

Modelación y simulación de un secador de lecho vibrofluidizado para sólidos que contienen mezclas solventes

A. Picado^{1,2*} y J. Martínez²

¹Facultad de Ingeniería Química, Universidad Nacional de Ingeniería (UNI)
PO Box 5595, Managua, Nicaragua

E-mail: picado@kth.se

²Dept of Chemical Engineering and Technology, Royal Institute of Technology (KTH)
SE-100 44 Stockholm, Sweden

E-mail: martinez@kth.se

(recibido/received: 03-Junio-2007; aceptado/accepted: 18-Oct-2007)

RESUMEN

Se estudio el secado de un sólido granular en un secador continuo de lecho vibrofluidizado por medio de simulaciones. Se desarrollo un modelo considerando el secado de una capa delgada de partículas humedecidas con una mezcla multicomponente. El modelo asume mezclado perfecto en la dirección del flujo de aire y considera solamente los cambios longitudinales del contenido líquido, composición y temperatura de la partícula. Los principales mecanismos para la transferencia de masa y calor dentro de las partículas son difusión interactiva y conducción. Asumiendo una matriz constante de coeficientes efectivos de difusión para las partículas se obtienen las soluciones analíticas de las ecuaciones de difusión y conducción. La variación de los coeficientes de difusión y de la conductividad térmica de las partículas a lo largo del secador es tomada en cuenta por una aplicación paso a paso de la solución analítica en intervalos de espacio con coeficientes promedios del paso anterior. La solución analítica representa un método apropiado para estudiar la selectividad y la retención de aroma durante el secado de alimentos. La solución es computacionalmente rápida; por lo tanto, la verificación experimental de este modelo aproximado sería muy beneficiosa ya que el tratamiento riguroso del secado multicomponente implica cálculos dilatados y tediosos.

Palabras claves: retención de aroma; secado multicomponente; selectividad en el secado

ABSTRACT

The drying of solids in a continuously worked vibrated fluidised bed dryer is studied by simulations. A model considering the drying of a thin layer of particles wetted with a multicomponent mixture is developed. Particles are assumed well mixed in the direction of the airflow and only the longitudinal changes of liquid content, liquid composition and particle temperature are considered. Interactive diffusion and heat conduction are considered the main mechanisms for mass and heat transfer within the particles. Assuming a constant matrix of effective diffusion coefficients analytical solutions of the diffusion and conduction equations are obtained. The variation of both the diffusion coefficients and the effective thermal conductivity of the particles along the dryer is taken into account by a stepwise application of the analytical solution in space intervals with averaged coefficients from previous locations in the dryer. The analytical solution represents a suitable method to study the selectivity and aroma retention during drying of foodstuffs. The solution is computationally fast; therefore, the experimental verification of this approximate model would be very useful since the rigorous treatment of multicomponent drying involves tedious and time-consuming calculations.

Keywords: aroma retention; drying selectivity; multicomponent drying

* Autor para la correspondencia

INTRODUCCIÓN

En la última década, las tecnologías convencionales de secado han experimentado una revisión permanente para satisfacer los crecientes requerimientos de calidad y mayor velocidad de producción, compatible con un mejor uso de la energía y una reducción de la contaminación ambiental. En este aspecto, la introducción de nuevas tecnologías y el uso de diferentes modos de secado han significado el reemplazo gradual de secadores convencionales tal como el secador rotatorio directo, el lecho fluidizado y el de aspersión. En este sentido, el uso de secadores de lecho vibrofluidizado ha mostrado ser una excelente opción, indicando la importancia de este método de secado (Alvarez *et al.*, 2006).

Los secadores continuos de lecho vibrofluidizado (SLVF) han sido usados para secar una variedad de sólidos particulados tales como sales inorgánicas, fertilizantes, alimentos, productos farmacéuticos, plásticos, materiales revestidos, etc. En algunos procesos industriales, el SLVF es la única unidad de secado responsable de la remoción de la humedad, pero también es usado como una segunda etapa en procesos de secado de dos etapas. Por ejemplo, la primera etapa es realizada en un secador por aspersión para concentrar el producto y el SLVF es usado en una segunda etapa para reducir el contenido de humedad al valor requerido por el producto final. Esta segunda etapa ahorra energía y asegura un mejor control de la calidad del producto (Cruz *et al.*, 2004). Otras ventajas del SLVF son: buen rendimiento, módico costo de inversión, bajo costo de mantenimiento, robustez del equipo y versatilidad. Varios tipos distintos de sólidos particulados, desde químicos hasta alimentos, normalmente con grandes rendimientos continuos han sido tratados de esta manera. En la mayoría de los casos, la humedad a ser removida consiste en agua pero existen aplicaciones importantes tales como el secado de farmacéuticos, plásticos y materiales revestidos donde la humedad consiste de una mezcla multicomponente. El secado de alimentos es un caso especial de secado multicomponente ya que la humedad normalmente consiste en agua y de

un gran número de componentes volátiles de baja concentración (e.g. café, cocoa o leche).

Diversos trabajos se han dedicado a estudiar al SLVF en relación al comportamiento de la partícula y sus interacciones con el gas, pared y efectos de la vibración, así como la transferencia de calor y masa durante el secado (Pan *et al.*, 2000; Pakowski *et al.*, 1984; Law y Mujumdar, 2006). Existen numerosos modelos basados en incrementos discretos para simular el proceso de secado en secadores continuos de lecho fluidizado (Keey, 1992; Kemp y Oakley, 2002; Izadifar y Mowla, 2003; Daud, 2006). La mayoría de estos modelos de equipo asumen un flujo pistón de los sólidos pero también se han estudiado para flujo no ideal de sólidos; con flujo cruzado de gas se ha modelado hasta cierto punto. Por otro lado, el modelo del material no incluye el secado de sólidos humedecidos con una mezcla de solventes. Estos casos son importantes debido a la gran influencia de la composición de la mezcla remanente sobre la calidad del producto.

Considerable investigación en secado multicomponente ha sido llevada a cabo por Schlünder y colaboradores en Karlsruhe (Schlünder, 1982; Thurner y Schlünder, 1986; Riede y Schlünder, 1990; Wagner y Schlünder, 1998). La investigación ha sido enfocada en el comportamiento de la evaporación de mezclas en geometrías simples. Dependiendo de las condiciones de secado predominantes, el secado de sólidos que contienen mezclas multicomponentes puede ser controlado por el transporte en la fase líquida, en la fase gaseosa o por el equilibrio. El secado controlado por la fase gaseosa de una película líquida multicomponente en contacto continuo con la fase gaseosa ha sido estudiado por Vidaurre y Martínez (1997). Luna y Martínez (1999) mostraron que un entendimiento profundo del proceso puede ser obtenido por un análisis de estabilidad de las ecuaciones diferenciales ordinarias que describen el sistema dinámico. El secado controlado por la fase líquida de mezclas multicomponentes ha sido analizado por Pakowski (1994). Gamero *et al.* (2006a) estudió numéricamente la evaporación continua de una película líquida descendiente en un gas inerte.

Recientemente, Gamero *et al.* (2006b) reportó una solución analítica para el secado por lote de una película líquida multicomponente en condiciones no-isotérmicas asumiendo las propiedades físicas constantes. Los cambios en las propiedades físicas durante el proceso de secado fueron tomados en cuenta por una aplicación paso a paso de la solución con coeficientes promedios de los pasos previos.

El propósito de este estudio es el desarrollo de un modelo para simular el secado de sólidos particulados que contienen mezclas líquidas multicomponentes en un secador de lecho vibrofluidizado. El modelo es desarrollado incorporando un modelo del material para una partícula esférica humedecida con una mezcla líquida en un modelo de equipo que considera el incremento longitudinal asumiendo flujo pistón de los sólidos. El modelo será una herramienta

útil para explorar la selectividad del proceso de secado y seleccionar apropiadamente las condiciones de secado para controlar la composición de la humedad final.

TEORÍA

Una descripción esquemática del SLVF se muestra en la Fig. 1. En tal equipo, ocurre el mezclado efectivo de las partículas y se obtiene usualmente un material homogéneo en la sección transversal vertical. La distribución del tiempo de permanencia de las partículas medida en la salida no difiere mucho de aquella calculada para un modelo de flujo pistón (Strumiłło y Pakowski, 1980). La vibración permite para bajas velocidades del gas alcanzar un buen contacto entre la fase gaseosa y las partículas húmedas.

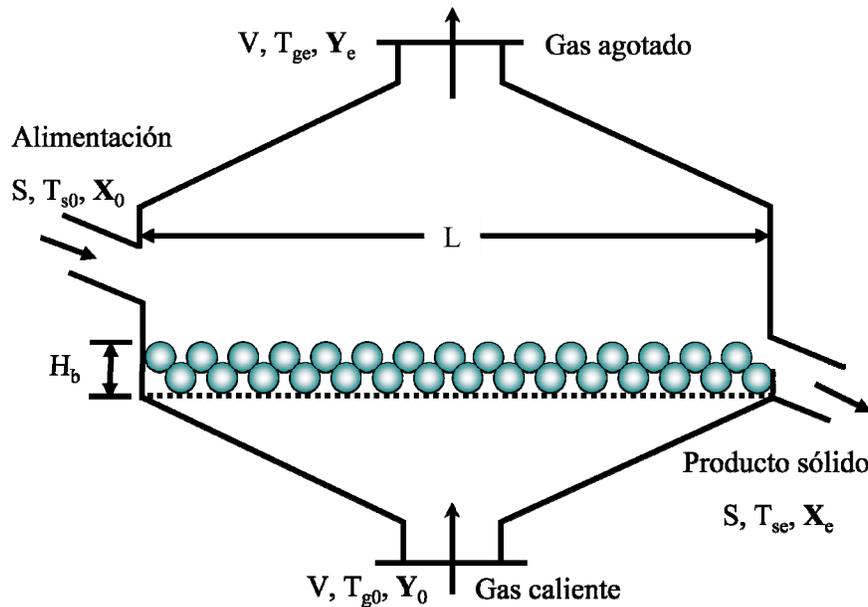


Fig. 1 Secador de lecho vibrofluidizado de flujo pistón.

Balances de masa y energía en el secador

En el análisis del secador, se asume que el lecho de partículas se está moviendo hacia delante con una velocidad uniforme y que el secador ha estado operando durante suficiente tiempo para alcanzar condiciones de estado estacionario. Un balance de humedad aplicado a un elemento de volumen diferencial se muestra en la Fig. 2:

$$F_s \frac{dX_i}{dz} = -aM_i G_{gi} \quad i = 1, \dots, n \quad (1)$$

donde n es el número de componentes en la humedad. Puesto que todo el líquido evaporado va al gas, los cambios de la humedad del aire son dados por los siguientes balances:

$$F_g dY_i = -F_s H_b \frac{dX_i}{dz} \quad i = 1, \dots, n \quad (2)$$

En las ecuaciones (1) y (2) la humedad del aire, Y_i , y el contenido líquido del sólido, X_i , están en base seca. F es el flujo másico por sección transversal del inerte en la dirección del flujo.

Los subíndices s y g denotan sólido y gas respectivamente. M es el peso molecular, a es la área específica de evaporación por volumen del lecho, $G_{g,i}$ es el flujo molar por área de evaporación del componente i , y H_b es la altura del lecho.

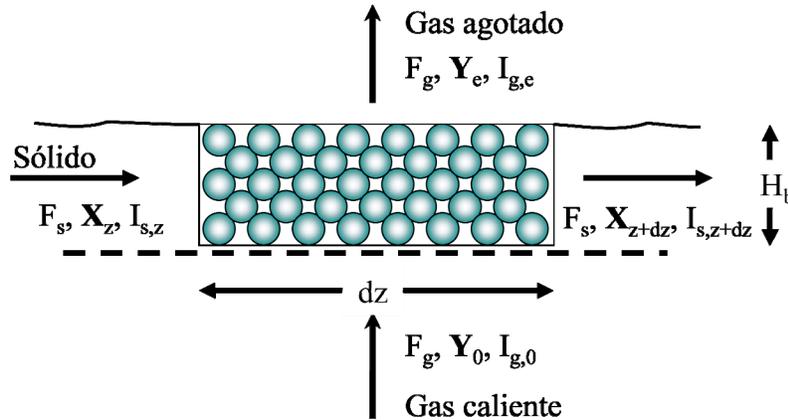


Fig. 2 Esquema de un elemento diferencial del secador.

Si las pérdidas de calor en el secador son despreciables, el balance de energía sobre el elemento de volumen diferencial se convierte en:

$$dI_g = -H_b \frac{F_s}{F_g} \frac{dI_s}{dz} \quad (3)$$

donde I es la entalpía de las fases por unidad de masa del inerte. La altura del lecho se calcula como:

$$H_b = \frac{S}{v \rho_p (1 - \varepsilon_p) (1 - \varepsilon_b) B} \quad (4)$$

donde S es el flujo de sólidos secos, v es la velocidad de lecho hacia adelante, ρ es la densidad, ε es la porosidad y B es el ancho del secador. Los subíndices p y b denotan partícula y lecho respectivamente. Para integrar la ecuación (1) a lo largo del secador, aparte de las condiciones de entrada, se deben proporcionar los flujos por área de evaporación. Estos flujos por área dependen de la temperatura y de la composición del líquido en la superficie de las partículas. Esta información puede ser

obtenida analizando que ocurre con una partícula que se mueve a lo largo del secador.

Secado de una partícula

El secado de una partícula en un gas inerte es descrito esquemáticamente en la Fig. 3.

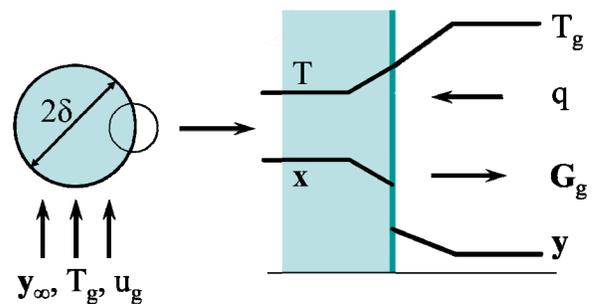


Fig. 3 Esquema del secado de una partícula en un gas inerte.

Ecuaciones del modelo

Si la difusión dentro de la partícula es la principal contribución a la transferencia de

masa, el proceso es descrito por la ecuación de difusión:

$$v \frac{\partial \mathbf{x}}{\partial z} = \mathbf{D} \left(\frac{\partial^2 \mathbf{x}}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial \mathbf{x}}{\partial r} \right) \quad (5)$$

Si la conducción es el único mecanismo para la transferencia de calor dentro de la partícula, la ecuación correspondiente que describe los cambios de temperatura es la ecuación de conducción:

$$v \frac{\partial T}{\partial z} = D_h \left(\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial T}{\partial r} \right) \quad (6)$$

donde \mathbf{x} es un vector columna con las fracciones molares del componente que se difunde independiente en el líquido, \mathbf{D} es la matriz de los coeficientes de difusión multicomponentes y D_h es la difusividad térmica.

Las ecuaciones (5) y (6) representan un sistema de ecuaciones diferenciales parciales acoplado. Si la evaporación y el calor por convección ocurren solamente en la superficie de la partícula y la composición inicial así como la temperatura de las partículas son dadas en función de r , las condiciones iniciales y de contorno son:

En $z = 0$ y $0 \leq r \leq \delta$,

$$\mathbf{x} = \mathbf{x}_0 \{r\}; \quad T = T_0 \{r\} \quad (7)$$

En $r = 0$ y $z > 0$,

$$\frac{\partial \mathbf{x}}{\partial r} = 0; \quad \frac{\partial T}{\partial r} = 0 \quad (8)$$

En $r = \delta$ y $z > 0$,

$$-C_L \mathbf{D} \frac{\partial \mathbf{x}}{\partial r} = \mathbf{G}_{g,n-1} \quad (9)$$

$$-k \frac{\partial T}{\partial r} = h(T - T_{g,\infty}) + \boldsymbol{\lambda}^T \mathbf{G}_g$$

donde $\boldsymbol{\lambda}$ es un vector columna del calor de vaporización. El superíndice T denota transposición. El subíndice $n-1$ en el vector columna de los flujos por área de evaporación en la fase gaseosa indica que solamente $n-1$ de los flujos por área son considerados para igualar la dimensión de los flujos por área de difusión independiente dentro de la partícula.

Matriz de coeficientes de difusión multicomponentes

La matriz de coeficientes de difusión multicomponentes, \mathbf{D} , es del orden $n-1 \times n-1$. Esto expresa el hecho de que el n -ésimo componente no se difunden independiente. En mezclas no-ideales, la matriz de coeficientes de difusión multicomponente se define como:

$$\mathbf{D} = \iota \mathbf{B}^{-1} \boldsymbol{\Gamma} \quad (10)$$

donde ι contiene los factores de tortuosidad y de constricción, teniendo en cuenta que el líquido está confinado en una partícula porosa (Wesselingh y Krishna, 2000). La matriz \mathbf{B} , la cual puede ser considerada como una contribución cinética a los coeficientes de difusión multicomponentes, tiene los elementos:

$$B_{ii} = \frac{x_i}{\mathfrak{D}_{in}} + \sum_{\substack{k=1 \\ k \neq i}}^n \frac{x_k}{\mathfrak{D}_{ik}} \quad (11)$$

$$B_{ij} (i \neq j) = -x_i \left(\frac{1}{\mathfrak{D}_{ij}} - \frac{1}{\mathfrak{D}_{in}} \right) \quad (12)$$

donde $i, j = 1, 2, \dots, n-1$ y \mathfrak{D}_{ij} son los coeficientes de difusión de Maxwell-Stefan. Los elementos de la matriz de los factores termodinámicos, $\boldsymbol{\Gamma}$, están dados por:

$$\Gamma_{ij} = \delta_{ij} + \frac{x_i}{x_j} \frac{\partial \ln \gamma_i}{\partial \ln x_j} \quad (13)$$

donde γ_i es el coeficiente de actividad del componente i y $\delta_{i,j}$ es la delta de Kronecker ($\delta_{i,j} = 1$ para $i = j$ y $\delta_{i,j} = 0$ para $i \neq j$). Para soluciones

ideales, la matriz de los factores termodinámicos se reduce a la matriz identidad.

Velocidades de transferencia de calor y masa

Si las interacciones difusionales en la fase gaseosa son incluidas, los flujos por área de evaporación pueden escribirse como:

$$\mathbf{G}_g = \mathbf{K}\{\mathbf{y}_\delta - \mathbf{y}_\infty\} \quad (14)$$

Aquí, la matriz \mathbf{K} es la matriz producto $\beta \Xi \mathbf{k}$, en la cual β implica una relación extra entre los flujos para poder calcular los flujos referidos a ejes estacionarios a partir de los flujos difusionales (*bootstrap*), Ξ es una matriz de factores de corrección que toma en cuenta la velocidad de transferencia de masa finita y \mathbf{k} es una matriz de coeficientes de transferencia de masa a velocidades cero de transferencia de masa. Los vectores columnas \mathbf{y}_δ y \mathbf{y}_∞ son las fracciones molares de los vapores en la interfase gas-líquido y en el seno del gas respectivamente (Taylor y Krishna, 1993).

El flujo convectivo del calor por unidad de área puede expresarse como:

$$q = h(T_{g,\infty} - T_\delta) \quad (15)$$

donde h es un coeficiente de transferencia de calor entre el aire y las partículas.

Acoplamiento entre las fases

Si se considera que la fase gaseosa esta en equilibrio con el líquido en la interfase, entonces en $r = \delta$ se obtiene:

$$\mathbf{y}_\delta = \frac{1}{P_t} \mathbf{P}^0 \boldsymbol{\gamma} \mathbf{x}_n = \mathbf{K}_\gamma \mathbf{x}_n \quad (16)$$

donde P_t es la presión total. \mathbf{P}^0 y $\boldsymbol{\gamma}$ son las matrices diagonales que contienen las presiones del vapor saturado de los líquidos puros, y los coeficientes de actividades correspondientes. El subíndice n indica que el vector \mathbf{x} contiene las fracciones molares de los n componentes de la mezcla líquida.

Solución analítica

La solución de las ecuaciones (5) y (6) sujeta a las condiciones iniciales y de contorno desde (7) hasta (9), proporciona la temperatura y los gradientes de composición líquida dentro de las partículas. Además, se obtienen las velocidades de transferencia de masa y calor en la superficie de la partícula. La solución analítica asumiendo coeficientes de transportes constantes y las velocidades de transferencia de masa y calor es mostrada a continuación:

Para la composición,

$$\mathbf{x} = \boldsymbol{\phi}^{-1} \left\{ \left[\frac{2\mathbf{P}}{\zeta} \sum_{m=1}^{\infty} e^{-\hat{\nu} v_m^2 \tau} \left(\frac{v_m^2 + \xi^2}{v_m^2 + \xi(\xi + \mathbf{I})} \right) \right] \times \right. \\ \left. \text{sen}(v_m \zeta) \left\{ \int_0^1 \hat{\mathbf{u}}_0(\zeta) \text{sen}(v_m \zeta) d\zeta \right\} \right] - \mathbf{y}_b \right\} \quad (17)$$

donde \mathbf{I} es una matriz diagonal unitaria y \mathbf{P} es la matriz modal. La ecuación (17) proporciona las fracciones molares de $n-1$ componentes en el líquido. La fracción molar del n -ésimo componente es calculada tomando ventaja de:

$$x_n = 1 - \sum_{j=1}^{n-1} x_j \quad (18)$$

Para la temperatura,

$$\frac{T_g - T}{T_g - T_0} = \left[\frac{2}{a\zeta} \sum_{m=1}^{\infty} e^{-\kappa v_{h,m}^2 \tau} \left(\frac{v_{h,m}^2 + (a-1)^2}{v_{h,m}^2 + a(a-1)} \right) \right] \times \\ \text{sen}(v_{h,m} \zeta) \left\{ \int_0^1 \Theta_0(\zeta) \text{sen}(v_{h,m} \zeta) d\zeta \right\} - \frac{b}{a} \quad (19)$$

Los valores propios en las ecuaciones (17) y (19) están implícitamente definidos por:

$$\tan v_m = \xi^{-1} v_m \quad \text{y} \quad \tan v_{h,m} = (1-a)^{-1} v_{h,m} \quad (20)$$

Aun cuando la solución es válida solamente para propiedades físicas constantes, la variación de los coeficientes para todo el proceso puede tomarse en cuenta por una aplicación paso a paso de la solución analítica a lo largo de la

trayectoria del proceso. Es decir, aplicando la solución en pasos sucesivos donde las condiciones finales de los pasos previos son usadas para calcular los coeficientes y como condición inicial del próximo paso. Para mayores detalles sobre la solución analítica ver Picado y Martínez (2006).

Integración a lo largo del secador

Puesto que las condiciones cambian a lo largo del secador, la solución analítica es aplicada a un intervalo dz , con condiciones de entrada y coeficientes de transporte promedios que corresponden a las condiciones de salida del paso previo. A lo largo de la integración de la ecuación (1) el procedimiento es repetido. La composición de salida del gas en cada paso dz es calculada usando la ecuación (2). Entonces, el balance de energía, ecuación (3), permite el cálculo de la entalpía del gas de salida usando la temperatura media de la partícula para calcular la entalpía de salida de los sólidos húmedos. Como la entalpía del gas es una función de la composición del gas y de la temperatura, la temperatura de salida del gas puede ser calculada a partir de una ecuación no-lineal que relaciona la temperatura del gas con la entalpía. De este modo, la integración procede hasta alcanzar la salida del secador.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Los cálculos fueron realizados con partículas que contenían dos mezclas líquidas diferentes: etanol-2-propanol-agua, y acetona-cloroformo-metanol. Los flujos por área de evaporación fueron calculados de acuerdo a la ecuación (14) usando un algoritmo reportado por Taylor (1982) con difusión a través de un gas estacionario como relación determinante (*bootstrap*). La matriz de factores de corrección fue evaluada usando la teoría linealizada. Los coeficientes de transferencia de calor y masa a velocidades cero de transferencia de masa fueron calculados por las correlaciones de Kunii y Levenspiel (1969) con coeficientes de difusión binarios en la fase gaseosa determinados con el método de Fuller *et al.* (1966). Las propiedades físicas del componente puro y de las mezclas fueron evaluadas usando el método descrito por

Poling *et al.* (2000). Los coeficientes de actividad fueron calculados de acuerdo a la ecuación de Wilson con parámetros de Gemhling y Onken (1982). El método de Antoine fue usado para calcular la presión de vapor de los líquidos puros.

Para la determinación de los coeficientes de difusión de Maxwell-Stefan en la fase líquida el método de Brandowski y Kubaczka (1982) fue usado con un exponente empírico de 0.5 para ambos sistemas líquidos. Las propiedades físicas del Pírex fueron utilizados para el sólido.

Un resultado típico para una simulación de un sólido que contiene la mezcla etanol-2-propanol-agua se muestra en la Fig. 4.

En esta mezcla la volatilidad del agua es mucho menor que la del etanol y 2-propanol. De acuerdo a la teoría, para remover preferencialmente agua y mantener los volátiles en el sólido, la resistencia en contra de la transferencia de masa dentro del sólido debe ser alta. Esta situación es favorecida por un régimen intenso de secado. La resistencia dentro del sólido incrementa cuando la relación entre la tortuosidad y la constricción tiene un valor bajo y el diámetro de las partículas es grande. La intensidad de secado puede ser incrementada por el incremento de factores externos tales como velocidad del gas y temperatura.

Las Tablas más abajo muestran la influencia de estos parámetros sobre el índice de retención definido como $(X_{e,i}/X_{0,i})/(X_e/X_0)$.

Los resultados revelan que la retención de compuestos volátiles es favorecida por la resistencia en contra de la transferencia de masa dentro del sólido. Sin embargo, incrementando la velocidad del gas y la temperatura tiene un efecto negativo. No se espera que la selectividad del proceso sea afectada por las condiciones externas pero estas pueden inducir resistencia interna. Evidentemente, en las condiciones examinadas, los efectos de la velocidad del gas y la temperatura del gas sobre la temperatura de la partícula y los coeficientes de transporte aparentan tener un efecto opuesto.

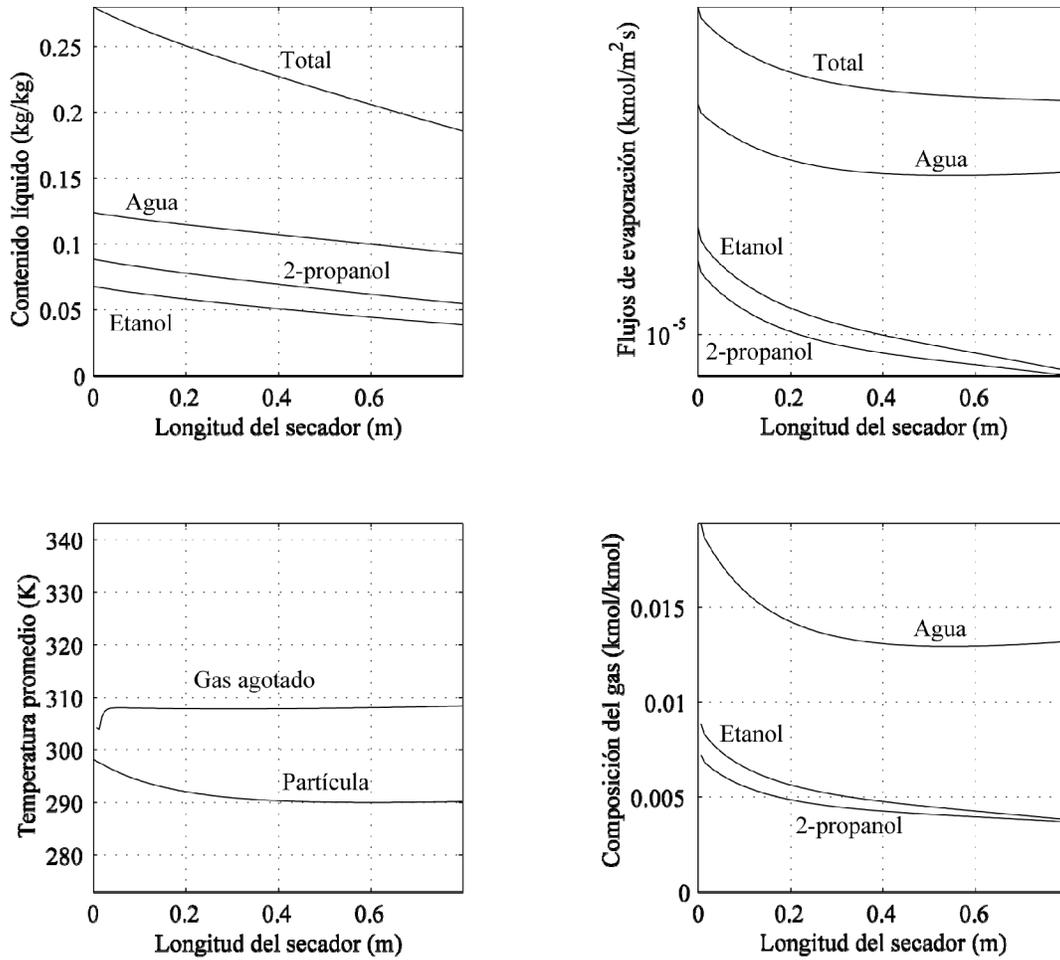


Fig. 4 Simulaciones del secado de partículas que contiene etanol-2-propanol-agua. $u_{g0} = 1.5 \text{ m/s}$, $T_{g0} = 343.15 \text{ K}$, $Y_0 = [0 \ 0 \ 0 \ 1]$, $S = 7 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s}$, $\delta = 3 \cdot 10^{-3} \text{ m}$, $v = 0.02 \text{ m/s}$.

Tabla 1 Influencia de la velocidad del gas sobre la retención de volátil. $T_{g0} = 343.15 \text{ K}$, $S = 7 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s}$, $\delta = 3 \cdot 10^{-3} \text{ m}$, $v = 0.02 \text{ m/s}$.

| Componentes | Índice de retención | | |
|-------------|----------------------------|----------------------------|----------------------------|
| | $u_{g0} = 1.0 \text{ m/s}$ | $u_{g0} = 1.5 \text{ m/s}$ | $u_{g0} = 1.9 \text{ m/s}$ |
| Etanol | 0.9000 | 0.8583 | 0.8654 |
| 2-propanol | 0.9596 | 0.9314 | 0.9244 |
| Agua | 1.0836 | 1.1267 | 1.1278 |

Tabla 2 Influencia del diámetro de la particular sobre la retención de volátil. $u_{g0} = 1.5 \text{ m/s}$, $T_{g0} = 343.15 \text{ K}$, $S = 7 \cdot 10^{-2} \text{ kg/s}$, $v = 0.02 \text{ m/s}$.

| Componentes | Índice de retención | | |
|-------------|----------------------------|----------------------------|----------------------------|
| | $\delta = 0.002 \text{ m}$ | $\delta = 0.003 \text{ m}$ | $\delta = 0.004 \text{ m}$ |
| Etanol | 0.7484 | 0.8583 | 0.9161 |
| 2-propanol | 0.8821 | 0.9314 | 0.9592 |
| Agua | 1.2222 | 1.1267 | 1.0751 |

Tabla 3 Influencia de la estructura del sólido sobre la retención de volátil. $u_{g0} = 1$ m/s, $T_{g0} = 343.15$ K, $S = 7 \cdot 10^{-2}$ kg/s, $\delta = 3 \cdot 10^{-3}$ m, $v = 0.02$ m/s.

| Componentes | Índice de retención | | |
|-------------|---------------------|---------------|--------------|
| | $\tau = 0.35$ | $\tau = 0.65$ | $\tau = 1.0$ |
| Etanol | 0.9483 | 0.9110 | 0.9000 |
| 2-propanol | 0.9771 | 0.9623 | 0.9596 |
| Agua | 1.0447 | 1.0757 | 1.0836 |

Tabla 4 Influencia de la temperatura del gas sobre la retención de volátil. $u_{g0} = 1.5$ m/s, $S = 7 \cdot 10^{-2}$ kg/s, $\delta = 3 \cdot 10^{-3}$ m, $v = 0.02$ m/s.

| Componentes | Índice de retención | | |
|-------------|---------------------|------------------|------------------|
| | $T_{g0} = 60$ °C | $T_{g0} = 70$ °C | $T_{g0} = 80$ °C |
| Etanol | 0.8648 | 0.8583 | 0.8528 |
| 2-propanol | 0.9388 | 0.9314 | 0.9243 |
| Agua | 1.1179 | 1.1267 | 1.1347 |

Los resultados de las simulaciones del secado de partículas humedecidas con una mezcla líquida que consiste de componentes altamente volátiles, acetona-cloroformo-metanol son mostrados en la Tabla 5 y Fig. 5. Es evidente que las velocidades de secado son más altas que de la mezcla que contiene agua y la temperatura de la partícula decrece mucho más a lo largo del secador. En presencia de tales solventes, la preocupación principal sería mantener la concentración de todos o algunos componentes en el producto bajo ciertos límites. Los resultados de las simulaciones que se muestra en

la Tabla 5 evidencian las características particulares del secado multicomponente que puede conducir a resultados imprevistos y a la aplicación de medidas no convencionales para satisfacer los requerimientos de calidad del producto. Ligeros cambios de la composición líquida en la alimentación por adición de pequeñas cantidades de otros componentes al sólido reduce la concentración de metanol en el producto a menos de 25 % comparado con el primer caso. Además, el contenido líquido total final se reduce a pesar del alto contenido líquido total de la alimentación.

Tabla 5 Adición de solventes a la alimentación de sólido. 1) Acetona, 2) Cloroformo, 3) Metanol.

| x_0 (kmol/kmol) | X_0 (kg/kg) | X_e (kg/kg) | $X_{3,e}$, Metanol (mg/kg) |
|-------------------|---------------|-----------------------|-----------------------------|
| [0.20 0.20] | 0.2900 | $5.516 \cdot 10^{-2}$ | 2.798 |
| [0.21 0.20] | 0.2935 | $5.779 \cdot 10^{-2}$ | 2.436 |
| [0.20 0.21] | 0.2917 | $5.367 \cdot 10^{-2}$ | 0.681 |

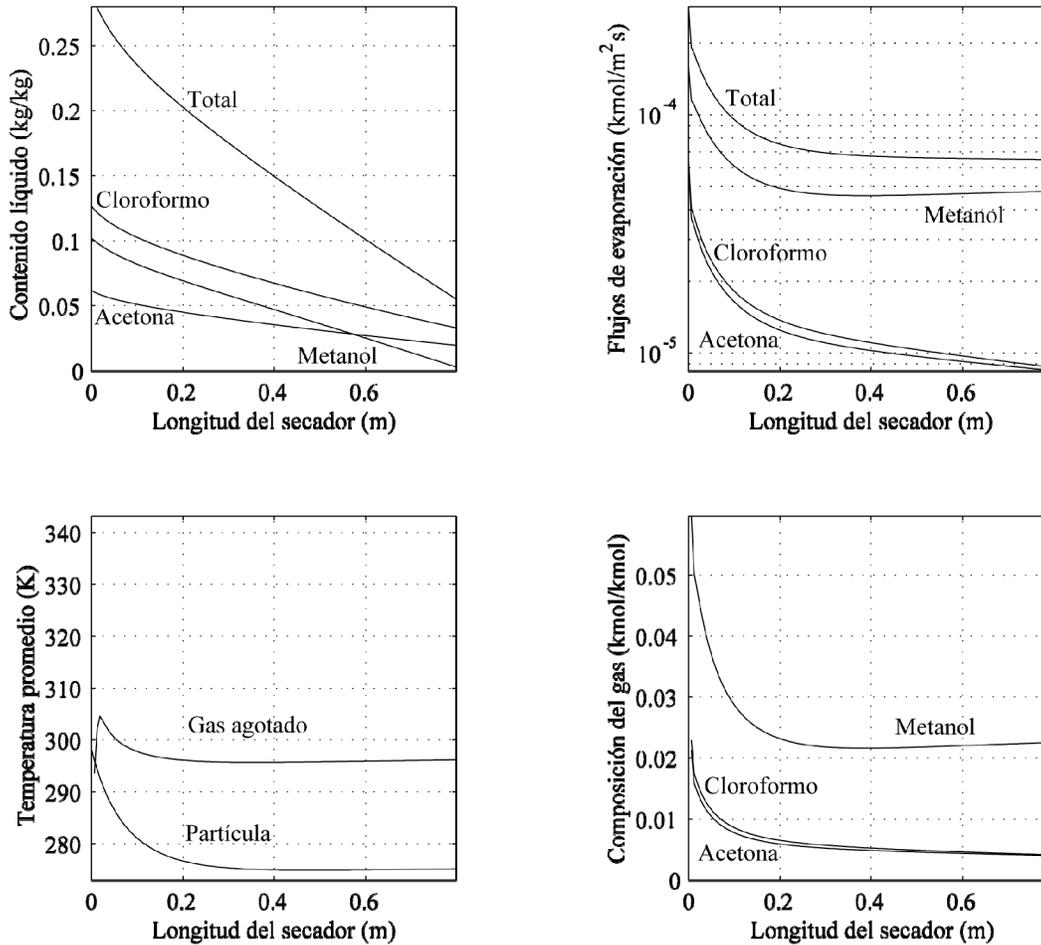


Fig. 5 Simulaciones del secado de partículas que contiene acetona-cloroformo-metanol. $u_{g0} = 1.5$ m/s, $T_{g0} = 343.15$ K, $Y_0 = [0 \ 0 \ 0 \ 1]$, $S = 7 \cdot 10^{-2}$ kg/s, $\delta = 3 \cdot 10^{-3}$ m, $v = 0.02$ m/s.

CONCLUSIONES

El modelo para simular el secado de partículas que contienen mezclas líquidas en un secador de lecho vibrofluidizado describe bien cualitativamente las principales características del secado multicomponente establecidas teóricamente y experimentalmente en trabajos previos, particularmente, los efectos de la resistencia del sólido en contra de la transferencia de masa sobre la retención de componentes volátiles. Los factores intrínsecamente conectados a un incremento de la resistencia del sólido, tales como una estructura sólida más compleja y diámetros de partículas grandes, incrementan la retención de volátil. Los factores externos, tales como la

velocidad del gas y la temperatura, hacen que el secado sea más intenso y de ese modo se hace evidente la resistencia interna. En este caso, sin embargo, aparentan tener un efecto opuesto sobre la retención de volátil. Un estudio más profundo usando otras condiciones es necesario para explicar este comportamiento. Las simulaciones con una mezcla que contiene componentes altamente volátiles mostró que la composición del líquido remanente en el producto puede ser controlada por la adición de pequeñas cantidades de otros componentes a la alimentación de sólido. Por ejemplo, la concentración del metanol en el producto puede ser mantenida bajo un cierto límite por la adición de una pequeña cantidad de cloroformo a la alimentación de sólidos. Esta solución no

convencional en la práctica del secado evidencia las características complejas del secado multicomponente y la necesidad de herramientas adecuadas para predecir la trayectoria entera de un proceso de secado. Para hacer de este modelo una herramienta útil para el diseño de secadores se requiere la verificación experimental.

AGRADECIMIENTOS

Los autores agradecen a la Agencia Sueca de Cooperación Internacional para el Desarrollo (Asdi/SAREC) por el apoyo financiero brindado para la realización de este trabajo.

NOTACIÓN

| | | |
|---------------|---|----------------------|
| a | Área específica de evaporación por volumen del lecho | m^{-1} |
| B | Matriz con elementos definido por las ecuaciones (11) y (12) | $s m^{-2}$ |
| B | Ancho del secador | m |
| C | Concentración | $kmol m^{-3}$ |
| D | Matriz de coeficientes de difusión multicomponentes | $m^2 s^{-1}$ |
| D_h | Difusividad térmica | $m^2 s^{-1}$ |
| \mathcal{D} | Coefficientes de difusión generalizados de Maxwell-Stefan | $m^2 s^{-1}$ |
| F | Flujo másico por sección transversal | $kmol m^{-2} s^{-1}$ |
| G | Flujo por área molar de evaporación | $kmol m^{-2} s^{-1}$ |
| G | Vector columna de flujos por área de evaporación | $kmol m^{-2} s^{-1}$ |
| h | Coefficiente de transferencia de calor | $W m^{-2} K^{-1}$ |
| H_b | Altura del lecho | m |
| I | Matriz diagonal unitaria | — |
| I | Entalpía | $kJ kmol^{-1}$ |
| k | Matriz de coeficientes de transferencia de masa a velocidad cero de transferencia de masa | $kmol m^{-2} s^{-1}$ |
| k | Conductividad térmica | $W m^{-1} K^{-1}$ |
| K | Matriz producto $\beta \mathbf{E} \mathbf{k}$ | $kmol m^{-2} s^{-1}$ |
| K_γ | Matriz diagonal definida por la ecuación (16) | $kmol m^{-2} s^{-1}$ |

| | | |
|----------|---|--------------------|
| L | Longitud del secador | m |
| M | Peso molecular | $kg kmol^{-1}$ |
| n | Número de componentes | — |
| P | Presión | Pa |
| P^0 | Matriz diagonal de presiones de vapor saturado | Pa |
| P | Matriz modal | — |
| q | Flujo por área de calor | $kJ m^{-2} s^{-1}$ |
| r | Radio de la partícula | M |
| S | Flujo de sólidos secos | $kg s^{-1}$ |
| T | Temperatura | K |
| t | Tiempo | S |
| u_g | Velocidad del gas | $m s^{-1}$ |
| v | Velocidad del lecho | $m s^{-1}$ |
| x | Fracción molar en la fase líquida | — |
| x | Vector columna de las fracciones molares en la fase líquida | $kmol kmol^{-1}$ |
| X | Contenido líquido del sólido | — |
| y | Fracción molar en la fase gaseosa | $kmol kmol^{-1}$ |
| y | Vector columna de las fracciones molares en la fase gaseosa | $kmol kmol^{-1}$ |
| Y | Humedad del aire | — |
| z | Dimensión espacial | M |

Símbolos griegos

| | | |
|----------------|---|----------------|
| β | Matriz determinante, ecuación (14) | — |
| γ | Coefficiente de actividad | — |
| ε | Porosidad del lecho | — |
| Γ | Matriz de factores termodinámicos | — |
| δ | Radio inicial de la partícula | M |
| $\delta_{i,p}$ | Delta de Kronecker | — |
| v | Valores propios | — |
| v | Matriz de valores propios | — |
| λ | Vector del calor de vaporización | $kJ kmol^{-1}$ |
| Ξ | Matriz de factores de corrección | — |
| τ | Factor que incluye la tortuosidad y la constricción | — |
| ρ | Densidad | $kg m^{-3}$ |

Subíndice

0 Cantidad inicial

Superíndice

0 Saturación

| | | | |
|----------|--------------|---|-------------------------|
| g | Gas | T | Transposición de matriz |
| L | Líquido | | |
| m | Índice | | |
| s | Sólido | | |
| t | Total | | |
| δ | Interfaz | | |
| ∞ | Seno del gas | | |
| b | Lecho | | |
| p | Partícula | | |

REFERENCIAS

- Alvarez P.I., A. Reyes, R. Vega y R. Blasco (2006). *Modelling and Experimental Study of Granular Material Drying in a Vibrated Fluidised Bed*. In Proceedings of the 22nd Inter-American Congress of Chemical Engineering (IACChE 2006). Paper ID: 796. Buenos Aires, Argentina.
- Bandrowski J. y A. Kubaczka (1982). *On the Prediction of Diffusivities in Multicomponent Liquid Systems*. Chemical Engineering Science, Vol. 37, No. 09, pp. 1309-1313.
- Cruz M.A.A., M.L Passos y W.R. Ferreira (2004). *Final Drying of Milk Powder in Vibrated-Fluidized Beds*. In Proceedings of the 14th International Drying Symposium (IDS 2004). Vol. B, pp. 805-812. São Paulo, Brazil.
- Daud W.R.W. (2006). *A Cross Flow Model for Continuous Plug Flow Fluidised Bed Cross Flow Dryers*. In Proceedings of the 15th International Drying Symposium (IDS 2006). Vol. A, pp. 459-464. Budapest, Hungary.
- Fuller E.N., P.D. Schettler y J.C. Giddings (1966). *New Method for Prediction of Binary Gas-Phase Diffusion Coefficients*. Industrial & Engineering Chemistry, Vol. 58, No. 05, pp. 18-27.
- Gamero R., F. Luna y J. Martínez (2006). *Convective Drying of a Multicomponent Falling Film*. In Proceedings of the 15th International Drying Symposium (IDS 2006). Vol. A, pp. 243-250. Budapest, Hungary.
- Gamero R., A. Picado, F. Luna y J. Martínez (2006). *An Analytical Solution of the Convective Drying of a Multicomponent Liquid Film*. In Proceedings of the 15th International Drying Symposium (IDS 2006). Vol. A, pp. 516-523. Budapest, Hungary.
- Gmehling J. y U. Onken (1982). *Vapor-liquid Equilibrium Data Collections*. DECHEMA, Chemistry data Series, I/1a, I/2a.
- Izadifar M. y D. Mowla (2003). *Simulation of a Cross-Flow Continuous Fluidized Bed Dryer for Paddy Rice*. Journal of Food Engineering, Vol. 58, No. 04, pp. 325-329.
- Keey R.B. (1992). *Drying of Loose and Particulate Material*. Hemisphere Publishing Corporation. New York, USA.
- Kemp I. y D.E. Oakley (2002). *Modeling of Particulate Drying in Theory and Practice*. Drying Technology, Vol. 20, No. 09, pp. 1699-1750.
- Kunii D. y O. Levenspiel (1969). *Fluidization Engineering*. John Wiley. New York, USA.
- Law C.L. y A.S. Mujumdar (2006). *Fluidized Bed Dryers*. In *Handbook of Industrial Drying* 3rd Ed. Cap. 8. Marcel Dekker, Inc. New York, USA.
- Luna F. y J. Martínez (1999). *Stability Analysis in Multicomponent Drying of Homogeneous Liquid Mixtures*. Chemical Engineering Science, Vol. 54, Vol. 24, pp. 5823-5837.
- Pakowski Z. (1994). *Drying of Solids Containing Multicomponent Mixture: Recent Developments*. In Proceedings of the 9th International Drying Symposium (IDS'94). Vol. A, pp. 27-38. Gold Coast, Australia.
- Pakowski Z., A.S. Mujumdar y C. Strumillo (1984). *Theory and Application of Vibrated Beds and Vibrated Fluid Beds for Drying Processes*. In *Advances in Drying: Vol. 3*. Cap. 7, pp. 245-305, Ed. por A.S. Mujumdar. Hemisphere Publishing Corporation. Washington, USA.

Pan Y.K., J.G. Li, L.J. Zhao, W.H. Ye, A.S. Mujumdar y T. Kudra (2000). *Drying of a Dilute Suspension in a Vibrated Fluidised Bed of Inert Particles*. In Proceedings of the 12th International Drying Symposium (IDS 2000). Paper ID: 266. Noordwijkerhout, The Netherlands.

Picado A. y J. Martínez (2006). *Simulation of a Vibrated Fluidised Bed Dryer for Solids Containing a Multicomponent Moisture*. In Proceedings of the 22nd Inter-American Congress of Chemical Engineering (IACChE 2006). Paper ID: 301. Buenos Aires, Argentina.

Poling B., J. Prausnitz y J. O'Connell (2000). *The Properties of Gases & Liquids*. 5th Ed. McGraw-Hill. New York, USA.

Riede T. y E.U. Schlünder (1990). *Selective Evaporation of a Ternary Mixture containing one Non-Volatile Component with regard to Drying Process*. Chemical Engineering and Processing, Vol. 28, No. 03, pp. 151-163.

Schlünder E.U. (1982). *Progress towards Understanding the Drying of Materials Wetted by Binary Mixtures*. In Proceedings of the 3rd International Drying Symposium (IDS'82). Vol. 2, pp. 315-325. Birmingham, England.

Strumillo C. y Z. Pakowski (1980). *Drying of Granular Products in VibroFluidized Beds*. In *Drying'80: Developments in Drying*. pp. 211-226, Ed. por A.S. Mujumdar. Hemisphere Publishing Corporation. Montreal, Canada.

Taylor R. y R. Krishna (1993). *Multicomponent Mass Transfer*. John Wiley & Sons. New York, USA.

Taylor R. (1982). *Film Models for Multicomponent Mass Transfer: Computational Method II: The Linearised Theory*. Computers & Chemical Engineering, Vol. 6, No. 01, pp. 69-75.

Thurner F. y E.U. Schlünder (1986). *Progress towards Understanding the Drying of Porous Materials Wetted with Binary Mixtures*.

Chemical Engineering and Processing, Vol. 20, No. 01, pp. 9-25.

Vidaurre M. y J. Martínez (1997). *Continuous Drying of a Solid Wetted with Ternary Mixtures*. AIChE J, Vol. 43, No. 03, pp. 681-692.

Wagner G.R. y E.U. Schlünder (1998). *Drying of Polymeric Solvent Coatings*. In Proceedings of the 11th International Drying Symposium (IDS'98). Vol. C, pp. 1772-1779. Halkidiki, Greece.

Wesselingh J.A. y R. Krishna (2000). *Mass Transfer in Multicomponent Mixtures*. Delft University Press. Delft, The Netherlands.



Apolinar Picado se graduó de Ingeniero Químico (*Summa cum laude*) en la Universidad Nacional de Ingeniería (UNI) en 2003. Desde el 2006, realiza sus estudios de doctorado (PhD) en Ingeniería Química en el Real Instituto Tecnológico (KTH), Suecia. Su línea de investigación es modelación de secado multicomponente en sistemas de ciclo cerrado para retención de aroma y optimización de energía. Investigador Adjunto, Facultad de Ingeniería Química, Universidad Nacional de Ingeniería.



Joaquín Martínez obtuvo su título de Doctor (PhD) en Ingeniería Química en el Real Instituto Tecnológico (KTH), Estocolmo, Suecia en 1990. Desde 1998, el Dr. Martínez es Profesor Asociado en el Departamento de Ingeniería Química y Tecnología, Real Instituto Tecnológico (KTH), Suecia. Sus áreas de Investigación son: secado de sólidos que contienen mezclas solventes multicomponentes y procesamiento de productos naturales.