

Modelación matemática del proceso secado empleando flujo de aire revertido

Adolfo Amador-Mendoza*, Hilda Cortes-Espinoza**, Erasmo Herman y Lara***, Cecilia Eugenia Martínez-Sánchez*** & Irving Israel Ruiz-López††

Resumen

Modelación matemática del proceso secado empleando flujo de aire revertido. En esta investigación se obtuvieron cinéticas de secado con zanahoria a diferentes temperaturas (50, 70 y 90 °C), velocidades de secado (2.0, 4.0 y 6.0 m/s), alturas de lecho (5, 10 y 15 cm), espesores del producto (0.1, 1.0, 2.0 cm) y tiempos de reversión del flujo de aire (15, 30 min y sin reversión). Posteriormente se desarrolló un modelo mecanicista a partir de balances de materia y energía, que consideró parámetros termo-físicos, de transporte, y de equilibrio del aire y producto. Este modelo representado como un sistema de ecuaciones diferenciales no lineales, se programó y resolvió para las cinéticas experimentales de secado. Los resultados demostraron que existió diferencia significativa ($P > 0.95$) utilizando un flujo revertido con respecto al unidireccional. Las cinéticas de secado simuladas por el modelo mecanicista predijeron adecuadamente la conducta experimental con una R^2 de 0.9787 considerando los parámetros de transporte, sorción, termo-físicos y de lecho.

Palabras clave: Simulación, Secado, flujo de aire revertido.

Abstract

Mathematical modelling of the drying process using reverted air flux. Carrots drying kinetics at different temperatures (50, 70 and 90 °C) were obtained employing different drying air velocities (2.0, 4.0 and 6.0 m/s), bed thickness (5, 10 and 15 cm), particle thickness of the product (0.1, 1.0 and 2.0 cm), and inversion time of airflow direction (15, 30 min, and without inversion). A mechanistic model from energy and matter balances, considering thermal and physical parameters, transport and air and product balances, was developed. This mathematical model, represented as a non-linear differential equations system, was computed for solving the drying experimental kinetics. Results showed a statistical difference ($P > 0.95$) employing airflow reversal with respect to airflow unidirectional. Simulated drying Kinetics estimated the experimental behavior with R^2 of 0.9787 considering the equilibrium, thermal-physical and transfer parameters of the carrots and air.

Key words: Simulation, drying, airflow reversal.

Résumé

Modèle mathématique du procédé de séchage avec un flux d'air inversé. Les cinétiques de séchage de carottes ont été obtenues pour différentes températures (50, 70 et 90 °C), vitesses de séchage (2, 4 et 6 m/s), hauteurs de lit (5, 10 et 15 cm), épaisseurs de produit (0,1, 1,0, 2,0 cm) et durées d'inversion du flux d'air (15 et 30 min, et sans inversion). Une différence significative a été observée lors de l'inversion du flux. Un modèle mécanique a été ensuite développé, basé sur les bilans de matière et d'énergie, en considérant des paramètres thermo-physiques, de transport, et d'équilibre entre l'air et le produit. Ce modèle, représenté comme un système d'équations différentielles non linéaires, a été résolu pour les cinétiques empiriques de séchage. Les cinétiques de séchage obtenues avec le modèle permettent une bonne prédiction des données expérimentales, avec un R^2 de 0,9787.

Mots clefs: Simulation, séchage, flux d'air inversé.

* Departamento de Ingeniería en Industrias Alimentarias del Instituto Tecnológico Superior de Juan Rodríguez Clara. Juan Rodríguez Clara, Veracruz.

Correo electrónico: fito_adamme@hotmail.com.

** Departamento de Ingeniería en Industrias Alimentarias del Instituto Tecnológico Superior de Juan Rodríguez Clara.

*** Instituto Tecnológico de Tuxtepec. Calz. Dr. Víctor Bravo A. s/n. Tuxtepec, Oaxaca.

† Benemérita Universidad Autónoma de Puebla. Colegio de Ingeniería en Alimentos. Facultad de Ing. Química. Puebla, Pue.

Introducción

El secado es uno de los métodos más antiguos para deshidratar alimentos, el cual involucra de manera simultánea la transferencia de materia y energía. La transferencia de materia se considera como la transición física del agua del estado líquido al de vapor, en donde la transferencia de masa tiene lugar cuando existe un gradiente de concentración o de presión. La búsqueda de alternativas para el estudio del fenómeno de secado, ha sido planteada a través de metodologías tradicionales, tales como el uso de secadores en lechos fijos en los que se manejan flujos de aire en una sola dirección. Esto trae consigo en muchas ocasiones la contracción y el agrietamiento del producto durante su deshidratación originando un aumento de tiempo y costo en el proceso de elaboración de un producto. Una manera económica de evitar gradientes excesivos de contenido de humedad y temperatura en el producto a secar, consiste en cambiar o invertir la dirección del flujo del aire periódicamente en el secado, tomando en cuenta la profundidad del lecho, el espesor de la partícula, la velocidad y la temperatura de aire de secado. Por lo anterior se tomaron en cuenta las variables de secado, que son parámetros significativos en el secado por lotes en lechos fijos con un flujo de aire revertido. Es por ello la importancia de efectuar una predicción del secado de alimentos empleando un flujo revertido el cual proporcione información sobre su comportamiento, lo que permita reducir tiempos, costos y ahorro de energía en el proceso de este producto. Por lo que este trabajo es una propuesta de simular el secado de alimentos a través de un secador con flujo de aire revertido que permita conocer a nivel de laboratorio los efectos que tienen los diversos parámetros de operación del secado en un alimento. Así como determinar las mejores condiciones del secado con flujo de aire revertido, utilizando un programa de simulación y optimización desarrollado en un lenguaje de programación en MATLAB 7.0. Esto se logró realizando cinéticas de secado con flujo de aire revertido bajo diferentes condiciones de secado utilizando temperaturas de 50, 70 y 90 °C, velocidades de aire de secado a 2.0, 4.0 y

6.0 m/s, alturas de lecho de 5, 10 y 15 cm, flujo de aire unidireccional y revertido alternado cada 15 y 30 min, y espesores del producto de 0.1, 1.0 y 2.0 cm (Cobos 2007).

Materiales y Métodos

Preparación de la muestra

Para la realización de esta investigación, se utilizaron zanahorias provenientes de un supermercado en la ciudad de Tuxtepec, Oaxaca. Las características de selección de la materia prima fue estar en buenas condiciones y tener una geometría similar. Las muestras se lavaron y secaron, conservándolas a temperatura ambiente (36 °C) hasta el momento de ser procesadas. La humedad del producto se obtuvo mediante el método de Determinación de Humedad Inicial (AOAC 1990). Las muestras se cortaron en rodajas a diferentes espesores (0.1, 1.0 y 2.0 cm) y diámetro de 3.0 cm, utilizando un molde cortador de acero inoxidable.

Proceso de secado

El proceso de secado se llevó a cabo utilizando un secador con flujo de aire revertido, que consiste de un compartimiento de secado prismático de base redonda con ingreso de aire caliente en la parte superior e inferior, construido en el Laboratorio de Ciencias en Alimentos del Instituto Tecnológico de Tuxtepec por Cobos (2007), equipado con una balanza analítica Sartorius TE4101, la cual se utilizó para el seguimiento de la pérdida de peso de la muestra. Las muestras se depositaron en una canastilla de acero reforzado con placas de aluminio donde las alturas del lecho de partículas a secar se mantuvieron en 5, 10, y 15 cm con un diámetro de 15 cm. Una vez preparada la canastilla, ésta se depositó en el compartimiento de secado del secador, con un control de temperatura, el cual se reguló a 50, 70 y 90 °C y una velocidad de aire de secado de 2.0, 4.0 y 6.0 m/s, medido a través de un anemómetro digital AVM-03 al final de las salidas de aire del secador. Se realizó el seguimiento de la pérdida de peso del producto y de sus dimensiones a intervalos de tiempo de 10, 20 y 30 min hasta valores de peso constante. Las cinéticas de secado experimentales y simuladas de la zanahoria se graficaron en contenidos de

humedad (X_i) contra el tiempo de secado (t). En todas las cinéticas experimentales de secado se presentaron los contenidos de humedad inicial de cada lote de muestra a secar apreciando el comportamiento real de cada una.

Obtención de los parámetros de lechos fijos

Una vez realizados los diferentes tratamientos para el secado, se graficaron sus cinéticas experimentales correspondientes y posteriormente se determinó el área específica y densidad del sólido, utilizando las ecuaciones 1 y 2 presentadas a continuación. Posteriormente, se obtuvieron las propiedades de lecho, de transporte y termo-físicas de la zanahoria.

$$\rho = \frac{m}{v} \quad \text{ec. 1}$$

$$a_v = \frac{A_{cil}}{v_{cil}} = \frac{2\pi(r+h)}{\mu r^2 h} \quad \text{ec. 2}$$

Obtención de las cinéticas de secado simuladas de la zanahoria

Para la obtención de las curvas de secado simuladas se empleó un simulador de secado por lotes en lecho fijo con aire revertido y unidireccional a través del modelo mecanicista de Herman *et al.* (2001) programado en un software de análisis numérico en MATLAB, alimentándolo con las propiedades del lecho y de partícula de la zanahoria. El modelo mecanicista es presentado desde la ecuación 3 a la 9.

$$\frac{dx}{dt} = - \frac{k_s a}{1 - \varepsilon_j} (X_j - X_{ij}) \quad \text{ec. 3}$$

$$\frac{dY}{dt} = - \frac{k_g a}{\varepsilon_j} Y_{ij} - Y_j + \frac{G}{\rho_g \varepsilon V_j} (\delta_{Yj} - Y_j) \quad \text{ec. 4}$$

$$\frac{d\theta_j}{dt} = \frac{1}{Cp_s + Cp_w X_j} \frac{h_s a}{\rho_s (1 - \varepsilon_j)} \theta_{ij} - \theta_j - Cp_w \theta_j \frac{dX_j}{dt} \quad \text{ec. 5}$$

$$\begin{aligned} \frac{dT_j}{dt} = & \frac{1}{Cp_A + Cp_{wv} Y_j} \left(- \left[\frac{h_c a}{p_c \varepsilon_j} \right] (T_j - \theta_{ij}) + \left[\frac{K_g a \lambda}{\varepsilon_j} \right] (Y_{ij} - Y_j) \right. \\ & - (H_{wv} + Cp_{wv} T_j) \frac{dY_j}{dt} \\ & + \left[\frac{G}{\rho_g \varepsilon V_j} \right] \{ [(H_{wv} + Cp_{wv} \delta_{Tj}) \delta_{Yj} - (H_{wv} + Cp_{wv} T_j)] Y_j \} \\ & + Cp_r (\delta_{Tj} - T_j) \} - \left[\frac{h_{out} A_{out}}{p_c \varepsilon V_j} \right] (T_j - T_{out}) \quad \text{ec. 6} \end{aligned}$$

$$\rho_g k_{Gj} Y_{ij} - Y_j = \rho_s k_{sj} X_j - X_{ij} \quad \text{ec. 7}$$

$$h_{Gj} T_j - \theta_{ij} = h_{sj} \theta_{ij} - \theta_j + \rho_s k_s \lambda_j X_j - X_{ij} \quad \text{ec. 8}$$

$$Y_{ij} = \frac{M_w}{M_A} \frac{a_w p_w / P}{1 - a_w p_w / P} \quad \text{ec. 9}$$

Análisis estadístico

El análisis estadístico se realizó partiendo del modelo de Page para la obtención de la humedad adimensional estimada ($\Psi_{ESTIMADA}$) como se muestra en la ecuación 10 y un modelo de primer orden codificado junto al modelo de Arrhenius el cual se observa en la ecuación 11, donde se calculó una sola constante "K" para cada cinética y "n" global para todas, esto se hizo con el fin de obtener un mejor ajuste. Este modelo como se mencionó antes, consiste de un conjunto de dos ecuaciones, donde: Los símbolos betas (β) y gamas (γ), son parámetros de modelo, "v" es la velocidad de secado, las x_1 hasta x_4 corresponden a los datos codificados, donde x_1 es igual a 1 si el tiempo de reversión es de 30 min ó cero del resto, $x_2 = 1$ si el tiempo de reversión es 15 min ó cero del resto, x_1 y x_2 son iguales a cero cuando el flujo de aire es unidireccional, $x_3 = 1$ si su longitud de difusión es de 0.01 m y su espesor de lecho de 0.10 m o cero del resto y por ultimo $x_4 = 1$ si su longitud de difusión es de 0.02 m y su espesor de lecho de 0.15 m ó cero del resto.

$$\Psi = \frac{X - X_e}{X_o - X_e} = \exp(-kt^n) \quad \text{ec. 10}$$

$$\begin{aligned} k = & \exp(\beta_0 + \beta_1 v + \gamma_1 x_1 + \gamma_{21} x_2 + \gamma_3 x_3 + \gamma_4 x_4) \exp \\ & + \gamma_4 x_4 \exp - \frac{\beta_2}{R(T + 273.15)} \quad \text{ec. 11} \end{aligned}$$

Simbología

Nomenclatura	Descripción	Unidades
A	Área de sección transversal	m ²
A _{CIL}	Área del cilindro	m ²
a _v	Área específica	m ² /m ³
a _w	Actividad de agua	Adimensional
C _p	Calor específico	J/Kg · K
D	Difusividad húmeda	m ² /h

Nomenclatura	Descripción	Unidades
G	Flujo másico	Kg/h
h	Coefficiente de transferencia de energía	J/m ² · h · K
k	Conductividad térmica	W · m ⁻² · K ⁻¹
k _G	Coefficiente de transferencia de masa en fase gaseosa	m/s
K _S	Coefficiente de transferencia de masa en fase sólida	m/s
LD ₀	Longitud inicial de difusión	m
m	Masa	kg
p	Presión	Pa
q	Calor	J
r	Radio	m
R	Constante universal de los gases	Adimensional
t	Tiempo	h
T	Temperatura	°C
T _G	Temperatura del aire de secado	°C
t _{REV}	Tiempo de reversión	h
V _G	Velocidad del aire de secado	m/s
v	Volumen	m ³
X	Contenido de humedad	kg Agua/kg s.s.
w	Humedad del producto	kg Agua/kg s.s.
X*	Humedad en equilibrio	kg Agua/kg s.s.
Y	Humedad en fase gaseosa	kg Agua/kg s.s.
Z	Altura del lecho	m

Símbolos griegos

β ₀	Valor de la constante	Adimensional
β ₁	Velocidad del aire de secado	m/s
β ₂	Error	Adimensional
δ	Contenido de humedad	kg Agua/kg s.s.
γ ₁	Flujo revertido de 30 min	min
γ ₂	Flujo revertido de 15 min	min
γ ₃	Espesor de partícula 1.0 cm	cm
γ ₄	Espesor de partícula 2.0 cm	cm
θ	Porosidad de lecho	Adimensional
ε	Tiempo	h
ρ	Concentración de masa	kg/m ³

Subíndices

b	Lecho
b ₀	Lecho de sólido seco
c	Convectivo
cr	Fase crítica
e	Fase en equilibrio
f	Fase final
g	Fase gaseosa
i	Interface gas-sólido
j	Condición final
r	Radiante
s	Fase sólida
w	Agua
wv	Vapor de agua

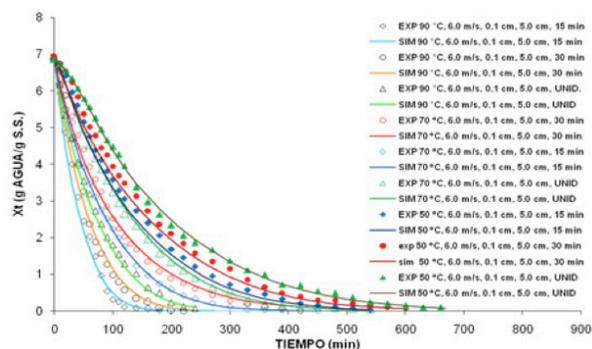


Figura 1. Cinéticas de secado experimentales y simuladas de la zanahoria a una velocidad de aire de secado de 6.0 m/s, espesor de partícula de 0.1 cm, altura de lecho de 5.0 cm con diferentes temperaturas y flujos de aire de secado.

Resultados

Se obtuvieron curvas de secado simuladas a las mismas condiciones de temperatura, velocidad de aire de secado, alturas de lecho, espesor, flujo unidireccional y revertido empleadas en la parte experimental efecto en la velocidad de secado y el tiempo de operación. Se observó que a temperaturas elevadas de 90 °C se obtuvo una mayor velocidad de secado como era de esperarse, debido a que es una temperatura de mayor intensidad y por tanto, es un efecto que acelera el fenómeno de difusión originando una mayor eliminación de humedad. En la Figura 2 se observa que en tamaños de partículas delgadas de 0.1 cm y alturas de lecho de 5.0 cm, con respecto a los tamaños de partículas de 1.0 y 2.0 cm con alturas de lecho de 10.0 y 15.0 cm respectivamente, se obtuvo

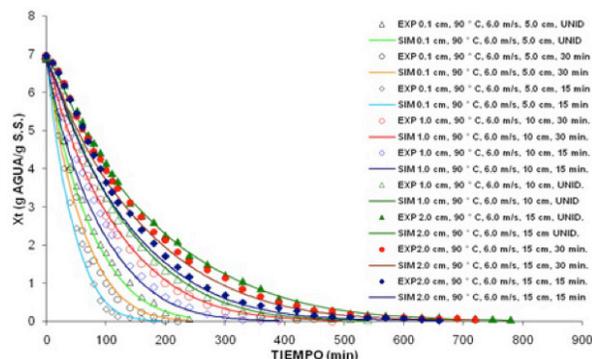


Figura 2. Cinéticas de secado experimentales y simuladas de la zanahoria a 90 °C, velocidad de aire de 6 m/s con diferentes espesores de partícula, alturas de lecho y flujo de aire.

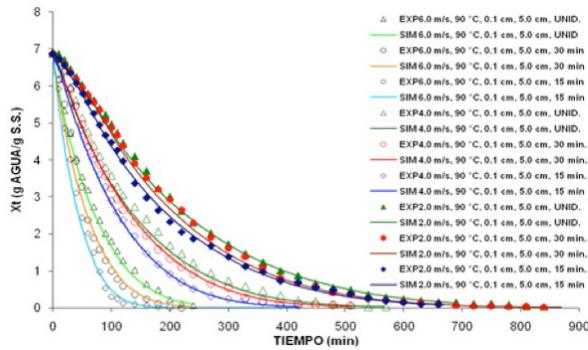


Figura 3. Cinéticas de secado experimentales y simuladas de la zanahoria a 90 °C, espesor de partícula de 0.1 cm, altura de lecho de 5.0 cm con diferentes flujos y velocidades de aire de secado.

una mayor velocidad de secado debido a que el fenómeno dominante en partículas delgadas es externo (dominado por el aire de secado). El agua presente en la superficie del producto es arrastrado por una corriente convectiva de aire y por lo tanto, es un efecto que acelera la velocidad de secado originando una mayor eliminación de humedad.

La Figura 3 se comprueba que las velocidades de aire de secado si tuvieron efecto en la velocidad de secado y el tiempo de operación. Se observó que a velocidades de aire elevadas de 6.0 m/s se obtuvo una mayor eliminación de agua y por tanto una mayor velocidad de secado como era de esperarse, debido a que la corriente convectiva de aire es de mayor intensidad ocasionando un aumento en el arrastre de las partículas de agua, resultando de esta manera un menor tiempo de operación de secado. De esta forma se considera que podría establecerse una disminución en el consumo de energía por efecto de la reducción de los tiempos de secado.

Las Figuras 1, 2 y 3 se observó que en la obtención de los datos simulados para las tres temperaturas presentaron una buena predicción de la conducta experimental tanto en el periodo de velocidad de secado constante como el decreciente.

Tabla 1. Resultados del análisis estadístico con un intervalo de confianza del 95% de los parámetros $\gamma_1, \gamma_2, \gamma_3$ y γ_4 .

γ_1	95% IC	γ_2	95% IC	γ_3	95% IC	γ_4	95% IC
0.2119	0.1869 / 0.2369	0.3181	0.2930 / 0.3433	-1.1139	-1.1425/ -1.0852	-1.4149	-1.4482/ -1.3817

Resultados del análisis estadístico.

En la Tabla 1 se observan los resultados del análisis estadístico con un intervalo de confianza del 95 % de los parámetros $\gamma_1, \gamma_2, \gamma_3$ y γ_4 , en el cual se establecieron que los valores de estos parámetros fueron diferentes estadísticamente debido a que en dichos valores no existieron traslapes. Por lo tanto, se estableció que hubo diferencia significativa ($P > 0.95$) estadísticamente de acuerdo a estos valores empleando flujo de aire revertido alternado cada 15 min en relación con el secado empleando flujo de aire revertido cada 30 min. Por lo que se interpretó que hay una mayor velocidad de secado con aire revertido de 15 min y por tanto una mayor reducción en el tiempo de secado. En la Tabla 2 se observa los resultados del análisis estadístico con un intervalo de confianza del 95% de los parámetros β_0, β_1 y β_2 . En el cual se observó que en los valores de estos parámetros no existió un traslape entre los intervalos de confianza, por lo tanto, nos indicó que a este intervalos de confianza sí son estadísticamente diferentes ($P > 0.95$). Lo que significa que existió una influencia estadísticamente significativa de la velocidad de aire de trabajo sobre dichos parámetros.

Conclusiones

El modelo mecanicista predijo las cinéticas experimentales de secado tanto en partículas delgadas cuyo fenómeno predominante fue el externo, como en partículas gruesas cuyo fenómeno dominante fue el interno regido por la difusión. Por otra parte, Las cinéticas simuladas de secado predijeron adecuadamente las experimentales en todas las condiciones establecidas: Temperatura, velocidad de aire, espesor de partícula, altura de lecho y dirección de flujo mostrando un alto coeficiente de determinación (R^2) de 0.9787, comprobando la validez del ajuste realizado.

Tabla 2. Resultados del análisis estadístico con un intervalo de confianza del 95% de los parámetros β_1 , β_2 , β_3 y β_4 .

β_0	95% IC	β_1	95% IC	β_2	95% IC	N	95% IC	R ²
1.9897	1.7674/ 2.2120	0.1596	0.1526/ 0.1666	3424.7	3335.8/ 3513.5	1.5481	1.5264/ 1.5697	0.9787

Agradecimientos

Los autores agradecen el apoyo brindado por parte de la Coordinación de posgrado del Instituto Tecnológico de Tuxtepec para la realización de este proyecto, así como al comité científico de la Revista Ciencia y Mar encargado de la revisión del manuscrito.

Referencias

- AOAC, 1990. Association of Official Analytical Chemist. Official Methods of Analysis 1st. Ed. Arlington, Virginia, pp 934.
- Baker, C. 1997. Industrial Drying of foods 1st. Ed. Blackie Academic & Professionals. London, pp 7-30.
- Balaban, M. 1989. Effect of Volume Change in Foods on the Temperature and Moisture Content Predictions of Simultaneous Heat and Moisture Transfer Models. *Journal of Food Process Engineering* 12(6): 67-88.
- Balaban, M. 1984. Mathematical Model of Air Drying Applied to Fish. *Journal of Food Science* 53(3):935-939.
- Berbert, P. A., Queiroz, D. M., Silva, J. S. and Pinheiro, J. B. 1995. Simulation of Coffee Drying in a Fixed Bed with Periodic Airflow Reversal. *Journal of Agricultural Engineering Research* 60(3), 167-173.
- Cánovas, B. G. and Mercado, V. H. 1996. Dehydration of Foods 1st. Ed. Chapman and Hall. USA, pp 265-268.
- Cobos-Vivaldo, R. 2007. "Construcción y caracterización de un secador de flujo de aire reversible para alimentos". Tesis de Maestría. Instituto Tecnológico de Tuxtepec, Tuxtepec, Oaxaca, México.
- García-Muñoz, M. A. 2005. "Simulación del secado de plátano macho en régimen no estacionario considerando parámetros de operación de lechos fijos". Tesis de Maestría. Instituto Tecnológico de Tuxtepec, Tuxtepec, Oaxaca, México.
- Geankoplis, C. J. 1998. Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias 3th. Ed. Continental. S.A. de C. V. México, D. F., pp 359-371.
- Herman-Lara, E. 2000. "Simulación matemática del proceso de secado de alimentos por convección en régimen no-permanente". Tesis Doctoral. Instituto Tecnológico de Veracruz, Veracruz, Ver., Mexico.
- Herman, E., Salgado, M. A. and García, M. A. 2005. Mathematical simulation of convection food batch drying with assumptions of plug flow and complete mixing of air. *Journal of Food Engineering* 68: 321-327.
- Kiranoudis, C. T., Maroulis, Z. B. and Kouris M. D. 1992. Drying kinetics of onions and green pepper. *Drying Technology* 10(4): 995-1011.
- Krokida M. K., Maroulis Z. B. 1996. Effect of Drying Methods on Shrinkage and Porosity. *Drying Technology* 10(15):1145-1155.
- Krokida, M. K., Nikolaos, Z. P. and Maroulis, Z. B. 1997. Modelling Shrinkage and Porosity During Vacuum Dehydration. *Journal of Food Science and Technology* 32(6): 445-458.
- Krokida M. K., Maroulis Z. B., Kouris D. 1998. Effect of drying Method on Physical Properties of dehydrated Products. *Drying Technology* 22(1): 809-816.
- Mujumdar, A. S. 1985. Handbook of Industrial Drying 1st. Ed. Marcel Dekker, Inc. Montreal, Quebec, Canadá, pp 934-948.
- Mulet, A., Berna, A., Borras, M. and Piñaga, F. 1987. Effect of air flow rate on carrot drying. *Drying Technology* 5 (2), 254-258 pp.
- Perry, R. H. 1986. Chemical Engineer's Handbook 5ta. Ed. Calypso, Mexico, D.F., pp 22-30.
- Ratti, C. and Mujumdar, A. S. 1993. Fixed-bed batch drying of shrinking particles with time varying drying air conditions. *Drying Technology* 11(6), 1311-1335.
- Ratti, C. and Mujumdar, A. S. 1995. Simulation of packed bed drying of foodstuffs with airflow reversal. *Journal of Food Engineering* 26 (3), 259- 271.
- Singh R. P. and Heldman D. R. 2001. Introduction to Food Engineering 2nd. Ed. Academic Press, N. York, pp 345-347.
- Treybal, R. E. 1993. Operaciones de transferencia de masa 2da. Ed. McGraw-Hill, Inc. México. pp 240-255.

Recibido: 02 septiembre 2011

Aceptado: 09 diciembre 2011