

Modelo semifísico de base fenomenológica de un evaporador de jugo de caña de azúcar tipo Roberts^{*}

PHENOMENOLOGICAL-BASED
SEMPHYSICAL MODEL
OF ROBERTS-TYPE
SUGARCANE
EVAPORATOR

Recepción: 2013 - 02 - 11 | Aceptación: 2013 - 02 - 23

Para citar este artículo / To reference this article / Para citar este artigo.

López, Santiago., & Zuluaga, Christian (2013). Modelo semifísico de base fenomenológica de un evaporador de jugo de caña azúcar tipo Roberts. *Ingenio Magno*. Vol 4, pp. 32-38.

Resumen — En el presente trabajo se expone el desarrollo de un Modelo semifísico de base fenomenológica (MSBF) para un evaporador de jugo de caña de azúcar tipo Roberts, considerando el fenómeno de ensuciamiento, los diferentes regímenes de evaporación en el tubo y un cambio de presión interno producido por el acople del ducto de salida de vapor vegetal con un condensador barométrico. El modelo describe el comportamiento de la concentración de sacarosa (grados Brix) en el jugo de caña de azúcar, con variaciones en el vapor suministrado en la caldera y el flujo de agua de enfriamiento entrante al condensador. También informa sobre la presión en el compartimento superior del evaporador, lo cual ante una caída de presión la tasa de evaporación aumenta debido a las propiedades termodinámicas del fluido. Sin embargo, esta presión en el condensador es una dinámica inherentemente inestable, ya que su comportamiento es inestable ante pequeños cambios en las otras variables. Esto sugiere que esta dinámica debe de ser controlada antes que cualquier otra. La simulación numérica valida de forma cualitativa el modelo obtenido.

Palabras Clave — Evaporación, Ingenio azucarero, Modelo Semifísico de base Fenomenológica, Sistema dinámico.

Santiago López

Estudiante de Ingeniería de Control,
Universidad Nacional de Colombia, Sede Medellín.
sanlopezres@unal.edu.co

Christian Zuluaga

Ingeniero químico.
Estudiante de Maestría en Ingeniería Química,
Facultad de Minas,
Universidad Nacional de Colombia,
Sede Medellín.
cczuluagab@unal.edu.co

* Proyecto Modelado dinámico de tren de evaporadores de un ingenio azucarero. Activo. Grupo de Investigación en Procesos Dinámicos – KALMAN. Artículo de investigación científica y tecnológica.

Abstract — This work exposes the development of phenomenological-based semiphysical model (PBSM) for a Robert-type sugarcane evaporator. This model considers the fouling phenomenon, different evaporation regimes and internal pressure change of vegetal vapor outlet that is connected to a barometric condenser. The model describes the variations in sugar concentration (Brix) in sugarcane juice according to changes in steam flow in the boiler side and water mass flow rate in the barometric condenser. Furthermore, pressure information in the superior compartment is given, whereby if pressure is lower, the evaporation rate increases due to the fluid thermodynamic properties. However, this pressure in the condenser has a dynamic inherently unstable because the behavior is unstable with slight changes in others variables. This suggests that this dynamic needs to be controlled. The numeric simulation validates qualitatively the proposed model.

Keywords — Dynamic system, Evaporation, mill, Phenomenological-based semiphysical model, sugarcane,

1. INTRODUCCIÓN

Actualmente los cada vez más avanzados y complejos procesos industriales requieren de una mayor planificación para tareas de diseño, optimización y control, demandando modelos más precisos con los cuales puedan entender, explicar y hacer pruebas sin necesidad de intervenir el proceso real (Álvarez, Lamanna, Vega, & Revollar, 2009). Con el avance computacional se dejó atrás el problema de resolver simultáneamente un gran número de ecuaciones diferenciales y algebraicas, dando pie a la posibilidad de desarrollar modelos semifísicos que habían sido poco utilizados por ser considerados erróneamente complejos (Álvarez et al., 2009).

La evaporación es el proceso por el cual una cantidad de sustancia aumenta su concentración por la eliminación parcial de agua u otro tipo de líquido en dilución y de esta manera transformarse en jarabe concentrado, proporcionándole la energía térmica necesaria para la evaporación. En otras palabras, la evaporación es una operación de transferencia de calor por la cual un líquido alcanza el estado de vapor y la concentración del líquido remanente aumenta. Los equipos utilizados para esta operación se conocen como evaporadores (Biri & Bungescu, 2008). En la industria azucarera son ampliamente utilizados, pues forman parte vital del proceso de obtención del azúcar (Peralta, O'Farril, & Pullaguari, 2008), pero pese a ello en la literatura se encuentran pocos trabajos que busquen modelar de forma completa el comportamiento de los evaporadores, incluyendo el fenómeno de ensuciamiento (Rincón, Trujillo Loaiza, & Álvarez, 2013) y presión variable.

El propósito fundamental del este artículo es desarrollar un Modelo Semifísico de Base Fenomenológica que describa las dinámicas y el comportamiento de un evaporador de caña de azúcar, partiendo desde los principios de conservación (balances de materia y energía) y complementándolos con ecuaciones constitutivas provenientes de fenómenos de transporte y transferencia, o bien sea de expresiones matemáticas calculadas de forma experimental. El modelo busca ser una herramienta para el análisis desde el control, la optimización y el diseño integrado.

El desarrollo del modelo sigue la metodología propuesta por (Álvarez et al., 2009) para la obtención de Modelos Semifísicos de Base Fenomenológica. El artículo está organizado de la siguiente manera: en la sección 2, se expone el desarrollo del modelo siguiendo paso a paso la metodología propuesta; en la sección 3, se muestra la validación cualitativa del modelo. El trabajo finaliza con una sección de conclusiones y sugerencias.

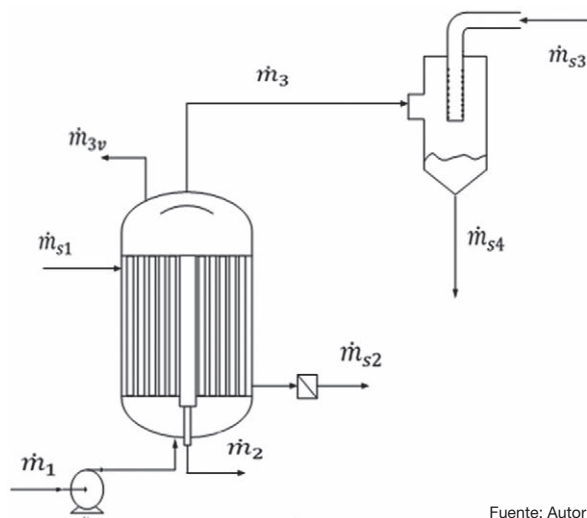
2. METODOLOGÍA PARA LA OBTENCIÓN DEL MODELO SEMIFÍSICO DE BASE FENOMENOLÓGICA

A. Descripción verbal y diagrama de flujo del proceso

La operación de evaporación dentro de un ingenio azucarero se realiza entre las etapas de clarificación y cristalización. Particularmente, se utiliza un evaporador tipo Roberts que se compone de una sección de tubos y una

calandria, que posee un tubo central para evacuar el jugo concentrado hacia el siguiente efecto. El jugo de caña de alimentación (Corriente 1), el cual tiene una concentración de sacarosa de $W_{s,1}$, es bombeado por la parte inferior del evaporador hacia el lado de los tubos a una velocidad de flujo másico de \dot{m}_1 y en condición de punto de burbuja. Adicionalmente, se alimenta vapor de caldera (Corriente S1) al lado de la calandria del evaporador a una velocidad de flujo másico $\dot{m}_{s,1}$. Dicho vapor de caldera entrega todo su calor latente de condensación a la pared de los tubos, donde el jugo claro comienza su proceso de ebullición y los condensados del vapor de caldera son evacuados por la corriente S2 a una velocidad $\dot{m}_{s,2}$.

Por su parte, en los tubos del evaporador, a medida que las burbujas de vapor de agua suben, su diámetro va incrementando hasta cubrir toda la sección transversal del tubo. Estas burbujas arrastran cierta cantidad de jugo, que es atrapado por un deflector. En dicha sección del equipo se da la separación física del jugo concentrado y el vapor vegetal. El vapor vegetal sale por la corriente 3 hacia el condensador barométrico. En este equipo, se ingresa por aspersion agua de enfriamiento (corriente S3) que condensa el vapor vegetal y genera un efecto de vacío sobre la cámara superior del evaporador, lo que disminuye la temperatura de ebullición del jugo en el tubo. Finalmente, el jugo concentrado es evacuado por el tubo central y sale por la corriente 2 hacia el siguiente efecto. En la figura 1 se observa el diagrama de proceso correspondiente (Elaboración propia de los autores).



Fuente: Autor

Figura 1. Diagrama de flujo para el proceso de evaporación de jugo de caña de azúcar.

B. Nivel de detalle e hipótesis del modelo

Debido a que la función del modelo es para fines de control, optimización o diseño integrado se tomará como base una escala macroscópica en la cual se modelará el comportamiento tanto de los flujos como de las concentraciones. Se estudiara también una escala mesoscópica en donde se definirá el número de burbujas producidas y su crecimiento en el tubo, de manera que pueda establecerse un nivel de transición entre los regímenes de flujo.

El modelo responderá a la pregunta ¿Cómo cambia la concentración de sacarosa a la salida del evaporador ($w_{1,2}$) ante cambios en el flujo de agua de enfriamiento en el condensador (\dot{m}_{s3}), el suministro de vapor de caldera en la calandria (\dot{m}_{s1}), el ensuciamiento en el interior los tubos (f_{in}) y el flujo de jugo de alimento (\dot{m}_j), bajo la siguiente hipótesis:

Para el sistema macroscópico:

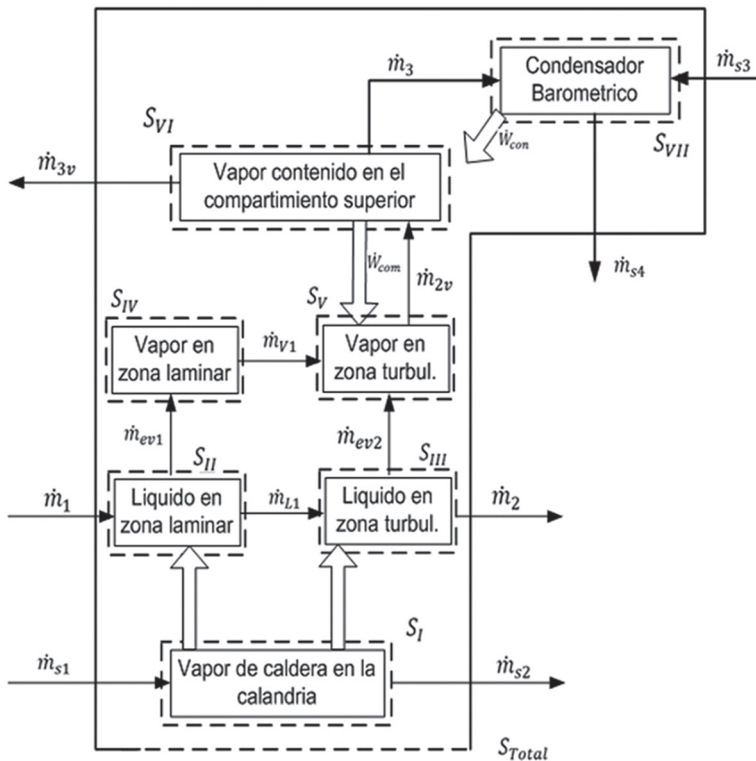
- Vapor vegetal como gas ideal.
- Vapor vegetal en el compartimento superior sólo es vapor de agua. Sin trazas de jugo.
- Se tiene en cuenta la resistencia por ensuciamiento.
- El cambio de presión del vapor de la zona turbulenta hace que cambie la temperatura de ebullición del líquido.

Para el sistema mesoscópico:

- El calor suministrado sólo se usa para evaporar agua del tubo.
- Inicialmente, se asume un diámetro de burbuja de 2 mm y se calcula el número de burbujas.
- Se mantiene el número de burbujas y luego se varía el diámetro de burbuja.
- El nivel que define la transición entre laminar y turbulento, se especifica cuando la fracción volumétrica de vapor en la sección del tubo sea 0.45.

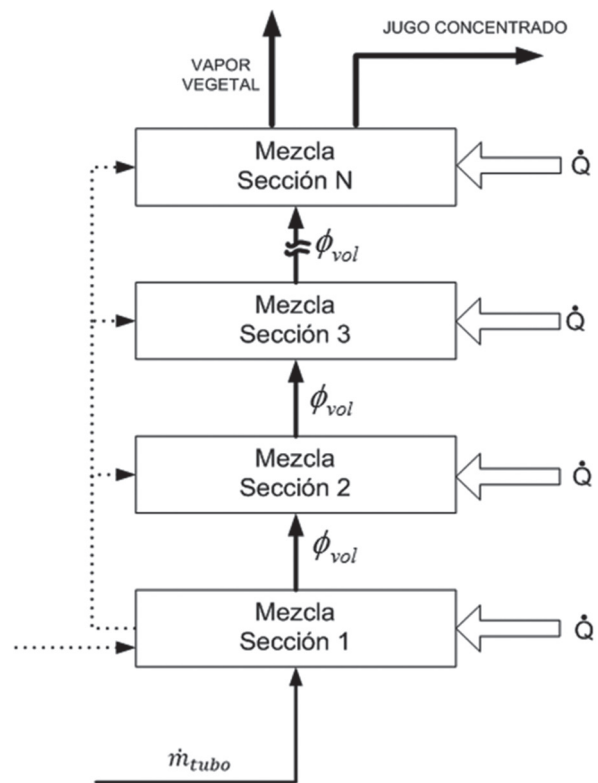
C. Definición de los sistemas de proceso necesarios

Para el nivel macroscópico y mesoscópico se consideraron los sistemas de proceso mostrados en las figuras 2 y 3 respectivamente (Elaboración propia de los autores).



Fuente: Autor

Figura 2. Sistemas de proceso del nivel macroscópico.



Fuente: Autor

Figura 3. Sistema de proceso de nivel mesoscópico

D. Balances de materia y energía de cada uno de los sistemas de procesos (Principio de conservación)

Para el nivel macroscópico se realizarán los balances de materia de materia y energía para todos los sistemas de procesos utilizando la nomenclatura exhibida en el diagrama de sistemas de proceso. Como el objetivo del modelo es conocer la concentración de sacarosa que sale del evaporador, se tomará también el balance por componente de sacarosa para los sistemas II y III.

1) Sistema de proceso I. "Vapor en la calandria"

Balance de materia:

$$\frac{dM}{dt} = \left(\frac{V_{calandria}}{R} PM_a \right) \left(\frac{1}{T_{sp1}} - \frac{P_{sp1}}{T_{sp1}^2} \frac{dT}{dP} \right) \frac{dP_{sp1}}{dt} \quad (1)$$

$$\frac{dT}{dP} = \frac{(T_{sp1} - C)^2}{-P_{sp1} B} \quad (2)$$

$$\frac{dM}{dt} = \left(\frac{V_{calandria}}{R} PM_a \right) \left(\frac{1}{T_{sp1}} - \frac{P_{sp1}}{T_{sp1}^2} \frac{(T_{sp1} - C)^2}{-P_{sp1} B} \right) \frac{dP_{sp1}}{dt} \quad (3)$$

Balance de energía:

$$C_{P_v} \left(T_{sp1} \frac{dM}{dt} + M_{vap} \frac{dT}{dP} \frac{dP_{sp1}}{dt} \right) = (\dot{m}_{sp1} \lambda_{vap} - \dot{Q}_{lam} - \dot{Q}_{turb}) \quad (4)$$

2) Sistema de proceso II: “Líquido en la zona laminar”

Balance de materia total:

$$\frac{dM}{dt} = \rho \frac{dV_{L1}}{dt} = \dot{m}_1 - \dot{m}_{ev1} - \dot{m}_{l1} \quad (5)$$

Balance por componente – Sacarosa:

$$\frac{dw_{L1}}{dt} = \frac{w_1 \dot{m}_1 - w_{L1} \dot{m}_{L1}}{\rho V_{L1}} - \frac{w_{L1}}{V_{L1}} \frac{dV_{L1}}{dt} \quad (6)$$

Balance de energía:

$$\rho c_p \left(V_{L1} \frac{dT_{L1}}{dt} + T_{L1} \frac{dV_{L1}}{dt} \right) = \hat{H}_1 \dot{m}_1 - \hat{H}_{ev1} \dot{m}_{ev1} - \hat{H}_{l1} \dot{m}_{l1} + \frac{dQ_{lam}}{dt} \quad (7)$$

3) Sistema de proceso III: “Vapor en la zona laminar”

Balance de materia:

$$\frac{\rho M (V_{la} - V_{liq}^{\dots})}{RT_{v1}} \frac{dP_{v1}}{dt} = \dot{m}_{ev1} - \dot{m}_{v1} \quad (8)$$

4) Sistema de proceso IV: “Líquido en la zona turbulenta”

Balance de materia total:

$$\frac{dM}{dt} = \rho \frac{dV_2}{dt} = \dot{m}_{L1} - \dot{m}_{ev2} - \dot{m}_2 \quad (9)$$

Balance por componente-Sacarosa:

$$\frac{dw_2}{dt} = \frac{(w_{L1} \dot{m}_{L1} - w_2 \dot{m}_2)}{\rho V_2} - \frac{w_{L1}}{V_2} \frac{dV_2}{dt} \quad (10)$$

Balance de energía:

$$\rho c_p \left(V_2 \frac{dT}{dt} + T_2 \frac{dV_2}{dt} \right) = \hat{H}_{11} \dot{m}_{L1} - \hat{H}_{ev2} \dot{m}_{ev2} - \hat{H}_2 \dot{m}_2 + \frac{dQ_{turb}}{dt} \quad (11)$$

5) Sistema de proceso V: “Vapor en la zona turbulenta”

Balance de materia:

$$\frac{\rho M (V_{la} - V_{liq}^{\dots})}{RT} \frac{dP_{2v}}{dt} = \dot{m}_{v1} - \dot{m}_{ev2} + \dot{m}_{2v} \quad (12)$$

6) Sistema de proceso VI: “Vapor en el compartimiento superior”

Balance de materia:

$$\frac{\rho M (V_{comp})}{RT} \frac{dP_3}{dt} = \dot{m}_{2v} - \dot{m}_{3v} + \dot{m}_3 \quad (13)$$

7) Sistema de proceso VII: “Vapor en el condensador barométrico”

Balance de materia:

$$\frac{\rho M (V_{vap_cond})}{RT} \frac{dP_8}{dt} = \dot{m}_3 - \dot{m}_{cond7} \quad (14)$$

8) Sistema de proceso VIII: “Líquido en el condensador barométrico”

Balance de materia:

$$\frac{dM}{dt} = \rho \frac{dV_{L7}}{dt} = \dot{m}_{s3} + \dot{m}_{cond7} - \dot{m}_{s4} \quad (15)$$

Balance de energía:

$$\rho c_p (V_{L7} \frac{dT_{L7}}{dt} + T_{L7} \frac{dV_{L7}}{dt}) = \hat{H}_{s3} \dot{m}_{s3} + \hat{H}_{cond7} \dot{m}_{cond7} - \hat{H}_{s4} \dot{m}_{s4} \quad (16)$$

E. Selección de ecuaciones de balance que posean información importante para el modelo

Todos los balances de materia y energía contienen información valiosa exceptuando los balances de energía del sistema de proceso de vapor en la zona laminar, el sistema de proceso de vapor en la zona turbulenta y el compartimiento superior, puesto que no existe interacción energética. En estos sistemas de proceso se relaciona la temperatura con la presión por medio de la ecuación de Antoine. Para el modelo mesoscópico se trabajó en estado estable, mientras para el modelo macroscópico en estado dinámico. Los balances de masa responden por el volumen del líquido y la presión del vapor, mientras que los balances de energía responden por la temperatura del líquido.

F. Parámetros y variables conocidos

Como variables de estado se tienen todas aquellas variables que aparecen en derivadas en las ecuaciones de balances tales como temperaturas y presiones de los gases, volumen, concentración y temperatura para los líquidos, así como en las variables de entradas manipuladas (acciones de control), que son el flujo de vapor de caldera por la calandria, el flujo de entrada de jugo en el evaporador y el flujo de agua de servicio en el condensador. Las variables de perturbación son la concentración de sacarosa del flujo de jugo de entrada y la temperatura del agua de servicio en el condensador. Por otro lado como parámetros se tienen el coeficiente de ensuciamiento, el número y el diámetro de las burbujas generadas y los coeficientes de transferencia de calor de cada uno de los regímenes de evaporación. De igual forma las constantes son todas aquellas medidas físicas de los equipos tales como el área total, número, diámetro y altura de tubos, volumen del condensador, entre otros.

G. Ecuaciones constitutivas para los parámetros

Para relacionar termodinámicamente la temperatura del vapor en la calandria, del lado vapor laminar y del lado vapor turbulento con su respectiva presión se utilizó la ecuación de Antoine mostrada en (17).

$$T = \frac{B}{A - \ln P} - C \quad (17)$$

Siendo:

P , presión.

T , temperatura.

A , B y C , parámetros empíricos, específicos para cada sustancia.

Para el manejo de la transferencia de calor se usaron las ecuaciones expuestas en (McKetta, 1991):

$$\frac{dQ}{dt} = UA(T - T_a) \quad (18)$$

$$U_0 = \left(\frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{x}{K_w} + \frac{1}{h_o}} \right) \quad (19)$$

El factor de ensuciamiento se modela según lo expone (Rein, 2007) en la ecuación (20):

$$U = U_0 \exp\left(\frac{c'' t}{100}\right) \quad (20)$$

donde U_0 es el coeficiente global de transferencia de calor sin considerar ensuciamiento y c'' y t son parámetros dados por (Rein, 2007) para el evaporador tipo Roberts.

El parámetro del coeficiente pelicular de transferencia de calor para el lado del líquido en los tubos en la zona de ebullición por convección libre se toma de (Rincón et al., 2013), en donde se relaciona por medio de una expresión empírica el coeficiente de transferencia de calor con el número de Reynolds, el número de Prandtl y la constante b de Laplace.

$$\alpha_B = \left(\frac{\lambda_l}{b}\right) (C_f Re_B^{0,667} Pr^{0,7}) \quad (18)$$

El factor C_f de la ecuación (18) considera las propiedades térmicas del material de la pared y la interacción entre la pared y el líquido en ebullición. En (Rincón et al., 2013) se tiene un valor C_f de 0,0132.

De igual forma se tiene para el coeficiente transferencia de calor en la zona de ebullición forzada la expresión empírica (19).

$$\alpha_k = \frac{\lambda_l}{D} 0,023 Re_k^{0,7} Pr^{0,33} \quad (19)$$

El parámetro que define el nivel de ensuciamiento en la pared del tubo se encuentra en (Rincón et al., 2013) y en (Rein, 2007). Se utilizara este último puesto que para la expresión dada en (Rincón et al., 2013) se piden encontrar algunas constantes de forma experimental y al momento de realizar el trabajo no se cuentan con datos experimentales reales.

Los parámetros termodinámicos del jugo de azúcar tales como la densidad, el calor específico y la conductividad térmica se encontraron en (Rein, 2007) y se muestran en (21), (22) y (23) respectivamente.

$$\rho = 1000 \left[1 + \frac{W_s(W_s + 200)}{54000} \right] \left[1 - 0,036 \frac{T - 20}{160 - T} \right] \quad (21)$$

$$C_p = 4,1868 - W_s(0,0297 - 4,6 \times 10^{-5} P) + (7,5 \times 10^{-5} W_s T) \quad (22)$$

$$\lambda = (1 - 0,54 W_s) \left[0,561 + 0,206 \left(\frac{T}{100}\right) - 0,094 \left(\frac{T}{100}\right)^2 - 0,007746 \left(\frac{T}{100}\right)^3 \right] \quad (23)$$

con:

W_s como la fracción másica de sacarosa.

T como la temperatura.

P como la presión.

H. Verificación de los grados de libertad

La verificación de los grados de libertad se realizó de forma automática por medio del software EMSO en donde se obtuvo un total de 88 variables con 88 ecuaciones consiguiendo cero grados de libertad donde se tuvo que especificar además 11 parámetros.

I. Obtención del modelo computacional

El modelo computacional fue descrito y simulado en EMSO®, un software dedicado al modelamiento y optimización de procesos. El software encuentra por sí solo los puntos de equilibrio o condiciones iniciales del proceso y resuelve tanto las ecuaciones diferenciales como algebraicas mediante el uso de algoritmos iterativos.

J. Validación cualitativa del modelo

La validación cualitativa del modelo computacional se lleva a cabo en la sección 3.

3. SIMULACIÓN Y VALIDACIÓN CUALITATIVA DEL MODELO COMPUTACIONAL

El modelo es simulado mediante el software EMSO® durante un tiempo de 6000 segundos o una hora y cuarenta minutos. Por otro lado, el sistema de nivel mesoscópico se resolvió matemáticamente en MATLAB® (recordando que se trata de ecuaciones algebraicas únicamente) el cual nos da como información la longitud de la transición entre el régimen laminar y turbulento en los tubos del evaporador. Para la simulación se muestran la concentración de sacarosa en grados Brix en los flujos másicos \dot{m}_1 , \dot{m}_2 , la presión generada en el condensador barométrico y la presión en la calandria. Primero se observa en la figura 4 el comportamiento de las concentraciones y la presión en el condensador con el sistema sin perturbaciones y valores de la entrada constante para ver la respuesta natural de los sistemas. En la figura 5 se muestra la respuesta natural de la presión en la calandria. La figura 6 expone el comportamiento tanto de las concentraciones de sacarosa

como de la presión en el condensador ante un cambio de 0,48 a 0,42 en la concentración de sacarosa a la entrada del evaporador a los 30 minutos. En la figura 7 se observa la dinámica de las concentraciones como de la presión en el condensador con una perturbación en \dot{m}_1 (flujo de jugo de entrada al evaporador) disminuyendo de 4,78 kg/s a 4,9 kg/s a los 30 minutos. La figura 8 muestra las mismas tres variables pero esta vez con un cambio en \dot{m}_{s3} (flujo de agua de entrada al condensador) de 17 kg/s a 17,3 kg/s a los 30 minutos. En la figura 9 deja ver el comportamiento de las concentraciones en grados Brix y la presión en el condensador ante un cambio en la temperatura T_1 (temperatura en el flujo de jugo a la entrada del evaporador) de 328,15 K a 329,15 K a los 30 minutos. Por último en la figura 10 se muestra el comportamiento del nivel del fluido laminar y la longitud de la transición entre el fluido laminar y turbulento (Elaboración propia de los autores).

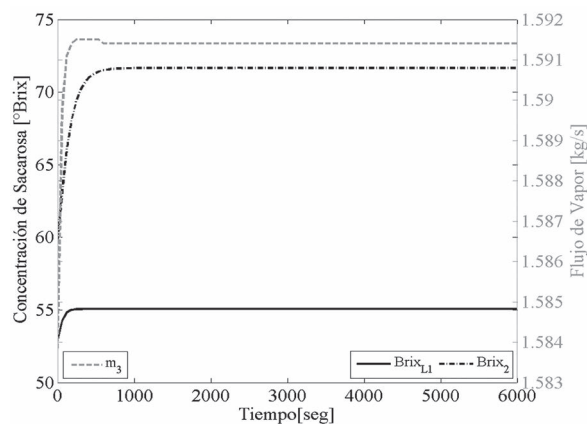


Figura 4. Dinámica de la concentración de sacarosa y el flujo de vapor \dot{m}_3 sin perturbación.

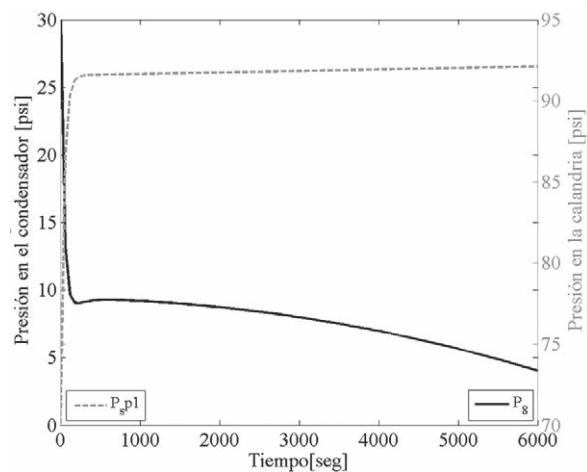


Figura 5. Dinámica de la presión en el condensador y en la calandria sin perturbaciones.

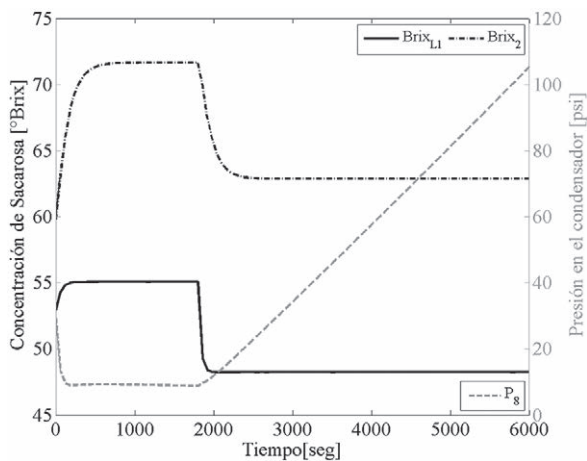


Figura 6. Dinámica de la concentración en la sacarosa y la presión en el condensador ante un cambio en la concentración de entrada.

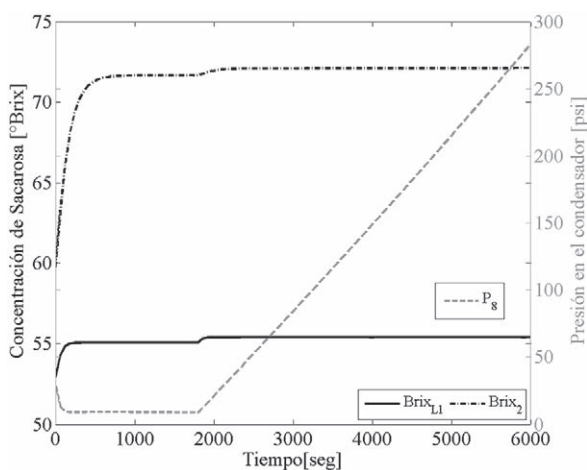


Figura 7. Dinámica de la concentración en la sacarosa y la presión en el condensador ante un cambio en el flujo de entrada.

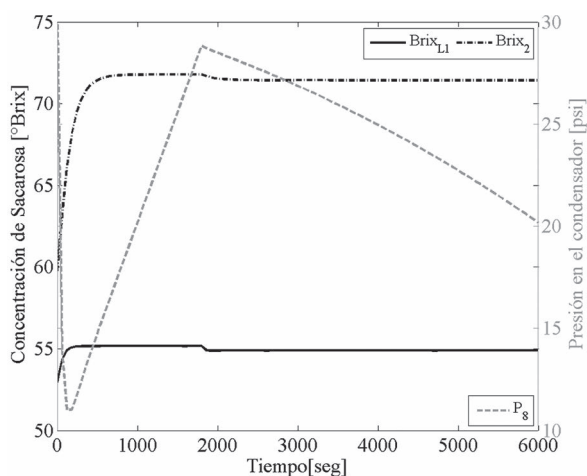


Figura 8. Dinámica de la concentración en la sacarosa y la presión en el condensador ante un cambio en el flujo de agua de entrada al condensador.

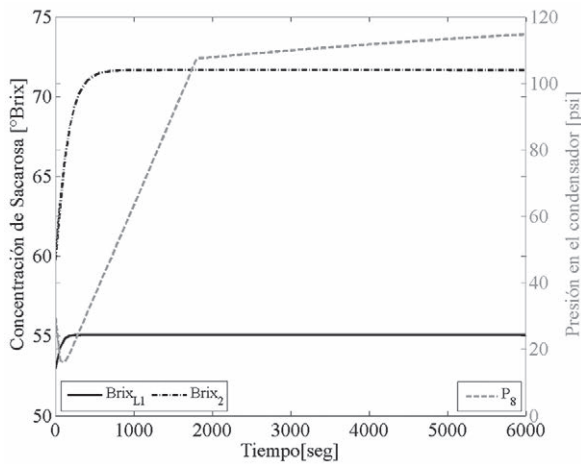


Figura 9. Dinámica de la concentración en la sacarosa y la presión en el condensador ante un cambio en la temperatura del flujo de entrada.

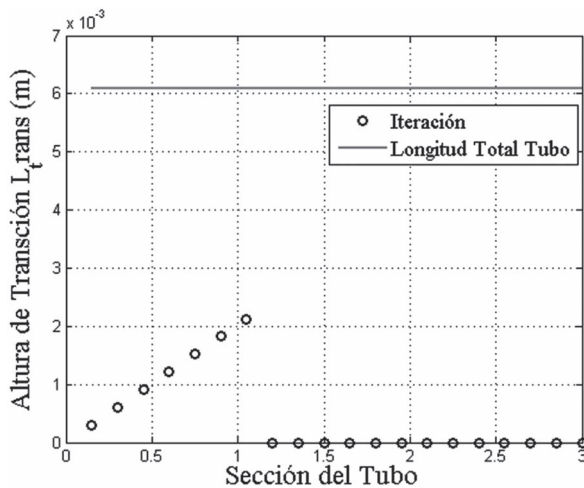


Figura 10. Longitud de la transición entre el fluido laminar y el turbulento.

4. CONCLUSIONES

Se mostró que la obtención de un Modelo Semifísico de Base Fenomenológica, es posible para cualquier proceso presente en la industria y que con la ayuda de herramientas de simulación, se hace fácil su validación y la experimentación con este sin necesidad de modificar el proceso real. El modelo responde según como se desarrolla el fenómeno en el proceso real, es imprescindible el uso de herramientas como EMSO, las cuales permiten mantener las variables dentro de su rango permisible, manteniendo su carácter físico. Específicamente para este proceso es necesario tener en cuenta la presión en el condensador barométrico y si es posible implementar un sistema de control para dicho sistema, pues como se observa en el simulador, la mayoría de variables afectan su comportamiento.

AGRADECIMIENTOS

Agradecemos muy especialmente a los profesores Hernán Álvarez y Lina Gómez por su asesoría permanente y también a los demás investigadores del Grupo de Investigación en Procesos Dinámicos – KALMAN

REFERENCIAS

1. Álvarez, H., Lamanna, R., Vega, P., & Revollar, S. (2009). Metodología para la Obtención de Modelos Semifísicos de Base Fenomenológica Aplicada a una Sulfitoradora de Jugo de Caña de Azúcar. *Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial RIAI*, 6(3), 10–20. doi: 10.1016/S1697-7912(09)70260-2
2. Biris, S. S., & Bungescu, S. T. (2008). Calculus outlines for the falling-film evaporator used in the sugar industry. *Annals of west university of Timisoara*, 17(3), 7–12.
3. McKetta, J. J. (1991). *Heat Transfer Design Methods*. Taylor & Francis. Retrieved from http://books.google.com.co/books?id=U96_KxI0z-EC
4. Peralta, L. M., O'Farril, M. E., & Pullaguari, J. (2008). *Modelación dinámica no lineal y control de evaporadores en la industria azucarera*. Universidad Nacional de la Loja.
5. Rein, P. (2007). *Cane sugar engineering*. (A. Bartens, Ed.) (First., p. 766). Berlin.
6. Rincón, H., Trujillo Loaiza, M., & Álvarez, H. (2013). *Modelo del nivel de jugo de caña en la calandria de evaporadores de múltiple efecto considerando el fenómeno de ensuciamiento*.