de concentration entre la surface et le centre du grain.

Le problème étudié est bidimensionnel et instationnaire. La température et le débit d'air d'entrée au séchoir sont considérés constants et connus. Enfin, les parois du séchoir sont adiabatiques et imperméables.

#### 3.2.1. Formulation mathématique

Les équations utilisées pour l'étude d'un milieu poreux sont :

- L'équation de continuité :

$$\vec{\nabla} \cdot \vec{V} = 0 \quad (3.1)$$

- L'équation de quantité de mouvement :

Plusieurs travaux comme ceux de Alazmi et al. (2002) utilisent l'équation de Darcy - Brinkman- Forchheimer. D'autres comme Rees (2002), Raja Sekhar et al. (2001), Goyeau et al. (1996), Thevenin (1995) et Thevenin et al. (1995) utilisent l'équation de Darcy-Brinkman. Cependant, pour un problème similaire cette étude, l'équation de Darcy s'avère utilisable (Ben Nasrallah et al., 1997). Elle s'écrit de la façon suivante :



$$\vec{V} = \frac{K}{\mu} \left( -\vec{\nabla} p + \rho \vec{g} \right) \quad (3.2)$$

(Kimura et al., 1997 & Ben Nasrallah et al., 1997)

L'utilisation de la convection forcée permet de négliger l'effet de la gravité et l'équation se

$$\text{réduit à : } \vec{V} = \frac{K}{\mu} (-\nabla p) \quad (3.3)$$

- L'équation de transfert de masse se divise en deux parties :

La phase gazeuse :

$$\varepsilon \rho_f \frac{\partial w}{\partial t} + \rho_f \vec{V}_f \vec{\nabla} w - \rho_f D \nabla^2 w = \sigma_f \quad (3.4)$$

La phase solide :

$$(1 - \varepsilon) \rho_s \frac{\partial C}{\partial t} + (1 - \varepsilon) \rho_s \vec{V}_s \vec{\nabla} C = \sigma_s \quad (3.5)$$

$$\text{Tel que : } \sigma_f = \sigma_s \quad (3.6)$$

(Daguenet, 1985)

Ainsi, les deux équations se réduisent à une seule, elle s'écrit :

$$\varepsilon \frac{\partial w}{\partial t} + \vec{V}_f \vec{\nabla} w - D \nabla^2 w = -(1 - \varepsilon) \frac{\rho_s}{\rho_f} \vec{V}_s \vec{\nabla} C - (1 - \varepsilon) \frac{\rho_s}{\rho_f} \frac{\partial C}{\partial t} \quad (3.7)$$

Pour notre cas la vitesse du solide «  $V_s$  » est nulle. L'équation du transfert de masse est :

$$\varepsilon \frac{\partial w}{\partial t} + \vec{V}_f \vec{\nabla} w = D \nabla^2 w - (1 - \varepsilon) \frac{\rho_s}{\rho_f} \frac{\partial C}{\partial t} \quad (3.8)$$

La même équation a été obtenue par Arnaud et al. (1988) en négligeant le terme de la diffusion.

- L'équation de l'énergie, se divise elle aussi en deux parties :

La phase gazeuse :

$$\left[ (\rho C_p)_{app} \right]_f \left( \varepsilon \frac{\partial T_f}{\partial t} + \vec{V}_f \vec{\nabla} T_f \right) - k \nabla^2 T_f = -h A (T_f - T_s) \quad (3.9)$$

La phase solide :

$$\left[ (\rho C_p)_{app} \right]_s \left( \frac{\partial T_s}{\partial t} + \vec{V}_s \vec{\nabla} T_s \right) = -h A (T_s - T_f) + Lv \rho_s (1 - \varepsilon) \frac{\partial C}{\partial t} \quad (3.10)$$

(«  $V_s$  » est une vitesse nulle)

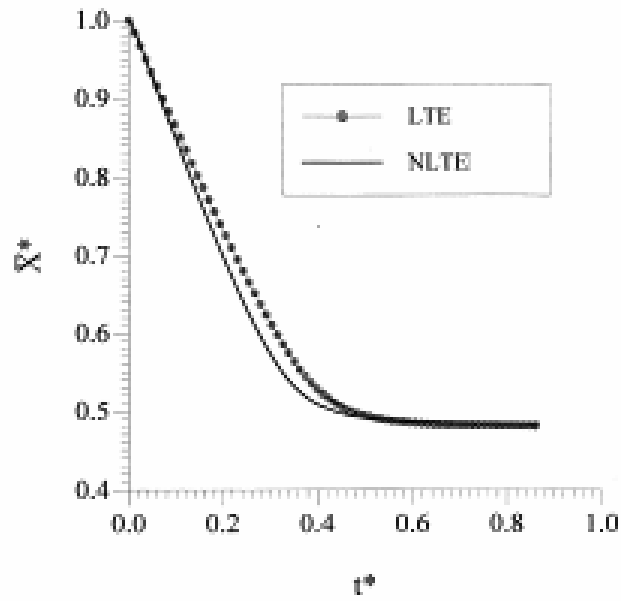


Figure (3.2)- Comparaison des calculs obtenus en tenant compte de l'hypothèse de l'équilibre thermique local (LTE) et en considérant une différence de température (NLTE) (Mhimid et al. 2000)

Md Azharul et al. (2005), Youcef-Ali et al. (2001b, 2001c), Ratti et al. (1997), Ben Nasrallah et al. (1997) et Arnaud et al. (1988) utilisent les mêmes équations avec ou sans le terme de conduction.

Dans le cas bidimensionnel, l'équation de continuité, de quantité de mouvement, de transfert de chaleur et de masse s'écrivent :

$$\frac{\partial U}{\partial x} + \frac{\partial V}{\partial y} = 0 \quad (3.11.a)$$

$$U = -\frac{K}{\mu} \frac{\partial p}{\partial x} \quad (3.11.b)$$

$$V = -\frac{K}{\mu} \frac{\partial p}{\partial y} \quad (3.11.c)$$

$$\varepsilon \frac{\partial w}{\partial t} + \left[ U \frac{\partial w}{\partial x} + V \frac{\partial w}{\partial y} \right] = D \left( \frac{\partial^2 w}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} \right) - (1 - \varepsilon) \frac{\rho_s}{\rho_f} \frac{\partial C}{\partial t} \quad (3.11.d)$$

$$\left[ (\rho C_p)_{app} \right]_f \left( \varepsilon \frac{\partial T_f}{\partial t} + U \frac{\partial T_f}{\partial x} + V \frac{\partial T_f}{\partial y} \right) = k \left( \frac{\partial^2 T_f}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T_f}{\partial y^2} \right) - h A (T_f - T_s) \quad (3.11.e)$$

$$\left[ (\rho C_p)_{app} \right]_s \left( \frac{\partial T_s}{\partial t} \right) = h A (T_s - T_f) + Lv(1 - \varepsilon) \rho_s \frac{\partial C}{\partial t} \quad (3.11.f)$$

Un système de six équations différentielles est obtenu.

L'utilisation de l'hypothèse de l'équilibre thermique local (L.T.E.) (Lauriat et al., 2000) peut réduire davantage le système d'équations. Cette hypothèse consiste à considérer la différence de température entre le fluide et le solide négligeable ( $T_s = T_f$ ). Cette hypothèse est utilisée par Haddad et al. (2004), Mhimid et al. (2000), Thevenin (1995) et Thevenin et al. (1995) et Quintard et al. (1995). Ben Nasrallah et al. (1997) présentent dans leur étude la validité de cette hypothèse pour un problème (Silo cylindrique plein de grains) similaire à celui étudié dans ce travail. La figure (3.2) montre que, pratiquement, les mêmes résultats sont obtenus avec la L.T.E. (une seule équation d'énergie) et l'hypothèse du non équilibre thermique local (N.L.T.E.) exprimée par les deux équations (3.9) et (3.10).

La L.T.E. permet d'écrire l'équation de l'énergie sous la forme suivante :

$$(\rho C_p)_{eff} \frac{\partial T}{\partial t} + (\rho C_p)_f \left[ U \frac{\partial T}{\partial x} + V \frac{\partial T}{\partial y} \right] = k_{eff} \left( \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} \right) + Lv \rho_s \frac{\partial C}{\partial t} \quad (3.12)$$

Ainsi, le système d'équations ne comportera que cinq équations différentielles :

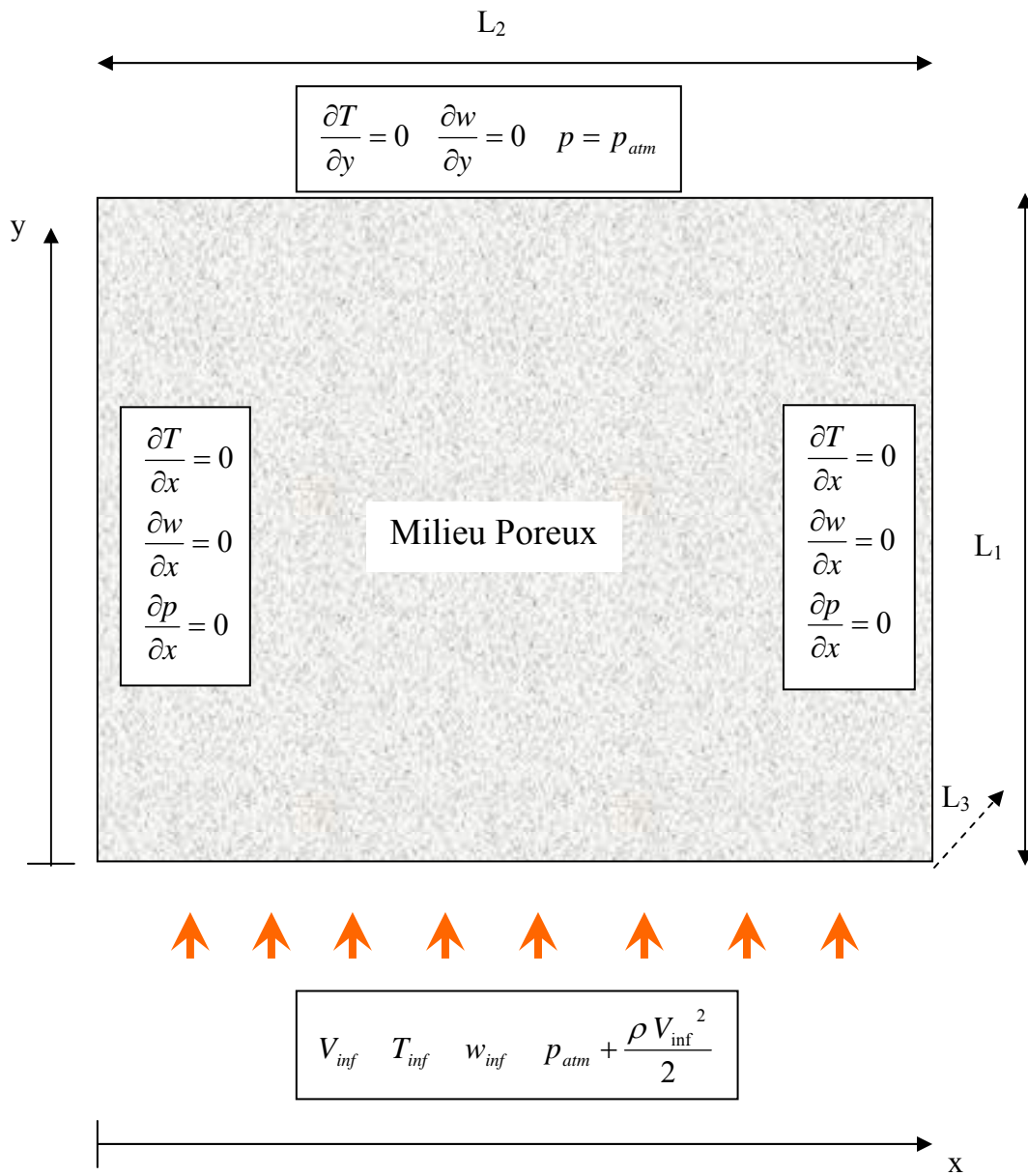


Figure (3.3) – Conditions aux limites

$$\frac{\partial U}{\partial x} + \frac{\partial V}{\partial y} = 0 \quad (3.13.a)$$

$$U = -\frac{K}{\mu} \frac{\partial p}{\partial x} \quad (3.13.b)$$

$$V = -\frac{K}{\mu} \frac{\partial p}{\partial y} \quad (3.13.c)$$

$$\varepsilon \frac{\partial w}{\partial t} + \left[ U \frac{\partial w}{\partial x} + V \frac{\partial w}{\partial y} \right] = D \left( \frac{\partial^2 w}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} \right) - (1 - \varepsilon) \frac{\rho_s}{\rho_f} \frac{\partial C}{\partial t} \quad (3.13.d)$$

$$(\rho C p)_{eff} \frac{\partial T}{\partial t} + (\rho C p)_f \left[ U \frac{\partial T}{\partial x} + V \frac{\partial T}{\partial y} \right] = k_{eff} \left( \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} \right) + L v (1 - \varepsilon) \rho_s \frac{\partial C}{\partial t} \quad (3.13.e)$$

Le dernier terme des équations (3.13.d) et (3.13.e) représente la cinétique de séchage et c'est la même que celle utilisée dans le chapitre 2.

Avec :

$$k_{eff} = \varepsilon k_f + (1 - \varepsilon) k_s \quad (3.14)$$

(Nield et al., 2002, Thevenin et al., 1995)

$$(\rho C p)_{eff} = \varepsilon (\rho C p)_f + (1 - \varepsilon) (\rho C p)_s \quad (3.15)$$

(Hsu, 2000, Kimura et al., 1997, Thevenin, 1995, Thevenin et al., 1995)

### 3.2.2. Conditions aux limites et discrétisation

Les conditions aux limites et initiales du problème étudié, comme le montre la figure (3.3), sont les suivantes :

Pour  $t = 0$ :

$$T = T_0 \quad (3.16.a)$$

$$w = w_0 \quad (3.16.b)$$

Pour  $y = 0$  :

$$T = T_{inf} \quad (3.17.a)$$

$$w = w_{inf} \quad (3.17.b)$$

$$p = p_{atm} + \frac{\rho V_{inf}^2}{2} \quad (3.17.c)$$

Pour  $y = L$  :

$$\frac{\partial T}{\partial y} = 0 \quad (3.18.a)$$

$$\frac{\partial w}{\partial y} = 0 \quad (3.18.b)$$

$$p = p_{atm} \quad (3.18.c)$$

Pour  $x = 0$  :

$$\frac{\partial T}{\partial x} = 0 \quad (\text{Parois adiabatiques}) \quad (3.19.a)$$

$$\frac{\partial w}{\partial x} = 0 \quad (\text{Condition de non condensation}) \quad (3.19.b)$$

$$\frac{\partial p}{\partial x} = 0 \quad (\text{Condition d'imperméabilité}) \quad (3.19.c)$$

Pour  $x = l$  :

$$\frac{\partial T}{\partial x} = 0 \quad (\text{Parois adiabatiques}) \quad (3.20.a)$$

$$\frac{\partial w}{\partial x} = 0 \quad (\text{Condition de non condensation}) \quad (3.20.b)$$

$$\frac{\partial p}{\partial x} = 0 \quad (\text{Condition d'imperméabilité}) \quad (3.20.c)$$

Les équations et les conditions sont ensuite écrites sous la forme adimensionnelle ;

$$w^* = \frac{w}{w_{inf}} \quad (3.21.a)$$

$$T^* = \frac{T}{T_{inf}} \quad (3.21.b)$$

$$U^* = \frac{U}{V_{inf}} \quad (3.21.c)$$

$$V^* = \frac{V}{V_{inf}} \quad (3.21.d)$$

$$x^* = \frac{x}{L} \quad (3.21.e)$$

$$y^* = \frac{y}{L} \quad (3.21.f)$$

$$t^* = \frac{V_{inf}}{L} t \quad (3.21.g)$$

$$p^* = \frac{p - P_{atm}}{\frac{\rho V_{inf}^2}{2}} \quad (3.21.h)$$

Tel que :

$$L_1 = L_2 = L_3 = L \quad (3.22)$$

Ainsi, le système d'équations redevient sous la forme suivante :

$$\frac{\partial U^*}{\partial x^*} + \frac{\partial V^*}{\partial y^*} = 0 \quad (3.23.a)$$

$$U^* = -\frac{Da Re}{2} \frac{\partial p^*}{\partial x^*} \quad (3.23.b)$$

$$V^* = -\frac{Da Re}{2} \frac{\partial p^*}{\partial y^*} \quad (3.23.c)$$

$$\varepsilon \frac{\partial w^*}{\partial t^*} + \left[ U^* \frac{\partial w^*}{\partial x^*} + V^* \frac{\partial w^*}{\partial y^*} \right] = \frac{1}{Re Sc} \left( \frac{\partial^2 w^*}{\partial x^{*2}} + \frac{\partial^2 w^*}{\partial y^{*2}} \right) - (1 - \varepsilon) \frac{\rho_s}{\rho_f} \frac{C_0 - C_{eq}}{w_{inf}} \frac{\partial C^*}{\partial t^*} \quad (3.23.d)$$

$$\frac{\partial T^*}{\partial t^*} + rat \left[ U^* \frac{\partial T^*}{\partial x^*} + V^* \frac{\partial T^*}{\partial y^*} \right] = \frac{1}{(Pe)_{eff}} \left( \frac{\partial^2 T^*}{\partial x^{*2}} + \frac{\partial^2 T^*}{\partial y^{*2}} \right) + Lv(1 - \varepsilon) \frac{\rho_s}{T_{inf} (\rho Cp)_{eff}} \frac{\partial C^*}{\partial t^*} \quad (3.23.e)$$

Avec :

$$(Pe)_{eff} = Re Pr \quad (3.24)$$

$$Et : Da = \frac{K}{L^2} \quad (3.25)$$

(Da est le nombre de Darcy)

Aussi :

$$rat = \frac{(\rho Cp)_{air}}{(\rho Cp)_{eff}} \quad (3.26)$$

Les conditions initiales et aux limites s'écrivent :

Pour  $t^* = 0$ :

$$T^* = T_0/T_{\text{inf}} \quad (3.27.a)$$

$$w^* = w_0/w_{\text{inf}} \quad (3.27.b)$$

Pour  $y^* = 0$  :

$$T^* = 1 \quad (3.28.c)$$

$$w^* = 1 \quad (3.28.d)$$

$$p^* = 1 \quad (3.28.c)$$

Pour  $y^* = 1$  :

$$\frac{\partial T^*}{\partial y^*} = 0 \quad (3.29.a)$$

$$\frac{\partial w^*}{\partial y^*} = 0 \quad (3.29.b)$$

$$p^* = 0 \quad (3.29.c)$$

Pour  $x^* = 0$  :

$$\frac{\partial T^*}{\partial x^*} = 0 \quad (\text{Parois adiabatiques}) \quad (3.30.a)$$

$$\frac{\partial w^*}{\partial x^*} = 0 \quad (\text{Condition de non condensation}) \quad (3.30.b)$$

$$\frac{\partial p^*}{\partial x^*} = 0 \quad (\text{Condition d'imperméabilité}) \quad (3.30.c)$$

Pour  $x = 1$  :

$$\frac{\partial T^*}{\partial x^*} = 0 \quad (\text{Parois adiabatiques}) \quad (3.31.a)$$

$$\frac{\partial w^*}{\partial x^*} = 0 \quad (\text{Condition de non condensation}) \quad (3.31.b)$$

$$\frac{\partial p^*}{\partial x^*} = 0 \quad (\text{Condition d'imperméabilité}) \quad (3.31.c)$$

Le calcul de la vitesse passe par le calcul de la pression qui s'effectue de la manière suivante : après dérivation des équations (3.23.b) et (3.23.c) respectivement par rapport à



$x^*$  et  $y^*$ , et l'utilisation de l'équation de continuité (3.23.a), l'équation suivante est

$$\text{obtenue: } \frac{\partial^2 p^*}{\partial x^{*2}} + \frac{\partial^2 p^*}{\partial y^{*2}} = 0 \quad (3.32)$$

Ou sous la forme discrétisée :

$$\frac{p^*(l+1) + p^*(l-1) - 2p^*(l)}{\Delta x^{*2}} + \frac{p^*(l+n-1) + p^*(l-n+1) - 2p^*(l)}{\Delta y^{*2}} = 0 \quad (3.33)$$

Un code de calcul en Fortran est développé pour la résolution de cette équation (voir dans l'annexe C).

Les résultats du calcul sont représentés dans la figure (3.4). Elle montre l'inexistence d'un gradient de pression suivant l'horizontal ( $x^*$ ). Ceci admet que la vitesse «  $U^*$  » (notée après discrétisation  $U^*(l)^h$ ) est nulle. Et par conséquent, les termes qui sont en fonction de  $U^*$  ( $U^*(l)^h$ ) dans les équations (3.23.d) et (3.23.e) peuvent être annulés.

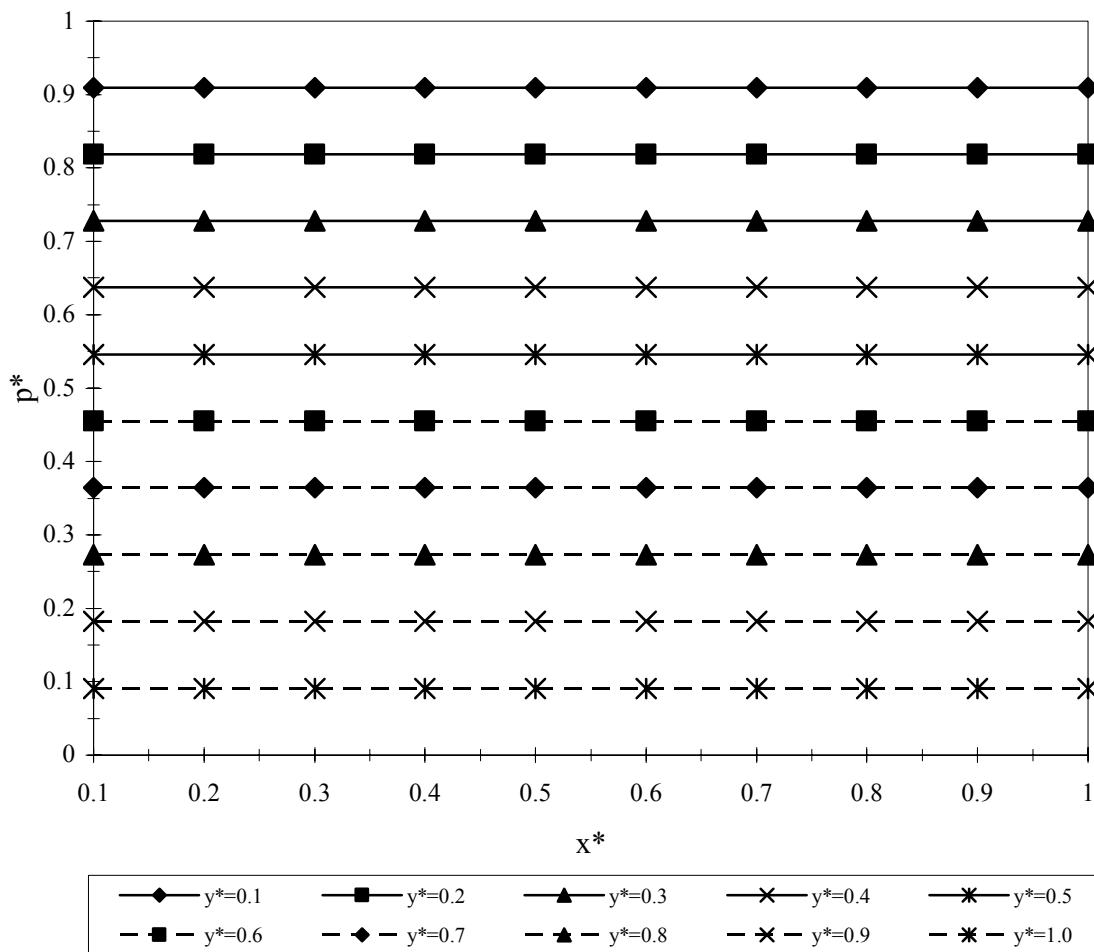


Figure (3.4)- Distribution de la pression dans le séchoir

La porosité «  $\varepsilon$  » est calculée de la façon suivante :  $\varepsilon = 1 - Oc$  (3.34)

«  $Oc$  » représente le rapport entre le volume occupé par le produit et le volume du séchoir ;

$$Oc = \frac{n \frac{4\pi R^3}{3}}{L_1 L_2 L_3} \quad (3.35)$$

«  $n$  » est le nombre de grains qui peut être mis dans le séchoir

La figure (3.5) montre que la porosité est amplement influencée par la température de l'air asséchant et d'une façon moins importante avec sa vitesse. Le rayon du produit est calculé à partir de l'étude développée au deuxième chapitre.

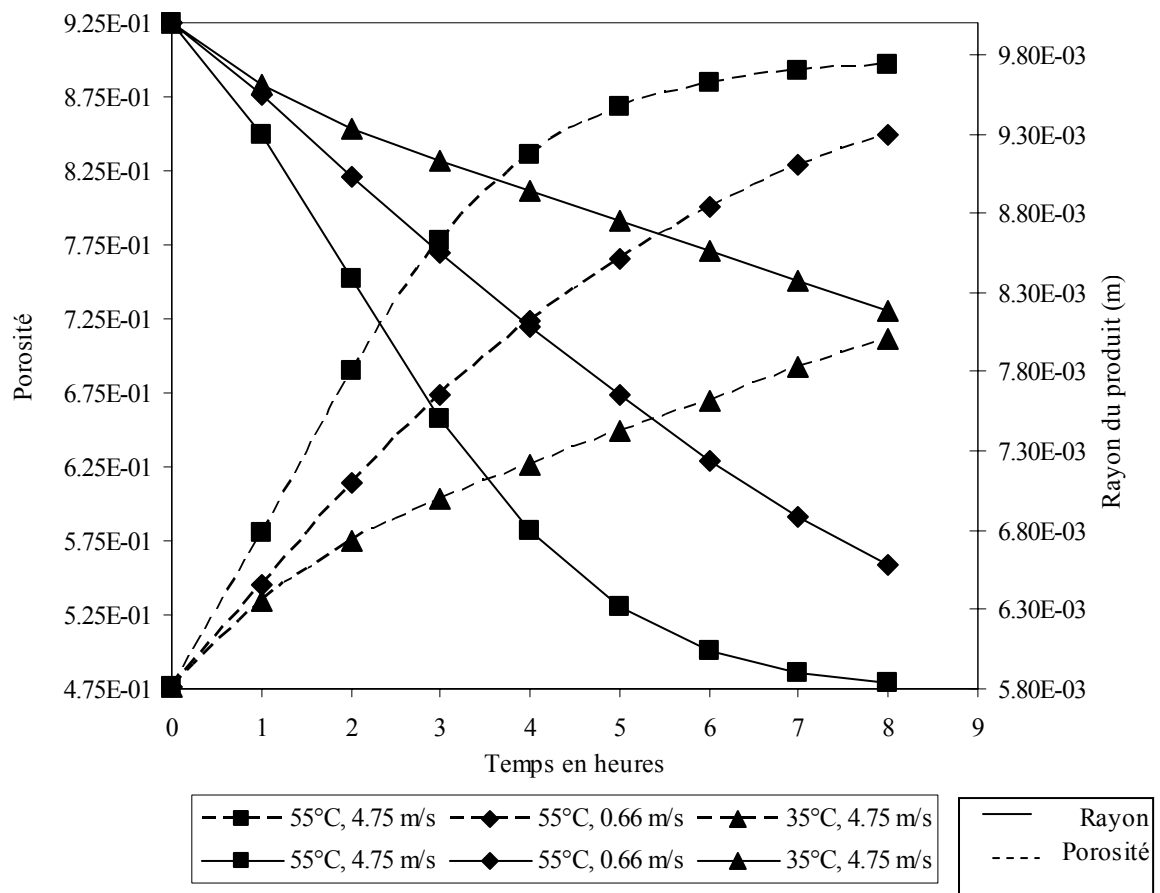


Figure (3.5)- Variation du rayon du produit et de la porosité du milieu et influence des conditions de séchage

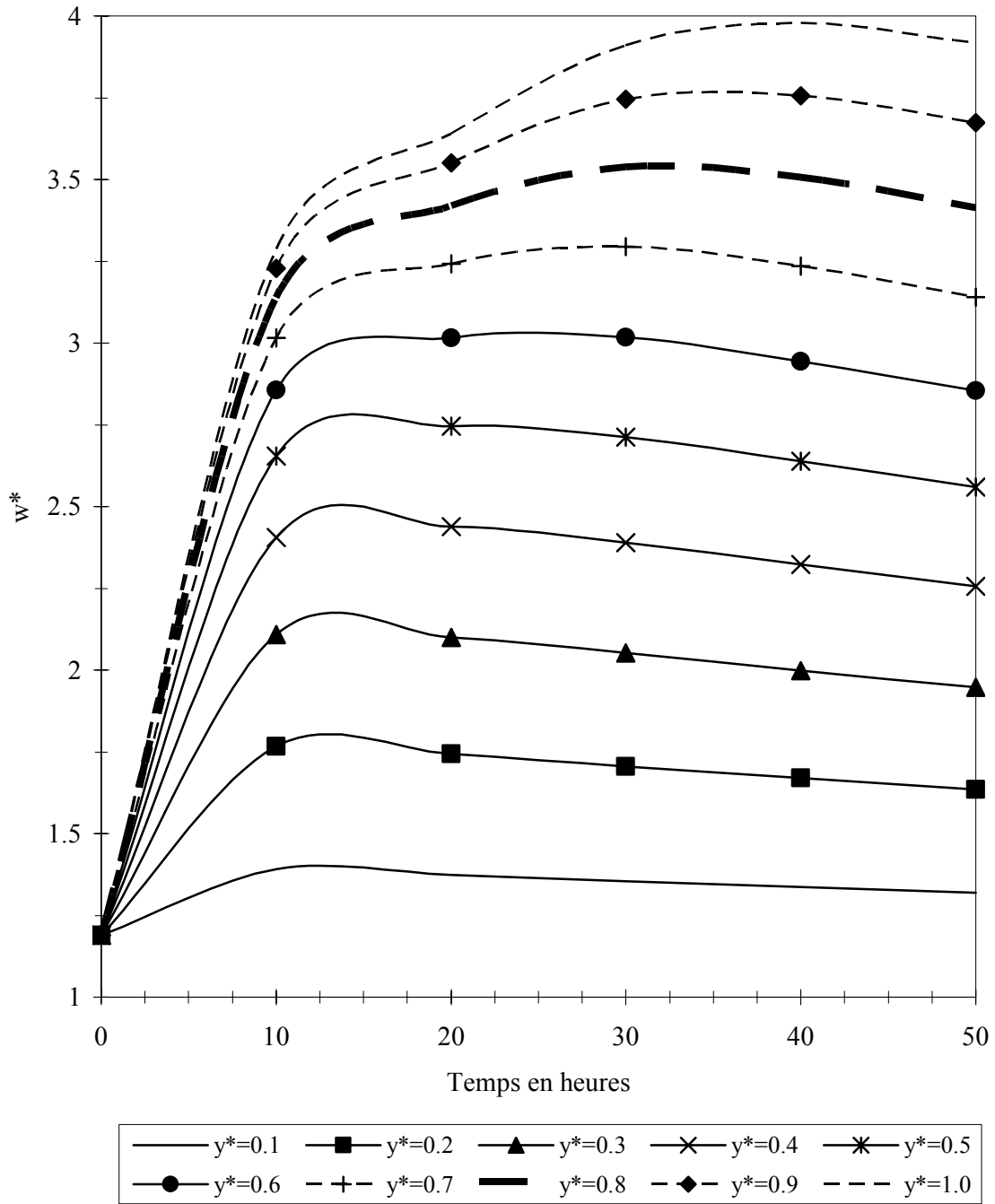


Figure (3.6)- Variation de la concentration de l'air de séchage dans le temps et pour plusieurs hauteurs

### 3.3. Résultats et discussion

Les résultats présentés sont simulés sous les conditions suivantes : un débit d'air égal à 99 kg/h, une humidité initiale  $w_0 = 0.01$  kg/kg et une humidité et température à l'entrée du séchoir respectivement  $w_{inf} = 0.00837$  kg/kg (ce qui représente une humidité relative d'air humide de l'ordre de 13%) et  $T_{inf} = 50^\circ\text{C}$ .

La figure (3.6) montre une augmentation dans le temps de l'humidité de l'air, dû à l'accumulation de cette dernière dans l'air de séchage. Néanmoins, cette augmentation n'est pas directement proportionnelle. L'observation de la figure au temps  $t = 10$ h montre qu'elle est importante pour les premières hauteurs du séchoir (jusqu'à  $y^*=0.5$ ). L'énergie apportée n'étant pas suffisante, elle est consommée par les premières couches du produit à sécher. Pour ainsi dire, une légère évaporation de l'eau du produit est enregistrée dans les dernières couches (à partir de  $y^* = 0.6$ ) et aucune évaporation n'est observable pour «  $y^* = 1.0$  » ; le gradient d'humidité est nul. La figure (3.7) confirme cette constatation, elle représente la variation, dans le temps, de la température du milieu pour différentes hauteurs du séchoir. Elle montre, pour le même temps de séchage, que la température de la dernière couche à sécher ( $y^* = 1.0$ ) est quasiment égale à l'ambiante.

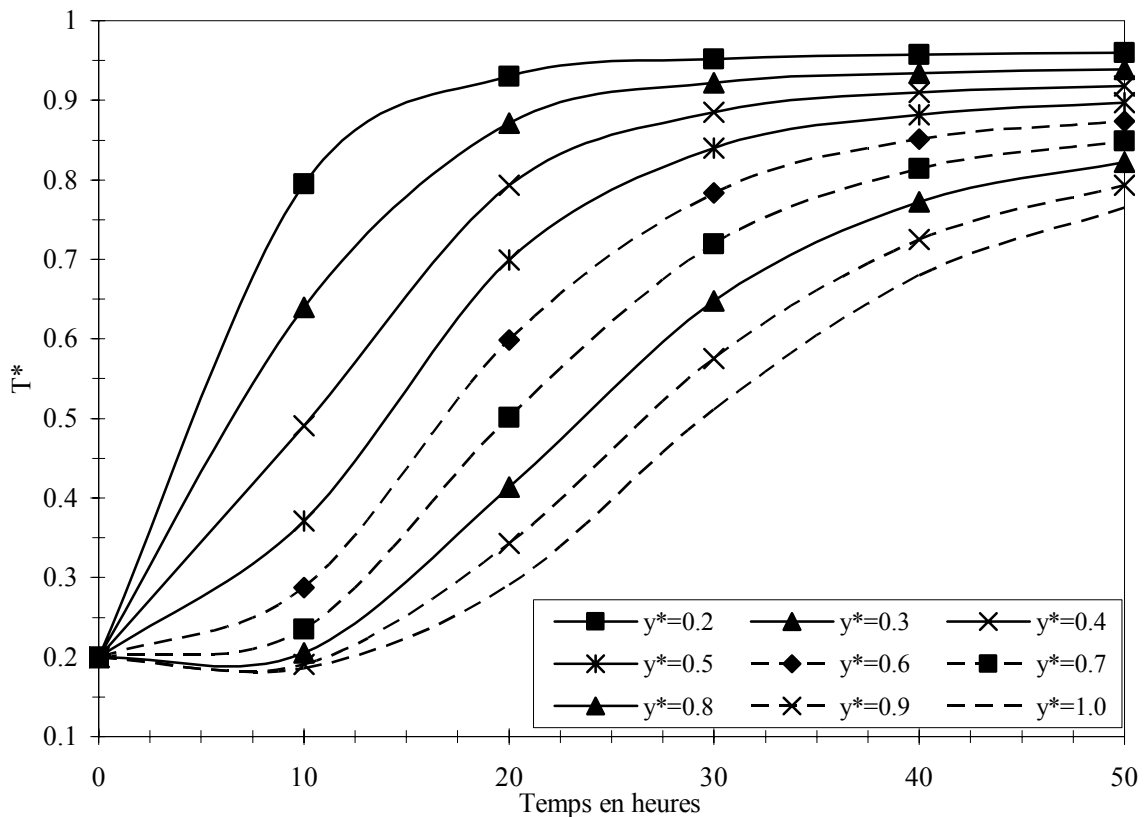


Figure (3.7)- Variation de la température de l'air

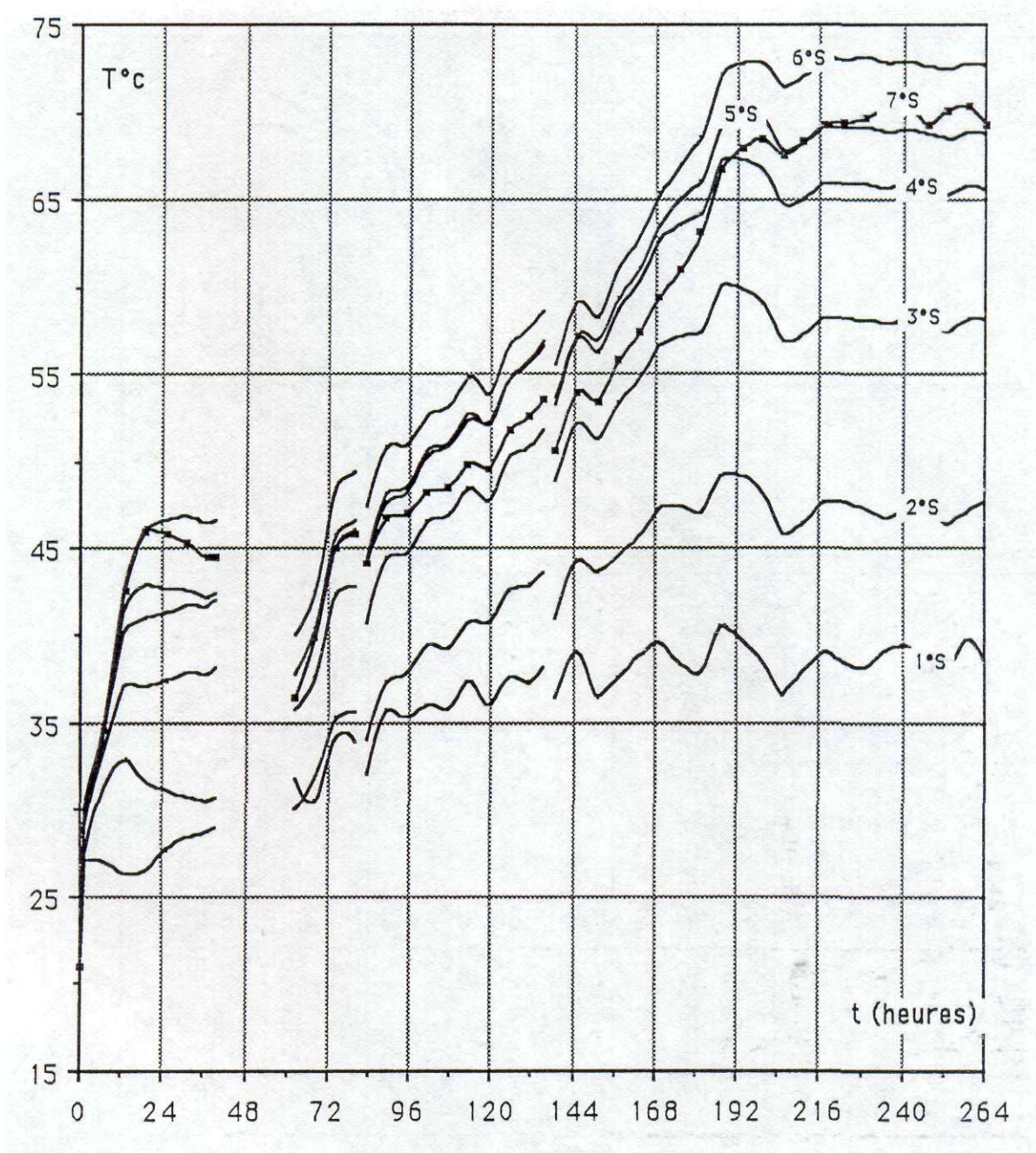


Figure (3.8)- Evolution de la température pariétale au cours du temps (Ben Moussa, 1989)

Des résultats similaires ont été trouvés par Ben Moussa (1989), lors d'une étude expérimentale, des transferts de chaleur et masse dans un silo de grains opérant en convection naturelle. Les figures (3.8) et (3.9) représentent respectivement les températures pariétales et à des points de mesure se trouvant sur une verticale à 1 cm de la paroi. Le silo est divisé en dix sections droites où les points de mesure sont espacés entre eux d'environ 20cm (1°S se trouve à une hauteur de 11.62cm de l'entrée du séchoir, 4°S à 81.37cm et 8°S à 174.37cm).

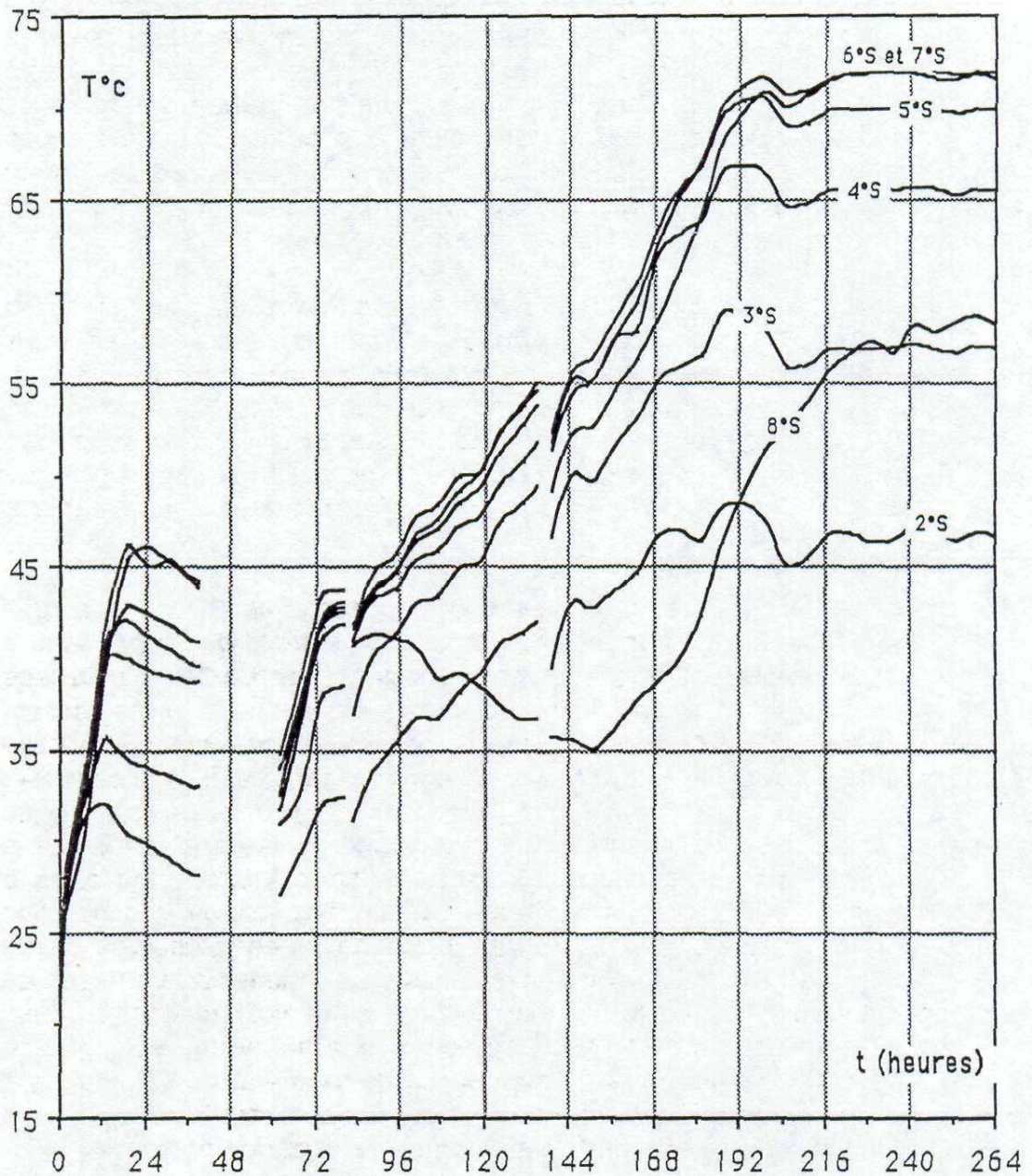


Figure (3.9)- Evolution de la température en fonction du temps. Les points de mesure se trouvent sur une verticale à 1cm de la paroi (Ben Moussa, 1989)

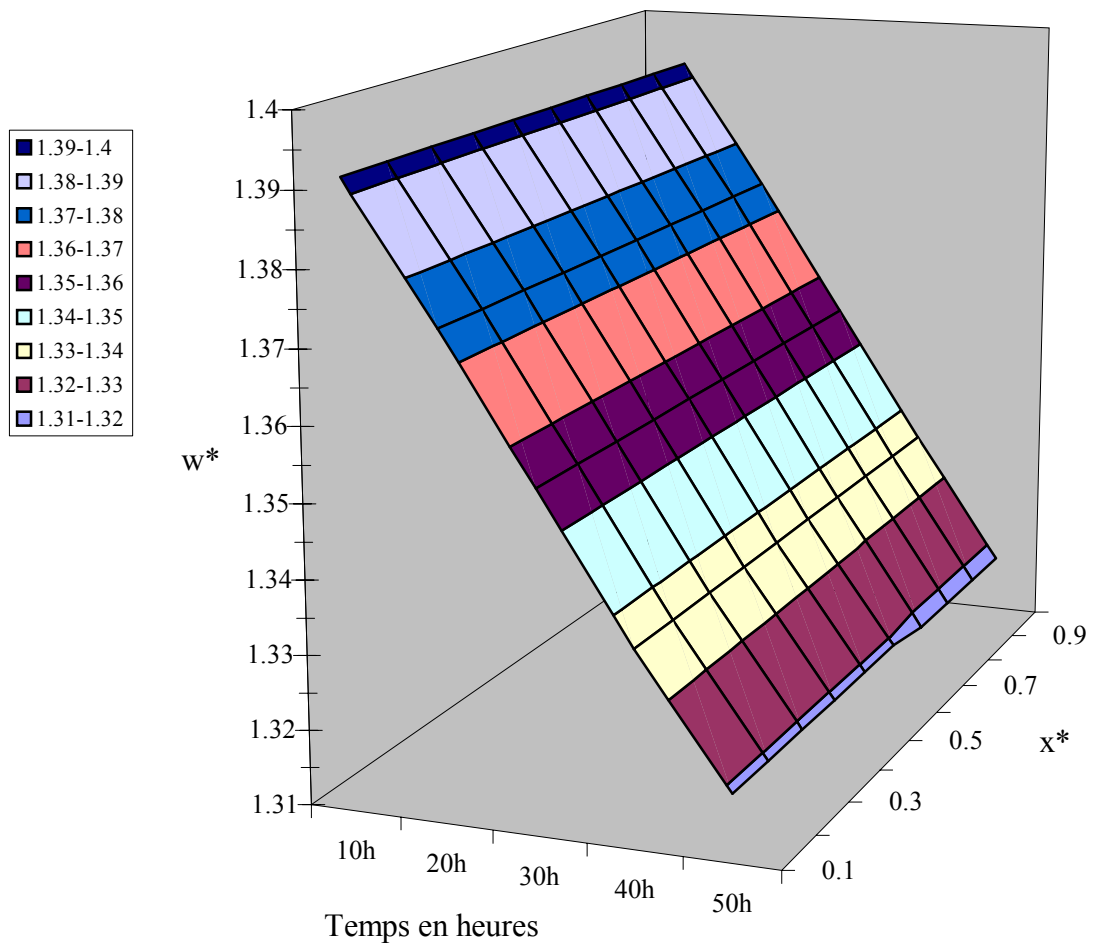


Figure (3.10)- Variation de la concentration de l'air dans le temps à l'entrée du séchoir ( $y^* = 0.1$ )

Dans la figure (3.6), un maximum d'évaporation est atteint, pour les premières couches (jusqu'à  $y^* = 0.3$ ), après seulement 10 heures de séchage, après quoi une décroissance est enregistrée. Cela est probablement à cause des importantes quantités d'eau évaporées. Cependant, cette décroissance apparaît, après 20 heures de séchage pour «  $y^* = 0.4$  » et «  $y^* = 0.5$  », après 30 heures de séchage pour «  $y^* = 0.6$  » et «  $y^* = 0.7$  » et «  $y^* = 0.8$  », après 40 heures pour «  $y^* = 0.9$  » et «  $y^* = 1.0$  ». Contrairement aux premières couches, cette décroissance n'est pas due aux importantes quantités évaporées dans cette couche, puisque le gradient d'humidité continue à augmenter (en d'autres termes, plus d'énergie est maintenant cédée à ces dernières couches). Elle est plutôt due à la diminution de l'eau évaporée accumulée par le séchage des couches précédentes. La figure (3.7) montre que l'énergie acquise ne sert pas uniquement à l'évaporation de l'eau du produit, mais également à augmenter la température du milieu, jusqu'à atteindre la température de l'air asséchant. Sûrement, les premières couches à sécher sont les premières à atteindre cette température (celle de l'air asséchant),  $y^* = 0.2$  atteint une température de l'ordre de  $T = 0.9T^*$  au temps  $t = 20h$  et elle est de l'ordre de  $T = 0.75T^*$  au temps  $t = 50h$  pour  $y^* = 1.0$

Les figures (3.10) à (3.12) représentent l'évolution de l'humidité de l'air suivant l'horizontal pour l'entrée ( $y^* = 0.1$ ), le milieu ( $y^* = 0.5$ ) et la sortie ( $y^* = 1.0$ ) du séchoir.

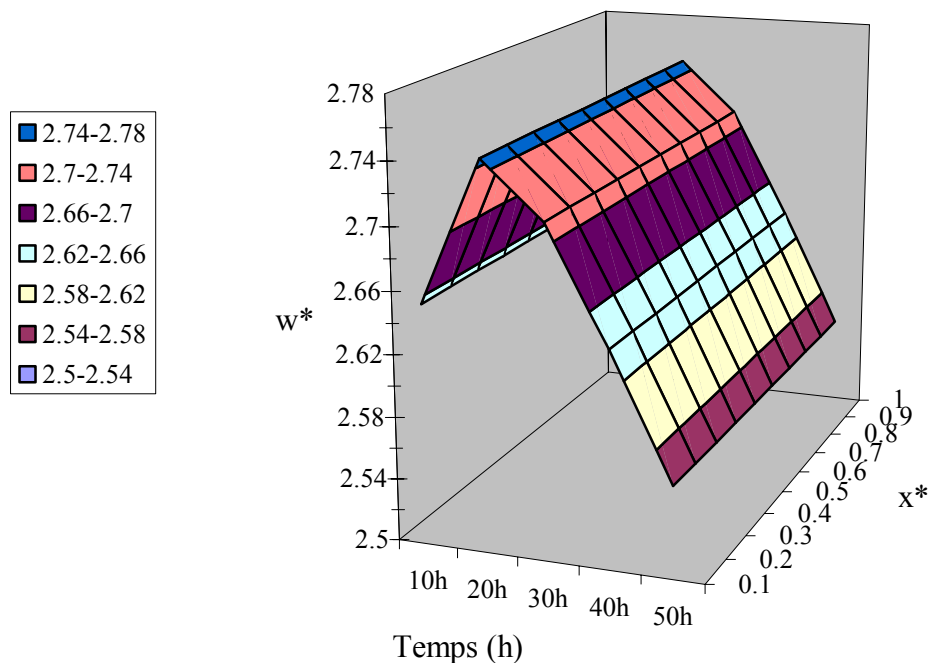


Figure (3.11)- Variation de la concentration de l'air au milieu du séchoir ( $y^* = 0.5$ )



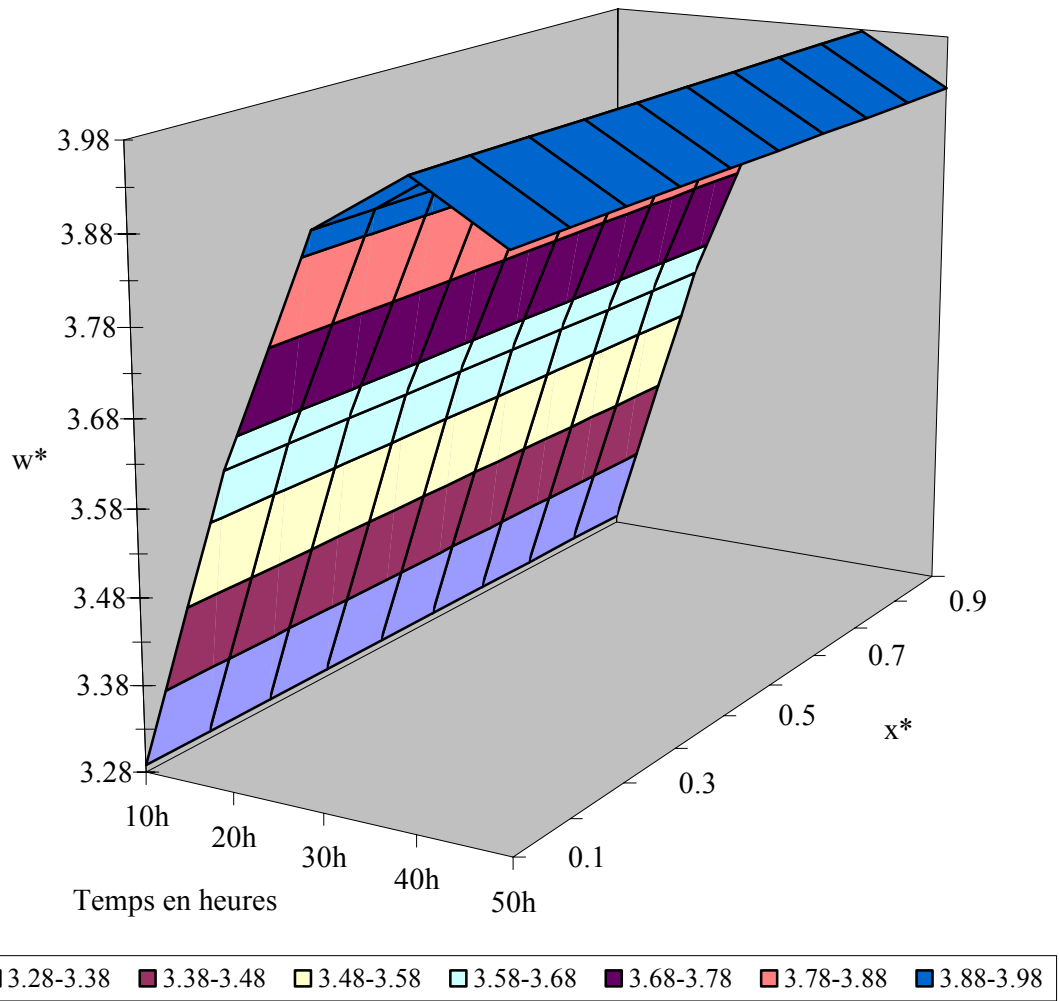


Figure (3.12)- Variation de la concentration de l'air à la sortie du séchoir ( $y^* = 1.0$ )

Les figures montrent la totale homogénéité du séchage, suivant l'horizontal et dans toutes les parties du séchoir. Il est retenu l'inexistence d'un gradient d'humidité (suivant  $x$ ). Le problème étudié peut être, ainsi, considéré comme unidirectionnel (uniquement suivant  $y$ ). Ces figures donnent plus de détails sur l'évolution de l'humidité de l'air humide. La figure (3.10) montre la diminution de l'évaporation après seulement 10h de séchage. Des valeurs maximales d'évaporation sont enregistrés après 20 heures de séchage pour  $y^* = 0.5$  (figure (3.11)) et après 40 heures pour  $y^* = 1.0$  (figure (3.12)), après quoi, l'évaporation diminue dans le temps.

Les mêmes simplifications faites dans l'équation de transfert de masse peuvent être faites pour l'équation de l'énergie, comme l'affirme la figure (3.13) et (3.14).

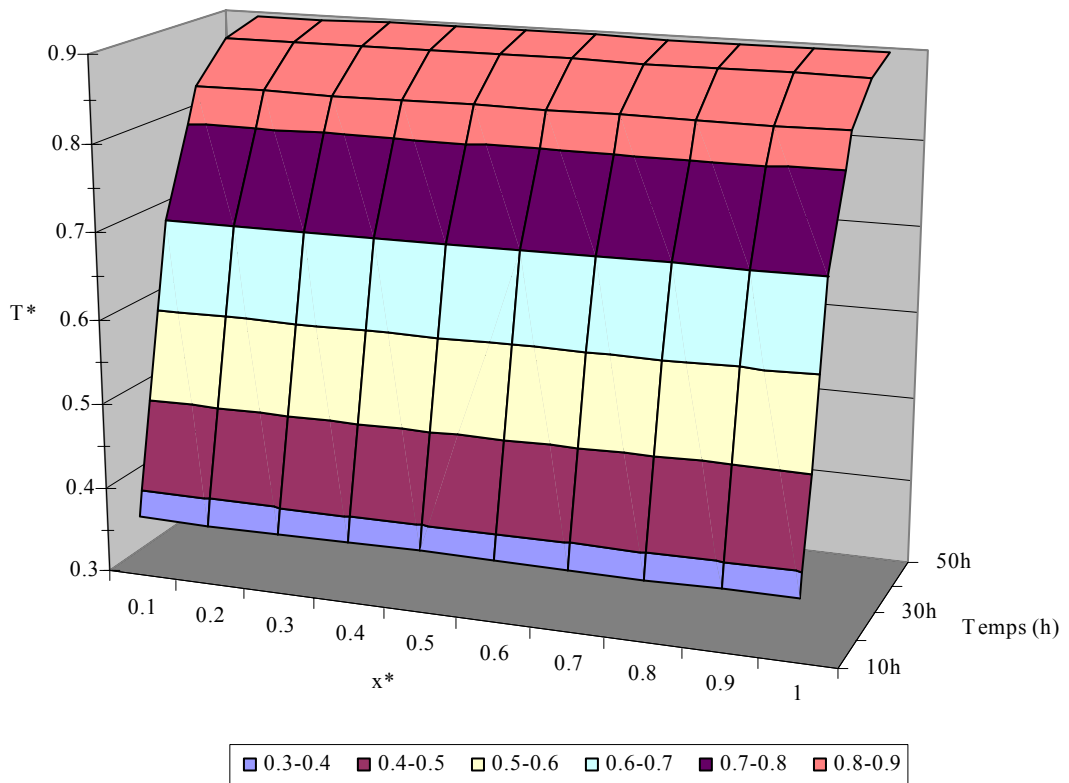


Figure (3.13)- Variation de la température du milieu du séchoir ( $y^* = 0.5$ )

Là aussi, les courbes (des figures (3.13) et (3.14)) démontrent l'homogénéité de la distribution de la température, de ce fait le gradient de température par rapport à l'horizontal ( $x$ ) est nul et peut être éliminé de l'équation d'énergie  $\left(\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} = 0\right)$  et le problème étudié et donc unidirectionnel.

À cause de la forte évaporation de l'eau du produit et la consommation de toute l'énergie donnée par les première couches, la température du milieu de  $y^* = 1.0$ , au temps  $t=10h$ , diminue légèrement de la température ambiante et même après 20 heures de séchage la variation reste insignifiante.

D'une façon générale, la température du milieu augmente continuellement avec le temps, jusqu'à atteindre la température de l'air asséchant et diminue avec la hauteur à cause de la consommation de l'énergie apportée par les premières couches du produit à sécher.

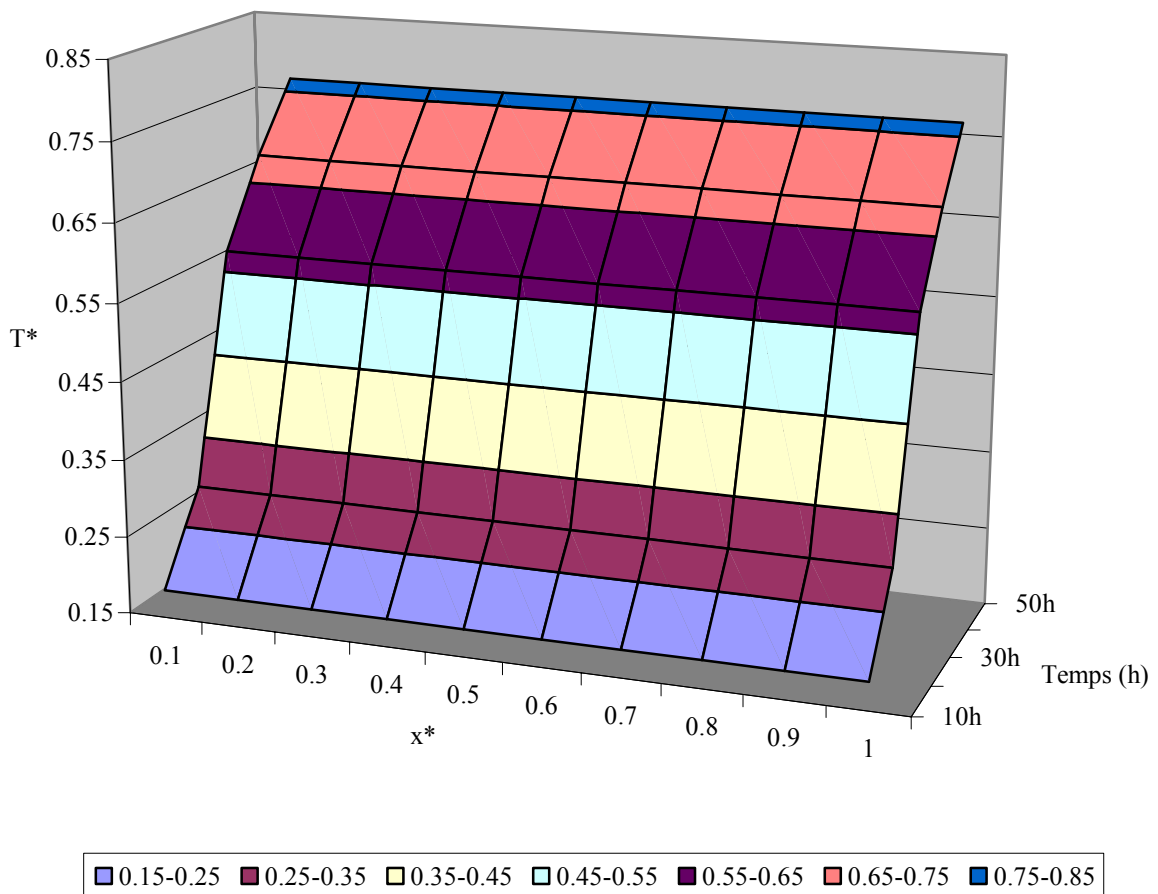


Figure (3.14)- Variation de la température du milieu à la sortie du séchoir ( $y^* = 1.0$ )

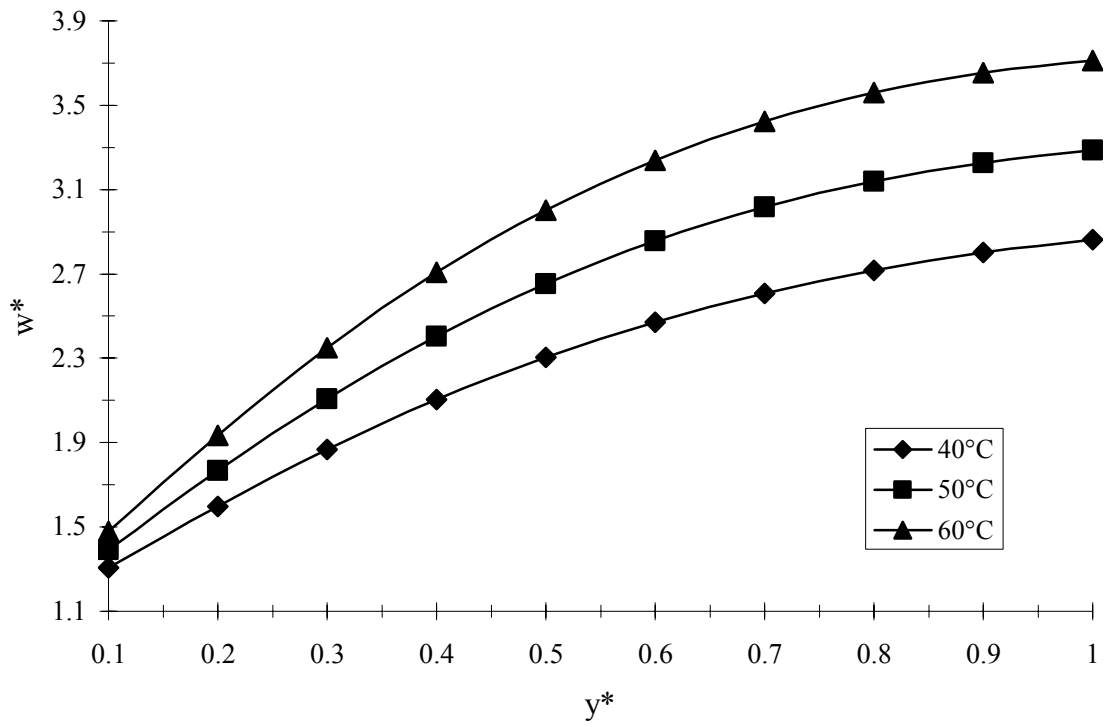


Figure (3.15)- Influence de la température de l'air asséchant sur la concentration de l'air après 10 heures de séchage

### 3.3.1. Etude paramétrique

#### 3.3.1.1. Etude de l'influence de la température

La figure (3.15) montre que l'augmentation de la température de l'air asséchant (disposer de plus d'énergie) conduit à l'élévation de l'évaporation de l'eau du produit. Malgré cela, elle n'a pas d'effet sur la première couche «  $y^* = 0.1$  », parce que l'énergie acquise est suffisante et l'évaporation reste pratiquement constante. L'effet est plutôt observable à partir de «  $y^* = 0.2$  », où l'évaporation augmente, et l'air est quasi saturée à la sortie du séchoir «  $y^* = 1.0$  », où le gradient d'humidité est faible. L'énergie acquise par cette dernière couche ne sert qu'à évaporer l'eau du produit, comme il est représenté dans la figure (3.16), sa température est égale à l'ambiante.

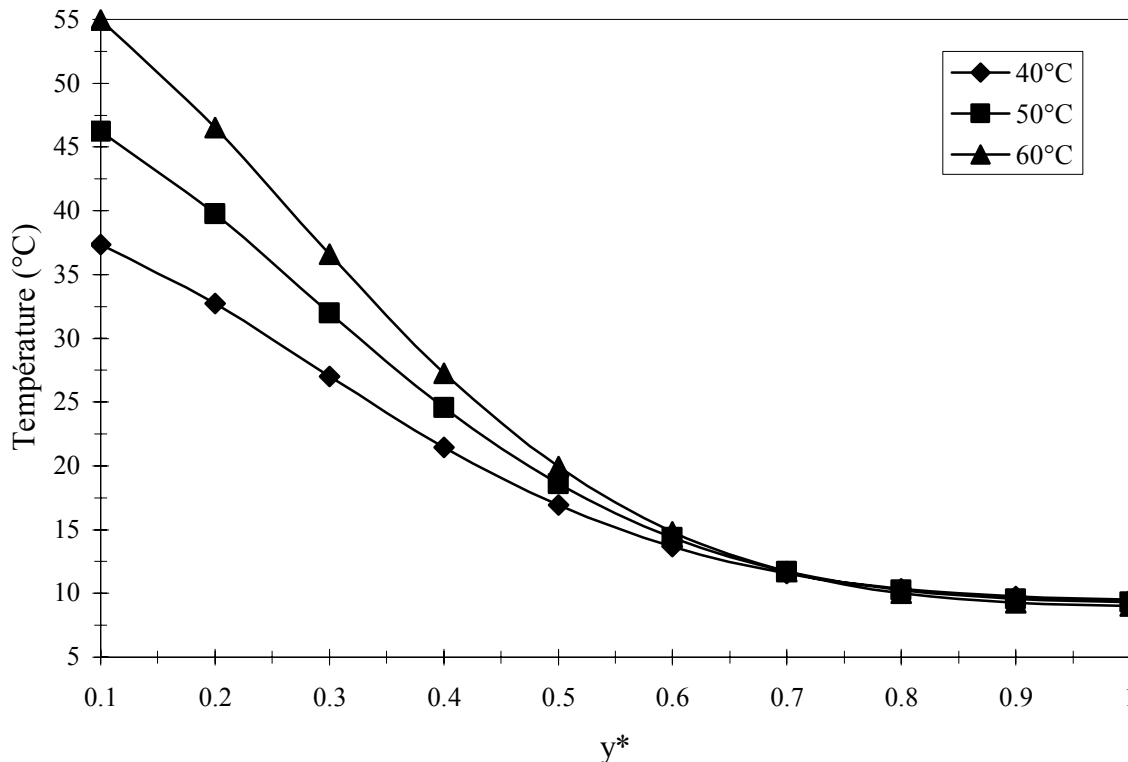


Figure (3.16)- Influence de la température de l'air asséchant sur la température du milieu après 10 heures de séchage

Vu la grande quantité consommée par le processus, l'influence de l'augmentation perd son effet à «  $y^* = 0.6$  ». Par contre, elle est bien observable pour les premières couches. Dans ce cas, l'énergie sert d'une part à l'évaporation de l'eau du produit et d'autre part à l'accroissement de la température du milieu.

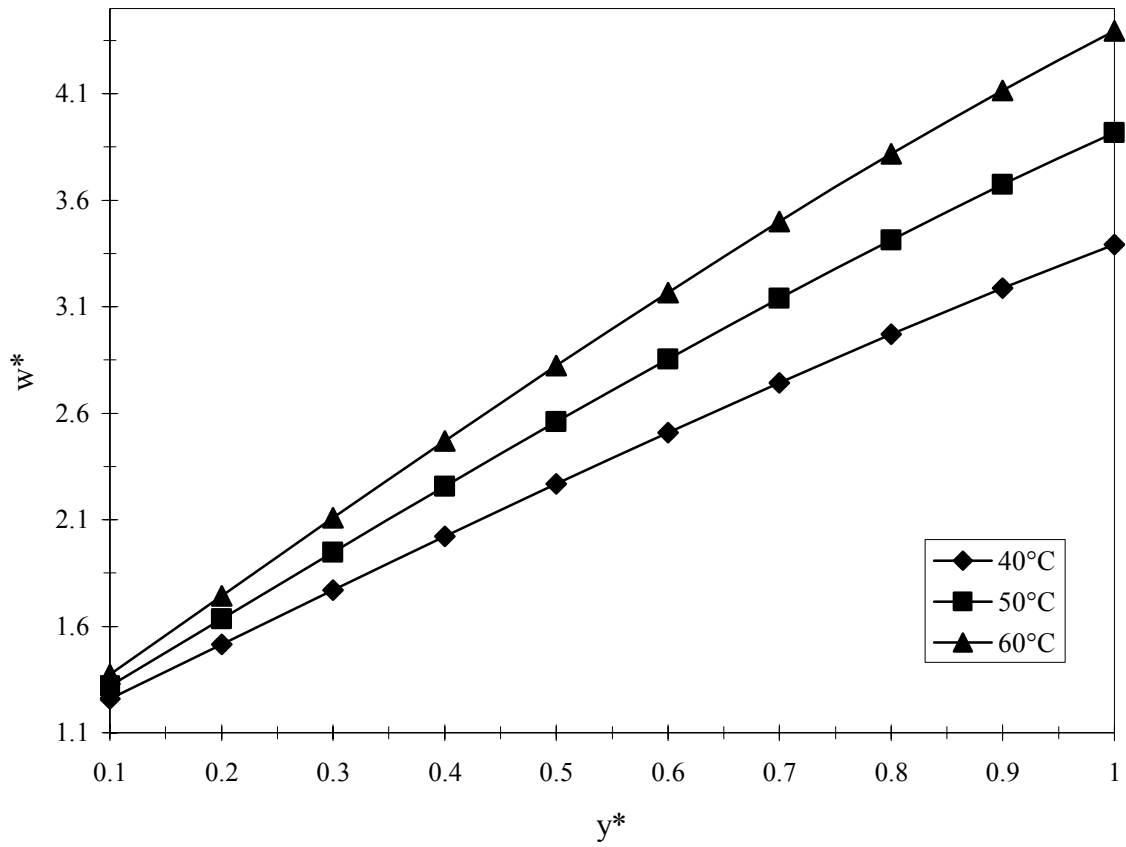


Figure (3.17)- Influence de la température de l'air asséchant sur la concentration de l'air après 50 heures de séchage

L'effet de saturation de l'air humide n'est plus observable dans la figure (3.17). Elle représente la distribution de la concentration de l'air humide après 50 heures de séchage. À ce moment là, le produit des premières couches est séché, en conséquence l'énergie est cédée au profit des dernières couches. Les quantités évaporées vont donc diminuer pour les premières couches et augmenter pour les dernières. L'énergie sert aussi à augmenter la température du milieu figure (3.18).

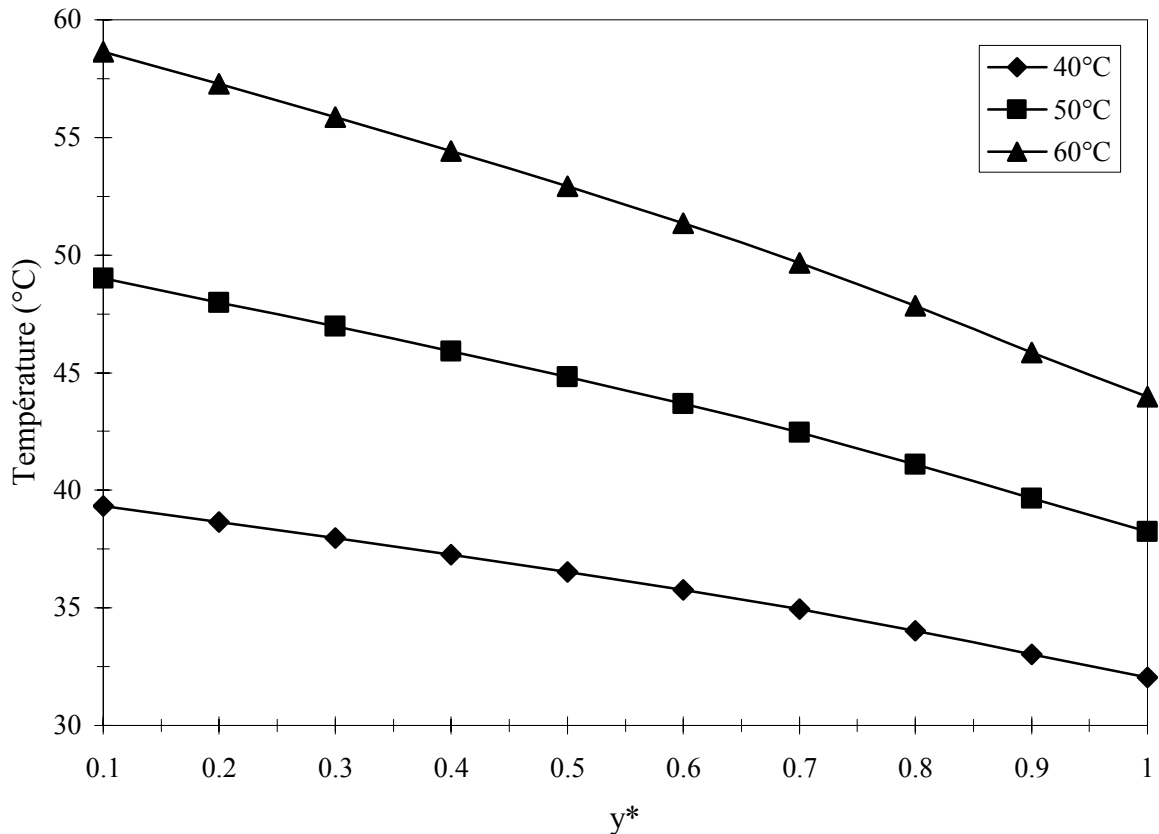


Figure (3.18)- Influence de la température de l'air asséchant sur la température du milieu après 50 heures de séchage

Des résultats similaires sur l'effet, de la température, sont trouvés par Amir et al. (1987) et Amir (1985). Ils étudient, par simulation, le séchage d'un milieu poreux (le bois) utilisant un couplage entre les équations de transferts dans le milieu (équations de Luikov) et celles de la couche limite.

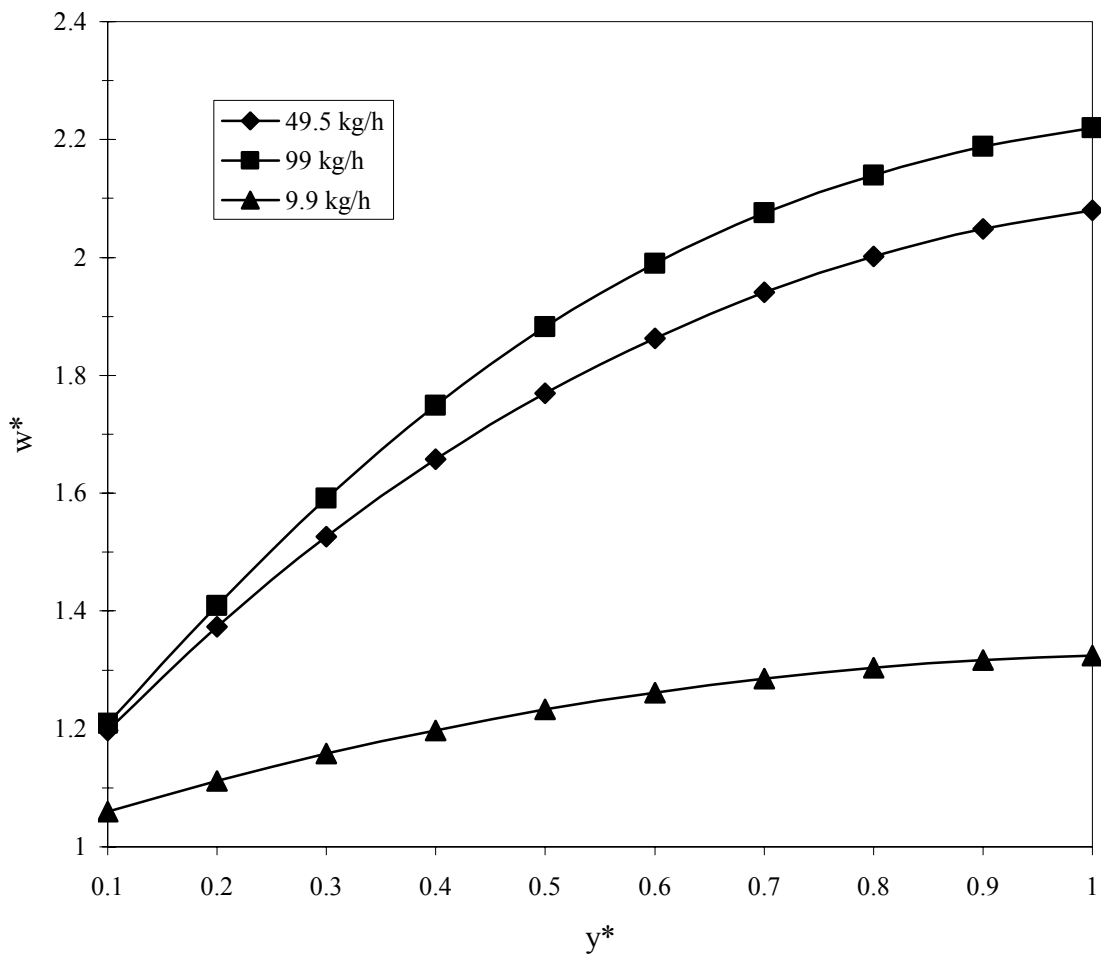


Figure (3.17)- Influence du débit d'air sur la concentration de l'air après 10 heures de séchage



### 3.3.1.2. Influence du débit d'air

Toğrul et al. (2002), Youcef-Ali et al. (2001b) et Youcef-Ali et al. (2001c) montrent dans leurs études, sur les séchoirs, que l'accroissement du débit d'air diminue le temps de séchage, toutefois son influence n'est aussi importante que celle de la température. En plus, ces études ne sont faites que sur les cinétiques de séchage. Généralement, l'influence de ce paramètre sur l'air humide circulant à l'intérieur du séchoir n'est pas étudiée.

Les figures (3.19) et (3.20) présentent l'influence du débit d'air sur, respectivement, la concentration de l'air humide et la température du milieu après 10 heures de séchage.

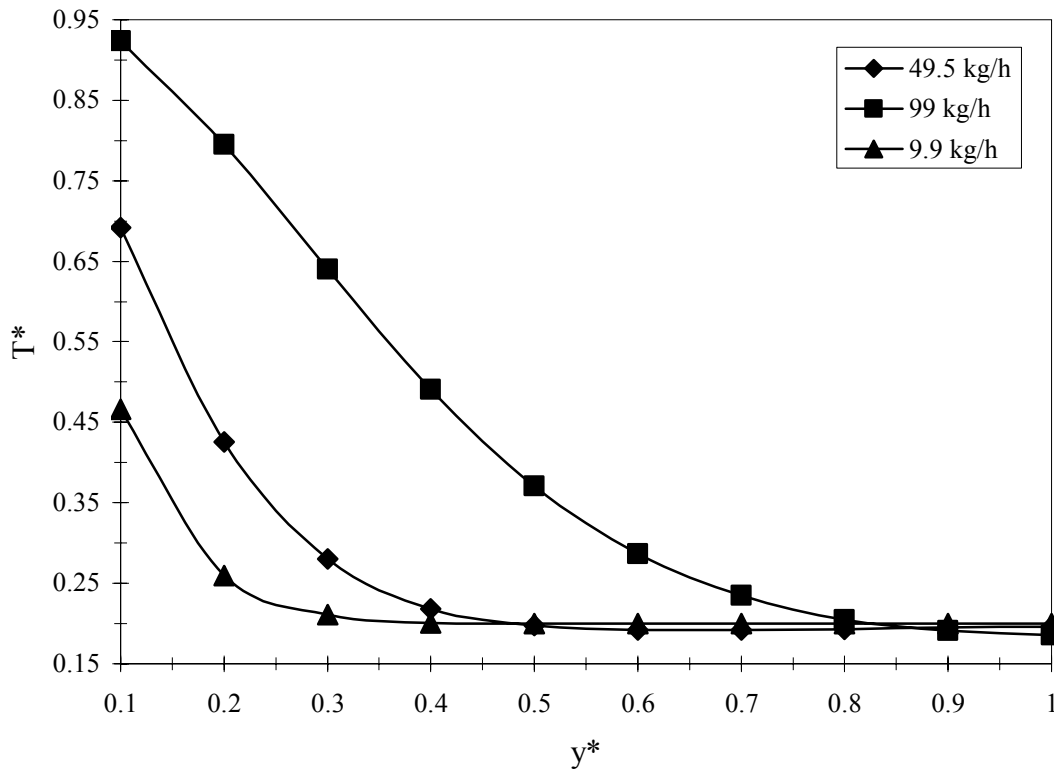


Figure (3.20)- Influence du débit d'air sur la température du milieu après 10 heures de séchage

Comme le montre les figures, l'augmentation du débit d'air permet d'accroître les échanges massiques et thermiques. Ainsi, une croissance de la concentration de l'air humide et de la température du milieu est enregistrée. Le débit de 49 kg/h étant suffisant, son augmentation ne va pas influencer l'entrée du séchoir ( $y^* = 0.1$ ). Afin de mettre en valeur l'importance du paramètre étudié, des conditions défavorables sont simulés par le

débit de 9.9 kg/h. Il est remarqué une légère diffusion de l'eau du produit et l'énergie sert plus particulièrement à augmenter la température des premières couches du milieu à sécher.

La figure (3.21) montre que la concentration de l'air humide des premières couches (jusqu'à  $y^* = 0.3$ ) demeure constante. Ainsi, le fait d'élever le débit d'air n'est pas toujours une opération bénéfique, cela dépendra de l'épaisseur de la couche à sécher. Les bénéfices de cette augmentation apparaît plutôt dans les dernières couches ; tandis que l'air dresse vers la saturation pour un débit de 49.5 kg/h, ceci n'est pas visible pour un débit de 99 kg/h.

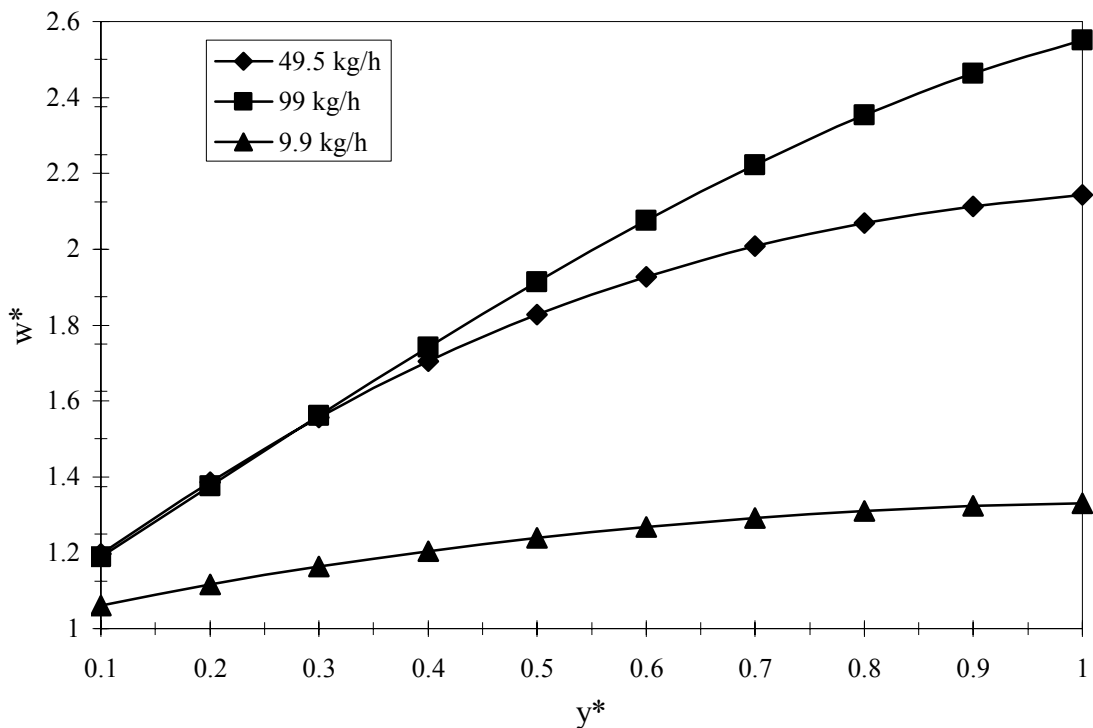


Figure (3.21)- Influence du débit d'air sur la concentration de l'air après 30 heures de séchage

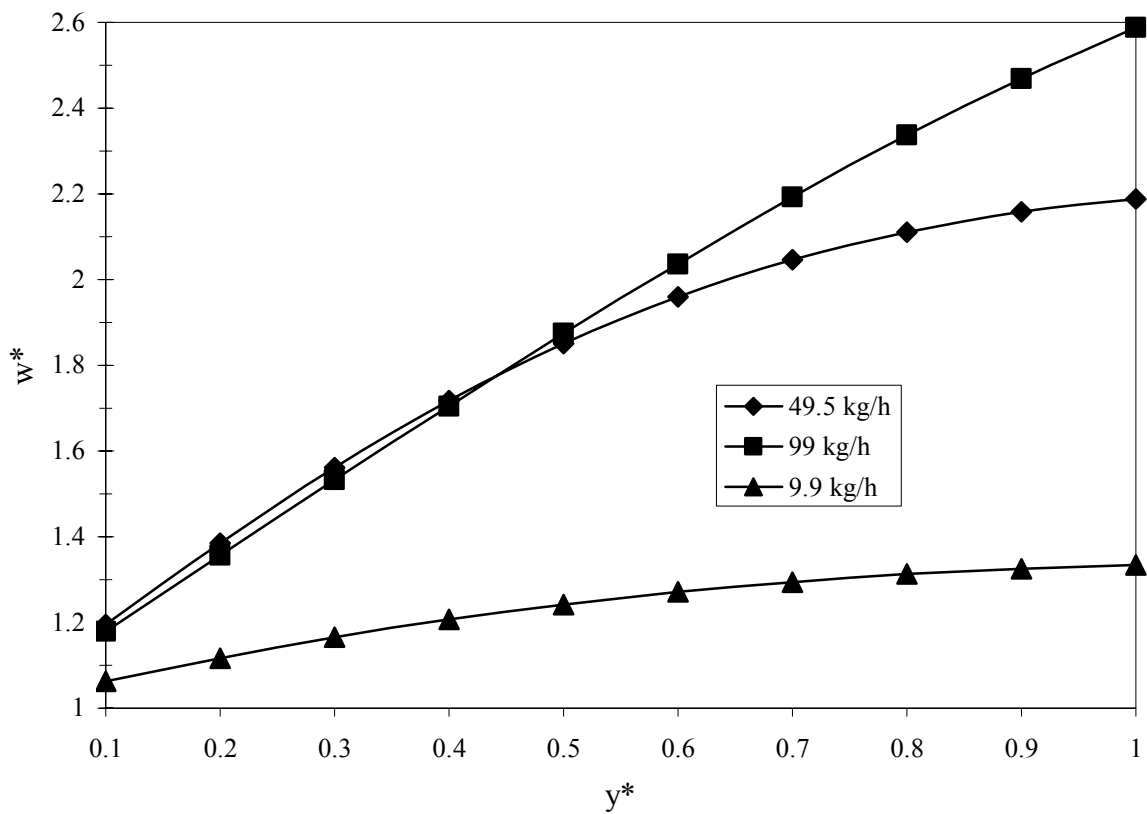


Figure (3.22)- Influence du débit d'air sur la concentration du milieu après 40 heures de séchage

L'augmentation du débit d'air permis d'avoir plus échange massique et thermique. C'est ainsi qu'après 40 heures de séchage, l'évaporation pour les premières couches diminue plus pour 99 kg/h que pour 49.5 kg/h (figure (3.22)).

L'accroissement des échanges thermiques est observable dans la figure (3.23), où la température du milieu s'élève avec le débit d'air et la différence est bien claire pour les dernières couches. Cependant, même après 40 heures de séchage avec un débit de 49 kg/h, la température des dernières couches n'a pas augmenté ; l'énergie reçue n'est utilisée que pour l'évaporation de l'eau du produit. Pour un débit de 99 kg/h, elle sert à évaporer l'eau du produit et à élever la température du milieu. Ces résultats sont en accord avec ceux obtenus par Amir et al. (1987) et Amir (1985). Ils trouvent que la vitesse d'évaporation augmente avec le débit.

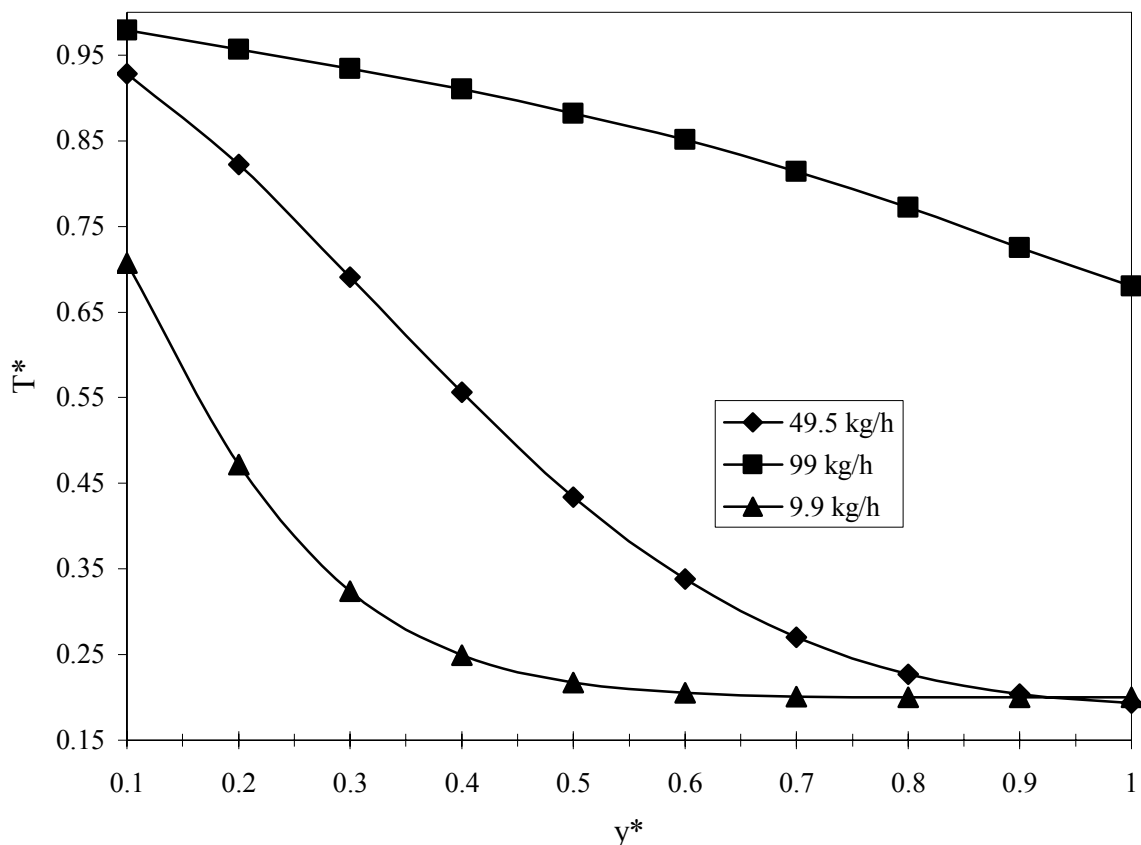


Figure (3.23)- Influence du débit d'air sur la température du milieu après 40 heures de séchage

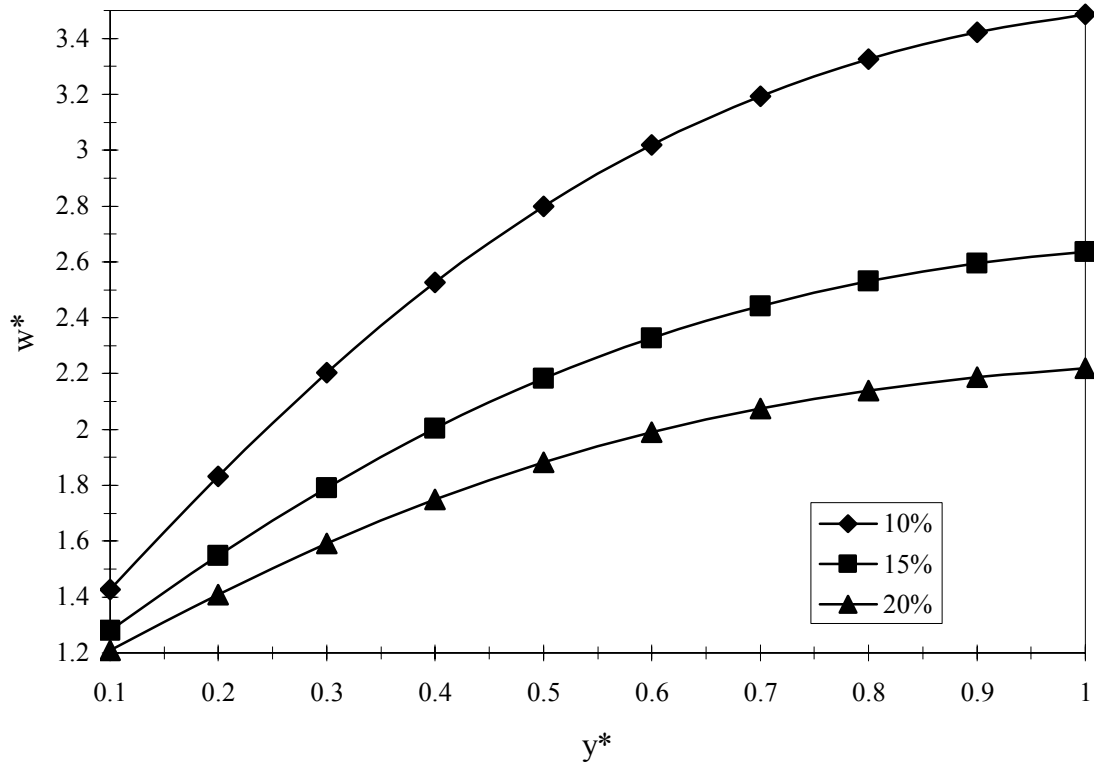


Figure (3.24)- Influence de l'humidité de l'air à l'entrée du séchoir sur la concentration de l'air après 10 heures de séchage

### 3.3.1.3. Influence de l'humidité

Dans les travaux effectués sur le séchage, l'effet de l'humidité est généralement négligé (Kiranoudis et al., 1992). Ce ne sont que quelques travaux qui étudient cette influence. Toğrul et al. (2002), Inazu et al. (2002) et Ratti et al. (1992) démontrent par l'expérimental et la simulation que l'humidité a un effet négatif sur le séchage. De ce fait, son augmentation conduit à l'accroissement de la teneur en eau du produit. En d'autres termes, cette augmentation conduit aussi à la diminution de l'évaporation de l'eau du produit. Cela est en accord avec les résultats présentés dans la figure (3.24) et (3.25), et l'effet est mieux remarquable pour les dernières couches.

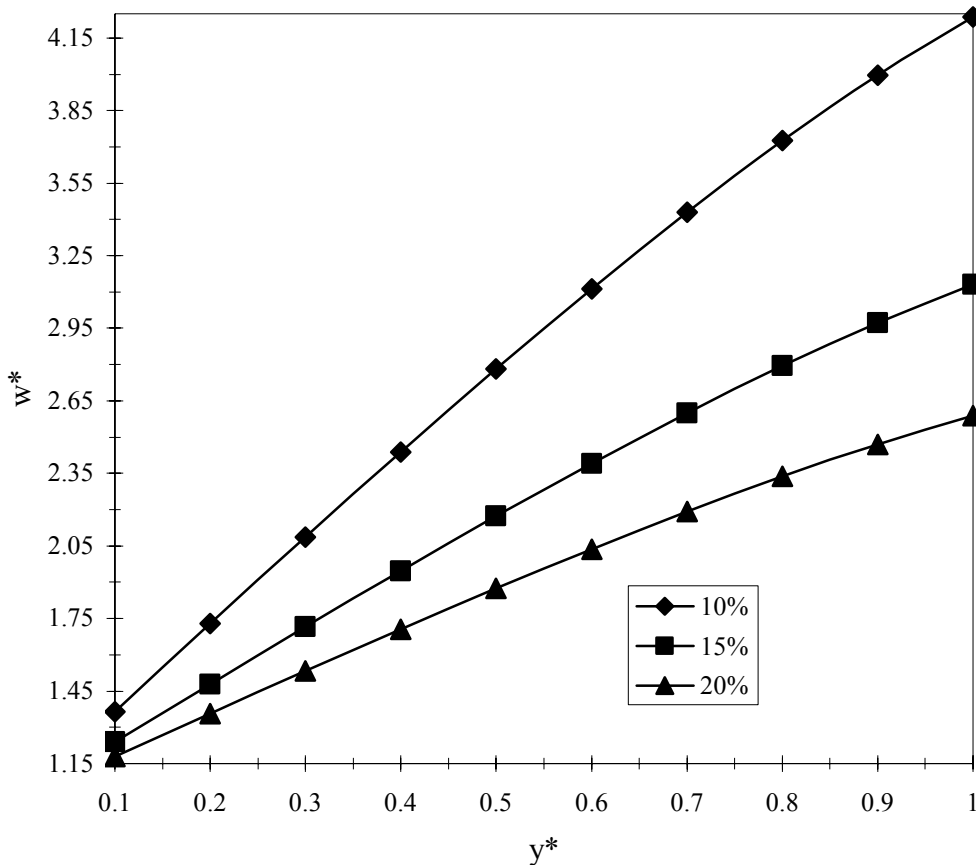


Figure (3.25)- Influence de l'humidité de l'air sur la concentration de l'air après 40 heures de séchage

Bien sûr, après 10 heures de séchage, l'air humide tend vers la saturation pour les dernières couches. Mais, après 40 heures, plus d'énergie est livrée à ces couches et en conséquence la saturation disparaît.

### 3.4. Conclusion

Ce chapitre considère le comportement global d'un séchoir à lots rempli de grains de raisin (étudié dans le chapitre précédent). Ainsi, le séchoir peut être simulé à un milieu poreux à l'état macroscopique.

Les résultats montrent un séchage non homogène du produit suivant la hauteur du séchoir. En conséquence, après 10 heures de séchage, la première couche est pratiquement séchée, cependant, le flux de chaleur n'a pas encore atteint la dernière couche. Ce flux sert, pour les premières couches, d'une part à évaporer l'eau du produit et d'autre part à augmenter sa température. Toutefois, pour les dernières couches, le flux de chaleur ne sert qu'à l'évaporation de l'eau du produit.

L'étude paramétrique présente l'effet du changement des conditions extérieures qui sont : la température, le débit et l'humidité. De ce fait, l'augmentation de la température de l'air asséchant (élévation du pouvoir évaporateur de l'air asséchant) conduit à accroître les quantités d'eau évaporées avec une certaine saturation de l'air pour les dernières couches. Néanmoins, après un certain temps de séchage de l'ordre de 40 heures, ces dernières couches peuvent acquérir plus d'énergie et la saturation de l'air disparaît.

De même pour la température du milieu à sécher, les premières couches ont presque atteint la température de l'air asséchant après seulement 10 heures de séchage, tandis que les dernières couches sont à la température ambiante. Ceci, disparaît graduellement dans le temps.

L'augmentation du débit d'air permet d'accroître les échanges thermiques et massiques et par conséquent elle permet d'élever les quantités d'eau évaporées et la température du produit à sécher. Ceci n'est pas bien observable pour les dernières couches, au début du séchage, mais nettement observable après 50 heures de séchage. Une simulation des conditions défavorables a permis d'avoir une idée sur l'importance de ce paramètre et son rôle à faire parvenir l'énergie aux dernières couches à sécher.

L'étude expose l'effet négatif de l'humidité. De ce fait, les résultats montrent que l'augmentation de l'humidité de l'air asséchant fait diminuer le pouvoir évaporateur de l'air asséchant.

Un choix rigoureux des conditions de séchage s'impose afin d'avoir moins de dépenses énergétiques et amortir au plutôt l'investissement effectué pour le séchoir.

## Conclusion générale

Le travail présenté se divise essentiellement en deux parties :

La première simule le comportement des cinétiques de séchage, lorsque les conditions d'air asséchant varient. Cette étude est appliquée à deux matériaux différents ; la brique qui présente une première phase de séchage constante bien visible et le raisin qui est un produit agroalimentaire, dans ce genre de produit la phase constante n'est pas observable. Pour la brique, la simulation des cinétiques de séchage est obtenue à partir du modèle de diffusion, avec un coefficient de diffusion variable avec la température. Les résultats établis sont comparés avec d'autres expérimentaux, obtenus auparavant dans des laboratoires de recherches. Tandis que pour les grains de raisin, le modèle de diffusion est encore utilisé, avec un coefficient de diffusion tirée de la recherche bibliographique effectuée précédemment. Ce dernier varie avec la température et la vitesse de l'air asséchant.

Des variations brutales et progressives de la température et de la vitesse de l'air asséchant sont appliquées. Durant ces variations, la cinétique de séchage adapte son comportement et se dirige vers la cinétique des nouvelles conditions. Toutefois, cette adaptation prend plus de temps que celui appliqué à l'air asséchant. Un temps de réponse est ainsi enregistré. Ce temps enregistré est plus important lors d'un changement brutal que pour un changement progressif. Le changement progressif aide le produit à s'adapter d'une manière plus ample à ces nouvelles conditions de séchage. La comparaison avec l'expérimental montre un accord appréciable. Enfin, de cette partie, l'étude est appliquée au séchage solaire. Les paramètres optimales, comme la surface et l'emplacement du collecteur sur le séchoir solaire, sont pré-étudiés. La vitesse de l'air ambiant entrant dans le collecteur influence le processus. C'est un paramètre dissipatif de l'énergie ; son augmentation fait diminuer la température de sortie du collecteur (et ainsi la température d'entrée à la chambre de séchage). Ceci se répercute sur la cinétique de séchage par son augmentation et par conséquent, l'augmentation du temps de séchage. Cependant, l'ajout d'un appoint de chauffage, à l'entrée de la chambre de séchage, limite ces influences.

La deuxième partie de ce travail étudie le séchage d'un empilement, en couches épaisses, de grains de raisin, dans un séchoir à lots à convection forcée. Ainsi, le séchoir peut être considéré comme un milieu poreux à l'état macroscopique et les équations de continuité, de quantité de mouvement (l'équation de Darcy), de transfert de masse et de chaleur sont utilisées, avec l'application de l'hypothèse de l'équilibre thermique local. Les



résultats montrent un séchage homogène suivant l'horizontal et inhomogène suivant le vertical ; tandis que la première couche est pratiquement séchée après 10 heures de séchage, la dernière couche et après 50 heures n'a pas encore débuté. L'étude paramétrique montre que les paramètres extérieurs qui sont la température, le débit et l'humidité de l'air asséchant influencent le séchage du produit, mais à des degrés non directement proportionnels. Ainsi, l'augmentation de la température et du débit d'air asséchant conduisent à l'élévation de la quantité d'eau évaporée et de la température du milieu. Cela est plutôt remarquable pour la dernière couche à sécher plus que la première. L'humidité de l'air joue un rôle négatif ; son accroissement diminue la quantité d'eau évaporée.

En conséquence, pour un séchage homogène dans un minimum de temps et avec des dépenses énergétiques optimum, un choix rigoureux de la température, de la vitesse et, si c'est possible, de l'humidité de l'air asséchant doit être fait avant d'entamer ce processus. La simulation peut aider à cela. Elle a montré que, dans des conditions de séchage défavorable, le processus est quasiment impossible. Un appui par des outils industriel sera donc indispensable.

Cette étude peut être faite utilisant l'approximation du non-équilibre thermique local, et des équations de quantités de mouvement plus compliquées comme l'équation de Darcy – Brinkman, obtenue après ajout des contraintes visqueuse, celle de Darcy - Brinkman – Forchheimer.

La réalisation du séchoir solaire ne peut être que très bénéfique pour l'avancement des travaux de recherches dans ce domaine et cela permettra aussi la comparaison entre les résultats expérimentaux et ceux de la simulation aboutissant à un travail complet dans le domaine du séchage.

## **ANNEXES**

## Annexe A

Crank propose des solutions analytiques pour l'équation de diffusion, pour plusieurs conditions et plusieurs formes du solide. Seulement, les cas étudiés dans cette annexe sont ceux présentés dans ce travail.

### 1. Etude de la plaque plane

Il est considéré une plaque plane de longueur «  $2l$  », de concentration initiale «  $C_0$  » et une concentration à l'équilibre «  $C_{eq}$  ». Deux cas sont étudiés ; application d'un flux constant à la surface, puis l'existence d'une évaporation à la surface.

#### 1.1. Application d'un flux constant $F_0$ à la surface

Tel que «  $x$  » est une distance de la plaque qui varie entre «  $+l$  » et «  $-l$  »

Le flux  $F_0$  peut s'écrire sous la forme suivante :

$$x = l; D \frac{\partial C}{\partial x} = F_0 \quad (\text{A.1})$$

La concentration de la plaque s'écrit comme suit :

$$C - C_0 = \frac{F_0 l}{D} \left\{ \frac{Dt}{l^2} + \frac{3x^2 - l^2}{6l^2} - \frac{2}{\pi^2} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{(-1)^n}{n^2} \exp\left(-\frac{Dn^2 \pi^2 t}{l^2}\right) \cos\left(\frac{n\pi x}{l}\right) \right\} \quad (\text{A.2})$$

#### 1.2. Evaporation à la surface

Ce genre de condition est, généralement, utilisé lorsque l'effet des conditions extérieures est à étudié. Le flux à la surface s'écrit donc :

$$x = l; -D \frac{\partial C}{\partial x} = \alpha(C - C_{eq}) \quad (\text{A.3})$$

La concentration de la plaque varie suivant l'équation suivante :

$$\frac{C - C_0}{C_{eq} - C_0} = 1 - \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2L \cos\left(\frac{\beta_n x}{l}\right) \exp\left(-\frac{\beta_n^2 Dt}{l^2}\right)}{(\beta_n^2 + L^2 + L) \cos(\beta_n)} \quad (\text{A.4})$$

$\beta_n$  sont les racines positives de l'équation suivante :

$$\beta \tan(\beta) = L \quad (\text{A.5})$$

$$\text{Tel que : } L = \frac{l\alpha}{D} \quad (\text{A.6})$$

## 2. Etude d'une sphère

Il est considéré une sphère de rayon « a », de concentration initiale «  $C_0$  » et une concentration à l'équilibre «  $C_{eq}$  ». Là aussi, deux cas sont étudiés ; application d'un flux constant à la surface, puis l'existence d'une évaporation à la surface.

### 2.1. Application d'un flux constant à la surface

Le flux  $F_0$  peut s'écrire sous la forme suivante :

$$r = a; D \frac{\partial C}{\partial r} = F_0 \quad (\text{A.7})$$

La concentration de la sphère s'écrit comme suit :

$$C - C_0 = \frac{F_0 a}{D} \left\{ \frac{3Dt}{a^2} + \frac{1}{2} \frac{r^2}{a^2} - \frac{3}{10} - 2 \frac{a}{r} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{\sin(\alpha_n r)}{\alpha_n^2 a^2 \sin(\alpha_n a)} \exp(-D \alpha_n^2 t) \right\} \quad (\text{A.8})$$

$\alpha_n$  sont les racines positives de :

$$a \alpha_n \cot(a \alpha_n) = 1 \quad (\text{A.9})$$

### 2.2. Evaporation à la surface

Le flux à la surface s'écrit donc :

$$r = a; -D \frac{\partial C}{\partial r} = \alpha (C - C_{eq}) \quad (\text{A.10})$$

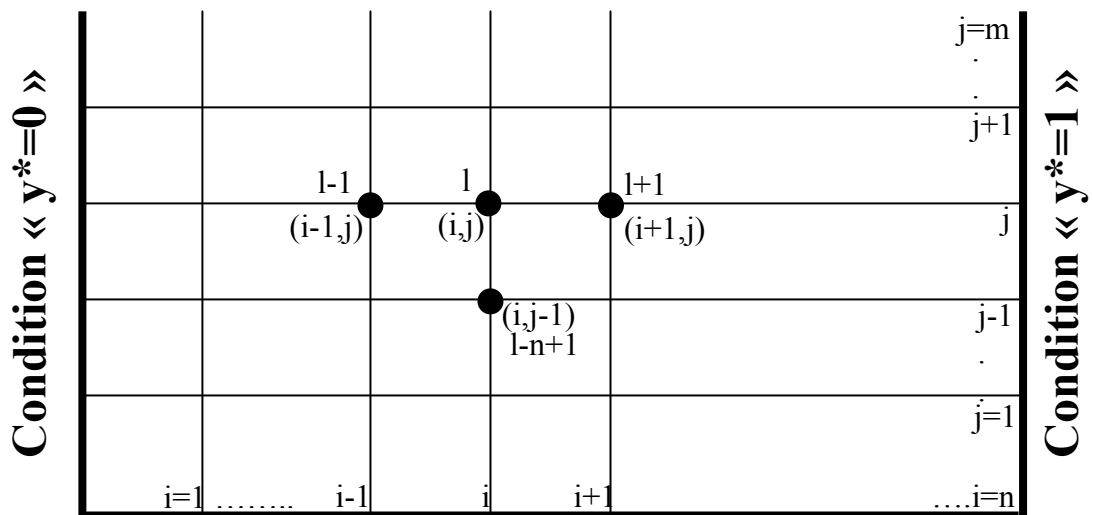
La concentration de la sphère varie:

$$\frac{C - C_{eq}}{C_0 - C_{eq}} = \frac{2La}{r} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{\exp\left(\frac{-\beta_n^2 Dt}{a^2}\right) \sin\left(\frac{\beta_n r}{a}\right)}{(\beta_n^2 + L(L-1)) \sin(\beta_n)} \quad (\text{A.11})$$

$\beta_n$  sont les racines positives de l'équation suivante :

$$\beta_n \cot(\beta_n) + L - 1 = 0 \quad (\text{A.12})$$

$$\text{Et : } L = \frac{a\alpha}{D} \quad (\text{A.13})$$



**Condition initiale «  $t^*=0$  »**

Figure (B.1)- Schéma de la discrétisation

## ANNEXE B

### 1. Etude de la brique

#### 1.1. Flux constant

La figure (B.1) représente le schéma de la discrétisation ; « i » est la variation suivant le déplacement, tandis que « j » représente la variations dans le temps.

La discrétisation de l'équation (2.13) permet d'écrire:

$$\left[ \frac{C^*(i, j) - C^*(i, j-1)}{\Delta t^*} \right] = \frac{C^*(i+1, j) + C^*(i-1, j) - 2^* C^*(i, j)}{(\Delta y^*)^2} \quad (\text{B.1})$$

« i » varie de 1 à n et « j » de 1 à m

L'équation (B.1) peut être écrite plus particulièrement d'après Burden et al. (1985):

$$\left[ \frac{C^*(l) - C^*(l-n+1)}{\Delta t^*} \right] = \frac{C^*(l+1) + C^*(l-1) - 2 C^*(l)}{(\Delta y^*)^2} \quad (\text{B.2})$$

$$\text{« l » est égale à : } l = i + (j-1)(n-1) \quad (\text{B.3})$$

Cette notation facilite la mise sous forme de matrice du système d'équations obtenue après discrétisation.

L'étude des point particuliers donne :

$$\text{Pour } i=1 \text{ et } j=1 : C(l-n+1) = 1 \quad (\text{B.4})$$

$$\text{Et : } C(l-1) = C(l+1) \quad (\text{B.5})$$

L'équation (2.21) devient :

$$C(l) \left[ \frac{1}{Fo} + \frac{2}{(\Delta y)^2} \right] + C(l+1) \left[ -\frac{2}{(\Delta y)^2} \right] = \frac{1}{Fo} \quad (\text{B.6})$$

« Fo » est le nombre de Fourier, il est égal :

$$Fo = \frac{ep^2}{D \Delta t} \quad (\text{B.7})$$

De la même façon, on peut écrire :

Pour  $i=1$  et  $j \neq 1$  :

$$C(l) \left[ \frac{1}{Fo} + \frac{2}{(\Delta y)^2} \right] + C(l+1) \left[ -\frac{2}{(\Delta y)^2} \right] = \frac{C(l-n+1)}{Fo} \quad (\text{B.8})$$

$j=1$  et  $i \neq 1$  et  $i \neq n-1$  :

$$C(l) \left[ \frac{1}{Fo} + \frac{2}{(\Delta y)^2} \right] + C(l+1) \left[ -\frac{1}{(\Delta y)^2} \right] + C(l-1) \left[ -\frac{1}{(\Delta y)^2} \right] = \frac{1}{Fo} \quad (\text{B.9})$$

$j=1$  et  $i=n-1$  :

$$C(l) \left[ \frac{1}{Fo} + \frac{2}{(\Delta y)^2} \right] + C(l-1) \left[ -\frac{2}{(\Delta y)^2} \right] = \frac{1}{Fo} + \frac{2F ep}{\rho_s D_1 C_0 \Delta y} \quad (B.10)$$

$i=n-1$  et  $j \neq 1$  :

$$C(l) \left[ \frac{1}{Fo} + \frac{2}{(\Delta y)^2} \right] + C(l+1) \left[ -\frac{2}{(\Delta y)^2} \right] = \frac{C(l-n+1)}{Fo} + \frac{2F ep}{\rho_s D_1 C_0 \Delta y} \quad (B.11)$$

Ainsi la forme matricielle, de l'équation de diffusion, peut s'écrire sous la forme  $A.C = B$ , tel que :

$$\begin{bmatrix} \frac{1}{Fo} + \frac{2}{(\Delta y)^2} & -\frac{2}{(\Delta y)^2} & 0 & \dots & 0 & 0 \\ -\frac{1}{(\Delta y)^2} & \frac{1}{Fo} + \frac{2}{(\Delta y)^2} & -\frac{1}{(\Delta y)^2} & 0 & \dots & 0 \\ 0 & -\frac{1}{(\Delta y)^2} & \frac{1}{Fo} + \frac{2}{(\Delta y)^2} & -\frac{1}{(\Delta y)^2} & 0 & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \dots & \frac{1}{Fo} + \frac{2}{(\Delta y)^2} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} C(1) \\ C(2) \\ \vdots \\ \vdots \\ \vdots \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{1}{Fo} \\ \frac{1}{Fo} \\ \vdots \\ \vdots \\ \vdots \end{bmatrix} \quad (B.12)$$

Il est clair de l'existence de la dominance diagonale dans la matrice A et comme c'est une matrice qui à la majorité de ces éléments sont nuls, une méthode itérative peut être utilisée. La méthode de Gauss- Seidel (Gerold et al.,1989) est utilisée.

## 1.2. Flux convectif

Après discrétisation, ce ne sont que les points qui ont comme coordonnée «  $i=n-1$  » qui vont changer :

$j=1$  et  $i=n-1$

$$C(l) \left[ \frac{1}{Fo} + \frac{2}{(\Delta x)^2} + \frac{2}{\Delta x} Sh \right] + C(l-1) \left[ -\frac{2}{(\Delta x)^2} \right] = \frac{1}{Fo} + 2 \frac{Sh}{\Delta x} \quad (B.13)$$

$j \neq 1$  et  $i=n-1$  :

$$C(l) \left[ \frac{1}{Fo} + \frac{2}{(\Delta x)^2} + \frac{2}{\Delta x} Sh \right] + C(l-1) \left[ -\frac{2}{(\Delta x)^2} \right] = \frac{C(l-n+1)}{Fo} + 2 \frac{Sh}{\Delta x} \quad (B.14)$$

Les mêmes méthodes du premier cas sont utilisées pour ce deuxième cas avec un changement dans les coefficients de la matrice d'après les équations (B.13) et (B.14).

## 2. Etude des grains de raisin

La même discrétisation présentée dans la figure (B.1) est utilisée avec la même méthode de résolution.

Ceci a permis d'écrire l'équation de diffusion sous la forme suivante :

$$\begin{aligned}
 & C^*(i, j) \left[ \frac{1}{D(j) \Delta t} + \frac{2}{(R(j) \Delta r^* + r^* \Delta R(j))^2} + \frac{2}{r^*(i) R(j) (R(j) \Delta r^* - r^*(i) R(j) \Delta R(j))} \right] \\
 & + C^*(i+1, j) \left[ -\frac{1}{(R(j) \Delta r^* + r^* \Delta R(j))^2} - \frac{2}{r^*(i) R(j) (R(j) \Delta r^* - r^*(i) R(j) \Delta R(j))} \right] \\
 & + C^*(i-1, j) \left[ -\frac{1}{(R(j) \Delta r^* + r^* \Delta R(j))^2} \right] \\
 & = C^*(i, j-1) \left[ \frac{1}{D(j) \Delta t} \right]
 \end{aligned} \tag{B.15}$$

« i » représente un pas radial

« j » un pas temporel

L'étude des points particuliers permet d'écrire :

Pour  $i=1$  et  $j=1$

$$C(l-1)=C(l+1) \tag{B.16}$$

$$C(l-n+1)=1 \tag{B.17}$$

pour  $j=1$ ,  $i \neq 1$  et  $i \neq n-1$

$$C(l-n+1)=1 \tag{B.18}$$

si  $i=1$  et  $j \neq 1$

$$C(l-1)=C(l+1) \tag{B.19}$$

À la surface où  $i=n-1$  :

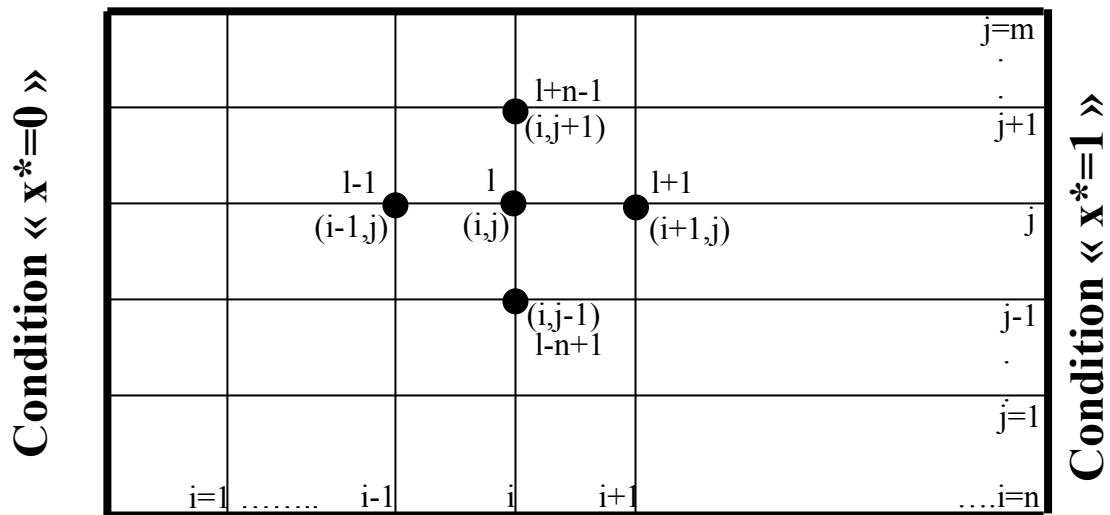
$$C(l+1)-C(l-1) = \text{Sh} (C(l)) \Delta r \tag{B.20}$$

Et l'équation de diffusion discrétisée s'écrit :

$$\begin{aligned}
 & C(l) \left[ \frac{1}{D(j) \Delta t} + \frac{2}{(R(j) \Delta r + r(i) \Delta R(j))^2} + \frac{2}{r(i) R(j) (R(j) \Delta r + r(i) \Delta R(j))} \right] \\
 & + \text{Sh} \Delta r \left[ \frac{1}{(R(j) \Delta r + r(i) \Delta R(j))^2} + \frac{2}{r(i) R(j) (R(j) \Delta r + r(i) \Delta R(j))} \right] \\
 & C(l-1) \left[ -\frac{2}{(R(j) \Delta r + r(i) \Delta R(j))^2} - \frac{2}{r(i) R(j) (R(j) \Delta r + r(i) \Delta R(j))} \right] \\
 & = \frac{C(l-n+1)}{D(j) \Delta t}
 \end{aligned} \tag{B.21}$$



**Condition «  $y^*=1$  »**



**Condition «  $y^*=0$  »**

Figure (B.2)- Schéma de la discrétisation

### 1.3. Etude du séchage de couches épaisses

Le schéma de discrétisation dans le chapitre 3 est présenté dans la figure (B.2)

« i » représente les variations suivants « x » et « j » suivant « y ».

La discrétisation de ces équations permet d'écrire le système d'équations, avec La même méthode de notation exprimée par l'équation (B.3), comme suit:

$$\frac{U^*(l) - U^*(l-1)}{\Delta x^*} + \frac{V^*(l) - V^*(l-n+1)}{\Delta y^*} = 0 \quad (\text{B.22.a})$$

$$U^*(l) = -\frac{Da Re}{2} \frac{p^*(l) - p^*(l-1)}{\Delta x^*} \quad (\text{B.23.b})$$

$$V^*(l) = -\frac{Da Re}{2} \frac{p^*(l) - p^*(l-n+1)}{\Delta y^*} \quad (\text{B.23.c})$$

$$\begin{aligned} \varepsilon \frac{w^*(l)^t - w^*(l)^{t-\Delta t}}{\Delta t^*} + \left[ U^*(l)^t \frac{w^*(l)^t - w^*(l-1)^t}{\Delta x^*} + V^*(l)^t \frac{w^*(l)^t - w^*(l-n+1)^t}{\Delta y^*} \right] = \\ \frac{1}{Re Sc} \left( \frac{w^*(l+1)^t + w^*(l-1)^t - 2w^*(l)^t}{\Delta x^{*2}} + \frac{w^*(l+n-1)^t + w^*(l-n+1)^t - 2w^*(l)^t}{\Delta y^{*2}} \right) \\ - (1-\varepsilon) \frac{\rho_s}{\rho_f} \frac{C_0 - C_{eq}}{w_{inf}} \frac{C^*(l)^t - C^*(l)^{t-\Delta t}}{\Delta t^*} \end{aligned} \quad (\text{B.23.d})$$

$$\begin{aligned} \frac{T^*(l)^t - T^*(l)^{t-\Delta t}}{\Delta t^*} + rat \left[ U^*(l)^t \frac{T^*(l)^t - T^*(l-1)^t}{\Delta x^*} + V^*(l)^t \frac{T^*(l)^t - T^*(l-n+1)^t}{\Delta y^*} \right] = \\ \frac{1}{(Pe)_{eff}} \left( \frac{T^*(l+1)^t + T^*(l-1)^t - 2T^*(l)^t}{\Delta x^{*2}} + \frac{T^*(l+n-1)^t + T^*(l-n+1)^t - 2T^*(l)^t}{\Delta y^{*2}} \right) \\ + Lv(1-\varepsilon) \frac{\rho_s}{T_{inf} (\rho Cp)_{eff}} \frac{C^*(l)^t - C^*(l)^{t-\Delta t}}{\Delta t^*} \end{aligned} \quad (\text{B.24.e})$$

## ANNEXE C

Dans cette annexe, les programmes des calculs numériques effectués sont présentés, comme suit :

Le premier programme présenté dans cette annexe concerne le deuxième cas de l'étude de la brique. Il est intitulé : « dry\_bric ».

Le deuxième programme est le calcul effectué sur les raisins. Il est titré : « Shrink ».

Enfin, le troisième programme calcule le comportement du séchoir solaire, étant un milieu poreux. Il est intitulé : « Porous4 »

```

Program dry_bric
dimension c(500),cc(500),a(500,500),b(500),r(20),time(50),sc(500),
&Vinf(500),Re(500),Sh(500),Pvsat(500),Ro_ah(500),w(500),Ro_as(500),
&Amu_vap(500),Ro_vap(500),Amu_ah(500),Amu_as(500),dif_air(500),
&T_air(500),diff(500),Fo_diff(500),Fourier(500),T_humd(500)
&,phi(500)
open (1,file='d:\lyes\dry_bric.dat')
*****
r0=0.
Time0=0.
*****
m=16
n=11
*****I am using potatoes*****
Cc0=0.38
*****I am using apricot*****
Cp=1.424*0.1301+1.549*0.0079+1.675*0.0062+0.837*0.0034+4.187*0.852
concd=0.25*0.1301+0.155*0.0079+0.16*0.0062+0.135*0.0034+0.58*0.852
***** Air characteristics*****

*****Product characteristics*****
diam=0.018
*****
deltar=0.1
Time_stp=120.

c0=Cc0/Cc0
do 10 j=1,m-1
Time(j)=Time0+j*Time_stp
Phi(j)=0.14
Vinf(j)=0.5
T_air(j)=273.+40.
T_humd(j)=20.0
diff(j)=(-12.185+1.09841667*T_humd(j)-0.02145833*T_humd(j)**(2.))*
&10.**(-8.)
c write(*,*)diff(j)
c if (j.eq.2) then
c T_air(j)=273.+43.5
c T_humd(j)=22.0
c diff(j)=(-12.185+1.09841667*T_humd(j)-0.02145833*T_humd(j)**(2.))*
c &10.**(-8.)
c endif
c if (j.eq.3) then
c T_air(j)=273.+47.0
c T_humd(j)=24.0
c diff(j)=(-12.185+1.09841667*T_humd(j)-0.02145833*T_humd(j)**(2.))*
c &10.**(-8.)
c endif
c if ((j.eq.4)) then
c T_air(j)=273.+50.5
c T_humd(j)=25.25
c diff(j)=(-12.185+1.09841667*T_humd(j)-0.02145833*T_humd(j)**(2.))*
c &10.**(-8.)
c endif

if ((j.ge.2)) then
T_air(j)=273.+54.
T_humd(j)=26.0
diff(j)=(-12.185+1.09841667*T_humd(j)-0.02145833*T_humd(j)**(2.))*
&10.**(-8.)

```

### Program Shrink

```
dimension c(600),cc(600),a(600,600),b(600),r(60),time(60),sc(600),
&Vinf(600),Re(600),Sh(600),Pvsat(600),Ro_ah(600),w(600),Ro_as(600),
&Amu_vap(600),Ro_vap(600),Amu_ah(600),Amu_as(600),dif_air(600),
&T_air(600),diff(600),Fo_diff(600),cmoy(600),Ceq(600),
&ro_moy_p(600),am_moy_p(600),rad(600)
open (1,file='d:\lyes\shrink.dat')
open (2,file='d:\lyes\cyld3con.dat')
*****
r0=0.
Time0=0.
*****
m=10
n=11
*****I am using pricot*****
Cc0=4.3476
c Ceq=0.11
*****I am using apricot*****
c am_ini_p=15.77*10.**(-3.)

ro_w=1000.
ro_c=1500.
ro_o=930.
ro_p=1400.
ro_a=1850.

c am_sec=am_ini_p/(Cc0+1.)

frac_w=0.813000*(Cc0+1.)
frac_p=0.006304*(Cc0+1.)
frac_o=0.003500*(Cc0+1.)
frac_c=0.171500*(Cc0+1.)
frac_a=0.005696*(Cc0+1.)

*****Air characteristics*****
Phi=0.1
*****Product characteristics*****
diam=0.02
Radius=diam/2.

pi=2.*asin(1.)
*****
deltar=0.1
Time_stp=3600.
c0=Cc0/Cc0
ro_mo_pr=(frac_w+frac_c+frac_o+frac_p+frac_a)/
&((frac_w/ro_w)+(frac_c/ro_c)+(frac_o/ro_o)+(frac_p/ro_p)
& +(frac_a/ro_a))
c write(*,*)ro_mo_pr
am_ini_p=ro_mo_pr*4./3.*pi*radius**3.
am_sec=am_ini_p/(Cc0+1.)

*****
do 10 j=1,m-1
Time(j)=Time0+j*Time_stp
T_air(j)=273.+65.
Vinf(j)=4.75
*****For phi= 40%*****
```

```

Program Porous4
$  debug
    Dimension x(200),V(200),ac(200,200),Amuva(99,200),w(99,200),
    &Dv(99,200),bc(200),ct(99,200),c(200),cc(200),Pvsat(99,200)
    &,Roah(99,200),wsat(99,200),Roas(99,200),Amuas(99,200)
    &,pvsat2(99,200),D(99,200),
    &Rova(99,200),Sc(99,200),Re(99,200),Amuah(99,200),cond_eff(99,200),
    &rocp_eff(99,200),ro_eff(99,200),Evap(99,200),Ceq(99,200),y(200),
    &Temp(99,200),Const(99,200),rat(99,200),aT(200,200),bT(200),
    &Tt(99,200),T(200),TTT(200),Pe_eff(99,200),porosity(99,200),
    &v_amb(99),T0(99),Tinf(99),Vinf(99),Tmoy(99,200),Da(99,200),
    &grad_p(200),Rad(99,200),dx(99,200),Const2(99,200),conc(99,200)

    open (2,file='d:\lyes\porous4.dat')
    open (3,file='d:\lyes\darcy.dat',status='old')

    along=1.
    Phi=0.20
    C0=4.3476
    delta=0.1
    n=11
    m=11
    deltat=3600.
    w0=0.0157
    winf=0.0157
    *****

    ro_w=1000.
    ro_c=1500.
    ro_o=930.
    ro_p=1400.
    ro_a=1850.
    frac_w=0.813000*(C0+1.)
    frac_p=0.006304*(C0+1.)
    frac_o=0.003500*(C0+1.)
    frac_c=0.171500*(C0+1.)
    frac_a=0.005696*(C0+1.)
    ro_pro=(frac_w+frac_c+frac_o+frac_p+frac_a)/
    &((frac_w/ro_w)+(frac_c/ro_c)+(frac_o/ro_o)+(frac_p/ro_p)
    &+(frac_a/ro_a))
    cond_pro=(0.25*frac_c+0.155*frac_p+0.16*frac_o+0.135*frac_a
    &+0.58*frac_w)/(C0+1.)
    cp_pro=(1.424*frac_c+1.549*frac_p+1.675*frac_o+0.837*frac_a
    &+4.187*frac_w)*10.**(3.)/(C0+1.)
    cp_air=1005.
    ro_air=1.1
    cond_air=0.0285
    *****

    do 100 l=1, (n-1)*(m-1)
    read(3,*)l,grad_p(l)
c    write(*,*)l,grad_p(l)
c    pause
    100  continue

    *****

    do 16 it=1,50

    T0(it)=283.
    *****

```

## REFERENCES

- Abene A., Dubois V., Le Ray M. & Ouagued A. (2004).** Study of a solar air flat plate collector: use of obstacles and application for the drying of grape. *Journal of Food Engineering*, 65, 15-22.
- Abene A., Dubois V., Ouagued A., Si-Youcef M. & Leray M. (2005).** Etude expérimentale de capteurs solaires à air: le séchage de la figue. *Technologie Avancées*, 17, 15-28.
- Aguerre R.J. & Suarez C. (2004).** Diffusion of bound water in starchy materials: application to drying. *Journal of Food Engineering*, 64, 389-395.
- Ahmed-Zaid A. (1998).** *Optimisation des capteurs solaires plans à air. Application au séchage de produits agricoles et de la pêche.* Thèse de Doctorat. Univ. Valenciennes.
- Ahmed-Zaid A., Messaoudi H., Benyounes R., Le Ray M. (1997).** Etude expérimentale du séchage de l'oignon jaune par simulation. Effet des chicane sur les paramètres de séchage, 3<sup>ème</sup> Journées Maghrébines sur la mécanique, Guelma, Algérie, 212-226.
- Ahmet Tütüncü M. & Labuza T.P. (1996).** Effect of geometry on the effective moisture transfer diffusion coefficient. *Journal of Food Engineering*, 30, 433-447.
- Alazmi B. & Vafai K. (2002).** Constant wall heat flux boundary conditions in porous media under local thermal non-equilibrium conditions. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 45, 3071-3087.
- Altevogt A.S., Rolston D.E. & Whitaker S. (2003).** New equations for binary gas transport in porous media, Part2: experimental validation. *Advances in Water Resources*, 26, 717-723.
- Ali Mohamed A. (1992).** *Validité des cinétiques de séchage sous des conditions d'air variables.* Thèse de Doctorat, Univ. Poitiers, France.
- Alvarez G., Bournet P.E. & Flick D. (2003).** Two-dimensional simulation of turbulent flow and transfer through stacked spheres. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 46 (13), 2459-2469.
- Amir H., Le Palec G. & Dagenet M. (1987).** Séchage superficiel d'un matériau poreux humide par convection forcée d'air chaud : couplage entre les équations de transferts dans le matériau et celles de la couche limite. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 30 (6), 1149-1158.

- Amir H. (1985).** *Séchage d'un matériau poreux humide par convection force d'air chaud: couplage entre les équations de transfert dans le matériau et celles de la couche limite. Application au séchage solaire du bois.* Thèse de Docteur Ingénieur, Univ. Pepignan, France.
- Arnaud G. & Fohr J.P. (1988).** Slow drying simulation in thick layers of granular products. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 31 (12), 2517-2526.
- Azrahul Karim Md & Hawlader M.N.A. (2006).** Performance evaluation of a v-groove solar air collector for drying applications. *Applied Thermal Engineering*, 26 (1), 121-130.
- Azharul Karim Md, Hawlader M.N.A. (2005).** Drying characteristics of banana: theoretical modelling and experimental validation. *Journal of Food Engineering*, 70, 35-45.
- Azzouz S., guizani A., Jomaa W.& Belghith A. (2002).** Moisture diffusivity and drying kinetic equation of convective drying of grapes. *Journal of Food Engineering*, 55, 323-330.
- Babalís S.J. & Belessiotis V.G. (2004).** Influence of the drying conditions on the drying constants and moisture diffusivity during the thin-layer drying of figs. *Journal of Food Engineering*, 65, 449-458.
- Baik Oon-Doo & Marcotte M. (2002).** Modeling the moisture diffusivity in a baking cake. *Journal of Food Engineering*, 56, 27-36.
- Belhamri A. (2003).** Characterization of the first falling rate period during drying of a porous material. *Drying Technology*, 21(7), 1235-1252.
- Belhamri A.& Fohr J.P. (1996).** Heat and mass transfer along a wetted porous plate in an air stream. *AIChE Journal*, 42(7), 1833-1843.
- Belhamri A. (1992).** *Etude des transferts de chaleur et de masse à l'interface d'un milieu poreux au cours du séchage.* Thèse de Doctorat, Univ. Poitiers, France.
- Belhamri A.& Fohr J.P. (1992).** The wet surface reduction during the first drying period. *Drying 92, Ed. A.S. Mujumdar*, 353-363.
- Ben Moussa H. (1989).** *Etude des transferts de chaleur et de masse dans un silo a grains soumis à un flux de chaleur pariétal instationnaire.* Thèse de Doctorat, Univ. Poitiers, France.
- Bennamoun L. & Belhamri A. (2006).** Numerical simulation of drying under variable external conditions: Application to solar drying of seedless grapes. *Journal of Food Engineering*, 76/2, 179-187.



- Bennamoun L. & Belhamri A. (2003).** Design and simulation of a solar dryer for agriculture products. *Journal of Food Engineering*, 59, 259-266.
- Bennamoun L. & Belhamri A. (2002a).** Study of a solar dryer for agriculture products. *Drying 2002*, Ed. A.S. Mujumdar, Vol. B, 1413-1422.
- Bennamoun L. & Belhamri A. (2002b).** Study of a solar batch dryer. Adaptation to local climate. *Heat Transfer and Renewable Sources of Energy*, Ed. J. Mikielewicz and W. Nowak, 221-228.
- Ben Nasrallah S., Amara T. & Du Peuty M.A. (1997).** Convection naturelle instationnaire dans un cylindre rempli de grains ouvert à ses extrémités et dont la paroi est chauffée par un flux de chaleur constant : validité de l'hypothèse de l'équilibre thermique local. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 40 (5), 1155-1168.
- Berna A., , Rosselo C., Cañellas J. & Mulet A. (1991).** Drying kinetics of a Majorcan seedless grape variety. *Drying 91*, Ed. A.S. Mujumdar, 455-462.
- Brebard R., Menguy G. & Schwartz M. (1979).** *Le rayonnement solaire, conversion thermique et applications*. Technique et documentation.
- Burden R.L. & Faires J.D. (1985).** *Numerical analysis* (3<sup>rd</sup> ed.), U.S.A, PWS Publishers.
- Capderou M. (1986).** *Atlas solaire de l'Algérie, Tome 3, Volume 1* (pp. 65 & 325-327). O.P.U., Alger.
- Charreau A. & Cavaillé R. (1991).** Opérations unitaires, Séchage, II. Appareillage et choix d'un procédé. *Techniques de l'ingénieur*, J 2482.1-J 2482.18.
- Chauhan P.M., Choudhury C. & Garg H.P. (1996).** Comparative performance of coriander dryer coupled to solar air heater and solar air-heater-cum-rockbed storage. *Applied Thermal Engineering*, 16(6), 475-486.
- Chen P. & Pei D.C.T. (1989).** A mathematical model of drying processes. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 32(2), 297-310.
- Chirife J. (1983).** Fundamentals of the drying mechanism during air dehydration of foods. *Advances in drying II*, Ed. A.S. Mujumdar, 73-101.
- Crank J. (1975).** *The mathematics of diffusion* (2<sup>nd</sup> ed.) Great Britain, Clarendon Press.
- Daguenet M. (1985).** *Les séchoirs solaires : théorie et pratique*. U.N.E.S.C.O
- Di Matteo M., Cinquanta L., Galiero G. & Crescitelli S. (2003).** A mathematical model of mass transfer in spherical geometry : plum (*Prunus domestica*) drying. *Journal of Food Engineering*, 58, 183-192.

- Di Matteo M., Cinquanta L., Galiero G. & Crescitelli S. (2002).** Physical pre-treatment of plums (*Prunus domestica*). Part 1. Modelling the kinetics of drying. *Journal of Food Engineering*, 79, 227-232.
- Di Matteo M., Cinquanta L., Galiero G. & Crescitelli S. (2000).** Effect of a novel pretreatment process on the drying kinetics of seedless grapes. *Journal of Food Engineering*, 46, 83-89.
- Doymaz I. (2004).** Effect of dipping treatment on air drying of plums. *Journal of Food Engineering*, 64, 465-470.
- Duval F., Fichot F. & Quintard M. (2004).** A local thermal non-equilibrium model for two-phase flows with phase-change in porous media. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 47 (8), 613-639.
- El-Sebaï A.A., Aboul-Enein S., Ramadan M.R.I. & El-Gohary H.G. (2002).** Empirical correlations for drying kinetics of some fruits and vegetables. *Energy*, 27, 845-859.
- Ekechukwu O.V. & Norton B. (1999).** Review of solar-energy drying systems II: an overview of solar drying technology, *Energy Conversion & Management*, 40, 615-655.
- Farhat A., Kooli S., Fadhel A., Kerkeni C., Maalej M. & Belghith A. (2003).** Drying in polyethylene tunnel greenhouse. *CSTS 2003, Ed. F. Zagrouba*, 121-130.
- Figus C., Le Bray Y., Bories S. & Prat M. (1999).** Heat and mass transfer with phase change in a porous structure partially heated. Continuum model and pore network simulations. *International journal of Heat and Mass Transfer*, 42, 2557-2569.
- Fohr J.P., Arnaud G., Ali Mohamed A. & Benmoussa H. (1989).** Validity of drying kinetics. *A.S. Drying 89 Ed. Mujumdar*, 269-275.
- Fortes M. & Okos M.R. (1980).** Drying theories: their bases and limitations as applied to foods and grains. *Advances in drying I, Ed. A.S. Mujumdar*, 119-151.
- Garau M.C., Simal S., Femenia A. & Rosseló C. (2005).** Drying of orange skin: drying kinetics modelling and functional properties. *Journal of Food Engineering*, (article in press).
- Gerold C.F. & Wheatly P.O. (1989).** *Applied numerical analysis* (4th ed.). Addison Wisley, Canada; U.S.A.
- Giner S.A. & Mascheroni R.H. (2001).** Diffusive drying kinetics in wheat, Part 1: potential for a simplified analytical solution. *J. Agric. Engng. Res*, 80(4), 351-364.
- Goyeau B., Songbe J.P. & Gobin D. (1996).** Numerical study of double-diffusive natural convection in a porous cavity using the Darcy-Brinkman formulation. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 39 (7), 1363-1378.

- Guillard V., Broyart B., Guilbert S., Bonnazi C. & Gontard N. (2004).** Moisture diffusivity and transfer modeling in dry biscuit. *Journal of Food Engineering*, 64, 81-87.
- Haddad O.M., Al-Nimr M.A. & AlKhateeb A.N. (2004).** Validation of the local equilibrium assumption in natural convection from vertical plate embedded in porous medium: non-Darcian model. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 47, 2037-2042.
- Hernández J.A., Pavón G. & García M.A. (2000).** Analytical solution of mass transfer equation considering shrinkage for modeling food-drying kinetics. *Journal of Food Engineering*, 45, 1-10.
- Housset C. (1988).** La deshydratation « des kilos légers !!! ». IAA, 337-339.
- Hsu C.T. (2000).** Heat conduction in porous media, *Handbook of porous media* U.S.A, Marcel Dekker.
- Imre L. (1995).** Solar drying. *Handbook of industrial drying* Ed. A.S. Mujumdar, Marcel Dekker, 373-451.
- Inazu T., Iwasaki K. & Furuta T. (2002).** Drying air conditions of fresh Japanese noodle (Udon). *Drying 2002*, Vol.c, 1556-1562.
- Jamaalahmadi M., Müller-Steinhagen H. & Izadpanah M.R. (2005).** Pressure drop, gas hold-up and heat transfer during single and two-phase flow through porous media. *Heat and Fluid Flow*, 26, 156-172.
- Karathanos V.T. & Belessiotis V.G. (1997).** Sun and artificial air drying kinetics of some agricultural products. *Journal of Food Engineering*, 31, 35-46.
- Keey R.B. (1980).** Theoretical foundations of drying technology. *Advances in drying, I Ed.* A.S. Mujumdar, 1-22.
- Ketelaars A.A.J., Jomaa W., Puiggali J.R. & Coumans W.J. (1992).** Drying shrinkage and stresses. *Drying 92*, Ed. A.S. Mujumdar, 293-303.
- Kimura S., Kiwata T., Okajima A. & Pop I. (1997).** Conjugate natural convection in porous media. *Advances in Water Resources*, 20(2-3), 111-126.
- Kiranoudis C.T., Maroulis Z.B., & Marinou-Kouris D. (1992).** Drying kinetics of onion and green paper. *Drying Technology*, 10(4), 995-1011.
- Lacerba A.F., Lisboa M.H. & Barrozo M.A.S. (2005).** Heat and mass transfer in a countercurrent moving bed dryer. *Applied Thermal Engineering*, 25, 2641-2651.
- Laguerre J.C., Lebert A., Trystram G. & Bimbenet J.J. (1991).** A compartmental model to describe drying curves of foodstuffs under variable conditions. *Drying 91, Ed.* A.S. Mujumdar, 361-368.

- Lahsasni S., Kouhila M., Mahrouz M., & Jaouhari J.T. (2004).** Drying kinetics of prickly pear fruit (*Opuntia ficus indica*). *Journal of Food Engineering*, 61 (2), 173-179.
- Lauriat G. & Ghafir R. (2000).** Forced convective heat transfer in porous media. *Handbook of porous media*, U.S.A, Marcel Dekker.
- Le Bray Y. & Prat M. (1999).** Three dimensional pore network simulation of drying in capillary porous media. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 42, 4207-4224.
- Li Zhangyong, Noroyuki Kobayashi, Akira Nishimura & Seiichi Degushi (2002).** Fluidization characteristics in a fluidized bed of dissimilar particles. *Drying 2002, Ed. A.S. Mujumdar*, Vol. A, 587-295.
- Liu X.D., Wang X.Z., Pan Y.K., Cao C.W. & Liu D.Y. (2002).** R & D of drying technology in China. *Drying 2002, Ed. A.S. Mujumdar*, 49-63.
- Masmoudi W. & Prat M. (1991).** Heat and mass transfer between a porous medium and a parallel external flow application to drying of capillary porous material. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 34 (8), 1975-1989.
- May B.K. & Perré P. (2002).** The importance of considering exchange surface area reduction to exhibit a constant drying flux period in foodstuffs. *Journal of Food Engineering*, 54, 271-282.
- Mayor L. & Sereno A.M. (2004).** Modelling shrinkage during convective drying of food materials: a review. *Journal of Food Engineering*, 61, 373-386.
- Mhimid A., Ben Nasrallah S. & Fohr J.P. (2000).** Heat and mass transfer during drying of granular products – simulation with convective and conductive boundary conditions. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 43, 2779-2791.
- Moyne C. & Roques M. (1986).** Réalités et perspectives du séchage. *Revue Générale du Thermique*, n° 292.
- Mujumdar A.S. (2004).** Role of IDS in promoting innovation and global R & D effort in drying technologies. *Drying 2004, Ed. A.S. Mujumdar*, Vol. A, 101-118.
- Mujumdar A.S. (2002).** Research and development in drying: recent trends and future prospects. *Drying 2002, Ed. A.S. Mujumdar*, Vol. A, 1-18.
- Mujumdar A.S. (1996).** Innovation in drying. *Drying Technology*, 14(6), 1459-1475.
- Nadeau J.P. & Puigalli J.R. (1995).** *Séchage des processus physiques aux procédés industriels*. Technique et Documentation.
- Nield D.A. & Bejan A. (1999).** *Convection in porous media*, 2<sup>nd</sup> ed., Springer-Verlag, New York.
- Nield D.A. & Bejan A. (1991).** *Convection in porous media*. Springer, Berlin.

- Percebois J. (1975).** *L'énergie solaire perspectives économiques*. Centre National de la Recherche Scientifique, France.
- Pangavhane D.R. & Sawhney R.L. (2002).** Review of research and development work on solar dryers for grape drying, *Energy Conversion & Management*, 43, 45-61.
- Park K.J., Bin A., Brod F.P.R. (2002).** Drying of pear d'Anjou with and without osmotic dehydration. *Journal of Food Engineering*, 56, 97-103.
- Prat M. (2002).** Recent advances in pore-scale models for drying of porous media. *Chemical Engineering Journal*, 86, 153-164.
- Prat M. (1995).** Isothermal drying of non-hygroscopic capillary-porous materials as an invasion percolation process. *International Journal of Multiphase Flow*, 21, 786-791.
- Plumb O.A. & Prat M. (1992).** Microscopic models for the study of drying of capillary porous media. *Drying 92*, Ed. A.S. Mujumdar, 397-406.
- Quintard M. & Whitaker S. (2000).** Theoretical analysis of transport in porous media. *Handbook of porous media*, U.S.A, Marcel Dekker.
- Quintard M., Kiviany M. & Whitaker S. (1997).** Two-medium treatment of heat transfer in porous media: numerical results for effective properties. *Advances in Water Resources*, 20 (2-3), 77-94.
- Quintard M. & Whitaker S. (1995).** Local thermal equilibrium for transient heat conduction: theory and comparison with numerical experiments. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 38 (15), 2779-2796.
- Raja Sekhar G.P. & Sano O. (2001).** Two-dimensional viscous flow past a slightly deformed circular cavity in a porous medium. *Fluid Dynamics Research*, 28, 281-293.
- Ramos I.N., Brandão T.R.S., Silva C.L.M. (2005).** Integrated approach on solar drying, pilot convective drying and microstructural changes. *Journal of Food Engineering*, 67, 195-203.
- Ramos I.N., Silva C.L.M., Sereno A.M. & Aguilera J.M. (2004).** Quantification of microstructural changes during first stage air drying of grape tissue. *Journal of Food Engineering*, 62, 159-164.
- Ratti C. & Mujumdar A.S. (1997).** Solar drying of foods: modeling and numerical simulation. *Solar Energy*, 60(3/4), 151-158.
- Ratti C. & Crapiste G.H. (1992).** A generalized drying curve for shrinking food materials. *Drying 92*, Ed. A.S. Mujumdar, 864-873.
- Rees D.A.S. (2002).** The onset of Darcy-Brinkman convection in a porous layer: an asymptotic analysis. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 45, 2213-2220.

- Ruiz-López I.I., Córdova A.V., Rodríguez-Jimenes G.C. & García-Alvarado M.A. (2004).** Moisture and temperature evolution during food drying: effect variable properties. *Journal of Food Engineering*, 63, 117-124.
- Sanjuán N., Lozano M., Clemente G., Garcia-Pascuala P., & Mulet A. (2002).** Drying kinetics of red peppers. *Drying 2002 Ed. A.S. Mujumdar* 1406-1412.
- Schlünder E.U. (1989).** On the mechanism of the constant drying rate period. *Drying* 89, Ed. A.S. Mujumdar, 226-229.
- Schweitzer P.A. (1979).** *Handbook of separation techniques for chemical engineers*. Mac Graw hill.
- Seigel R. (1981).** *Thermal radiation heat transfer*. Hemisphere Publishing Corporation.
- Sfeir A.A.& Guarracino G. (1981).** *Ingénierie des systèmes solaires, application à l'habita*. Technique et documentation.
- Simal S., Rosselló C., Berna A.& Mulet A. (1998).** Drying of shrinking cylinder-shaped bodies. *Journal of Food Engineering*, 37, 423-435.
- Strumillo C. & Kudra T. (1986).** *Drying: principles, application and design*. Switzerland: Gordon and Breach Science Publishers.
- Suzuki M. & Maeda S. (1968).** On the mechanism of drying of granulars beds. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 1 (1), 26-31
- Takhar H.S., Chamkha A.J. & Nath G. (2002).** Natural convection on a vertical cylinder embedded in a thermally stratified high-porosity medium, *International Journal of Thermal Science* 41, 83-93.
- Thevenin J. (1995).** Transient forced convection heat transfer from a circular cylinder embedded in a porous medium. *International Communications in Heat and Mass Transfer*, 22(4), 507-516.
- Thevenin J. & Sadaoui D. (1995).** About enhancement of heat transfer over a circular cylinder embedded in a porous medium. *International Communications in Heat and Mass Transfer*, 22(2), 295-304.
- Tiris C., Tiris M. & Dincer I. (1996).** Experiments on a new small-scale solar dryer. *Applied Thermal Engineering*, 16(2), 183-187.
- Toei R. (1996).** Theoretical fundamentals of drying operation. *Drying Technology*, (14(1), 1-194.
- Toğrul I.T. & Pehlivan D. (2003).** Modelling of drying kinetics of single apricot. *Journal of Food Engineering*, 58, 23-32.

- Toğrul I.T. & Pehlivan D. (2002).** Mathematical modelling of solar drying of apricots in thin layers. *Journal of Food Engineering*, 55, 209-216.
- Torres-Reyes E., Navarette-Gonzalez J.J. & Ibarra-Salazar B.A. (2002).** Thermodynamic method for designing dryers operated by flat-plate solar collectors. *Renewable Energy*, 26, 649-660.
- Umesh Hebbar H.& Rastogi N.K. (2001).** Mass transfer during infrared drying of cashew kernel. *Journal of Food Engineering*, 47, 1-5.
- van Brakel J. (1980).** Mass transfer in convective drying. *Advances in drying I, Ed. A.S. Mujumdar*, 217-265.
- Viollaz P.E. & Rovedo C.O. (2002).** A drying model for three-dimensional shrinking bodies. *Journal of Food Engineering*, 52, 149-153.
- Wan Daud Wan Ramli, Hakimi Ibrahim Mahamed & Meor Zainal Meor Talib (1998).** Parameter estimation of Luikov's drying equation. *Drying 98, Ed. A.S. Mujumdar, Vol. A*, 150-159.
- Whitaker S. (1980).** Heat and mass transfer in granular porous media. *Advances in drying I, Ed. A.S. Mujumdar*, 23-61.
- Yang J.H. & Lee S.L. (1999).** Effect of anisotropy on transport phenomena in anisotropic porous media. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 42, 2673-2681.
- Youcef-Ali S. & Desmons J.Y. (2005).** Simulation of a new concept of an indirect solar dryer equipped with offset rectangular plate absorber-plate. *International Journal of Energy Research*, 29, 317-334.
- Youcef-Ali S. (2005).** Study and optimization of the thermal performances of the offset rectangular plate fin absorber plates, with various glazing. *Renewable Energy*, 30, 271-280.
- Youcef-Ali S., Messaoudi H., Desmons J.Y., Abene A.& Le Ray M. (2001a).** Determination of the average coefficient of internal moisture transfer during the drying of a thin bed of potato slices. *Journal of Food Engineering*, 48, 95-101.
- Youcef-Ali S., Moumami N., Desmons J.Y., Abene A., Messaoudi H., & Le Ray M. (2001b).** Numerical and experimental study of dryer in forced convection. *International Journal of Energy Research*, 25, 537-553.
- Youcef-Ali S., Desmons J.Y., Messaoudi H., Abene A. & Le Ray M. (2001c).** Numerical and experimental study of the drying of a potato in forced convection in a drier with racks. *IEEE*, 175-180.
- Youcef-Ali S. (2001).** *Etude numérique et expérimentale des séchoirs solaires indirects à convection forcée.* Thèse de Doctorat, Univ. Valenciennes et Hainaut Cambrésis.

**Ziegler Th., Richter I.-G. & Pecenka R. (1999).** Desiccant grain applied to the storage of solar drying potential. *Drying Technology*, 17(7&8), 1411-1427.



## **RESUMES**

## ABSTRACT

The first part of this work study, by simulation, the behavior of drying kinetics, at the change of the conditions of the heated air used for drying. This study is applied for two materials. The first is the brick; it presents a constant first drying period. Diffusion model, based on Fick's law, with variable coefficient of diffusion with temperature, is used for modeling variation of the drying kinetic. The second material is grapes; it does not present the constant first drying period. As the first material, diffusion model is used, but with a coefficient of diffusion variable with temperature and velocity.

Sudden and progressive variations, of temperature and velocity, are simulated. A change of the behavior, of the drying kinetic, is observed with a response time for adaptation to new drying conditions. This time depends on the nature of the applied variation. This study is applied for solar drying of grapes, too. Of course, solar drying operates with variable conditions during all time of the process.

The second part, deal with the behavior of stacked grapes putted in packed bed in a batch convective dryer. By this way, dryer can be studied as macroscopic porous medium. Equations of continuity, momentum expressed by Darcy's model, mass transfer and energy transfer are used. A system of six differential equations is obtained. However, utilization of hypothesis of local thermal equilibrium allows reducing it. Finite difference method is used for discretization of the obtained system and "Gauss- Seidel" method is used to resolve it numerically. Influence of the external conditions, which are temperature, velocity and humidity, is studied.

**Key words:** Drying, brick, grapes, external conditions, porous media, local thermal equilibrium

" "

.

.

.

.

.

.

.

" "

" "

.

.

-

" "

.

" "

.

.

:



**Liste des publications et communications à partir de cette thèse:**

**Lyes BENNAMOUN, Azeddine BELHAMRI**

**NUMERICAL SIMULATION OF DRYING UNDER VARIABLE EXTERNAL CONDITIONS: APPLICATION TO SOLAR DRYING OF SEEDLESS GRAPES**

**JOURNAL OF FOOD ENGINEERING** Volume/Issue 76/2 pp. 179-187  
Publié par Elsevier Science Ltd, Oxford, England (2006).

**Lyes BENNAMOUN, Azeddine BELHAMRI**

**DESIGN AND SIMULATION OF A SOLAR DRYER FOR AGRICULTURE PRODUCTS**

**JOURNAL OF FOOD ENGINEERING**, Volume/Issue 59/2-3 pp. 259-266  
Publié par Elsevier Science Ltd, Oxford, England (2003).

**Lyes BENNAMOUN, Azeddine BELHAMRI**

**STUDY OF A SOLAR BATCH DRYER ADAPTATION TO LOCAL CLIMATE**

«Heat Transfer and Renewable Sources of Energy 2002», Edité par J. Mikielewicz et W. Nowak, Międzyzdroje, POLOGNE, pp. 221-228, ISBN 83-88764-71-3 (calośé) ISBN 83-88764-76-4.

**Lyes BENNAMOUN, Azeddine BELHAMRI**

**STUDY OF A SOLAR DRYER FOR AGRICULTURE PRODUCTS**

DRYING 2002(IDS 2002, Beijing, CHINA), Editors: C.W. Cao, Y.K. Pan, X.D. Liu, Y.X. Qu, Series editors A.S. Mujumdar  
Vol. B Section 8, Drying of Agriculture Materials, pp. 1413-1422.

**Lyes BENNAMOUN, Azeddine BELHAMRI**

**SOLAR ENERGY USE FOR DRYING. PRESENTATION AND STUDY OF A SYSTEM**

Deuxième Colloque des Sciences et Technologies de Séchage, Bordj-Cédria, Tunisie, Editeur: Fethi Zagrouba 16 Mai 2003, pp. 45-50, ISBN 9973-9950-0-7

**Lyes BENNAMOUN, Azeddine BELHAMRI**

**ETUDE PAR SIMULATION DES TRANSFERTS DANS UN MILIEU POREUX ET INFLUENCE DES CONDITIONS EXTERIEURS**

Journées Internationales de Thermique, Tanger, Maroc, 15-17 Novembre 2005, proceeding Tome I pp.121-124.

**Lyes BENNAMOUN, Azeddine BELHAMRI**

**INFLUENCE OF EXTERNAL CONDITIONS ON DRYING OF AGROALIMENTARY PRODUCTS**

International Mechanical Engineering Conference, Kuwait, 5-8 Décembre 2004, Proceeding pp. 270-281.

**Lyes BENNAMOUN, Azeddine BELHAMRI**

**CALCULUS OF A SOLAR BATCH DRYER FOR AGROALIMENTARY PRODUCTS**

1<sup>er</sup> Congrès International de Mécanique, Constantine, ALGERIE, 14-16 Décembre 2002, Proceeding pp. 259-266.

**Lyes BENNAMOUN, Azeddine BELHAMRI**

**ANALYSE DU COMPORTEMENT D'UN SECHOIR À LOTS**

S.I.P.E.6, Sixième Séminaire International de la Physique Energétique, Béchar, ALGERIE, 21-23 Octobre 2002, Recueil des résumés pp. 34.

**Lyes BENNAMOUN, Azeddine BELHAMRI**

**ETUDE PAR SIMULATION DU SECHAGE DE PRODUITS AGROALIMENTAIRES DESTINES AU STOCKAGE**

3<sup>ème</sup> Congrès Algérien de Génie des Procédés, 18-20 Décembre 2001, Ourgla, Algérie, Proceeding pp. 426-435.

# Numerical simulation of drying under variable external conditions: Application to solar drying of seedless grapes

Lyes Bennamoun<sup>a,\*</sup>, Azeddine Belhamri<sup>b</sup>

<sup>a</sup> *Département de Physique, Institut des Sciences exactes, Centre Universitaire Larbi Ben M'hidi, Oum El Bouaghi 04000, Algeria*

<sup>b</sup> *Département de Génie Climatique, Faculté des Sciences de l'Ingénieur, Université Mentouri, Constantine 25000, Algeria*

Received 25 November 2004; accepted 10 May 2005

Available online 5 July 2005

## Abstract

The aim of this work is to study the drying kinetic behavior with respect to the variation of the external conditions. Diffusion model based on Fick's law is used. The heated air thermo-physical properties variation and shrinking effect are taken into consideration. The coefficient of diffusion is calculated based on experimental data and presented as a function of temperature and velocity. The numerical resolution of the mass transfer equation allows the calculation of the distribution of moisture inside the product, at any time. Sudden and progressive augmentation of temperature and velocity are simulated; the drying kinetic answers by changing its behavior with a non-instant response. Solar drying was investigated through the study of a flat air collector. The ambient air velocity considerably influenced the outlet temperature of the collector air which reverberates on the drying kinetic.

© 2005 Elsevier Ltd. All rights reserved.

*Keywords:* Diffusion; Shrinking effect; Sudden augmentation; Progressive augmentation; Inertia; Air collector

## 1. Introduction

Sun natural drying is one of the most common traditional preservation methods used, in particular in non industrialized countries. Grapes, figs and olives as an example are commonly placed on the ground in order to be exposed to sun light and wind for drying purpose. Besides being a slow process, this method is subject to the deterioration of a part of the exposed harvest, caused by microbial attacks with change to its organoleptic characteristics. To limit this, many studies of solar dryers have been developed. Gallali, Abujnah, and Bannani (2000) presented a detailed experimental work, dealing with chemical analysis and sensory evaluation during natural and solar drying of some fruits and vegetables. It was found that the quality of the products

solar dried was superior to ones naturally dried. Tiris, Tiris, and Dincer (1996) showed the importance of solar drying compared to the natural one. The products were dried in a small scale dryer doted with an electrical and a solar air heater. An improvement in the quality of the dried products and reduction in the drying time were observed during solar drying. An important review regarding various details such as design, construction and operational principles of practical solar dryers is reported by Ekechukwu and Norton (1999). Bennamoun and Belhamri (2002a, 2002b) presented a design and a study, based on heat and mass transfer applied to the collector air and drying chamber, of a solar dryer for agriculture products. The drying chamber was composed of ten trays. The collector was used to heat ambient air using free solar energy. A heater was added for the unfavorable climatic conditions. In a different way, Ratti and Mujumdar (1997) developed a model and simulation code of a solar dryer, using heat and mass balances, applied to solid and gas phases with time

\* Corresponding author. Tel./fax: +213 31 81 90 12.

E-mail addresses: [lyes\\_bennamoun@yahoo.ca](mailto:lyes_bennamoun@yahoo.ca) (L. Bennamoun), [belhamri@altern.org](mailto:belhamri@altern.org) (A. Belhamri).

### Nomenclature

$a_w$	water activity
$C_p$	specific heat (J/kg °C)
$D$	coefficient of diffusion (m <sup>2</sup> /s)
$D_v$	diffusion of vapor in the air (m <sup>2</sup> /s)
$h$	coefficient of heat transfer by convection (W/m <sup>2</sup> °C)
$h_m$	mass transfer coefficient (m/s)
$h_r$	adapted radiative exchange coefficient (W/m <sup>2</sup> °C)
$k$	adapted conductive exchange coefficient (W/m <sup>2</sup> °C)
$m$	mass (kg)
$\dot{m}$	mass flow rate (kg/s)
$P$	pressure (Pa)
$r$	Product radius (m)
$r^*$	dimensionless radius ( $r^* = \frac{r}{R}$ )
$R$	overall product radius (m)
surf	surface (m <sup>2</sup> )
$T$	temperature (°C)
$t$	time (s)
$V$	air velocity (m/s)
$X$	moisture content (kg/kg)
$X^*$	dimensionless moisture content ( $X^* = \frac{X-X_{eq}}{X_0-X_{eq}}$ )

#### Greek symbols

$\mu$	viscosity (kg/m s)
$\phi$	relative humidity
$\rho$	density (kg/m <sup>3</sup> )

#### Dimensionless numbers

$Re$	Reynolds number
$Sc$	Schmidt number
$Sh$	Sherwood number

#### Subscripts

A	absorber
ach	heated air
ah	wet air
am	ambient air
as	dry air
c	skier vault
dry	dry matter
e	external
eq	equilibrium value
f	product
fld	fluid
I	insulator
i	internal
moy	mean value
p	polystyrene
s or sol	ground
v	glass
vap	vapor
vsat	saturated vapor
0	initial value

varying air conditions. The results compared well with experimental ones. The effect of several parameters and shrinking were presented. Pangavhane and Sawhney (2002) have given technical and economical results on the use of solar drying for grapes. It was found that the use of a solar dryer is feasible. However, its acceptance by the farmers was limited due to its small capacity and too long a pay back period.

Generally, the diffusion model based on Fick's law describes well the variation of the moisture during drying of foodstuffs. This is confirmed by the studies done by Chirife (1983), Bruin and Luyben (1980), where the coefficient of diffusion is considered as a function of temperature. Di Matteo, Cinquanta, Galiero, and Crescitelli (2000, 2003, 2002); Cinquanta, Di Matteo, and Esti (2002) studied drying of seedless grapes and plums and the coefficient of diffusion was considered constant. While, Azzouz, Guizani, Jomaa, and Belghith (2002) studied drying of grapes and the coefficient of diffusion was proposed to be a function of air temperature and product moisture. Toğrul and Pehlivan (2003) showed that there was variation in this coefficient with air velocity and air temperature during apricot drying.

Also, shrinking is an important aspect to be taken into consideration when developing a model describing the drying of foodstuffs. Youcef-Ali, Messaoudi, Desmons, Abene, and Leray (2001), Bennamoun and Belhamri (2003), Ratti and Mujumdar (1997) and Ratti and Crapiste (1992) introduced the shrinking phenomenon by letting the physical characteristics of the product vary with its moisture content.

In some non-developed countries, even though grapes are widely cultivated, there is no strategy for producing dried ones for internal consumption and thus avoiding costly importation. The objective of this paper is to study, by simulation, the behavior of seedless grapes during solar drying using a diffusion model with the introduction of shrinking and the determination of the most influential parameters in order to optimise the process.

## 2. The mathematical model

In this respect, the product is simulated as a spherical shape; the equation of the mass transfer, based on Fick's



law, is written in spherical coordinates. The diffusion is considered as radial and the coefficient of diffusion as invariable with time and position

$$\frac{\partial X(r, t)}{\partial t} = \frac{D}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left( r^2 \frac{\partial X(r, t)}{\partial r} \right) \quad (1)$$

The model is treated with the following initial and boundary conditions:

$$\text{At } t = 0 : X = X_0 \quad (2)$$

$$\text{At the kernel; } r = 0 : \frac{\partial X}{\partial r} = 0 \quad (3)$$

At the surface, convective drying is affected by external conditions; the following condition is used:

$$r = R : -D \frac{\partial X}{\partial r} = h_m (X - X_{eq}) \quad (4)$$

Practically, the dimensionless form is used. Thus Eq. (1) is written

$$\frac{\partial X^*}{\partial t} = D \left( \frac{\partial^2 X^*}{(R \partial r^* + r^* \partial R)^2} + \frac{2}{r^* R} \frac{\partial X^*}{R \partial r^* + r^* \partial R} \right) \quad (5)$$

The initial and boundary conditions become

$$t = 0 : X^* = 1 \quad (6)$$

$$r^* = 0 : \frac{\partial X^*}{R \partial r^* + r^* \partial R} = 0 \quad (7)$$

$$r^* = 1 : -\frac{\partial X^*}{R \partial r^* + r^* \partial R} = \frac{Sh}{2R} X^* \quad (8)$$

(*Sh*) is determined from the equations (Daguenet, 1985)

$$Re < 350 : Sh = 1.82 Re^{0.49} Sc^{0.33} \quad (9)$$

$$Re > 350 : Sh = 0.99 Re^{0.59} Sc^{0.33} \quad (10)$$

The Sherwood number (*Sh*) depends on the wet air characteristics which are presented in the appendix.

### 2.1. Determination of the coefficient of diffusion

Commonly, the coefficient of diffusion is calculated by comparing experimental results and theoretical ones, such as analytical solutions given by Crank (1975).

The coefficient of diffusion of seedless grapes is determined from the experimental results presented by Berna, Rosselo, Cañellas, and Mulet (1991). In their paper, a presentation of the drying system is described. Then, two series of experiments were carried out to study the influence of air velocities and moderate temperatures (for application to solar drying) on the moisture content. The coefficient of diffusion is deduced from comparison of the moisture content experimental results and those given by Fick's law using variable separation.

The coefficient of diffusion is strongly affected by the air temperature. It increases with the dry bulb temperature increase. The following equation can represent the coefficient:

$$D = (-0.00067 T_{ach}^2 + 0.29300 T_{ach} - 7.30833) 10^{-10} \text{ (m}^2/\text{s)} \quad (11)$$

In the same way, it is found that increasing the air velocity increases the coefficient of diffusion. However, it is observed that at high velocities (provides a mean for 3 m/s) the influence is less important. The coefficient of diffusion can be given by the equation

$$D = (-0.04304 V_{ach}^2 + 0.39068 V_{ach} + 5.90529) 10^{-10} \text{ (m}^2/\text{s)} \quad (12)$$

The two last Eqs. (11) and (12) present a correlation coefficient equal to the unity.

The temperature  $T_{ach}$  is presented in (°C) and the velocity  $V_{ach}$  in (m/s).

### 2.2. Modeling solar drying

Solar drying was performed using an air flat collector. In this way, it is necessary to present the equations governing its behavior, based on heat transfer.

The collector is composed (from the exterior to the interior) of a plate Pyrex glass used as a cover, an aluminum paper painted black as the absorber and polystyrene as an insulator. The air flows between the absorber and the polystyrene. The equations, governing the behavior of the air flat collector, are:

Exchange external glass surface—ambient medium

$$\begin{aligned} \frac{m_v \cdot C_{pv}}{\text{surf}} \left( \frac{dT_{ve}}{dt} \right) \\ = P_v + h_{r,vc} \cdot (T_c - T_{ve}) + h_{v,am} \cdot (T_{am} - T_{ve}) \\ + k_v \cdot (T_{vi} - T_{ve}) \end{aligned} \quad (13)$$

In the glass

$$\begin{aligned} \frac{m_v \cdot C_{pv}}{\text{surf}} \left( \frac{dT_{vi}}{dt} \right) \\ = h_{r,va} \cdot (T_A - T_{vi}) + h_{v,a} \cdot (T_A - T_{vi}) + k_v \cdot (T_{ve} - T_{vi}) \end{aligned} \quad (14)$$

Exchange absorber—internal glass surface—internal insulator surface

$$\begin{aligned} \frac{m_A \cdot C_{pA}}{\text{surf}} \left( \frac{dT_A}{dt} \right) \\ = h_{v,a} \cdot (T_{vi} - T_A) + P_A + h_{r,va} \cdot (T_{vi} - T_A) \\ + h_{r,ai} \cdot (T_{li} - T_A) + h_{fd,A} \cdot (T_{ach}^* - T_A) \end{aligned} \quad (15)$$

In the insulator

$$\begin{aligned} \frac{m_i \cdot C_{pi}}{\text{surf}} \left( \frac{dT_{li}}{dt} \right) \\ = h_{r,ai} \cdot (T_A - T_{li}) + k_i \cdot (T_{le} - T_{li}) \\ + h_{fd,li} \cdot (T_{ach}^* - T_{li}) \end{aligned} \quad (16)$$

Exchange external insulator surface—ground

$$\begin{aligned} \frac{m_I \cdot C_{Pt}}{\text{surf}} \left( \frac{dT_{Ie}}{dt} \right) &= k_I \cdot (T_{Ii} - T_{Ie}) + h_{r,s,I} \cdot (T_{sol} - T_{Ie}) \\ &+ h_{v,am} \cdot (T_{am} - T_{Ie}) \end{aligned} \quad (17)$$

In the heat carrier

$$\begin{aligned} \dot{m}_{am} \cdot C_{P,air} \cdot (T_{ach} - T_{ach}^*) &= \text{surf} \cdot h_{fld,A} (T_A - T_{ach}^*) + \text{surf} \cdot h_{fld,Ii} (T_{Ii} - T_{ach}^*) \end{aligned} \quad (18)$$

$P_V$  is the absorbed energy flux by the glass.

$P_A$  is the absorbed energy flux by the absorber.

\*: represents the precedent step.

$P_V$  and  $P_A$  change with time and position of the collector emplacement. Also, they are functions of glass and absorber properties (Bennamoun & Belhamri (2003) and Daguinet (1985)).

Heat transfer coefficients are calculated with classical formulas (Daguinet (1985)).

### 2.3. Characteristics of the dried product

As the physical and biological characteristics of the product change during overall drying process; it is important to know and study these characteristics. The initial ones are shown in Table 1.

The specific heat is expressed (Singh, 1996)

$$C_{P_f} = 1.424m_2 + 1.549m_4 + 1.675m_3 + 0.837m_5 + 4.187m_1 \quad (19)$$

Also, the density of the product is expressed as a function of the product components as follow (May & Perré, 2002):

$$\rho_f = \frac{\sum_{i=1}^5 X_i}{\sum_{i=1}^5 \frac{X_i}{\rho_i}} \quad (20)$$

$X_i$  is the constituent proportion relative to the dry mass of the product.

The mass of the product is equal to

$$m_f = (X_1 + 1)m_{dry} \quad (21)$$

Table 1

Composition of the grapes components of 1 cup (92 g) (Source: USDA Nutrient Database for standard reference, release 12 March 1998) and their density (Source: May and Perré, 2002)

<i>i</i>	Components	Percentage (%)	Density (kg/m <sup>3</sup> )
1	Water	81.3000	1000
2	Carbohydrate	17.1500	1500
3	Fat	00.3500	930
4	Protein	00.6304	1400
5	Ash	00.5696	1850

The dry mass of the product can be deduced from its initial composition and using Eq. (21).

Thus the radius can be calculated and presented as a function of the product moisture content. It is equal

$$R(X_1) = \left( \frac{3}{4\pi} \frac{m_f(X_1)}{\rho_f(X_1)} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (22)$$

This allows the shrinking effect to be taken into account.

Azzouz et al. (2002) have given the equilibrium moisture content of grapes which is presented as a function of water activity (function of the temperature) written in the form

$$1 - a_w = \exp(-B(X_{eq})^C) \quad (23)$$

$B$  and  $C$  are coefficients which vary with temperature.

Fig. 1 shows variation of the density and radius of the dried product. It shows a contraction of the dimension of the product as being around 50%. However, an increasing of the density was observed as a result of the water evaporation which makes the product more concentrated.

A comparison between two calculus operations has been performed; one with introducing shrinkage and the second without, as illustrated in Fig. 2. The importance of introducing shrinkage is clear and neglecting it brings about erroneous results.

### 2.4. Resolution method

Eq. (5) is a parabolic partial-differential equation. Its discretization, using finite difference method, converts it into a system of equations. This is rewritten into a matrix in the form

$$[a][X] = [b] \quad (24)$$

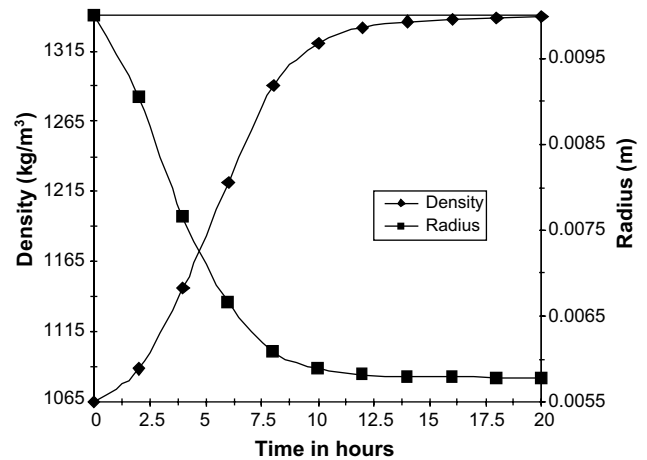


Fig. 1. Effect of the shrinkage on the density and the radius of the dried product ( $T_{ach} = 55 \text{ }^\circ\text{C}$ ;  $V_{ach} = 4.75 \text{ m/s}$ ;  $\Phi = 10\%$ ).

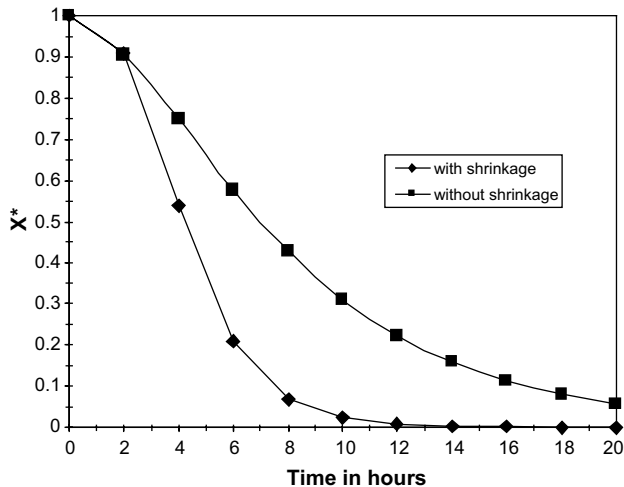


Fig. 2. Shrinkage effect on the calculus of the kernel product moisture ( $T_{ach} = 55\text{ }^\circ\text{C}$ ;  $V_{ach} = 4.75\text{ m/s}$ ;  $\Phi = 10\%$ ).

As  $[a]$  contains many sparse coefficients (equal to zero), an iterative method may be more rapid and more economical in memory requirement of a computer, also a self correcting is an advantage (Gerold & Wheatly, 1989). The Gauss–Seidel iterative method was adopted.

A sufficient condition, to converge to the solution, is the diagonal dominance. This is insured by the existence of the source represented by the matrix  $[b]$  which contains non-zero coefficients. A simulation code was developed. To introduce the shrinkage effect in the calculation, the characteristics of the product (included in the coefficients of the matrices  $[a]$  and  $[b]$ ) were recalculated for each time step and for each space step. The presented results were calculated with a relative error less or equal to  $10^{-3}\%$ .

A second calculation code is used to study the behavior of a flat air collector, in order to simulate solar drying. A second system is obtained and the same method is used.

### 3. Results and discussion

The considered product is simulated as a sphere, with an initial radius 0.01 m. The simulation displays that relative humidity has a less effect than the other external conditions. This was similar to the remarks presented in the experimental work of Kiranoudis, Maroulis, and Marinos-Kouris (1992) dealing with drying of foodstuffs. In this context, the relative humidity is considered as constant and equal to 10%. Thus, the study of the external conditions is limited to the effect of air temperature and air velocity.

Drying is translated by the decreasing of the moisture content of the product, which is the look of all the curves of Fig. 3. The model shows the absence of a con-

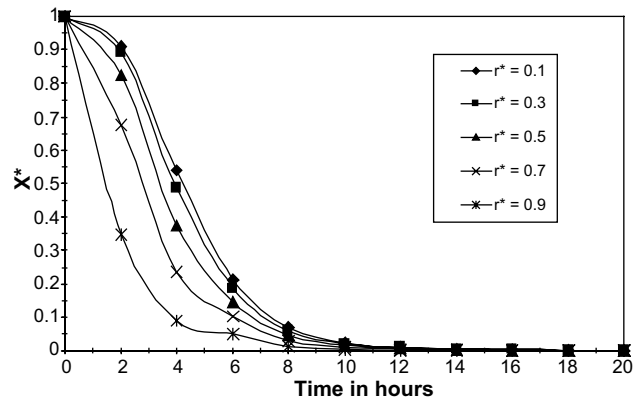


Fig. 3. Distribution of the moisture content inside the dried product ( $T_{ach} = 50\text{ }^\circ\text{C}$ ;  $V_{ach} = 4.75\text{ m/s}$ ;  $\Phi = 10\%$ ).

stant drying period, as the experimental works done by Ratti and Crapiste (1992), Lahsasni, Kouhila, Mahrouz, and Jaouhari (2004). As a result of water evaporation taking place at the surface of the product; drying of the kernel of the product takes more time than its surface (Fig. 3). It can be deduced that increasing the characteristic dimension of the dried product leads to an increase in the drying time, as found by Kiranoudis et al. (1992), Bennamoun and Belhamri (2003), Ratti and Mujumdar (1997), Ahmet Tütüncü and Labuza (1996). Nevertheless, a time of 20 h is still sufficient to dry all parts of the product as confirmed by Berna et al. (1991). Azzouz et al. (2002) has found the same drying time for other varieties of seedless grapes.

#### 3.1. Influence of the air temperature

Fig. 4 shows that the air temperature is an influential parameter, as was the case in works presented by Azzouz et al. (2002), Laguerre, Lebert, Trystram, and Bimbenet (1991). Increasing the air temperature gives the air

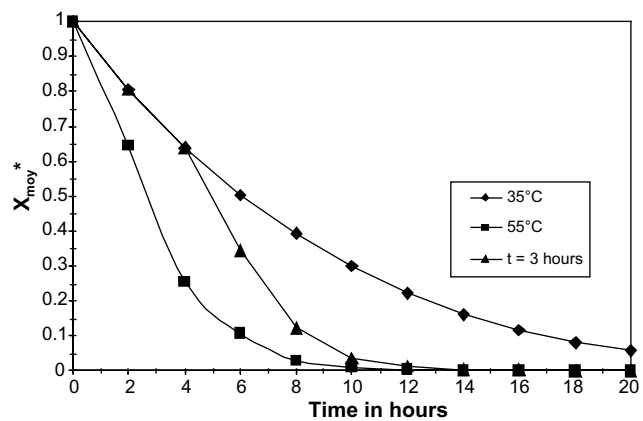


Fig. 4. Influence of the sudden augmentation of the air temperature ( $V_{am} = 4.75\text{ m/s}$ ;  $\Phi = 10\%$ ).

more evaporative power which is reflected in the drying time by making it shorter.

A sudden augmentation of the air temperature is started just after  $t = 4$  h. At  $t = 6$  h the air temperature is equal to  $55^\circ\text{C}$ . It is observed that the drying kinetics adapts and changes its behavior. However, at the same time ( $t = 6$  h), the drying kinetics has not attained the one at  $55^\circ\text{C}$ , it is reached at  $t = 18$  h. Indeed, a time of response of about 12 h was registered. It can be said that the operation presents inertia to a sudden augmentation of the temperature. The same phenomenon is observed by Fohr, Arnaud, Ali Mohamed, and Benmoussa (1990), in an experimental work of construction materials. The augmentation of the temperature does not present an instant reaction of the product.

In Fig. 5, a progressive augmentation of the air temperature, started at  $t = 4$  h, is now simulated. The augmentation is about  $5^\circ$  each 2 h. This means that the air temperature attains  $55^\circ\text{C}$  at  $t = 12$  h. Of course, the drying kinetics changes its behavior and moves to the one at  $55^\circ\text{C}$ . Really, it is reached at  $t = 19$  h, which presents a time of response of about 7 h. The time of response at the progressive augmentation is then lower than the sudden one. Increasing the temperature  $5^\circ$  each 2 h is around one degree every 30 min. The adaptation of the product to the new conditions, of course, takes place more easily than during sudden augmentation.

### 3.2. Influence of the air velocity

The air temperature is kept constant at  $55^\circ\text{C}$  and the humidity at the constant value of about 10%.

As confirmed by the experimental studies done by Toğrul and Pehlivan (2003), Azzouz et al. (2002), Sanjuán, Lozano, Clemente, Garcia-Pascuala, and Mulet (2002), Fig. 6 shows that the air velocity is not as influential a parameter as the temperature and, moreover, the influence decreases with drying process increasing.

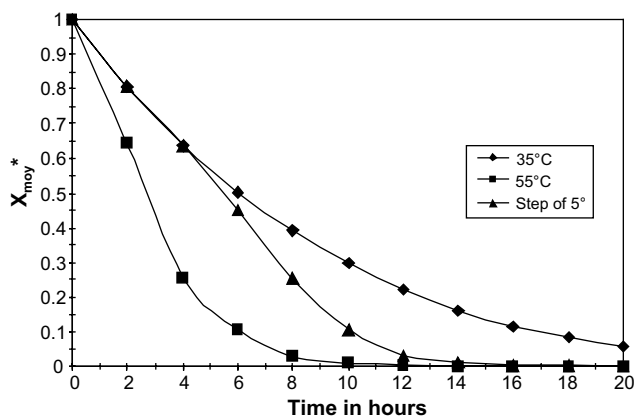


Fig. 5. Influence of the progressive augmentation of the air temperature ( $V_{\text{am}} = 4.75$  m/s;  $\Phi = 10\%$ ).

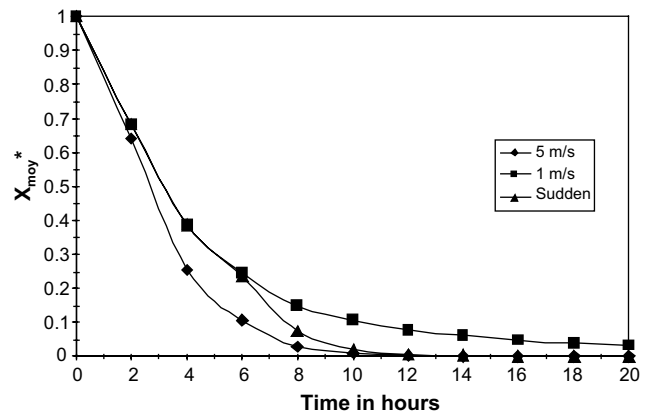


Fig. 6. Influence of the air flow rate on the moisture content during sudden augmentation ( $T_{\text{am}} = 55^\circ\text{C}$ ;  $\Phi = 10\%$ ).

A sudden augmentation of the air velocity is effectuated just after  $t = 4$  h and at  $t = 6$  h the air velocity is equal to 5 m/s it is observed that the drying kinetic manages its behavior by directing it to the curve of  $V_{\text{am}} = 5$  m/s and attains it around  $t = 15$  h. The response of the product was not an instant one as it takes around 9 h.

Fig. 7 illustrates the influence of a progressive augmentation of the air velocity. The augmentation is about 1 m/s every 2 h, started just after  $t = 4$  h. In this way, the air velocity  $V_{\text{am}} = 5$  m/s is attained at  $t = 12$  h. it is observed that adjusted drying kinetics reaches the one at 5 m/s around  $t = 17$  h which represents a time of response of about 5 h.

### 3.3. Study of solar drying

It was found that  $3\text{ m}^2$  surface collector is an optimum parameter (Bennamoun & Belhamri, 2003) with  $10^\circ$  inclination angle (Percebois, 1975) (this study is valid for Constantine region which is located east of Algeria, Capderou, 1986).

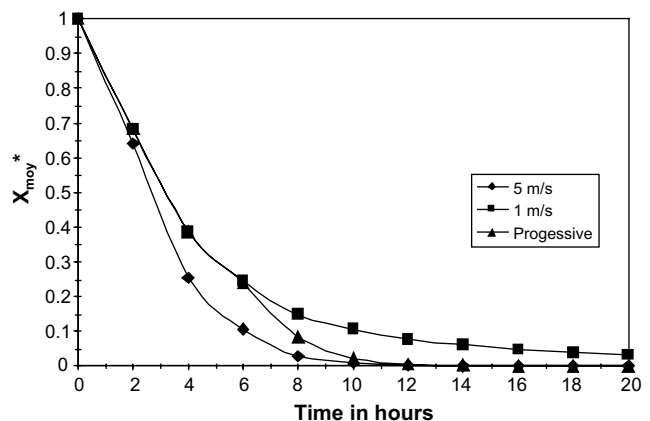


Fig. 7. Influence of the air flow rate on the moisture content during progressive augmentation ( $T_{\text{am}} = 55^\circ\text{C}$ ;  $\Phi = 10\%$ ).

Generally, before 8 a.m., it is not of interest to start the drying process; the received energy being used to warm up the collector. Otherwise, the received energy is used to increase the collector air temperature. The outlet collector air temperature has the form of the ambient one and the received radiations. For these two last parameters, the maximum is reached at 12 a.m. However it can be seen in Fig. 8, that the maximum is after 1 p.m. Also, there is no received radiations after 7 p.m. and it is seen that the temperature is higher than the ambient one. It can be concluded that a time of response or inertia exists for the collector.

The roll of the ambient air velocity is a dissipative parameter. Increasing the ambient air velocity leads to a decrease in the outlet collector air temperature. This result surely has repercussions on the drying kinetics and it is seen in Fig. 9 that increasing the ambient air velocity leads to increase in the drying time. To eliminate water from the product and attain the equilibrium value, almost two days were needed, especially at high

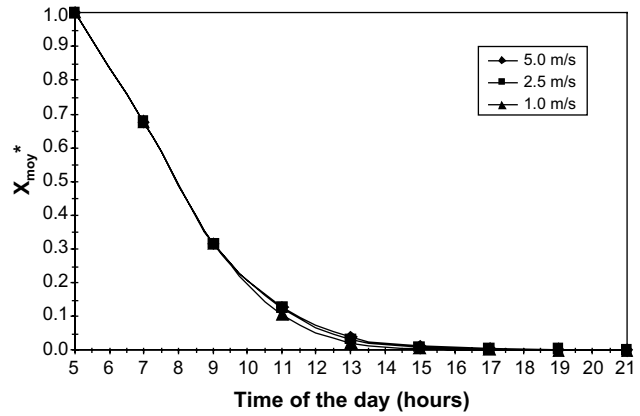


Fig. 10. Influence of adding a heater.

air velocities. A dead time is observed from 9 p.m. to 8 a.m. of the next day ( $t = 32$  h), where drying is not performed. Adding a heater (it works when the outlet collector air temperature is less than  $50^\circ\text{C}$ ) helps to eliminate this zone. It allows drying in unfavorable climatic conditions; also it allows reducing the effect of the external conditions as shown in Fig. 10.

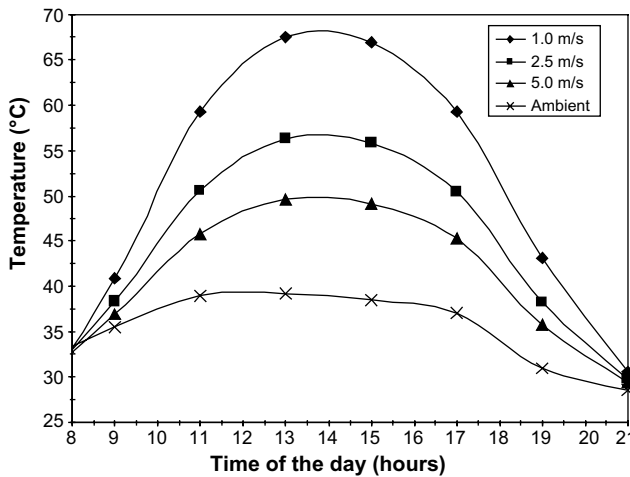


Fig. 8. Inlet and outlet collector temperatures and influence of the ambient air velocity.

#### 4. Conclusions

Many characteristics of foodstuffs change during drying, with the appearance of shrinkage. This latter is an important parameter to take into consideration; whereby false results can occur.

The study shows that air temperature is an influential external parameter which is not the case of air velocity and humidity. The simulation of sudden and progressive augmentations of the air temperature and the air velocity has shown that the reaction of the product during this augmentation is not instantaneously and a time of a response is registered. This last is less important during progressive augmentation than during sudden one. It can be concluded that during progressive augmentation, the product has got time to react and to adapt its behavior. From an energetic point of view, progressive augmentation can be benefit and a gain can be obtained. It is seen that the reaction of the product, to the variations of the influent parameters, takes a long time to establish the new drying conditions. In this way, it is indispensable to have a rigorous choice of these parameters, temperature in particular, and have a control of them.

The diffusion model can detect the variations in the drying kinetics during external condition changes. Therefore, it can be used to study solar drying. During solar drying, the ambient air velocity is an influential parameter. It influences the outlet collector air temperatures. The use of a heater can decrease this influence;

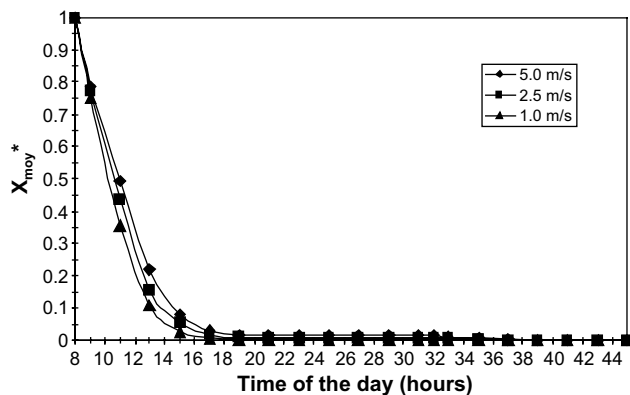


Fig. 9. Influence of the ambient air velocity on the moisture content of the product during solar drying.

also it can allow the use of the dryer in unfavorable drying conditions.

## Appendix

The characteristics of the wet air are calculated using the following equations (the temperature is given in Kelvin): Dagueuet (1985) gives:

$$D_v = 2.26 \times 10^{-5} \frac{1}{p} \left( \frac{T_{ach}}{273} \right)^{1.81} \quad (25)$$

$$\rho_{as} = \frac{\rho_{ah}}{1 + W} \quad (26)$$

$$W = 0.622 \frac{\phi P_{vsat}}{P_{ah} - \phi P_{vsat}} \quad (27)$$

$P$  and  $P_{ah}$  are, generally, equal to the atmosphere

$$\rho_{vap} = \rho_{ah} - \rho_{as} \quad (28)$$

$$P_{vsat} = 10^{17.433 - \frac{2795}{T_{ach}} - 3.868 \log(T_{ach})} \quad (29)$$

The viscosity of the wet air is calculated using the following equations (Lampinen & Ojala, 1993):

$$\mu_{ah} = \frac{\mu_{as}\rho_{as} + \mu_{vap}\rho_{vap}}{\rho_{as} + \rho_{vap}} \quad (30)$$

$$\mu_{as} = \frac{1.448\sqrt{T_{ach}}}{1 + \frac{110.4}{T_{ach}}} 10^{-6} \quad (31)$$

$$\mu_{vap} = (0.0361T_{ach} - 1.02)10^{-6} \quad (32)$$

Its density is calculated (Maake, Eckert, & Cauchepin, 1993)

$$\rho_{ah} = \frac{348.3}{T_{ach}} p_{ah} - \phi p_{vsat} \frac{131.6}{T_{ach}} \quad (33)$$

Here the pressure is in atmosphere.

## References

- Ahmet Tütüncü, M., & Labuza, T. P. (1996). Effect of geometry on the effective moisture transfer diffusion coefficient. *Journal of Food Engineering*, 30, 433–447.
- Azzouz, S., Guizani, A., Jomaa, W., & Belghith, A. (2002). Moisture diffusivity and drying kinetic equation of convective drying of grapes. *Journal of Food Engineering*, 55, 323–330.
- Bennamoun, L., & Belhamri, A. (2002a). Study of a solar dryer for agriculture products. In: C. W. Cao, Y. K. Pan, X. D. Liu, & Y. X. Qu (Eds.), A. S. Mujumdar (Series Editor), *Drying 2002* (pp. 1413–1422), Beijing, China.
- Bennamoun, L., & Belhamri, A. (2002b). Study of a solar batch dryer adaptation to local climate. In J. Mikielewicz & W. Nowak (Eds.), *Heat transfer and renewable sources of energy 2002* (pp. 221–228). Poland: Szczecin.
- Bennamoun, L., & Belhamri, A. (2003). Design and simulation of a solar dryer for agriculture products. *Journal of Food Engineering*, 59, 259–266.
- Berna, A., Rosselo, C., Cañellas, J., & Mulet, A. (1991). Drying kinetics of a majorcan seedless grape variety. In A. S. Mujumdar & I. Filková (Eds.), *Drying 91* (pp. 455–462). Amsterdam, New York: Elsevier.
- Bruin, S., & Luyben, K. Ch. A. M. (1980). Drying of food materials: Review of recent developments. In A. S. Mujumdar (Ed.), *Advances in drying I* (pp. 155–215). Washington: Hemisphere Publication.
- Capderou, M. (1986) Atlas solaire de l'Algérie, Tome 3, Vol. 1 (pp. 65 & 325–327). O.P.U., Alger.
- Chirife, J. (1983). Fundamentals of the drying mechanism during air dehydration of foods. In A. S. Mujumdar (Ed.), *Advances in drying II* (pp. 73–102). Washington: Hemisphere Publication.
- Cinquanta, L., Di Matteo, M., & Esti, M. (2002). Physical pre-treatment of plums (*Prunus domestica*). Part 2. Effect on the quality characteristics of different prune cultivars. *Food Chemistry*, 79, 233–238.
- Crank, J. (1975). *The mathematics of diffusion* (2nd ed.). Oxford: Clarendon.
- Dagueuet, M. (1985) Les séchoirs solaires: Théorie et pratique. UNESCO.
- Di Matteo, M., Cinquanta, L., Galiero, G., & Crescitelli, S. (2000). Effect of a novel physical pretreatment process on the drying kinetics of seedless grapes. *Journal of Food Engineering*, 46, 83–89.
- Di Matteo, M., Cinquanta, L., Galiero, G., & Crescitelli, S. (2002). Physical pre-treatment of plums (*Prunus domestica*). Part 1. Modelling the kinetics of drying. *Food Chemistry*, 79, 227–232.
- Di Matteo, M., Cinquanta, L., Galiero, G., & Crescitelli, S. (2003). A mathematical model of mass transfer in spherical geometry: plum (*Prunus domestica*) drying. *Journal of Food Engineering*, 58, 183–192.
- Ekechukwu, O. V., & Norton, B. (1999). Review of solar-energy drying systems II: an overview of solar drying technology. *Energy Conversion and Management*, 40, 615–655.
- Fohr, J. P., Arnaud, G., Ali Mohamed, A., & Benmoussa, H. (1990). Validity of drying kinetics. In A. S. Mujumdar & M. A. Roques (Eds.), *Drying 89* (pp. 269–275). New York: Hemisphere Publishing.
- Gallali, Y. M., Abujnah, Y. S., & Bannani, F. K. (2000). Preservation of fruits and vegetables using solar drier: a comparative study of natural and solar drying, III. Chemical analysis and sensory evaluation data of the dried samples (grapes, figs, tomatoes and onions). *Renewable Energy*, 19, 203–212.
- Gerold, C. F., & Wheatly, P. O. (1989). *Applied numerical analysis* (4th ed.). Canada; USA: Addison-Wesley.
- Kiranoudis, C. T., Maroulis, Z. B., & Marinou-Kouris, D. (1992). Drying kinetics of onion and green paper. *Drying Technology*, 10(4), 995–1011.
- Laguerre, J. C., Lebert, A., Trystram, G., & Bimbenet, J. J. (1991). A compartmental model to describe drying curves of foodstuffs under variable conditions. In A. S. Mujumdar & I. Filková (Eds.), *Drying 91* (pp. 361–368). Amsterdam, New York: Elsevier.
- Lahsasni, S., Kouhila, M., Mahrouz, M., & Jaouhari, J. T. (2004). Drying kinetics of prickly pear fruit (*Opuntia ficus indica*). *Journal of Food Engineering*, 61(2), 173–179.
- Lampinen, M. J., & Ojala, K. T. (1993). Mathematical modeling of web drying. In A. S. Mujumdar & R. A. Mashelkar (Eds.), *Advances transport process IX* (pp. 271–347). Amsterdam: Elsevier.
- Maake, W., Eckert, H. J., & Cauchepin, J. L. (1993). *Manuel technique du froid: Bases-composant-calcul*. France: PYC.
- May, B. K., & Perré, P. (2002). The importance of considering exchange surface area reduction to exhibit a constant drying flux period in foodstuffs. *Journal of Food Engineering*, 54, 271–282.
- Pangavhane, D. R., & Sawhney, R. L. (2002). Review of research and development work on solar dryers for grape drying. *Energy Conversion and Management*, 43, 45–61.
- Percebois, J. (1975). *L'énergie solaire perspectives économiques*. France: Centre National de la Recherche Scientifique.

- Ratti, C., & Crapiste, G. H. (1992). A generalized drying curve for shrinking food materials. In A. S. Mujumdar (Ed.), *Drying 92* (pp. 864–873). New York: Elsevier.
- Ratti, C., & Mujumdar, A. S. (1997). Solar drying of foods: modelling and numerical simulation. *Solar Energy*, 60(3/4), 151–157.
- Sanjuán, N., Lozano, M., Clemente, G., Garcia-Pascual, P., & Mulet, A. (2002). Drying kinetics of red peppers. In C. W. Cao, Y. K. Pan, X. D. Liu, & Y. X. Qu (Eds.); A. S. Mujumdar (Series Editors), *Drying 2002* (pp. 1406–1412), Beijing, China.
- Singh, R. P. (1996). Food engineering. In R. C. Dorf (Ed.), *The engineering handbook* (pp. 1786). Florida: CRC Press.
- Tiris, C., Tiris, M., & Dincer, I. (1996). Experiments on a new small-scale solar dryer. *Applied Thermal Engineering*, 16(2), 183–187.
- Toğrul, I. T., & Pehlivan, D. (2003). Modelling of drying kinetics of single apricot. *Journal of Food Engineering*, 58, 23–32.
- Youcef-Ali, S., Messaoudi, H., Desmons, J. Y., Abene, A., & Leray, M. (2001). Determination of the average coefficient of internal moisture transfer during the drying of a thin bed of potato slices. *Journal of Food Engineering*, 45, 95–101.





# Design and simulation of a solar dryer for agriculture products

Lyes Bennamoun <sup>\*</sup>, Azeddine Belhamri

*Département de Génie Climatique, Faculté des Sciences de l'Ingénieur, Université Mentouri Constantine, Constantine 25000, Algeria*

Received 31 May 2002; accepted 19 November 2002

## Abstract

The aim of this work is to study a simple efficient and inexpensive solar batch dryer for agriculture products. During periods of low sunshine a heater is used. The establishment of heat and mass balances leads to two sets of differential equations completed by an empirical model, which represents the drying kinetics. Onion was chosen as the dried product because of its swift deterioration property. The shrinking effect has been taken into consideration. The results showed that drying is affected by the surface of the collector, the air temperature and the product characteristics. Significant improvements were registered in the results, after the heater is added.

© 2003 Elsevier Science Ltd. All rights reserved.

*Keywords:* Drying; Batch dryer; Forced convection; Solar energy; Onion; Shrinking effect

## 1. Introduction

The agriculture producer is constantly confronted with the challenge of improving the product quality and quantity. Indeed, this cannot be done without investment in more and more complicated methods and tools that leads to increasing energy consumption and production costs.

Storage is one of the main stages in the production process. Deterioration of considerable quantities of the product may take place during this operation. Drying is one of the preservation methods. It is usual to see, in the countryside, food spread on the ground such as wheat, raisins, fig or apricot... , exposed to the sun in order to be dried. However, this method has many disadvantages. It depends on climatic conditions, and requires a large surface and a long time of exposure to sun light and, in particular, to ultraviolet rays. This leads to deterioration of the dried product. Furthermore, this method does not enable the drying of large quantities.

Nowadays, scientific and technological developments facilitate drying of industrial quantities in a day with preserved organoleptic characteristics (odour, flavour, texture and color) and nutritional quality. Tiris, Tiris,

and Dincer (1996) have proposed a small scale solar dryer and have made an experimental comparison between natural sun and artificial drying. For this last, the air was heated using an electrical heater then a solar collector. It was found that artificial drying is more successful than natural sun drying. It was shown by graphs that artificial drying reduced the drying time significantly. In addition, it provided better product quality. Karathanos and Belessiotis (1997) presented a large scale solar dryer; 5000 kg capacity. For its artificial drying system, a burner operating with propane gas was used. Their comparison between sun and artificial drying has shown a considerable reduction in drying time for the last one. The disadvantage of this kind of dryers is the important quantity of energy required. In particular, in industrialized countries, between 7% and 15% of the industrial energy is used in drying (Keey, 1992). Hence, it is interesting, for the agriculture producer, to use ameliorated solar dryers.

The improvement of the behaviour of solar dryers passes through theoretical studies. Different models for simulation were developed. Ratti and Mujumdar (1997) have proposed mass and energy balances in the solid and in the gas phase. Shrinking effects and climatic conditions were taken into account. The simulated results were compared with experimental data (Jayarman, Das Gupta, & Babu Rao, 1992 and Jayarman & Das Gupta, 1992). It was found that almost two days are necessary to dry the product. The model used by

<sup>\*</sup> Corresponding author. Tel./fax: +1-213-31-61-42-12.

E-mail address: [lyes\\_bennamoun@hotmail.com](mailto:lyes_bennamoun@hotmail.com) (L. Bennamoun).

**Nomenclature**

$C_p$	specific heat (J/kg K)	$X$	moisture content (kg/kg dry basis)
$D$	characteristic dimension (m)	$\Delta x$	space step (m)
$h$	coefficient of heat transfer by convection (W/m <sup>2</sup> K)	<i>Subscripts</i>	
hr	adapted radiative exchange coefficient (W/m <sup>2</sup> K)	A	absorber
$j$	tray number	ach	heated air
$k$	adapted conductive exchange coefficient (W/m <sup>2</sup> K)	am	ambient air
larg	width (m)	b	brick
long	length (m)	c	skier vault
$L_v$	latent heat of vaporisation (J/kg)	e	external
$m_p$	mass of the chamber dryer walls (kg)	fld	fluid
$\dot{m}$	mass flow rate (kg/s)	f	product
$m$	mass (kg)	I	insulator
$P$	flux of energy (W/m <sup>2</sup> )	i	internal
surf	surface (m <sup>2</sup> )	p	polystyrene
$S_v$	surface of one chamber dryer wall (m <sup>2</sup> )	s or sol	ground
$T$	temperature (K)	v	glass
$t$	time (s)	0	initial value
$U$	velocity (m/s)	<i>Greeks</i>	
$W$	absolute humidity (kg/kg)	$\alpha$	absorptivity
		$\varepsilon$	emissivity

Youcef-Ali, Messaoudi, Desmons, Abene, and Leray (2001), to study a solar batch dryer, was based on the equation of heat applied to the product and on the equation of the drying rate. In order to represent the moisture transfer, they have used Combes model (Daguenet, 1985), which considers electrical analogies. Variation in the moisture content and the influence of many parameters, such as air velocity, were studied. A solar simulator, which has constant received energy, was used. It therefore neglects climatic changes, which can have a considerable effect.

In order to save energy, many studies were directed to the design. A solar wood dryer was tested at University of Arkansas (De Vore, Denny, & Harper, 1999). Three to four months were necessary for drying wood to 9% moisture. To shorten the drying time, design changes were made and consequently only 28 days were sufficient. Storage systems have received much attention. Zeigler, Richter, and Pecenka (1999) and Chauhan, Choudhury, and Garg (1996) have proposed respectively, desiccant grain and rock. The obtained results were interesting. Therefore, cost and practicality of the solar dryer must be studied.

In this paper, the proposed solar dryer is a simple one. A flat air collector is added to the dryer in order to heat ambient air using free solar energy. A heater is used for unfavourable climatic conditions. The system can be used during the whole year. In this way, no need for

storage system and the dryer should be practical and inexpensive for the agriculture producer.

## 2. Design of the studied system

Fig. 1(a) shows a typical diagram of the solar batch dryer, which presents some advantages like low space requirements, easy cleaning and maintenance.

It consists of 0.04 m thick of polystyrene plate used as an insulator and a brick wall, 0.1 m thick, supporting 10 trays as illustrated in Fig. 1(c). The space between one tray and another is about 0.1 m. Forced convection is created using a fan, which gives a best control of the drying process and homogeneity of the air distribution inside the drying chamber. A flat air collector, representing the second main part, is added to the drying chamber.

The design of the air flat collector is simple (Fig. 1(b)). It consists of a glass Pyrex plate, 0.01 m thick used as a cover. A 0.001 m thick aluminium plate painted in black is used as an absorber and finally, a 0.04 m thick polystyrene plate is used as an insulator. The air flows between the absorber and the insulator. A vacuum volume is constituted (Fig. 1(b)) in order to reduce the loss of heat converted from solar radiation. In the case of unfavourable climatic conditions, a heater is added to the dryer (Fig. 1(c)). This latter is used only when the outlet temperature of the air collector is lower than

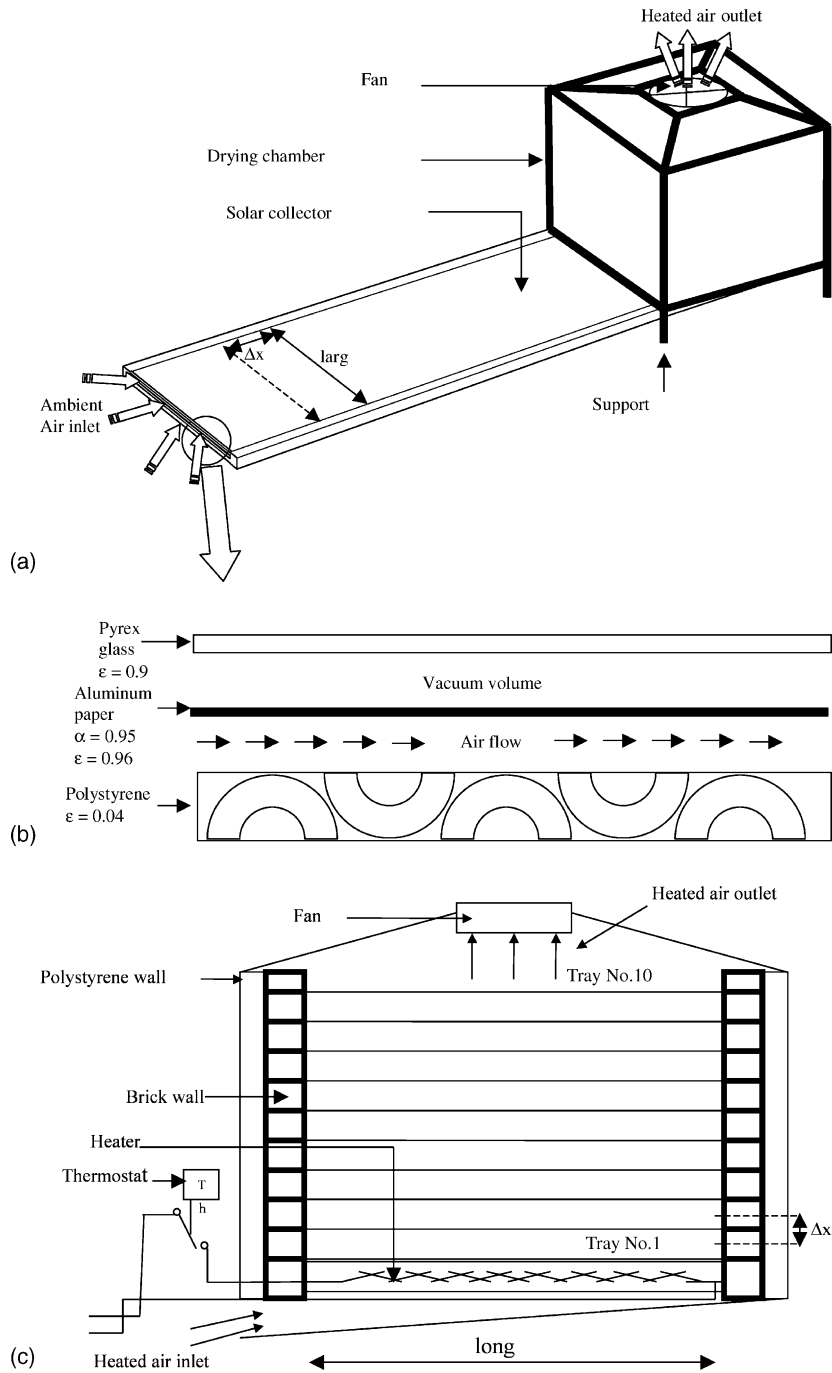


Fig. 1. (a) Diagram of a solar batch dryer. (b) Diagram of the collector. (c) Internal diagram of the dryer chamber.

50 °C. So, a control system is required. It consisted of a simple thermostat placed at the collector outlet. It allows the activation or the interruption of the electrical heater according to the measured temperature.

### 3. Mathematical model

One of the methods most adapted to study of this type of dryer is the «step by step method» (Daguenet,

1985). It consists of taking a fictitious slice noted «*j*», then generalizing the study to all the system by varying «*j*». This method is used for both the drying chamber and the flat air collector.

#### 3.1. The air flat collector

A heat balance allows the establishment of the following equations:

The glass receives solar radiation. A part of this energy is stored and a second is absorbed, with an exchange, by radiation and by convection, with the ambient medium and the absorber. Inside the glass, there is conduction exchange.

At the external surface of the glass:

$$\frac{m_v C_{pv}}{\text{surf}} \left( \frac{dT_{ve}}{dt} \right) = P_v + hr_{v,c}(T_c - T_{ve}) + h_{v,am}(T_{am} - T_{ve}) + k_v(T_{vi} - T_{ve}) \quad (1)$$

At the internal surface of the glass:

$$\frac{m_v C_{pv}}{\text{surf}} \left( \frac{dT_{vi}}{dt} \right) = hr_{v,A}(T_A - T_{vi}) + h_{v,A}(T_A - T_{vi}) + k_v(T_{ve} - T_{vi}) \quad (2)$$

The absorber receives transmitted energy. A part is stored and there is exchange, by convection and by radiation, with the glass, by convection, with the fluid and by radiation, with the insulator.

$$\frac{m_A C_{pA}}{\text{surf}} \left( \frac{dT_A}{dt} \right) = h_{v,A}(T_{vi} - T_A)hr_{v,A}(T_{vi} - T_A) + hr_{A,I}(T_{Ii} - T_A) + h_{fd,A}(T^* - T_A) + P_A \quad (3)$$

The air flows between the absorber and the insulator, which allows its heating:

$$\dot{m}_{am} C_{p_{air}}(T - T^*) = \text{surf } h_{fd,A}(T_A - T^*) + \text{surf } h_{fd,I}(T_{Ii} - T^*) \quad (4)$$

The insulator receives energy by radiation from the absorber and by convection from the fluid. A part of this energy is stored and other is transmitted, by radiation and by convection, to the ambient medium and inside the insulator by conduction.

At the internal surface of the insulator:

$$\frac{m_I C_{pI}}{\text{surf}} \left( \frac{dT_{Ii}}{dt} \right) = hr_{A,I}(T_A - T_{Ii}) + h_{fd,I}(T^* - T_{Ii}) + k_I(T_{Ie} - T_{Ii}) \quad (5)$$

At the external surface of the insulator:

$$\frac{m_I C_{pI}}{\text{surf}} \left( \frac{dT_{Ie}}{dt} \right) = k_I(T_{Ii} - T_{Ie}) + hr_{s,I}(T_{sol} - T_{Ie}) + h_{v,am}(T_{am} - T_{Ie}) \quad (6)$$

\* represents the precedent tray.

$P_v$  and  $P_A$  depend on the direct and the diffuse received energy flux, this last is assimilated to a direct energy flux with an incidence angle of about 60°. On addition, they depend on the direct and diffuse absorptivity.

### 3.2. Drying chamber

Heat and mass balances allow the establishment of the following equations:

The flow of the heated air between two trays leads to an exchange between the heated air, the product and the internal walls of the dryer:

$$\dot{m}_{ach} C_{p_{air}}(T_{ach}^* - T_{ach}) = h_{ach,f} S_f (T_{ach} - T_f) + 4h_{ach,pi} S_v (T_{ach} - T_{pi}) \quad (7)$$

The product receives energy. A part is stored and a second is used to evaporate its water:

$$m_f C_{pf} \left( \frac{dT_f}{dt} \right) = h_{ach,f} S_f (T_{ach} - T_f) - P_{ev} \quad (8)$$

The energy is transmitted inside the dryer walls by convection and by conduction, with stored parts. The external wall exchange energy, by convection and by radiation, with the ambient medium.

At the internal surface of the brick wall:

$$\frac{m_{pb} C_{pb}}{4} \left( \frac{dT_{pi}}{dt} \right) = k_b S_v (T_p - T_{pi}) + h_{ach,pi} S_v (T_{ach} - T_{pi}) \quad (9)$$

Exchange between the brick wall and the polystyrene wall:

$$\begin{aligned} \frac{m_{pp} C_{pp}}{4} \left( \frac{dT_p}{dt} \right) + k_p S_v (T_p - T_{pe}) \\ = \frac{m_{pb} C_{pb}}{4} \left( \frac{dT_p}{dt} \right) + k_b S_v (T_p - T_{pi}) \end{aligned} \quad (10)$$

At the external surface of the polystyrene wall:

$$\begin{aligned} \frac{m_{pp} C_{pp}}{4} \left( \frac{dT_{pe}}{dt} \right) = k_p S_v (T_p - T_{pe}) + h_{am,pe} S_v (T_{am} - T_{pe}) \\ + hr S_v (T_c - T_{pe}) \end{aligned} \quad (11)$$

\* represents the precedent tray.

With the evaporative power:

$$P_{ev} = m_{sec} L_v dX/dt \quad (12)$$

$m_{sec}$  is dry product mass (kg).

$$S_f = \pi D^2 n \quad (13)$$

$S_f$  is the exchange surface.  $n$  is the number of the dried product put on each tray.

The variation of air humidity is calculated using the following equation (Kiranoudis, Dimitratos, Maroulis, & Marinos-Kouris, 1993):

$$(W_{ach,0} - W_{ach}) \dot{m}_{ach} = K(X - X_e) m_{sec} \quad (14)$$

The variation of  $X$ , which represents the moisture content of the product during the drying time, is needed. Consequently, knowing more about the drying kinetics is necessary.

### 3.3. Drying kinetics

An empirical model belonging to the phenomenological models is used (Kiranoudis, Maroulis, & Marinos-Kouris, 1992a, 1992b). The coefficients are calculated from experiments for some agricultural products such as onion. The model has shown a good agreement between calculated and experimental results.

The product moisture is obtained from:

$$dX/dt = -K(X - X_c) \quad (15)$$

$X_c$  is equilibrium product moisture (kg/kg d.b.).  $K$  is a function of the material characteristic dimension “ $D$ ”, the air temperature “ $T_{ach}$ ”, humidity “ $W_{ach}$ ” and velocity “ $U_{ach}$ ”.

The following equation is proposed:

$$K = K_0 D^{KD} T_{ach}^{KT} W_{ach}^{KW} U_{ach}^{KU} \quad (16)$$

$K_0$ ,  $KD$ ,  $KT$ ,  $KW$ ,  $KU$  are empirical constants changing from one product to another.

The dried product (onion) has the following characteristics:

It is considered as a sphere, at the beginning of the process with 87.6% as the initial relative moisture. The composition of the product is (Souci, Fachmann, & Kraut, 1994):

Water:	87.60%
Proteins:	01.25%
Carbohydrates:	04.91%
Fat:	00.25%
Others:	05.99%

The specific heat is expressed as (Singh, 1996):

$$C_{pf} = 1.424m_{\text{Carbohydrates}} + 1.549m_{\text{Proteins}} + 1.675m_{\text{Fat}} + 0.837m_{\text{Others}} + 4.187m_{\text{Water}} \quad (17)$$

The physical characteristics are recalculated for each time step and for each tray of the dryer, which allows the shrinking effects to be taken into consideration. The air velocity around the product ( $U_{ach}$ ) is calculated as follows:

$$U_{ach} = U/Po \quad (18)$$

$U$  is the air velocity inside the dryer.  $Po$  is the porosity rate. It is equal to:

$$Po = 1 - Oc \quad (19)$$

$Oc$  is the occupation rate and it is equal to:

$$Oc = n \frac{\pi D_f^3}{6} \frac{1}{\text{long} \text{larg} D_f} \quad (20)$$

### 3.4. Resolution method

Two sets of equations are resolved by developing FORTRAN programs, the first set concerning the air flat collector and the second the drying chamber.

The Gauss–Seidel iterative method was used to resolve the two sets of equations written in matrix form.

When the coefficient matrix is sparse (has many zeros), an iterative method may be more rapid and more economical in memory requirement of a computer. A self-correcting is an advantage for the iterative methods (Gerold & Wheatly, 1989).

There are two cases to study:

*Case 1* (without heater): the heated air temperature is equal to the outlet air collector.

*Case 2* (with heater): if the outlet air collector temperature is less than 50 °C then the heated air temperature is equal to 50 °C (the heater is functioning). Otherwise, the heated air temperature is equal to the outlet air collector.

## 4. Results and discussion

The study was applied to real ambient temperatures of the Constantine region, given by the meteorological service. So, the 15th of July 1997 was chosen for drying, since around this day of the year the onion harvest is completed. The Constantine region is situated at the north east of Algeria, at 6°37 east (longitude) and 36°17 north (latitude). The altitude of this region varies from 493 to 721 m. It is 86 km from the sea, situated in a zone characterized by a cold winter with mean temperatures of 10 °C and relative humidity around 70% and a hot summer with mean temperatures of about 35–40 °C and more and relative humidity around 50%. The most important factor to study is the sunshine of the region. This last has a maximum of around 349 h in July and 151 h in December and in January (Capderou, 1986 and confirmed by the meteorological service).

The optimum manner to install the flat air collector is to direct it to the south with 10° inclination angle (Percebois, 1975).

Initially, the solar batch dryer without heater is studied. The influence of the heater on the dryer behaviour, during unfavourable climatic conditions, is analyzed later.

### 4.1. Influence of the collector parameters

The influence of the collector surface on the outlet air temperature is shown in Fig. 2.

This figure is divided into two intervals; before and after 8 a.m.

Before 8 a.m.: although, the collector is exposed to the sunlight for 3 h, the temperature does not rise much; the received energy is used to warm-up the collector. As larger surface requires more energy to heat it up, increasing the surface area at this time will lead to a fall in air temperature. The temperature at 8 a.m. was almost

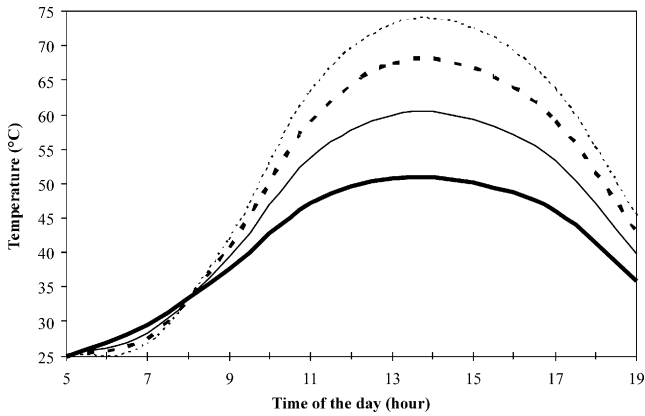


Fig. 2. Influence of the collector surface on its outlet air temperature ( $U_{am} = 2.4$  m/s). ( $1 \text{ m} \times \text{m}$ : —), ( $2 \text{ m} \times \text{m}$ : - -), ( $3 \text{ m} \times \text{m}$ : ····), ( $4 \text{ m} \times \text{m}$ : - · - ·).

equal to  $35^\circ\text{C}$ ; before this temperature, the ambient air cannot be heated.

After 8 a.m.: the heated air temperature is directly related to the absorbed energy and the ambient temperature. Their increasing implies its increase and their decrease leads to its decrease. The absorbed energy, which is at this time transmitted to the air, increases with the increase of the collector surface. Therefore, the heated air temperature may be increased by increasing the collector surface.

It is important to note that the maximum temperature is achieved after 1 p.m., while the maximum radiation is reached at 12 noon. In the same case, at 7 p.m., the air temperature is more important than the ambient, although there is no received radiation. This difference is due to the inertia of the system.

Fig. 3 illustrates the influence of the collector surface on the product moisture in a dryer without a heater.

Before 8 a.m.: an insignificant decrease of the moisture content is registered. This is due to the circulation of the air, inside the drying chamber, using the fan,

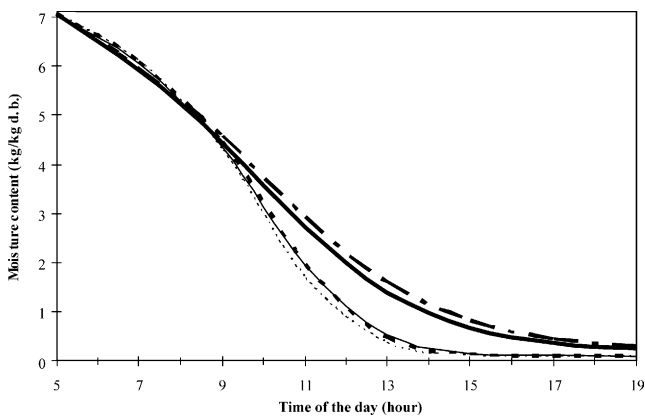


Fig. 3. Influence of the collector surface on the product moisture ( $m_f = 25$  kg,  $U_{am} = 2.4$  m/s,  $D_f = 0.05$  m). ( $S = 1 \text{ m} \times \text{m}$ ,  $j = 10$ : —), ( $S = 1 \text{ m} \times \text{m}$ ,  $j = 19$ : — ·), ( $3 \text{ m} \times \text{m}$ ,  $j = 10$ : - -), ( $4 \text{ m} \times \text{m}$ ,  $j = 10$ : ····), ( $4 \text{ m} \times \text{m}$ ,  $j = 19$ : - · - ·).

which allows having heat and mass exchange. As was deduced previously, from Fig. 2, that before 8 a.m., the air temperature decreases with increasing of the surface area. In other words, the inlet dryer air temperature decreases with an increase in the collector surface. Thus, we have more evaporated water with a smaller surface.

After 8 a.m.: the heat is transmitted to the air and thus to the product. So, there is a significant diminution in the product moisture with the surface increasing. Moreover, at  $4 \text{ m}^2$  the product had attained the purposed moisture content after about 10 h and one can even use 20 trays.

The purposed moisture content varies from 10% to 12% (from 0.111 to 0.136 kg/kg d.b.), (Housset, 1988). In this range, the organoleptic characteristics (odour, flavour, texture and colour) and the nutritional amount remain unaltered.

Fig. 4 represents the influence of the collector surface on the product temperature (in a dryer without a heater at the 10th tray).

Looking at the figure into the following intervals:

From 5 a.m. to 8 a.m.: the absorbed energy is used essentially for heating the collector. A sensible diminution in the temperature is registered, because of accumulation of the evaporated water from the precedent trays.

From 8 a.m. to 11 a.m.: from Fig. 3, it can be seen that in this interval of time, the most important decline in the product moisture is registered, although an insignificant increase in the product temperature (of about  $3^\circ\text{C}$ ). It is observed that the diminution of  $4 \text{ m}^2$  is more important. This is caused by the accumulation of the evaporated water from precedent trays. This is more important with the collector surface increasing, as shown in Fig. 3. It can be said that the absorbed energy is used essentially for evaporating product water. It represents the first period of drying.

After 11 a.m.: an important quantity of water is evaporated. Thus, the absorbed energy serves to aug-

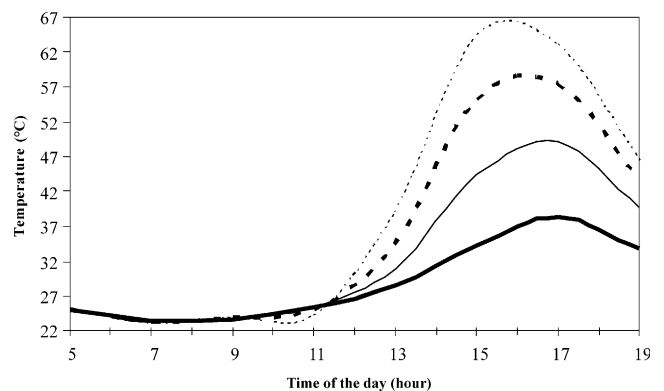


Fig. 4. Influence of the collector surface on the product temperature ( $m_f = 25$  kg,  $U_{am} = 2.4$  m/s,  $D_f = 0.05$  m  $j = 10$ ). ( $1 \text{ m} \times \text{m}$ : —), ( $2 \text{ m} \times \text{m}$ : - -), ( $3 \text{ m} \times \text{m}$ : ····), ( $4 \text{ m} \times \text{m}$ : - · - ·).

ment the product temperature, which represents the second period of drying. As the absorbed energy by 4 m<sup>2</sup> is more important than 1 m<sup>2</sup>; the temperature increases with increasing the surface. Moreover, the maximum temperature is obtained for 4 m<sup>2</sup> rapidly than 1 m<sup>2</sup>.

From Fig. 2, it is observed that the maximum of the temperature was obtained after 1 p.m. However, the maximum product temperature was observed between 3 p.m. for 4 m<sup>2</sup> and 5 p.m. for 1 m<sup>2</sup>, the causes of this displacement are also the inertia effect of the system and the drying behaviour of the product.

#### 4.2. Influence of the heater use

Fig. 5 shows the importance of adding a heater to a solar dryer which uses 1 m<sup>2</sup> collector surface.

Fig. 2 has showed that the heated air temperature had exceeded 50 °C only between noon and 3 p.m. Fig. 3 showed that with these conditions the product has not attained the purposed moisture.

Adding a heater allows drying the product in unfavourable conditions, such as between 5 a.m. and 8 a.m. In this lap of time, the collector of a dryer without heater is warmed up. However, for a dryer with a heater, the product is dried with constant 50 °C. The difference between the two moistures can be clearly observed in the Fig. 5. Consequently, after adding a heater, the purposed moisture was achieved after 12 h of drying time.

#### 4.3. Influence of the air temperature

The influence of the heated air temperature on the product moisture is represented in Fig. 6.

It appears that this parameter was the most influential and the most important to take in consideration.

For 60 °C, only 500 min were needed to reach the purposed moisture. For 50 °C, 700 min were still suffi-

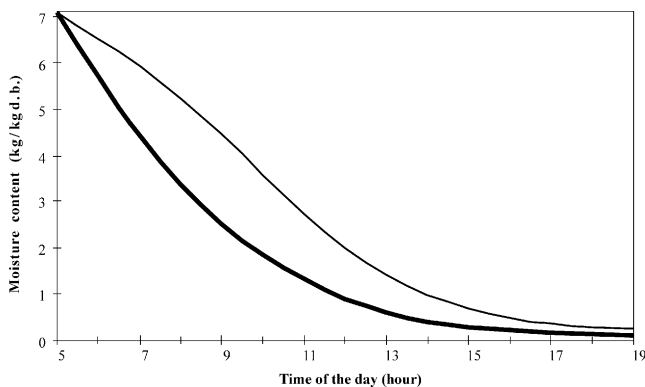


Fig. 5. Influence of the heater use on the product moisture ( $m_f = 25$  kg,  $U_{am} = 2.4$  m/s,  $D_f = 0.05$  m,  $j = 10$ ,  $S = 1$  m<sup>2</sup>). (With a heater: —), (Without a heater: - -).

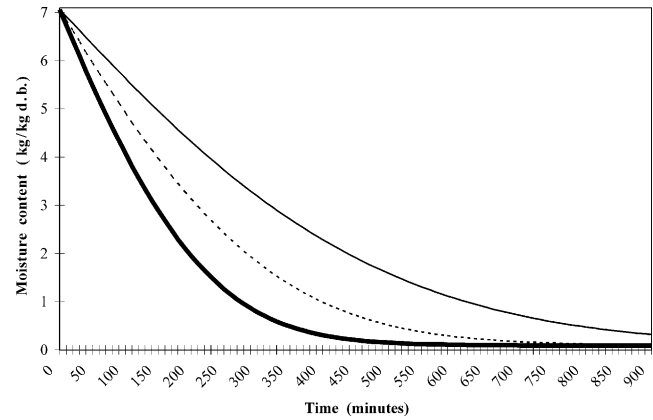


Fig. 6. Influence of the heater air temperature on the product moisture ( $m_f = 25$  kg,  $U_{am} = 2.4$  m/s,  $D_f = 0.05$  m,  $j = 10$ ,  $S = 3$  m<sup>2</sup>). (40 °C: - -), (50 °C: ····), (60 °C: —).

cient. However, for 40 °C and after 900 min, the purposed moisture was not obtained.

It was deduced that increasing the heated air temperature leads to get more power for drying.

#### 4.4. Influence of the product characteristics

Fig. 7 illustrates the influence of the product mass on its moisture content at the 10th tray.

When the heated air crosses the product, the water evaporated until reached the equilibrium moisture. As the product is a hygroscopic one, the equilibrium moisture is different from zero.

The figure shows that the moisture content of 25 kg is more important than 5 kg. So, increasing the mass implies increasing the number of onions put on each tray of the dryer. Hence, it is deduced that each onion receives less energy. Thus, increasing the mass increases

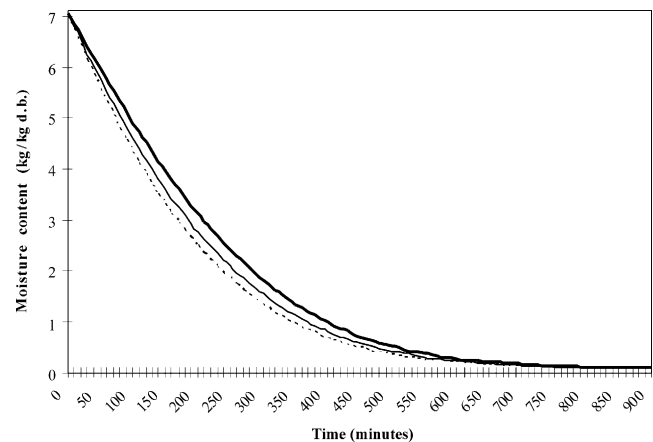


Fig. 7. Influence of the product mass on its moisture ( $U_{am} = 2.4$  m/s,  $D_f = 0.05$  m,  $j = 10$ ,  $S = 3$  m<sup>2</sup>). (5 kg: ····), (15 kg: —), (25 kg: - -).

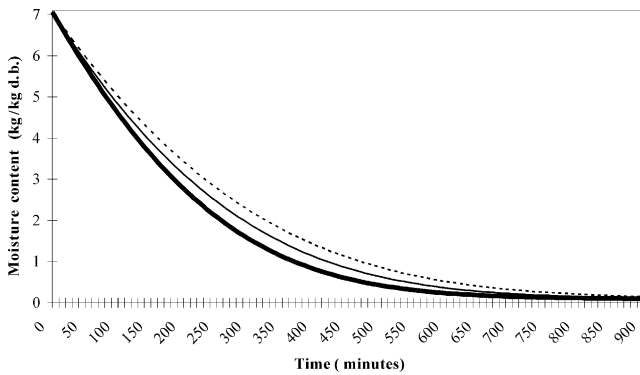


Fig. 8. Influence of the product dimension on its moisture ( $m_f = 15$  kg,  $U_{am} = 2.4$  m/s,  $j = 10$ ,  $S = 3$  m<sup>2</sup>). (5 cm: —), (6 cm: - - -), (7 cm: ·····).

the content moisture of the product. However, 900 min (15 h), was still sufficient to dry 25 kg put on each dryer tray.

Fig. 8 plots the influence of the product diameter on its moisture content.

Increasing the product diameter leads to more resistance for diffusion. It is deduced that, increasing product diameter leads to an increase of moisture content of the dried product.

## 5. Conclusions

The collector surface and the temperature of the heated air essentially affect solar batch drying. Their increase considerably reduces drying time. The influence of the dimension and the total mass of the dried product is less important.

Using a heater has shown good improvement in the obtained results. It allows using the dryer in unfavourable climatic conditions and reaching in many studied cases the purposed moisture. Its use can present a rapid investment return.

Using a solar batch dryer with 3 m<sup>2</sup> collector surface and a heater at 50 °C allows drying of about 250 kg per day.

The study can be developed for other agriculture products and for the behaviour of the solar batch dryer, in different seasons.

## References

- Capderou, M. (1986). *Atlas solaire de l'Algérie, Tome 3*, vol. 1 (pp. 65 & 325–327). O.P.U., Alger.
- Chauhan, P. M., Choudhury, C., & Garg, H. P. (1996). Comparative performance coriander dryer coupled to solar air heater and solar air-heater-rock bed storage. *Applied Thermal Engineering*, 16(6), 475–486.
- Daguenet, M. (1985). *Les séchoirs solaires: théorie et pratique*. UNESCO.
- De Vore, J. B., Denny, G. S., & Harper, T. S. (1999). A commercially viable solar wood drying kiln system. *Drying Technology*, 17(1&2), 271–283.
- Gerold, C. F., & Wheatly, P. O. (1989). *Applied numerical analysis* (p. 132). Addison Wesley.
- Housset, Ch. (1988). La déshydratation «des kilos légers!!!». *Industries Alimentaires et Agricoles*, 4, 337–339.
- Jayarman, K. S., & Das Gupta, D. K. (1992). Dehydration of fruit and vegetables—Recent developments in principles and techniques. *Drying Technology*, 10(1), 1.
- Jayarman, K. S., Das Gupta, D. K., & Babu Rao, N. (1992). Solar drying of vegetable. In A. S. Mujumdar (Ed.), *Drying of solids* (pp. 405–432). New Delhi: Oxford IBH.
- Karathanos, V. T., & Belessiotis, V. G. (1997). Sun and artificial air drying kinetics of some agriculture products. *Journal of Food Engineering*, 31, 35–46.
- Keey, R. B. (1992). *Drying of looses and particulate materials* (pp. 1–2). USA: Hemisphere Publishing Corporation.
- Kiranoudis, C. T., Dimitratos, J., Maroulis, Z. B., & Marinos-Kouris, D. (1993). State estimation in the batch drying of foods. *Drying Technology*, 11(5), 1053–1069.
- Kiranoudis, C. T., Maroulis, Z. B., & Marinos-Kouris, D. (1992a). Model selection in air drying of foods. In A. S. Mujumdar (Ed.), *Drying 92* (pp. 785–793). Amsterdam: Elsevier.
- Kiranoudis, C. T., Maroulis, Z. B., & Marinos-Kouris, D. (1992b). Drying kinetics of onion and green paper. *Drying Technology*, 10(4), 995–1011.
- Percebois, J. (1975). *L'énergie solaire perspectives économiques*. France: Centre National de la Recherche Scientifique.
- Ratti, C., & Mujumdar, A. S. (1997). Solar drying of foods: modelling and numerical simulation. *Solar Energy*, 60(3/4), 151–157.
- Singh, R. P. (1996). Food engineering. In R. C. Dorf (Ed.), *The engineering handbook* (p. 1786). Florida: CRC Press handbook.
- Souci, S. W., Fachmann, W., & Kraut, H. (1994). *Foods composition and nutrition tables (5th ed., p. 716)*. Stuttgart: Medpharm Scientific Publishers, CRC Press.
- Tiris, C., Tiris, M., & Dincer, I. (1996). Experiments on a new small-scale solar dryer. *Applied Thermal Engineering*, 16(2), 183–187.
- Youcef-Ali, S., Messaoudi, H., Desmons, J. Y., Abene, A., & Leray, M. (2001). Determination of the average coefficient of internal moisture transfer during the drying of a thin bed of potato slices. *Journal of Food Engineering*, 45, 95–101.
- Zeigler, Th., Richter, I. G., & Pecenka, R. (1999). Desiccant grain applied to the storage of solar drying potential. *Drying Technology*, 17(7&8), 1411–1427.





***CONTRIBUTION A L'ETUDE DES TRANSFERTS COUPLES AVEC  
CHANGEMENT DE PHASE DANS UN MILIEU POREUX. INFLUENCE DES  
CONDITIONS D'AIR VARIABLES SUR LES CINETIQUES DE SECHAGE ET  
LE COMPORTEMENT GLOBAL D'UN SECHOIR SOLAIRE***

**RESUME**

La première partie de ce travail étudie, par simulation, le comportement des cinétiques de séchage, lors d'un changement des conditions d'air asséchant. Cette étude est appliquée à deux produits. Le premier est la brique poreuse. Ce matériau présente une première phase de séchage constante. Le modèle de diffusion basé sur la loi de Fick avec un coefficient de diffusion variable avec la température, est utilisé pour la modélisation de la cinétique. Le deuxième produit étudié est le raisin, durant le séchage de ce produit la première phase constante n'est pas observable. Le modèle de diffusion est aussi utilisé, mais avec un coefficient de diffusion variable avec la température et la vitesse.

Des variations brutales et progressives, de la température et de la vitesse de l'air asséchant, sont simulées. Un changement dans le comportement de la cinétique de séchage est observé avec un certain temps de réponse pour l'adaptation aux nouvelles conditions. Le temps de réponse dépend de la nature de la variation. Cette étude est appliquée au séchage solaire des grains de raisins. Ce type de séchage opère, bien sûr, sous des conditions variables durant toute la durée du séchage.

La deuxième partie, de ce travail, traite, par simulation, le comportement d'un ensemble de grains de raisins entassés, en couches épaisses, dans un séchoir à lots à convection forcée. C'est ainsi que le séchoir peut être considéré comme un milieu poreux. Les équations de continuité, de quantité de mouvement exprimée par le modèle de Darcy, de transfert de masse et d'énergie sont utilisées. De ce fait, un système de six équations différentielles est obtenu. L'utilisation de l'hypothèse de l'équilibre thermique local (L.T.E) permet de le réduire. Les différences finies sont utilisées pour la discrétisation des équations différentielles, tandis que la méthode de « Gauss- Seidel » est utilisée pour la résolution du système d'équations. L'influence des conditions extérieures qui sont la température, la vitesse, et l'humidité, est étudiée.

**Mots Clés :** Séchage, brique, grains de raisin, conditions extérieures, milieux poreux, équilibre thermique local