

Modelado matemático de un desolventizador flash de harinas oleaginosas



AUTORES: SANDRO ARIEL FANER¹, MARTÍN JUAN URBICAIN¹, GUILLERMO HÉCTOR CRAPISTE¹

e-mail: sfaner@plapiqui.edu.ar

1) PLAPIQUI - UNS - CONICET. Camino La Carrindanga Km. 7, 8000 - Bahía Blanca, Argentina, Tel / Fax: (54-291) 4861700.

Trabajo original presentado durante el desarrollo del XI Congreso Latinoamericano de Grasas y Aceites. Buenos Aires 2006

Resumen / Abstract

Se ha desarrollado un modelo matemático para simular la operación de un desolventizador flash con vapor sobrecalentado de hexano. El modelo está constituido por un conjunto de ecuaciones diferenciales, que representan los balances de materia, energía y cantidad de movimiento en el sólido y en el vapor y correlaciones para el cálculo de las propiedades de ambas fases y de los coeficientes de arrastre, de fricción y de transferencia de calor. El sistema de ecuaciones diferenciales resultante fue resuelto numéricamente utilizando el software Simulink de Matlab. Las predicciones del modelo se utilizaron para ilustrar los perfiles de temperatura y velocidad de ambas fases, el contenido de hexano residual en la harina y la caída de presión en el equipo. Se analizó el efecto de las principales variables operativas y características del sólido sobre el grado de desolventización, las temperaturas finales y el tiempo de residencia.

T



Palabras claves / Key words

Desolventizado flash, Harinas, Secado neumático, Simulación.

Virgi.

· Introducción

El desolventizado es la etapa del proceso de extracción por solvente de aceites que tiene por finalidad remover y recuperar el hexano, asegurando un contenido mínimo en la harina y convencionalmente se realiza por arrastre con vapor de agua en un desolventizador - tostador (Cardarelli y col., 2002). El desolventizado flash constituye una importante alternativa tecnológica cuando se desea obtener harinas oleaginosas de alto contenido proteico aptas para el consumo humano, como es el caso de harinas de soja, maní y otras leguminosas. Sus apropiadas condiciones de operación, basadas esencialmente en un

tratamiento térmico mucho menos riguroso y un breve tiempo de residencia, reducen los niveles de desnaturalización proteica (Vavlitis y Milligan, 1994). El desolventizador flash funciona basándose en el mismo principio que el secadero neumático (Pelegri y Crapiste, 2001), con la particularidad de que la fase gaseosa está formada por una corriente de vapor sobrecalentado de hexano como único componente. Esta corriente es la que provee la energía necesaria para la evaporación del solvente presente en la muestra. En los procesos de secado con vapor sobrecalentado, la velocidad de evaporación es controlada principalmente por la velocidad de transferencia de calor desde la fase gas hacia la partícula (Elustondo y col., 2001).

El objetivo de este trabajo es el estudio teórico y la simulación de la operación de un desolventizador flash de harinas oleaginosas, originando una herramienta de utilidad y aplicación en el campo de la industria aceitera.

• Modelo matemático

Los balances diferenciales de cantidad de movimiento (transporte neumático), materia y energía para ambas fases, vapor sobrecalentado de hexano y partículas de harina, son los siguientes:

• Balance de cantidad de movimiento

Partículas de harina

$$v_p \frac{dv_p}{dz} = \frac{A_p C_d \rho_g}{2V_p} (v_g - v_p) |v_g - v_p| - \left(1 - \frac{\rho_g}{\rho_p}\right) g \sin \alpha - \frac{2f_p v_p^2}{D}$$

Vapor sobrecalentado de hexano

$$v_g \frac{dv_g}{dz} = -\frac{A_p C_d (1-\varepsilon)}{2V_p} (v_g - v_p) |v_g - v_p| - g \sin \alpha - \frac{2f v_g^2}{D} - \frac{1}{\rho_g} \frac{dP}{dz} - \frac{w a_g (1-\varepsilon)}{\rho_g \varepsilon} (v_g - v_p)$$

• Balance de masa

Partículas de harina

$$\frac{dX}{dz} = -\frac{a_v w (1+X)}{\rho_p v_p}$$

Vapor sobrecalentado de hexano

$$\frac{d}{dz} (\rho_g v_g \varepsilon A) = \frac{a_v w (1+X)}{\rho_p v_p} W_{dp}$$

• Balance de energía

Partículas de harina

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{a_v}{C_p \rho_p v_p} \left[\dot{q} - \dot{w} \Delta H_{vap} (T_p) \right]$$

Vapor sobrecalentado de hexano

$$\frac{dT_g}{dz} = -\frac{a_g (1-\varepsilon)}{\rho_g v_g \varepsilon} \left[\frac{\dot{q}}{C_g} + \dot{w} (T_g - T_p) \right] - \frac{Q_w}{C_g W_{go} + C_g W_{dp} (X_0 - X)}$$

En estas ecuaciones a_v es el área de transferencia por unidad de volumen de sólido, A_p el área proyectada de la partícula, C_d el coeficiente de arrastre, C_g y C_p el calor específico del gas y del sólido, D el diámetro del ducto, f y f_p el factor de fricción del gas y de la partícula, g la aceleración de la gravedad, P la presión en el ducto, q la velocidad de transferencia de calor, T_g y T_p la temperatura del gas y del sólido, v_g y v_p la velocidad del gas y del sólido, V_p el volumen de la partícula, w la velocidad de evaporación, W_{dp} el caudal máxico de harina seca, W_{go} el caudal inicial de vapor, X el contenido de hexano en base seca, z la dirección longitudinal, α el ángulo de inclinación del ducto, ΔH_{vap} la entalpía de vaporización del hexano, ε la porosidad

del lecho, ρ_g y ρ_p la densidad del gas y del sólido.

La energía transferida entre el vapor sobrecalentado de hexano y las partículas puede representarse en términos de un coeficiente convectivo de transferencia de calor h como:

$$\dot{q} = h (T_g - T_p)$$

Para representar la cinética de desolventizado de las partículas individuales se utilizó un modelo simple basado en el control externo por transferencia de calor donde T_{eb} es la temperatura de ebullición del hexano a la presión de trabajo y X_{eq} el contenido de hexano de equilibrio.

$$\dot{w} = 0 \quad \text{para} \quad T_p < T_{eb} \quad \text{y/o} \quad X = X_{eq}$$

$$\dot{w} = \frac{q}{\Delta H_{vap}} \quad \text{para} \quad T_p = T_{eb} \quad \text{y} \quad X > X_{eq}$$

• Resultados y discusión

En la Figura 1 se ilustra el desarrollo de los perfiles de temperatura de ambas fases a lo largo del proceso de desolventizado en función de la presión de trabajo. Las condiciones de simulación son $R = W_{dp} / W_{go} = 0.20$, $L = 10 \text{ m}$, $D = 0.15 \text{ m}$, $D_p = 525 \mu\text{m}$ y $X_0 = 0.30 \text{ kg}_{\text{hexano}} / \text{kg}_{\text{harina}}$. Puede observarse una reducción en las temperaturas del sólido a medida que se trabaja a presiones cada vez menores, sin efecto apreciable sobre el perfil de temperatura en la fase gas. A menores presiones desciende el punto de ebullición del hexano y la primera etapa de calentamiento es más breve, lo que origina que la evaporación flash (etapa de temperatura constante) comience más rápidamente. Sin embargo, una vez alcanzado el máximo grado de desolventizado es importante reducir el tiempo de residencia en el equipo para prevenir un posterior calentamiento que podría afectar la calidad final de las harinas.

El efecto de la temperatura inicial del vapor sobrecalentado de hexano T_{go} se puede visualizar en la Figura 2, para las mismas condiciones del caso anterior y $P_0 = 0.75 \text{ atm}$.

Luego de la etapa inicial de calentamiento del sólido, el contenido de hexano en la harina baja rápidamente a lo largo del equipo. A mayor nivel de sobrecalentamiento del hexano, más efectiva es la operación del desolventizador, dado que aumenta tanto la energía del vapor como la fuerza impulsora para la transferencia de calor y masa. En el límite, a las temperaturas más bajas apenas se alcanza la temperatura de ebullición del solvente a esa presión, las corrientes salen próximas al equilibrio térmico y la desolventización está limitada por la capacidad calorífica de la fase vapor.

El nivel de desolventizado alcanzado se calculó en función de dos variables operativas, la relación de alimentación R y la presión de entrada del vapor P_0 . Los resultados se presentan en

Figura 1

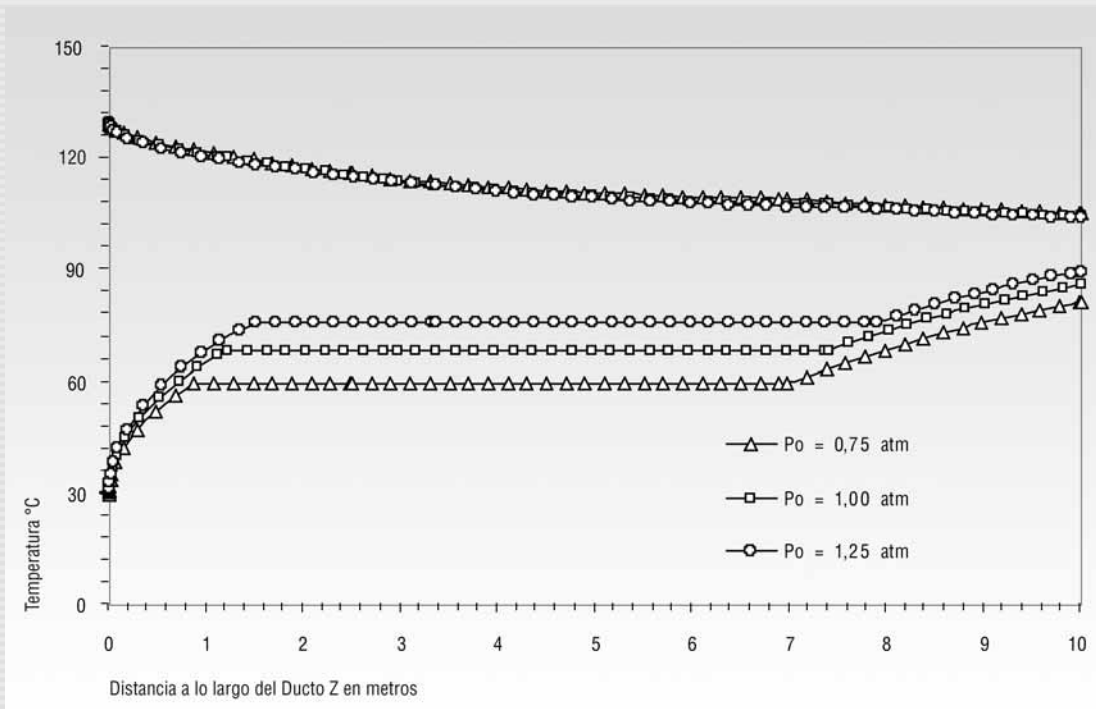


Figura 2

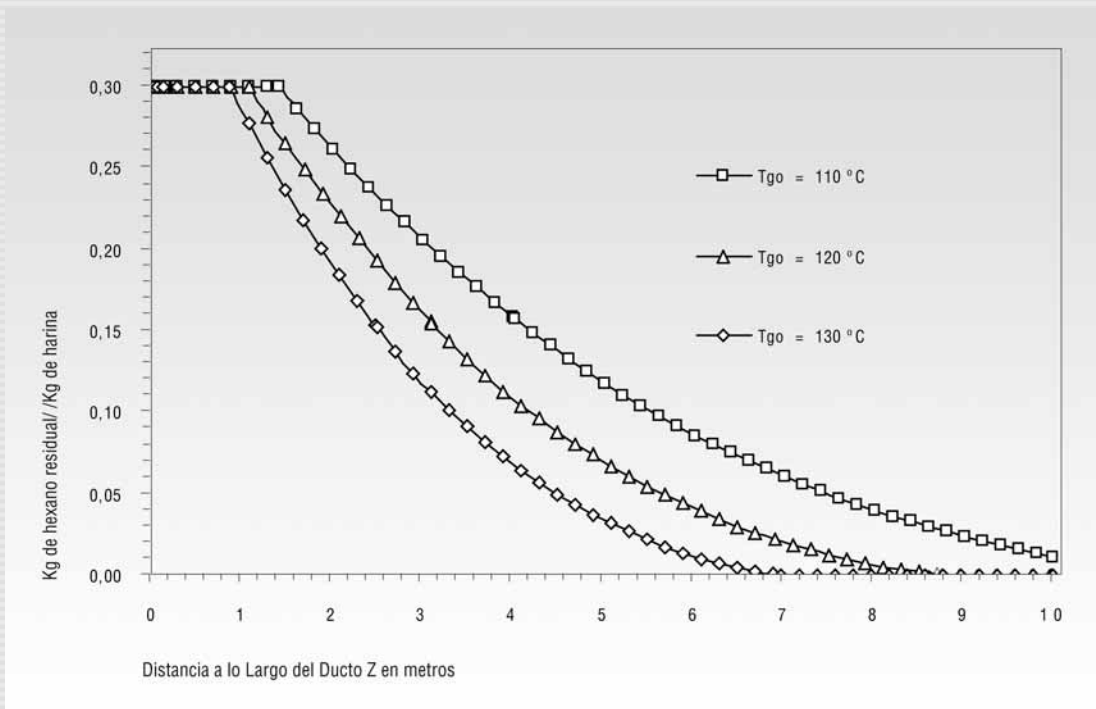


Figura 3

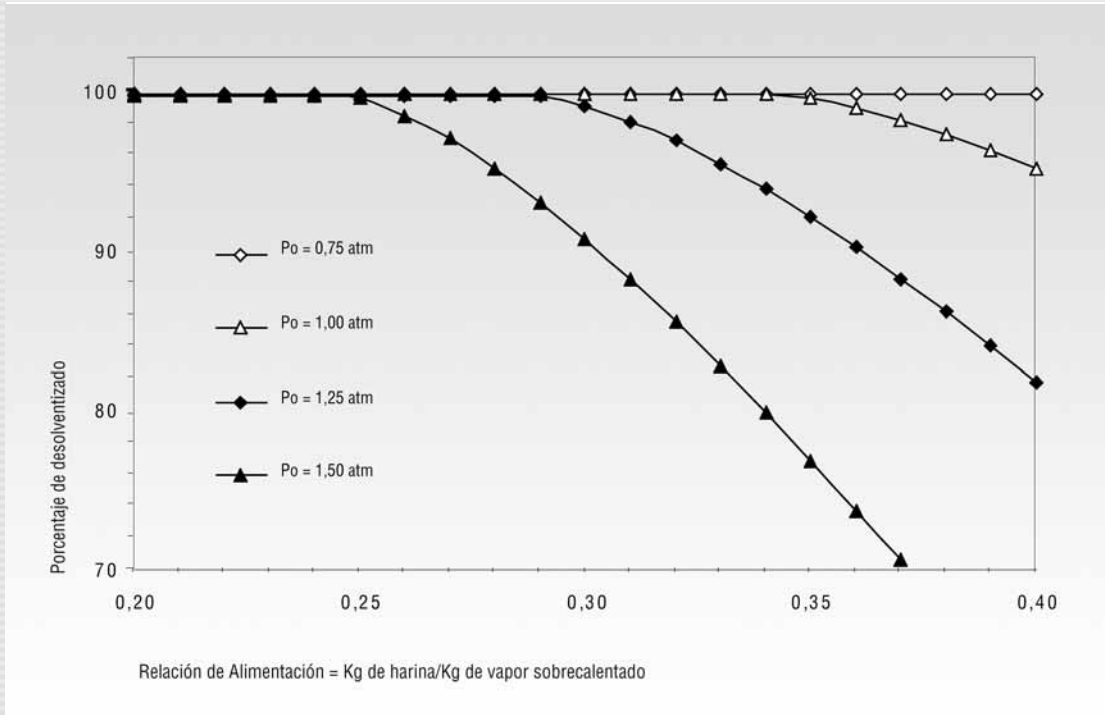
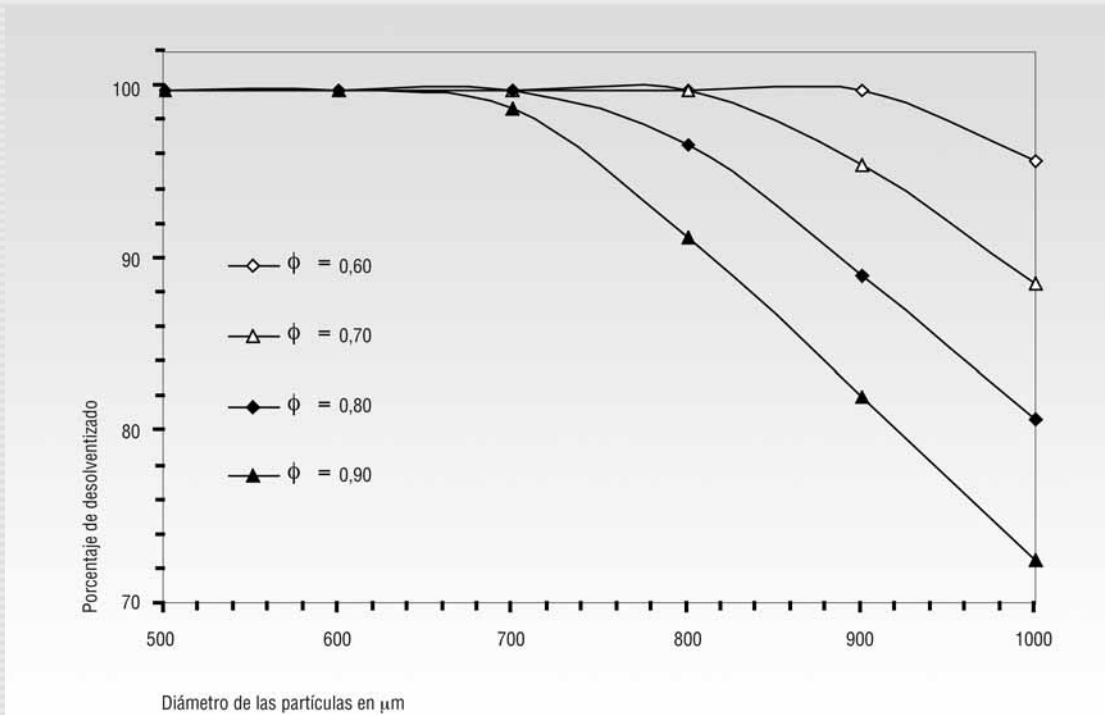


Figura 4



la Figura 3. Puede observarse que la eficiencia del desolventizado disminuye significativamente con la relación de alimentación y la presión, dado que en el primer caso se reduce la capacidad térmica relativa de la corriente de vapor y en el segundo, aumenta el punto de ebullición del hexano, disminuyendo en ambos casos la fuerza impulsora para la transferencia de calor y masa.

El efecto que produce sobre la capacidad desolventizadora del equipo, el hecho de trabajar a presiones subatmosféricas es en cierto modo más eficaz que el de aumentar el caudal de vapor (menor R). En el límite, a altas presiones y relaciones de alimentación, la temperatura de ebullición es elevada y una parte sustancial de la energía se utiliza en el calentamiento del sólido, lo que produce un alto contenido residual de solvente en la harina procesada.

Finalmente, en la Figura 4 se analiza el efecto del tamaño y forma de las partículas de harina, para las mismas condiciones anteriores, con $P_o = 0.75 \text{ atm}$, $X_o = 0.30$ y $R = 0.05$. Aún cuando ambos parámetros influyen la fluidodinámica de las partículas y el tiempo de residencia en el equipo, el efecto observado está asociado fundamentalmente a la magnitud de la transferencia de calor que ocurre entre ambas fases. Partículas más grandes poseen menor área superficial de transferencia por unidad de volumen de sólido a_v . Además, un mayor diámetro de partícula D_p disminuye el coeficiente de transferencia de calor h . Por otra parte, para un tamaño determinado de partícula, la menor área superficial corresponde a la forma esférica, por lo que la velocidad de transferencia de materia y energía disminuye con el factor de esfericidad ϕ .

• Conclusiones

Se ha presentado un modelo matemático que simula la operación de un desolventizador flash de harinas oleaginosas. Los resultados numéricos permiten obtener los perfiles de temperatura, presión y contenido de hexano residual. El modelo puede

ser utilizado para predecir el comportamiento de un equipo industrial, permitiendo calcular los valores que deben tomar las variables operativas y de diseño, según las necesidades de operación y las características del sólido.

En una segunda etapa, el modelo deberá ser validado y ajustado con datos experimentales tanto de laboratorio como a escala industrial, especialmente en lo referido la cinética de desolventizado que rige el proceso.



Bibliografía

Bird, R.B., Stewart, W.E. y Lighthfoot, E.N., 1960. "Transport Phenomena". Wiley, New York.

Cardarelli, D.A., Crapiste, G.H. y Mattea, M.A., 2002. Modelling and simulation of anoilseed meal desolventizing process. *J. Food Engineering*. 52 (2), 127 - 133.

Elustondo, D., Elustondo, M.P. y Urbicain, M.J., 2001. Mathematical modeling of moisture evaporation from foodstuffs exposed to subatmospheric pressure superheated steam. *J. Food Engineering*. 49 (1), 15 - 24.

Matlab. 1998. The Language of Technical Computing. Version 5.0. The Math Works, Inc.

Pelegrina, A.H. y Crapiste, G.H., 2001. Modelling the pneumatic drying of food products. *J. Food Engineering*. 48 (4), 301 - 310.

Tran-Cong, S., Gay, M. y Michaelides, E., 2004. Drag coefficients of irregularly shaped particles, *Powder Technology*. 139, 21 - 32.

Vavlitis, A. y Milligan, E., 1994. Desolventización flash. *Aceites y Grasas*. 14, 52 - 55.