

Modeling and simulation of a triple effect evaporator for the concentration of natural juices

Belkis Avalo¹ y Alfredo Varela²

¹Ingeniería de Alimentos, Universidad Simón Rodríguez, Núcleo Canoabo.
Canoabo, Venezuela. *bavalo25@yahoo.com*.

²Facultad de Ingeniería, Escuela de Ingeniería Química, Universidad de Carabobo.
Valencia, Venezuela.

Abstract

The concentration process for evaporation on each effect was modeled in a system of nine differential equations and thirteen algebraic equations which allowed solving the system using the fourth order Runge-Kutta numeric method on the level, composition and temperature variables using a simulation program designed on Visual Basic 6.0 and experimental data from of peach juice concentration process. Regarding primary conditions, in the effect one was used liquid level equivalent to 0.56m, feeding composition: 0.028° Brix and temperature on the effect one: 32°C for starting. Feeding composition variation to effect one was varied only within a rank of 2-5° Brix, with a manometric pressure for the effect one of 34.5KPa, effect two and three vacuum pressure of 46.7KPa and 60.0KPa. The simulation program reports values in the temperature variables, liquid level and concentrated fluid composition, steam flowing and concentrated fluids, with a maximum relative error of 3.55% in the temperature variable and 9.75% in the concentration variable for the effect three.

Key words: Modeling, concentration, simulation, evaporator.

Modelación y simulación de un evaporador de triple efecto para la concentración de jugos naturales

Resumen

El proceso de concentración por evaporación para cada efecto fue modelado en un sistema de nueve ecuaciones diferenciales y trece ecuaciones algebraicas por cada efecto que permitió resolver el sistema por el método numérico de Runge-Kutta de cuarto orden en las variables de nivel, composición y temperatura a través de un programa de simulación diseñado y elaborado en el lenguaje de programación de Visual Basic 6.0, utilizando datos experimentales de un proceso de concentración de jugo de durazno. Como condiciones iniciales o de borde en el efecto 1 se utilizó nivel del líquido equivalente a 0.56 m, composición de alimentación de 0.028°Brix y temperatura en el efecto uno de 32°C para el arranque. En el simulador solo se varía la composición de alimentación al efecto 1 en un rango de 2-5°Brix, con presión manométrica para el efecto 1 de 34.5 KPa, efecto 2 y 3 presiones de vacío de 46.7KPa y 60.0 KPa. El programa de simulación reporta valores en las variables de temperatura, nivel de líquido, composición del fluido, flujos de vapor y líquido concentrado, se alcanzó un error relativo máximo de 3.55% en la variable de temperatura y de 9.75% en la variable de concentración para el efecto 3.

Palabras clave: Modelación, concentración, simulación, evaporador.

Introducción

La ingeniería de los alimentos estudia la elaboración y procesamiento de productos alimenticios, entre los que se pueden mencionar a los concentrados de jugos naturales, obtenidos mediante el proceso de evaporación. Según Singh [1], la evaporación es una operación unitaria empleada para remover agua en forma de vapor de los alimentos líquidos diluidos para obtener un producto líquido concentrado por aumento de sus grados Brix. Esta operación requiere de un evaporador o varios evaporadores disponibles en un arreglo específico, el cual está limitado por las características fisicoquímicas de la materia prima y del producto terminado requerido [2]. El proceso de concentración por evaporación puede ser representado haciendo uso de la modelación matemática con la finalidad de facilitar su comprensión y representación, razón por la cual se ha ido incorporando progresivamente al área de los procesos químicos y alimentarios como una forma de estimación de parámetros y estudio de situaciones, encontrándose entre estos el aportado por Chawankul [3], quien estudió el proceso de concentración de jugo de naranja en un evaporador de película descendente utilizando el programa de simulación AspenPlus™ desarrollando modelos matemáticos en función de la temperatura y contenidos de sólidos evaluados experimentalmente, y estimando los coeficientes de transferencia de calor en función de correlaciones establecidas por las mediciones realizadas. Costa y Lima [4], efectuaron la modelación y control de un sistema industrial de evaporador de múltiples efectos para la recuperación del licor negro, donde su modelo se apoyó en una combinación de aproximaciones fenomenológicas y empíricas basadas en datos proporcionada por la industria. Miranda y Simpsom [5], modelaron y simularon un proceso de concentración de tomate en un evaporador industrial de múltiples efectos (cinco efectos), describiendo modelos fenomenológicos dinámicos y estacionarios con la finalidad estudiar el control del proceso. Este trabajo incluyó correlaciones empíricas acerca de propiedades termo físicas que deben ser caracterizadas en un equilibrio termodinámico, investigando la influencia de la variación de temperatura y concentración sobre el gasto energético a fin de evaluar una optimización económica. El modelo fue desarrollado utilizando ecuaciones algebraicas y dife-

renciales y validadas mediante un método de sensibilidad resuelto por diferencias finitas. El aspecto concluyente de este trabajo fue que los parámetros más importantes del proceso son el coeficiente de transferencia de calor global y el calor latente de vaporización. Kaya and Sarac [6], desarrollaron un modelo matemático para un evaporador de múltiples efectos (cuatro efectos) que utilizó diferentes modos de alimentación de la corriente de vapor y del fluido a concentrar, en contracorriente y paralelo, con y sin precalentamiento de la alimentación. Estos modos de operación fueron investigados para determinar su influencia en el ahorro de energía, utilizando como caso de estudio la data experimental de una industria de producción de azúcar. Fue planteado un sistema de ecuaciones lineales por cada efecto y para cada condición de precalentamiento resolviéndolos mediante el método iterativo gaussiano, obteniendo como aspecto concluyente que el mejor modo de operación es en contracorriente y con precalentamiento. No se ha encontrado en la literatura revisada trabajos que traten a profundidad el proceso de concentración de jugo de durazno o naturales por evaporación utilizando un evaporador de tres efectos, por lo que el objetivo de este trabajo es modelar preliminarmente el proceso de concentración con modo de operación en paralelo y sin precalentamiento de la alimentación con la finalidad de mostrar las tendencias de las variables del proceso de concentración como son: temperatura, nivel del líquido dentro de los evaporadores y concentración o grados brix del jugo de durazno en función del tiempo. Además estimar parámetros en cada efecto como coeficiente global de transferencia de calor, área de transferencia y calor suministrado en cada efecto, con el propósito de ofrecer una herramienta novedosa que contribuya a la investigación y área de enseñanza al profundizar en el estudio del proceso de concentración de jugos naturales por evaporación utilizando otros modos de operación y concentración de la alimentación.

Modelación del Sistema

Descripción del proceso

La Figura 1 muestra el esquema del evaporador de tres efectos Marca Didacta, modelo ICD17NT, utilizado en la investigación. Está con-

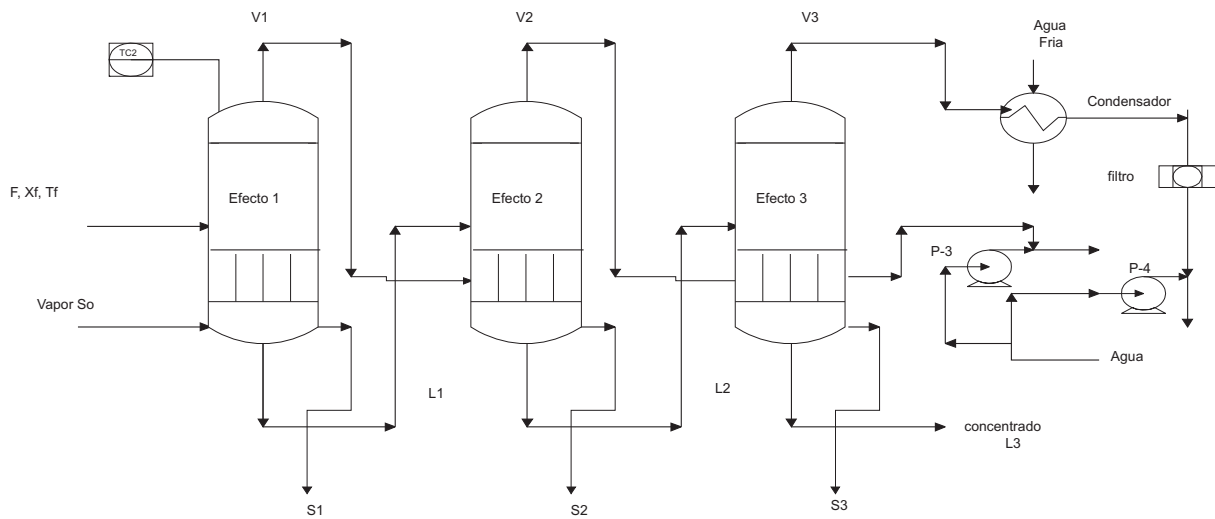


Figura 1. Diagrama esquemático del evaporador de tres efectos.

formado por tres efectos verticales en serie, de altura 1.20 m cada uno, compuestos por una sección de campana y calandria, en esta última se ubican 30 tubos cortos de 40 cm. de longitud por donde circula el líquido a concentrar F y por la parte externa de la calandria del efecto uno, se alimenta el vapor alimentado S_0 sin contacto directo con el jugo. Existe control de temperatura (TC2) en el efecto uno mediante un controlador PID que actúa en modo on/of (relé) para evitar retardos en el proceso y sensor conductivo de nivel tipo varilla en los tres efectos. La alimentación F (jugo natural) asumida esencialmente como una solución de agua (solvente) y azúcar (soluto) es alimentada al efecto 1 donde alcanza su punto de ebullición por alimentación de un flujo de vapor S_0 , separando así el solvente en forma de vapor V_1 , el cual es utilizado para el calentamiento de la solución contenida en el efecto siguiente. La masa de líquido concentrada L_1 descargada del efecto 1 es alimentada al efecto siguiente. Este proceso de alimentaciones sucesivas y en serie se continúa hasta obtener el producto final concentrado L_3 el cual es descargado del efecto 3. Se asume que la acumulación de vapor dentro de cada efecto es despreciable, por ser mucho menor que la acumulación de líquido. Se considera una mezcla perfecta en la fase líquida, equilibrio de fases entre el vapor formado y la solución en ebullición, no se considera para este caso el precalentamiento en la alimentación, recirculación en el proceso, el condensado que sale de cada uno de los efectos es saturado.

En este sistema se considera que solo varía el nivel de líquido h en el evaporador, composición X y temperatura T . Se aplica balance de masa y energía, considerando estado no estacionario según lineamientos establecidos por Luyben [7]. Para ejemplificar los balances de masa, energía y por componentes se toma en cuenta el efecto 2, donde su alimentación es el producto concentrado proveniente del efecto anterior (1). No se contempla la elevación del punto de ebullición en la modelación. Para el efecto 1 se considera como alimentación el flujo fresco F .

Balance de masa

Se efectuó el balance de masa global tomando volumen de control en el efecto 2 y despreciar la masa de vapor retenida por ser mayor el volumen de líquido acumulado en cada efecto.

Para $i = 2$:

$$\frac{dMt_i}{dt} = \frac{d(MtL_i + MtV_i)}{dt} = L_{(i-1)} - V_i - L_i \quad (1)$$

$$\frac{dMtL_i}{dt} = L_{(i-1)} - V_i - L_i \quad (2)$$

donde Mt_i es la masa total acumulada en el efecto i (Kg), MtL_i es la masa de líquido acumulado en el efecto i (Kg), MtV_i masa total de vapor acumulado en el efecto i , la cual se considera despreciable. La masa total de líquido se expresa mediante la ecuación siguiente:

$$MtL_i = \rho_{ix} \text{ volumen}_i \quad (3)$$

$$\text{volumen} = A_{ix} h_i \quad (4)$$

donde se tiene que V_i es el flujo másico de vapor formado en el efecto i (kg/min), $L_{(i-1)}$ es el flujo másico de concentrado que sale del efecto i (kg/min), ρ_i es el flujo másico de solución alimentada al efecto i (kg/min), es la densidad del fluido en el efecto i (kg/m³), A_i es el área de flujo en el efecto i (m²), h_i es el nivel de líquido en el efecto i (m). Se consideran área de flujo A_i constante y densidad del líquido ρ_i constante por trabajar con soluciones muy diluidas, solo varía el nivel de líquido h_i en el tiempo. Combinando las ecuaciones (3) y (4) en la ecuación (2), reordenando queda:

$$\frac{dh_i}{dt} = \frac{L_{(i-1)} - V_i - L_i}{A_i * \rho_i} \quad (5)$$

Balance de masa respecto al soluto

$$\frac{d(MtL_i \times X_i)}{dt} = L_{(i-1)}X_{(i-1)} - V_i Y_i - L_i X_i \quad (6)$$

Sustituyendo la ecuación (3) en la ecuación (6), queda la siguiente expresión:

$$\frac{d(\rho_i A_i h_i X_i)}{dt} = L_{(i-1)}X_{(i-1)} - V_i Y_i - L_i X_i$$

En el sistema planteado solo varía la composición del soluto X_i y el nivel de líquido h_i , la fracción de soluto en la corriente de vapor Y_i es cero porque se considera que no hay arrastre de espuma en dicha corriente. Una vez resuelto el producto de la derivada, queda la ecuación reordenada de la siguiente forma:

$$\frac{dX_i}{dt} = \frac{L_{(i-1)}X_{(i-1)} - X_i}{\rho_i A_i h_i} - \frac{X_i}{h_i} \frac{dh_i}{dt} \quad (7)$$

donde X_i es la fracción masa del soluto en el efecto i (%p/p).

Balance de energía

El balance de energía aplicado en el efecto i , conduce a la siguiente expresión:

$$\frac{d(MtL_i H_{Ti})}{dt} = Q_i + L_{(i-1)}HL_{(i-1)} - V_i HV_i - L_i HL_i \quad (8)$$

$$Q_i = V_{(i-1)}\lambda_{(i-1)} \quad (9)$$

$$HV_i = C_{p_{H_2O}}(T_i - T_{ref}) + \lambda_i \quad (10)$$

$$HL_i = \overline{Cp}_i(T_i - T_{ref}) \quad (11)$$

$$HL_{(i-1)} = \overline{Cp}_{(i-1)}(T_{(i-1)} - T_{ref}) \quad (12)$$

$$\overline{Cp}_i = Cp_{sto}X_i + C_{p_{H_2O}}X_{H_2O_i} \quad (13)$$

$$\overline{Cp}_{(i-1)} = Cp_{sto}X_{(i-1)} + C_{p_{H_2O}}X_{H_2O_{(i-1)}} \quad (14)$$

$$H_{Ti} = Cp_i(T_i - T_{ref}), \quad T_{ref} = 0 \quad (15)$$

$$X_{H_2O} = 1 - X_i \quad (16)$$

donde H_{Ti} es entalpía de la masa de líquido acumulada en el efecto i (Kcal/kg), Q_i calor transferido al efecto i (Kcal/min), $V_{(i-1)}$ es el flujo de vapor proveniente del efecto anterior, HL_i entalpía de la corriente de líquido L_i (kcal/kg), HV_i es entalpía de la corriente de vapor V_i (Kcal/kg), HL_i entalpía de la corriente de líquido L_i (Kcal./kg), λ_i calor latente de vaporización del agua a la temperatura T_i (Kcal/kg), \overline{Cp}_i es calor específico promedio del flujo de concentrado L_i (Kcal/kg.°C), $\overline{Cp}_{(i-1)}$ calor específico promedio del flujo de concentrado $L_{(i-1)}$ (Kcal/kg°C), Cp_{sto} es el calor específico del soluto (azúcar) en solución (Kcal/kg.°C), $C_{p_{H_2O}}$ calor específico del agua (Kcal/kg.°C), $\lambda_{(i-1)}$ es calor latente del vapor de agua a $T_{(i-1)}$, $X_{H_2O_i}$ fracción masa del agua o solvente en la corriente de concentrado L_i , $X_{H_2O_{(i-1)}}$ fracción masa del agua o solvente en la corriente de concentrado $L_{(i-1)}$, $T_{(i-1)}$ es temperatura de ebullición de la solución en el efecto $(i-1)$, (°C), T_{ref} temperatura de referencia equivalente a 0°C, T_i temperatura de ebullición en el efecto i (°C).

Sustituyendo todas las ecuaciones algebraicas en la ecuación diferencial (8) se obtiene la ecuación del balance de energía del efecto i , que representa la variación de la temperatura T_i , en función del tiempo:

$$A_i \rho_i C_{O_{sto}} \frac{d(X_i h_i T_i)}{dt} + A_i \rho_i C_{P_{H_2O}} X_{H_2O} \frac{d(h_i T_i)}{dt} = Q_i + L_{(i-1)} HL_{(i-1)} - V_i H V_i - L_i H L_i \quad (17)$$

Resolviendo el producto de las derivadas, substituyendo la variación de la composición y altura en función del tiempo, se obtiene la expresión para el balance de energía en el efecto i:

$$\frac{dT_i}{dt} = \frac{V_{(i-1)} \lambda_{(i-1)} - V_i (C_{P_{H_2O}} T_i \lambda_i) - L_i \overline{C_{P_i}} T_i + L_{(i-1)} \overline{C_{P_{(i-1)}}} T_{(i-1)}}{2A_i \rho_i C_{P_{sto}} X_i h_i A_i \rho_i C_{P_{H_2O}} X_{H_2O} h_i} - \frac{(2A_i \rho_i C_{P_{sto}} T_i X_i + A_i \rho_i C_{P_{H_2O}} X_{H_2O} T_i) dh_i}{(2A_i \rho_i C_{P_{sto}} X_i h_i + A_i \rho_i C_{P_{H_2O}} X_{H_2O} h_i) dt} - \frac{(2A_i \rho_i C_{P_{sto}} T_i h_i)}{(2A_i \rho_i C_{P_{sto}} X_i h_i + A_i \rho_i C_{P_{H_2O}} X_{H_2O} h_i) dt} \frac{dX_i}{dt} \quad (18)$$

En el sistema de ecuaciones definitivo se substituyen las ecuaciones algebraicas, tales como el flujo de vapor V_i , donde se asume que es un 13% del flujo alimentado $L_{(i-1)}$, ya que este valor fue obtenido al resolver el sistema planteado utilizando los datos experimentales en estado estacionario. Este porcentaje de vaporización es variable, para el primer efecto se tiene un 12% del flujo alimentado F y para el tercer efecto un 14.9% de L_i .

$$V_i = 13\% \times L_{(i-1)} \quad (19)$$

$$L_i = \frac{K_{sv} \rho_i \sqrt{(P_{F_i} - P_{V_{(i+1)}})}}{60} \quad (20)$$

$$P_{F_i} = P_{V_i} + \rho_i g h_i \times 1(10)^{-5} \quad (21)$$

donde K_{sv} es el coeficiente de descarga de la válvula de fondo del efecto i $\left(\frac{m^3}{h\sqrt{bar}}\right)$, P_{V_i} es la presión de vapor en el efecto i (bar), P_{F_i} es presión de fondo en el efecto i (bar), $P_{V_{(i+1)}}$ es presión de vapor en el efecto siguiente (bar). Para evaluar el coeficiente total de transferencia de calor U_i , se utiliza la ecuación de calor transferido en el efecto i:

$$Q_i = U_i A_T (T_{(i-1)} - T_i) \quad (22)$$

donde U_i es el coeficiente total de transferencia de calor para el efecto i (kcal/hm² °C), A_T es área de transferencia del efecto i (m²).

Solución Numérica

Se plantea la solución de un sistema de nueve ecuaciones diferenciales de primer orden para los tres efectos. Las ecuaciones (5), (7) y (18) forman el sistema de ecuaciones para el efecto 2 en las variables de nivel h_i , composición X_i , y temperatura T_i , substituyendo previamente todas las ecuaciones algebraicas. Igual procedimiento se aplicó para los efectos 1 y 3. Cada sistema de ecuaciones fue resuelto por el método de Runge-Kutta de cuarto orden, según Gerald [8], efectuándose según la secuencia del proceso. Como condiciones de borde se utilizaron datos experimentales provenientes de un proceso concentración de jugo de durazno en el evaporador de tres efectos.

Se ejemplifica el sistema de ecuaciones general:

Para $i = 1$

$$\frac{dh_i}{dt} = f_1(t, h_i)$$

$$\frac{dX_i}{dt} = f_2\left(t, h_i, X_i, \frac{dh_i}{dt}\right)$$

$$\frac{dT_i}{dt} = f_3\left(t, h_i, X_i, \frac{dh_i}{dt}, \frac{dX_i}{dt}\right)$$

las condiciones iniciales o de borde son:

$X_{i(0)} = X_f =$ composición del alimento o jugo a concentrar

$h_{i(0)} = 0.56m$ para el efecto 1 lleno

$T_{i(0)} = 32^\circ C$ temperatura inicial del jugo sin calentamiento.

El método de Runge-Kutta, propone la estimación de cuatro constantes, aplicadas a cada ecuación en las variables definidas y denominadas K_j , para $J = 1$ hasta 4, y un paso denominado h igual a 0.01 para un tiempo t . El esquema de cálculo fue el siguiente:

$$K_1 = h(f_1, f_2, f_3)_{(t_{(0)}, h_{1(0)}, X_{1(0)}, T_{1(0)})}$$

$$K_2 = h(f_1, f_2, f_3)_{\left(t_{(0)} + \frac{h}{2}, h_{1(0)} + \frac{K_{1h1}}{2}, X_{1(0)} + \frac{K_{1X1}}{2}, T_{1(0)} + \frac{K_{1T1}}{2}\right)}$$

$$K_3 = h(f_1, f_2, f_3)_{\left(t_{(0)} + \frac{h}{2}, h_{1(0)} + \frac{K_{2h1}}{2}, X_{1(0)} + \frac{K_{2X1}}{2}, T_{1(0)} + \frac{K_{2T1}}{2}\right)}$$

$$K_4 = h(f_1, f_2, f_3) \left(t_{(0)} + \frac{h}{2} \cdot h_{1(0)} + \frac{K_{3h1}}{2} \cdot X_{1(0)} + \frac{K_{3X1}}{2} \cdot T_{1(0)} + \frac{K_{3T1}}{2} \right)$$

Los valores de las variables para un tiempo t se obtienen por:

$$h_{1(t)} = h_{1(0)} + \frac{1}{6} (K_{1h1} + 2K_{2h1} + 2K_{3h1} + K_{4h1})$$

$$X_{1(t)} = X_{1(0)} + \frac{1}{6} (K_{1X1} + 2K_{2X1} + 2K_{3X1} + K_{4X1})$$

$$T_{1(t)} = T_{1(0)} + \frac{1}{6} (K_{1T1} + 2K_{2T1} + 2K_{3T1} + K_{4T1})$$

Una vez evaluadas las ecuaciones para un tiempo t en el efecto 1 se paso al siguiente tiempo, con condiciones de borde del paso anterior y utilizando el mismo paso h . El programa de simulación fue codificado para un lapso de tiempo de 14.08 min en el lenguaje de programación Visual Basic versión 6.00 haciendo uso de consideraciones conceptuales argumentadas por Balena [9] y Gurewich [10]. Se consideró el proceso de evaporación en los tres efectos sin el precalentador y en lazo abierto que no admite perturbaciones en un proceso por carga. Las condiciones experimentales utilizadas en su desarrollo son: temperatura en el controlador TC2 del primer efecto de 100°C, presiones en los efectos de 34.5 KPa, 46.7 KPa y 60.0KPa, para un tiempo de muestreo de 15 min. Su presentación se realiza mediante ocho ventanas o formularios, estando la ventana principal representada por la Figura 2, la cual consta de cajas de texto donde se introducen las condiciones operacionales como: presión en los efectos, presión del vapor de calentamiento suministrado, nivel, temperatura y composición inicial en el efecto 1, esta ventana da entrada a las ventanas que representan el proceso en los efectos 2 y 3. Disponen cada uno de los efectos de dos ventanas para visualizar las tendencias de temperatura, nivel y grado de concentración, como también flujo de concentrado L_i y vapor producido V_i en cada efecto, coeficiente global de transferencia de calor, área de transferencia y diferencia de temperatura entre el fluido de calentamiento y el fluido concentrado.

Resultados y Discusión

El simulador fue realizado utilizando los datos experimentales de presión y temperatura

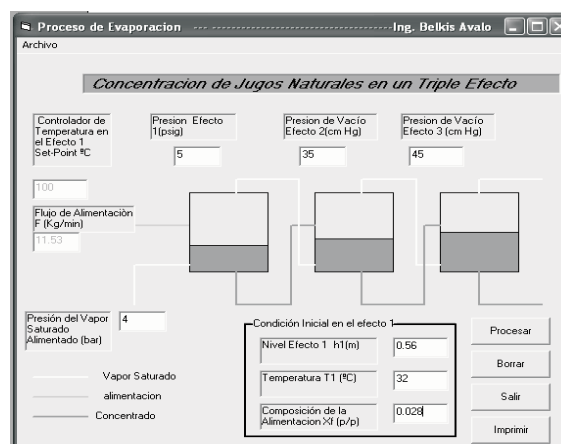


Figura 2. Ventana principal con condiciones iniciales del proceso.

tal como se aprecian en los instrumentos de medición mencionadas previamente y con una presión del vapor de calentamiento de 4 bar (400KPa), solo se puede variar la fracción masa de la alimentación en un rango de 2.0-5.0 Brix%. Los datos de calor latente de vaporización fueron obtenidos de tablas de vapor de agua e incorporados al simulador mediante una base de datos. Este simulador ofrece varias ventanas, en la ventana principal (Figura 2) se introducen los datos o condiciones iniciales de operación en el efecto 1 y en las ventanas siguientes se reportan los resultados del proceso de concentración para cada efecto.

En la Figura 3, se muestra gráficamente en la ventana el comportamiento de las variables nivel, concentración y temperatura para el efecto 1, se reporta el coeficiente global de transferencia de calor y área de transferencia, existe además un botón denominado "Lectura Gráfico Efecto 1" que permite el paso hacia una tercera ventana denominada "Valores en el Gráfico Efecto 1" (Figura 4) donde se reportan los valores de todas las variables determinadas para el efecto 1. Para visualizar las tendencias de los coeficientes globales de transferencia U (Kcal/min.m².°C) obtenidos mediante la simulación, estos se listan en la Tabla 1, donde se tiene que a medida que progresa la concentración entre el efecto 1 y 2, la diferencia de temperatura entre el líquido en evaporación y el medio calefactor disminuye y el coeficiente de transferencia de calor global U aumenta. Esto confirma la teoría argumentada por Fe-

llows [11], el cual sostiene que a medida que el líquido se concentra, el punto de ebullición aumenta, la diferencia de temperatura entre el líquido en evaporación y el elemento calefactor disminuye. En la Tabla 1 se puede apreciar que el coeficiente global de transferencia de calor para el efecto 3 es menor respecto al efecto 2, siendo esto un comportamiento no deseado que se puede atribuir a la pérdida de carga calórica suministrada a ese efecto (780.78 Kcal/min) es menor que la que proviene del efecto 2 (790.62 Kcal/min) y se esperaría que fuese mayor, ya que a medida que se concentra se requieren altos coeficientes de transferencia de calor porque aumenta la viscosidad del fluido.

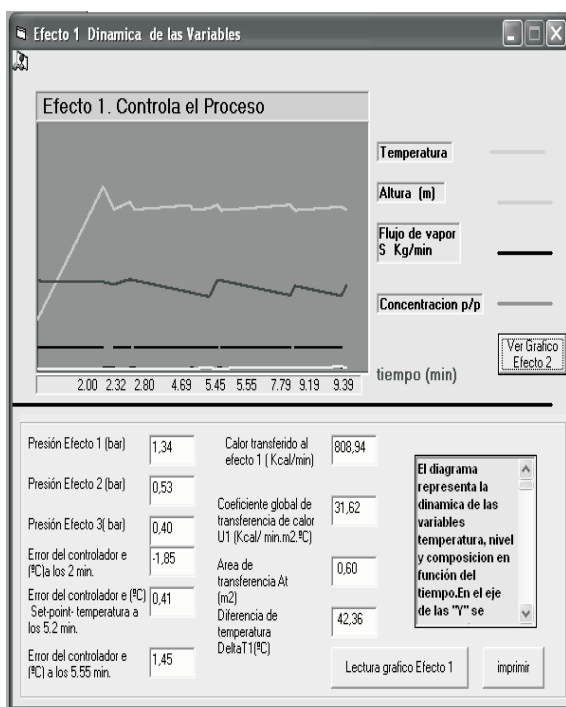


Figura 3. Tendencias de las variables procesconcentración en el efecto 1.

Podría inferirse que se requiere profundizar en el método de ajuste del modelo matemático o bien verificar si las condiciones de vacío para el último efecto son las recomendables para lograr un comportamiento acorde con un proceso de evaporación en múltiples etapas. Se validó el programa de simulación al comparar los datos experimentales de la concentración del jugo natural de durazno y los valores reportados por el programa en las variables de composición y temperatura. El criterio utilizado para la validación fue el error relativo porcentual entre el valor promedio obtenido experimentalmente y el valor reportado por el programa para el tiempo en que se realizó la lectura. Se aprecia en la Tabla 2, que el mayor error lo presentó el efecto 3 en la variable de concentración.

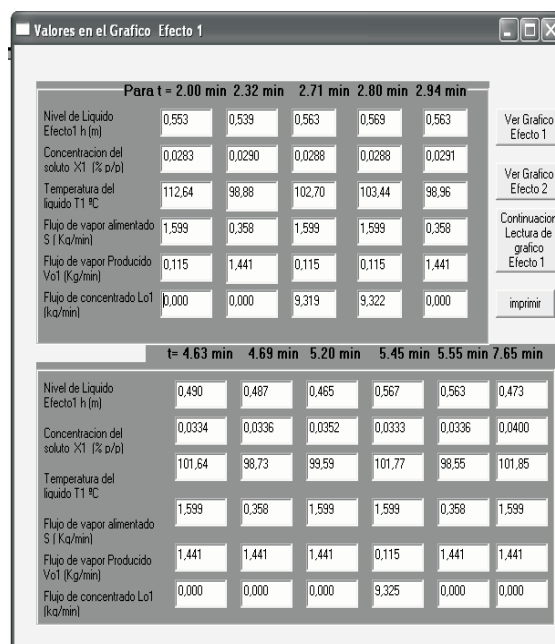


Figura 4. Variables en el tiempo para efecto 1.

Tabla 1
Características de diseño de los efectos

| Efecto | Calor suministrado Q (Kcal/min) | Coefficiente global de transferencia de calor U (Kcal/m ² .min°C) | Diferencia de temperatura ΔT (°C) | Área de transferencia At (m ²) |
|--------|-----------------------------------|--|---|--|
| 1 | 808.94 | 31.62 | 42.36 | 0.604 |
| 2 | 790.62 | 123.02 | 10.64 | 0.604 |
| 3 | 780.78 | 72.71 | 17.78 | 0.604 |

Tabla 2
Validación del programa de simulación

| Efecto | Variable medida experimentalmente | | | Variable reportada por el programa | | | Error relativo (%) ± error | | |
|---------------------|-----------------------------------|-------|-------|------------------------------------|--------|--------|----------------------------|------|------|
| | 1 | 2 | 3 | 1 | 2 | 3 | 1 | 2 | 3 |
| Concentración, Brix | 0.038 | 0.050 | 0.050 | 0.0356 | 0.0538 | 0.0554 | 6.7 | 7.06 | 9.75 |
| Temperatura, T (°C) | 102 | 87 | 74 | 99.59 | 90.21 | 71.70 | 2.42 | 3.55 | 3.20 |
| Tiempo (min) | 5 | 10 | 15 | 5.20 | 10.98 | 14.08 | 0.2 | 0.9 | 0.92 |

Conclusiones y Recomendaciones

Se aplicaron modelos matemáticos en estado no estacionario para los tres efectos y el método de resolución utilizado fue Runge-Kutta de cuarto orden en las variables de composición, nivel y temperatura en el tiempo. El programa de simulación del proceso esta programado solo para una condición de temperatura equivalente a 100°C, presión de vapor suministrado de 400 KPa, presión de 34.48KPa para el efecto uno, 46.7 KPa en el efecto 2 y 60.0 KPa en el efecto 3. El programa de simulación reporta valores en las variables de nivel, temperatura y concentración. Presenta un error relativo porcentual para la variable de composición máximo del 9.75% en el efecto 3 y del 6.7% para el efecto 1, mientras que en la variable temperatura presentó un error relativo máximo del 3.55% para el efecto 2.

Agradecimientos

Este trabajo fue posible gracias al financiamiento otorgado por el CDCHT de la Universidad Nacional Experimental Simón Rodríguez, Caracas, Venezuela al Proyecto de investigación S1-99-006 y en especial al personal que labora en el Laboratorio de Planta Piloto de Ingeniería de Alimentos del Núcleo Canoabo, Universidad Nacional Experimental Simón Rodríguez.

Referencias Bibliográficas

1. Singh R. and Heldman D. "Introduction to Food Engineering". 2nd edition, Academic Press, California, 1991.
2. Toledo R. "Fundamentals of Food Process Engineering". 2da edition, Van Nostrand Reinhold, New York, 1991.
3. Chawankul, N., Chuaprasert, S., Douglas P. and Luewisutthichat, W.: "Simulation of an Agitated thin Film Evaporator Concentrating Orange Juice Using AspenPlus™". Journal of Food Engineering, Vol. 47, (2001), 247-253.
4. Costa, A. and Lima, E.: "Modeling and Control of an Industrial Multiple-Effect Evaporator System". The Canadian Journal of Chemical Engineering, Vol. 81, Number 5, (2003), 1032-1040.
5. Miranda, V. and Simpsom, R.: "Modelling and simulation of an industrial multiple effect evaporator: tomato concentrate". Journal of Food Engineering, vol. 66, (2005), 203-210.
6. Kaya, D. and Ibrahim Sarac, H.: "Mathematical modelling of multiple-effect evaporators and energy economy". Energy, vol. 32, (2007), 1536-1542.
7. Luyben, W.: "Process Modeling Simulation, and Control for Chemical Engineers". McGraw-Hill, New York, 1973.
8. Gerald, C.: "Análisis Numérico". AlfaOmega, México, 1997.
9. Balena, F.: "Programación Avanzada con Microsoft Visual Basic 6.0". McGraw-Hill Interamericana de España, Madrid, 2000.
10. Gurewich, N. y Gurewich, O.: "Aprendiendo Visual Basic 5 en 21 Días". Prentice Hall Hispanoamericana, México, 1998.
11. Fellows, P.: Tecnología del Procesado de los Alimentos. Acribia, España, 1994.

Recibido el 15 de Enero de 2007
En forma revisada 31 de Marzo de 2008