

**MODELACIÓN MATEMÁTICA Y SIMULACIÓN DEL CONTROL  
AUTOMÁTICO PARA EL QUÍNTUPLE EFECTO DE  
EVAPORACIÓN DEL CENTRAL AZUCARERO “EL PALMAR” EN  
VENEZUELA**

**MATHEMATICAL MODELING AND SIMULATION OF AUTOMATIC  
CONTROL FOR QUINTUPLE EFFECT EVAPORATION OF CENTRAL SUGAR  
“EL PALMAR” IN VENEZUELA**

*Lisoviett Pérez Pinto<sup>1</sup>, Miguel Ángel Rodríguez Borroto<sup>2</sup>  
y Felíberto Fernández Castañeda<sup>3</sup>*

<sup>1</sup> Universidad Politécnica Territorial de Aragua “Federico Brito Figueroa. Venezuela.

<sup>2</sup> Facultad de Ingeniería Eléctrica. Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas, Carretera a Camajuaní, Km 5 ½, Santa Clara, Villa Clara, Cuba.

<sup>3</sup> Facultad de Ingeniería Mecánica. Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas, Cuba.

Recibido: Enero 12, 2015; Revisado: Febrero 9, 2015; Aceptado: Marzo 2, 2015

## RESUMEN

En el trabajo se realiza el modelado matemático y simulación del control automático del quíntuple efecto de evaporación del central azucarero “El Palmar” en Venezuela. El efecto múltiple está conformado por 5 evaporadores tipo Robert, de características iguales, conectados en serie. A partir de las condiciones deseadas de operación y requerimientos de control: nivel en cada vaso evaporador, concentración de la meladura y presión en el quinto vaso evaporador, se hace uso de los balances de masa, balance en sólidos para cada evaporador y energía para el condensador barométrico, presente a la salida del quinto vaso, se obtiene el modelo no lineal del proceso, resultando un sistema de múltiple entradas y salidas, con fuertes interacciones entre las variables. En el diseño del sistema de control automático del proceso, interesa mantener las variables que caracterizan el desempeño del mismo reguladas en un punto de operación, para lo cual se linealiza el modelo alrededor de un punto de equilibrio, resultando un nuevo modelo en términos de las variaciones de las variables alrededor de un entorno de dicho punto. Seguidamente se procesa el modelo obtenido en términos de las relaciones de salida y entrada, basado en la caracterización del mismo en variables de estado y relaciones de transferencia en el dominio de la frecuencia compleja.

Copyright © 2015. Este es un artículo de acceso abierto, lo que permite su uso ilimitado, distribución y reproducción en cualquier medio, siempre que la obra original sea debidamente citada.

\* Autor para la correspondencia: Lisoviett Pérez, Email: [liso2705@gmail.com](mailto:liso2705@gmail.com)

Finalmente, se simula el proceso de evaporación estableciéndose el carácter adecuado del modelo al proceso real.

**Palabras clave:** Evaporador, Modelo matemático, Linealización, Control, Simulación.

## **ABSTRACT**

In this paper, the mathematical modeling and simulation of the automatic control of the quintuple effect of evaporation of a sugar mill “*El Palmar*” in Venezuela is made. The multiple effect consist of 5 evaporators Robert type, with equal characteristics, connected in series. Starting from the desired operating conditions and control requirements: level in each evaporator vessel, cane syrup concentration and pressure in the fifth evaporator vessel using mass balances, balance on solids for each evaporator and energy to the barometric condenser is present at the output of the fifth vessel, the nonlinear model of the process is obtained, resulting in a system of multiple inputs and multiple outputs, with strong interactions between variables. In the design of the system of the automatic process control, we are interested in maintaining the variables that characterize the performance of it and they are regulated in an operating point; we proceed to linearize the model around an equilibrium point, resulting in a new model in terms of the variables variations around an environment from that point. Then, it is processed the model obtained in terms of input and output relations, based on the characterization of it in terms of variables and transfer relationships in the complex frequency domain. Finally, the evaporation process is simulated, establishing the adequacy of the model to the real process.

**Key words:** Evaporator, Mathematical model, linearization, Control, Simulation.

## **1. INTRODUCCIÓN**

El proceso de fabricación de azúcar consta de varias etapas. En tal sentido, la evaporación es la operación unitaria de transferencia de masa, donde los jugos purificados son concentrados, elevando sus grados Brix (unidad de concentración usada en la industria azucarera) hasta un valor determinado por la tecnología del proceso, como expresó Chi Chou (2000). Esta se efectúa en evaporadores de múltiple efecto, donde una cantidad de energía utilizada en el primer vaso evaporador es utilizada en los pasos subsiguientes. El estudio se lleva a cabo usando las variables reales de la unidad de evaporación del central, La Palma ubicado en San Mateo, Estado de Aragua en Venezuela. Dicha unidad tiene tres líneas de cinco evaporadores cada una para lograr el llamado quintuple efecto, con el cual se logra evaporar la cantidad de agua necesaria para que la meladura se concentre a 65°Brix, a la salida del último efecto, que cuenta además de un condensador que permite lograr la presión necesaria para el proceso de cristalización.

La operación de los evaporadores se lleva a cabo en forma semi-automática. El sistema presenta problemas de retención, con incremento de color de la meladura e inversión de la sacarosa, reacción no deseable para la calidad de azúcar que se quiere obtener. Por tanto se propuso, como solución, un sistema de control basado en los requerimientos de

la operación. En este sentido, partiendo del modelado del sistema, y utilizando datos reales de las variables de operación: flujo, temperatura, presión, concentración y nivel; se simulan, usando Simulink de MatLab, la estrategia más adecuada para el control de nivel en cada vaso y la concentración de salida del último efecto de evaporación.

Desde el punto de vista de control el proceso es multivariable, con varias entradas y salidas (MIMO), destacándose entre estas últimas la concentración del jugo a la salida del último vaso. Además el proceso posee características no lineales, con retardos de transportación y grandes interacciones entre las variables, así como la posibilidad de estar expuesto a esfuerzos perturbadores considerables, como fue reportado por Peralta (2008).

## 2. MODELACIÓN DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN DE CINCO ETAPAS

El modelo desarrollado caracteriza el desempeño dinámico del proceso de evaporación en un evaporador tipo Robert como se muestra en la Figura N° 1. Dicho modelo va permitir analizar y sintetizar un sistema automático de control para la planta en cuestión.

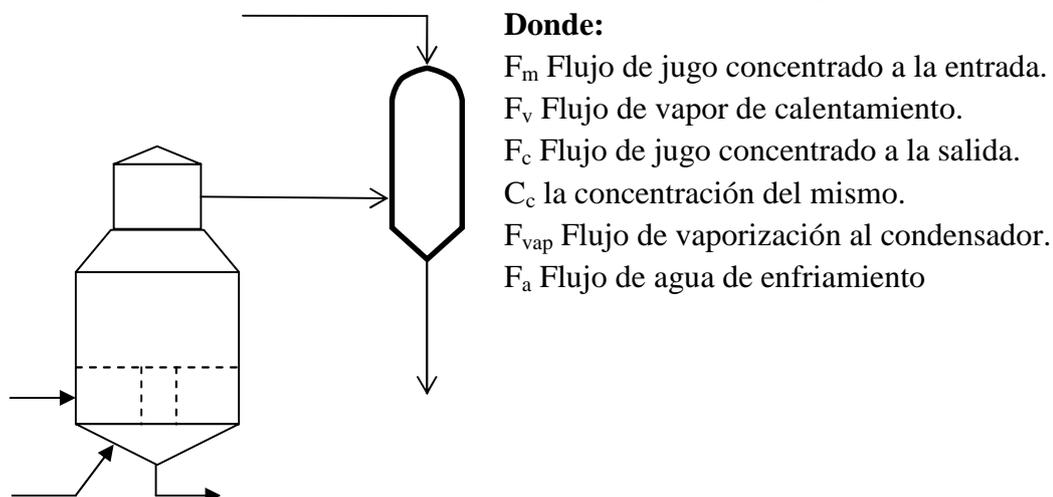


Figura 1. Esquema de evaporador en un Único Efecto

Para el diseño del sistema de control automático del proceso se linealiza el modelo alrededor de un punto de equilibrio, para mantener las variables que caracterizan el desempeño del sistema reguladas en un punto de operación. Como planteó Abalo (2008), de ello, resulta un nuevo modelo basado en la caracterización del proceso en variables de estado y relaciones de transferencia en el dominio de la frecuencia compleja. La simulación se realiza mediante MatLab estableciéndose el carácter adecuado del mismo al proceso real.

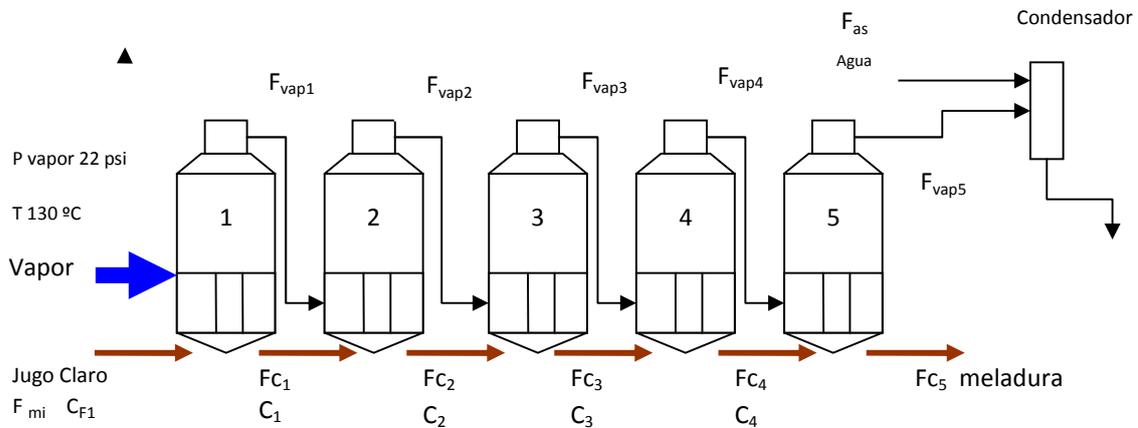
En la figura 2 se muestra como se generaliza para las variables de entrada y salida en cada una de las etapas del quintuple efecto.

Tabla 1. Variables del Sistema de Evaporación

<i>Variables de entrada</i>	<i>Variables de salida</i>
Concentración de entrada de la meladura	Concentración de salida de la meladura
Flujo de Meladura	Flujo de salida de meladura
Flujo de Vapor de Calentamiento	Flujo de vapor de calentamiento generado en la etapa

**Los requerimientos necesarios para el modelo fueron los siguientes:**

- Controlar el nivel en cada vaso evaporador.
- Controlar la concentración de salida de la meladura (quinto vaso).
- Controlar la presión en el quinto vaso, regulando la temperatura de la vaporización.



**Figura 2.** Esquema de Evaporación en Quintuple Efecto

**Consideraciones generales para la modelación del evaporador de 5 etapas, según lo planteado por Geankopolis (2005):**

- Existe un mezclado perfecto, garantizando homogeneidad del líquido concentrado.
- Existe un estado de equilibrio térmico entre el vapor de vaporización y el agua existente en el líquido (jugo de caña clarificado).
- No existe acumulación de condensado en la calandria, se desprecia el calor sensible.
- Se desprecia la acumulación de vapor en la superficie de transferencia de calor en la calandria del evaporador y del condensado en la calandria.
- Se desprecia el calor sensible de los gases incondensables en el evaporador.
- Cero formaciones de espuma en los jugos de caña durante la evaporación.
- Se encuentra térmicamente aislado y no existe transferencia de calor hacia exterior.

**2.1. Elaboración del modelo determinístico del proceso**

En la figura 1 se representan las corrientes de entrada y salida de la planta, donde:  $F_{mi}(i=1, 2, \dots, 5)$  representa el flujo másico de alimentación de jugo a cada evaporador. De igual forma  $F_{vi}$  es el flujo másico de vapor de calentamiento en las calandrias  $F_{ci}$ , flujo másico del licor concentrado a la salida de los evaporadores  $F_{vapi}$ , flujo másico de vaporización en el cuerpo de de cada evaporador  $F_a$ , flujo de agua de enfriamiento en el condensador barométrico. Dichos flujo se expresan en kg/min.

**2.1.1. Balance de masa total en el evaporador**

Según lo expresado por Felder (1991), la tasa de variación de la masa acumulada en el cuerpo del evaporador tiene que ser igual a la razón de alimentación menos la razón de la masa que sale del evaporador.

$$\frac{dm_i}{dt} = F_{mi} - F_{ci} - F_{vapi} \tag{1}$$

Donde;  $m_i$ : masa total de líquido en el cuerpo del evaporador  $i$  (kg)

La masa retenida en el cuerpo del vaso está dada por:

$$m_i = \rho_i V_i \quad (2)$$

Donde  $V_i$ : volumen total de líquido en el evaporador.

### 2.1.2. Determinación del volumen total de líquido en el evaporador

En la figura 3 se muestra el esquema de cálculo de volumen del líquido en el evaporador

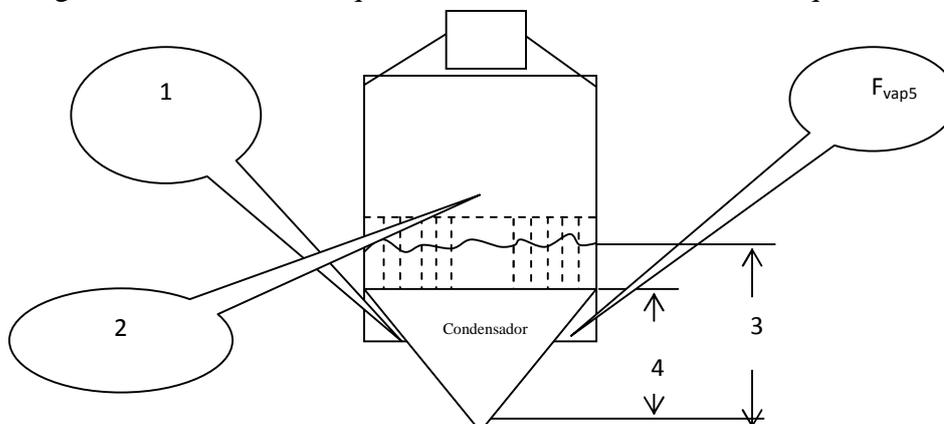


Figura 3. Esquema para el cálculo de volumen de líquido

Sea  $N$  el nivel del líquido en los tubos por encima del cono inferior; sea  $V_0$  el volumen del cono, sea  $h_c$  la altura del cono inferior; sea  $n$  el número de tubos de la calandria por donde asciende el líquido y sea el tubo central como se muestra. Por diseño del evaporador se sabe que el volumen del tubo central debe ser igual que el volumen total ocupado por lo  $n$  tubos de menor diámetro. De modo que el volumen  $V$  ocupado por el líquido en cada cuerpo del evaporador viene dado por:

$$\begin{aligned} V_i &= V_0 + \text{Volumen en las tuberías de la calandria} \\ &= V_0 + 2n \left[ \frac{\pi \cdot d^2}{4} \right] \cdot (N_i - h_c) \end{aligned} \quad (3)$$

Donde  $d$ : Diámetro de un tubo de la calandria en metro.

La ecuación 2 es válida para los cinco evaporadores, pues se asume que todos los evaporadores son exactamente iguales. Así la ecuación queda como sigue:

$$m_i = \rho_i V_i = \rho_i \left( V_0 + n \cdot \left[ \frac{\pi d^2}{2} \right] \cdot (N_i - h_c) \right) \quad (4)$$

Donde:  $N_i$ : Nivel del líquido en los vasos ( $i = 1, 2, \dots, 5$ ),  $\rho_i$ : Densidad del líquido a concentrar en los vasos  $V_0$ : Volumen de líquido en el cuerpo del evaporador (se considera constante pues los cinco evaporadores son iguales) y  $h_c$ : altura de los tubos de la calandria.

Considerando  $\rho_i$  como constantes de acuerdo con (4), derivando se puede escribir:

$$\frac{dm_i}{dt} = \frac{\rho_i n \pi d^2}{2} \frac{dN_i}{dt} \quad (5)$$

Entonces la ecuación (1) se transforma como sigue:

$$\frac{\rho_i n \pi d^2}{2} \frac{dN_i}{dt} = F_{mi} - F_{ci} - F_{vap_i} \quad (6)$$

### 2.1.3. Balance de masa respecto a los sólidos disueltos

$$\frac{d(m_i C_i)}{dt} = F_{mi} C_{fi} - F_{ci} C_i \quad (7)$$

Donde:  $C_{fi}$ : Coeficiente de concentración de sólido en la entrada al evaporador  $i$ , en Brix  
 y  $C_i$ : Concentración de sólidos en la masa líquida en el evaporador  $i$ , en Brix.

$$\frac{d(m_i C_i)}{dt} = m_i \frac{dC_i}{dt} + C_i \frac{dm_i}{dt} \quad (8)$$

Transformando las ecuaciones (4, 5, 6, 7 y 8) se obtiene

$$\rho_i \left( V_0 + \frac{n\pi d^2}{2} (N_i - h_c) \right) \frac{dC_i}{dt} + \frac{n\pi d^2 \rho_i}{2} C_i \frac{dN_i}{dt} = C_{fi} F_{mi} - F_{ci} C_i \quad (9)$$

Las ecuaciones (6) y (9) determinan un modelo para el quintuple efecto tomando como variables de salida los niveles de líquido en los vasos y las concentraciones. Las ecuaciones (6) son lineales, pero la (9) es no lineal. Entonces, sustituyendo las  $\frac{dN_i}{dt}$  de la ecuación (6) en la ecuación (9) para cada evaporador, quedaría como sigue:

**Primer vaso:**

$$\rho_1 \left( V_0 + \frac{n\pi d^2}{2} \cdot (N_1 - h_c) \right) \frac{dC_1}{dt} = C_{fi} F_{m1} - F_{m1} C_1 + C_1 F_{vap1} \quad (10)$$

**Segundo vaso:**

$$\rho_2 \left( V_0 + \frac{n\pi d^2}{2} \cdot (N_2 - h_c) \right) \frac{dC_2}{dt} = C_1 F_{c1} - C_2 F_{c1} + C_2 F_{vap2} \quad (11)$$

Así sucesivamente se obtendrían para el resto de los vasos. Dichas ecuaciones, representan el modelo dinámico de entrada - salida para cada evaporador, Se puede observar también el carácter no lineal de la ecuación (9) y las interacciones entre las mismas. Como el fin del control es regular el nivel en los diferentes vasos y la concentración a la salida del quinto vaso evaporador solo se utiliza el balance de energía en el modelo del condensador barométrico.

### 2.1.4. Modelo del condensador barométrico

Basado en lo expresado por Bausell (1978), en el análisis del condensador se desprecia su dinámica y se plantea el balance térmico en estado estable que permite encontrar la relación entre los flujos de vaporización y el flujo de agua al condensador y la temperatura (vacío de la vaporización). Así se tiene:

$$F_{vap5} = \frac{h_{ao} - h_{ai}}{H - h_{ao}} F_a \quad (12)$$

Donde  $h_{ai}$  y  $h_{ao}$  son las entalpías o calores sensibles del agua de entrada y de salida al condensador respectivamente y  $F_a$  es el flujo de agua al condensador.

Es posible aproximar el valor de la entalpia  $H$  de la vaporización en (12) y se tiene:

$$c_{vap} T_{vap} F_{vap5} = (h_{ao} - h_{ai}) F_a + h_{ao} F_{vap5} \quad (13)$$

Donde  $c_{ap}$ . es la capacidad calórica (kcal/°C) de la vaporización,  $T_{vap}$  es la temperatura de la vaporización del quinto vaso.

### 2.1.5. Linealización del modelo

Se considera que las densidades del líquido en cada evaporador son constantes. Se representa por el símbolo  $\Delta$  la variación de cualquier variable; así, la variación del nivel  $N$  será  $\Delta N = N - N_s$ . De modo que el valor en el estado estable de equilibrio, se representa por la misma variable afectada por el subíndice  $s$ . Para linealizar las ecuaciones, el punto de equilibrio es el estado estable y se puede considerar, sin pérdida de generalidad que la  $dC_i/dt$  evaluada en el estado estable es cero (0), como expresó Rodríguez (1982). Utilizando este resultado las ecuaciones linealizadas quedan como sigue:

$$\rho_1 \left( V_0 + \frac{\pi r^2}{2} (N_{1s} - h_c) \right) \frac{d\Delta C_1}{dt} = (-F_{m1s} + F_{va1s}) \Delta C_1 + (C_{f1} - C_{1s}) \Delta F_{m1} + C_{1s} \Delta F_{va1} \quad (14)$$

$$\rho_2 \left( V_0 + \frac{\pi r^2}{2} (N_{2s} - h_c) \right) \frac{d\Delta C_2}{dt} = (F_{va2s} - F_{c2s}) \Delta C_2 + (C_{1s} - C_{2s}) \Delta F_{c1} + F_{c1s} \Delta C_1 + C_{2s} \Delta F_{va2} \quad (15)$$

$$\rho_3 \left( V_0 + \frac{\pi r^2}{2} (N_{3s} - h_c) \right) \frac{d\Delta C_3}{dt} = (F_{va3s} - F_{c3s}) \Delta C_3 + (C_{2s} - C_{3s}) \Delta F_{c2} + F_{c2s} \Delta C_2 + C_{3s} \Delta F_{va3} \quad (16)$$

$$\rho_4 \left( V_0 + \frac{\pi r^2}{2} (N_{4s} - h_c) \right) \frac{d\Delta C_4}{dt} = (F_{va4s} - F_{c4s}) \Delta C_4 + (C_{3s} - C_{4s}) \Delta F_{c3} + F_{c3s} \Delta C_3 + C_{4s} \Delta F_{va4} \quad (17)$$

$$\rho_5 \left( V_0 + \frac{\pi r^2}{2} (N_{5s} - h_c) \right) \frac{d\Delta C_5}{dt} = (F_{va5s} - F_{c5s}) \Delta C_5 + (C_{4s} - C_{5s}) \Delta F_{c4} + F_{c4s} \Delta C_4 + C_{5s} \Delta F_{va5} \quad (18)$$

Por otro, lado para el condensador barométrico, se linealiza la ecuación (13)

$$\begin{aligned} \Delta T_{vap5} &= \left( \frac{h_{ao} - h_{ai}}{c_{vap} F_{vaps}} \right) \Delta F_a + \left( \frac{h_{ao} - c_{vap} T_{vaps}}{c_{vap} F_{vaps}} \right) \Delta F_{vap} \\ &= R_1 \Delta F_a + R_2 \Delta F_{vap5} \end{aligned} \quad (19)$$

Así se tiene el modelo de quintuple efecto linealizado alrededor de un punto de estado estable cualquiera para los niveles en los vasos y para las concentraciones. Para diseñar el sistema de control, resulta más conveniente trabajar en el dominio de la frecuencia.

### 2.1.6. Transformación del modelo al dominio de la frecuencia, según Aguado (1980)

Aplicando transformada de Laplace y despreciando condiciones iniciales a las ecuaciones linealizadas se tiene:

$$N_1(S) = \frac{k_1}{S} F_{m1}(S) - \frac{k_1}{S} F_{c1}(S) - \frac{k_1}{S} F_{vap1}(S) \quad (20)$$

$$N_2(S) = \frac{k_2}{S} F_{c1}(S) - \frac{k_2}{S} F_{c2}(S) - \frac{k_2}{S} F_{vap2}(S) \quad (21)$$

Por un proceso similar se obtienen las ecuaciones para el resto de los evaporadores, que después de transformadas quedan de la forma que se muestran para los Evaporadores 1 y 2 pero que es similar para el resto:

$$C_1(S) = \frac{K_{p1}}{1 + \tau_{p1}S} F_{m1}(S) + \frac{K_{p2}}{1 + \tau_{p1}S} F_{vap1}(S) \quad (22)$$

$$C_2(S) = \frac{K_{p3}}{1 + \tau_{p2}S} F_{c1}(S) + \frac{K_{p4}}{1 + \tau_{p2}S} C_1(S) + \frac{K_{p5}}{1 + \tau_{p2}S} F_{vap2}(S) \quad (23)$$

A partir de las condiciones de operación deseadas, se evalúan las constantes y se obtiene el modelo matemático para cada evaporador.

### Modelo Evaporador N°1

$$C_1(S) = \frac{-1.99 \times 10^{-6}}{1+0.92s} F_{m1}(S) + \frac{1.69 \times 10^{-5}}{1+0.92s} F_{vap1}(S) \quad (24)$$

$$N_1(S) = \frac{1.819 \times 10^{-4}}{S} F_{m1}(S) - \frac{1.819 \times 10^{-4}}{S} F_{c1}(S) - \frac{1.819 \times 10^{-4}}{S} F_{vap1}(S)$$

### Modelo Evaporador N°2

$$C_2(S) = \frac{-1.59 \times 10^{-5}}{1+0.93s} F_{c1}(S) + \frac{1.23}{1+0.93s} C_1(S) + \frac{3.67 \times 10^{-5}}{1+0.93s} F_{vap2}(S)$$

$$N_2(S) = \frac{1.7179 \times 10^{-4}}{S} F_{c1}(S) - \frac{1.7179 \times 10^{-4}}{S} F_{c2}(S) - \frac{1.7179 \times 10^{-4}}{S} F_{vap2}(S) \quad (25)$$

### Modelo Evaporador N°3

$$C_3(S) = \frac{-2.37 \times 10^{-5}}{1+1.11s} F_{c2}(S) + \frac{1.29}{1+1.11s} C_2(S) + \frac{7.12 \times 10^{-5}}{1+1.11s} F_{vap3}(S)$$

$$N_3(S) = \frac{1.597 \times 10^{-4}}{S} F_{c2}(S) - \frac{1.597 \times 10^{-4}}{S} F_{c3}(S) - \frac{1.597 \times 10^{-4}}{S} F_{vap3}(S) \quad (26)$$

### Modelo Evaporador N°4

$$C_4(S) = \frac{-2.24 \times 10^{-5}}{1+1.39s} F_{c3}(S) + \frac{1.41}{1+1.39s} C_3(S) + \frac{1.23 \times 10^{-4}}{1+1.39s} F_{vap4}(S)$$

$$N_4(S) = \frac{1.511 \times 10^{-4}}{S} F_{c3}(S) - \frac{1.511 \times 10^{-4}}{S} F_{c4}(S) - \frac{1.511 \times 10^{-4}}{S} F_{vap4}(S)$$

### Modelo Evaporador N°5

$$C_5(S) = \frac{-0.0000382}{1+3.23s} F_{c4}(S) + \frac{1.7}{1+3.23s} C_4(S) + \frac{0.000248}{1+3.23s} F_{vap5}(S)$$

$$N_5(S) = \frac{1.419 \times 10^{-4}}{S} F_{c4}(S) - \frac{1.419 \times 10^{-4}}{S} F_{c5}(S) - \frac{1.419 \times 10^{-4}}{S} F_{vap5}(S)$$

$$T_{vap5}(s) = 0.0135F_a(s) + 0.03F_{vap5}(s)$$

La simulación se realizó utilizando MatLab, provocando variaciones tipo escalón en las señales de entrada y observando el comportamiento de las señales de salida. El sistema se sometió a una operación de trabajo a lazo abierto, sin ningún tipo de realimentación. En tal sentido se excita al sistema, con una entrada tipo escalón unitario ( $F_{m1}$ ). El tiempo de muestreo fue de 60min. En la figura 4 se muestran las respuestas en cada evaporador.

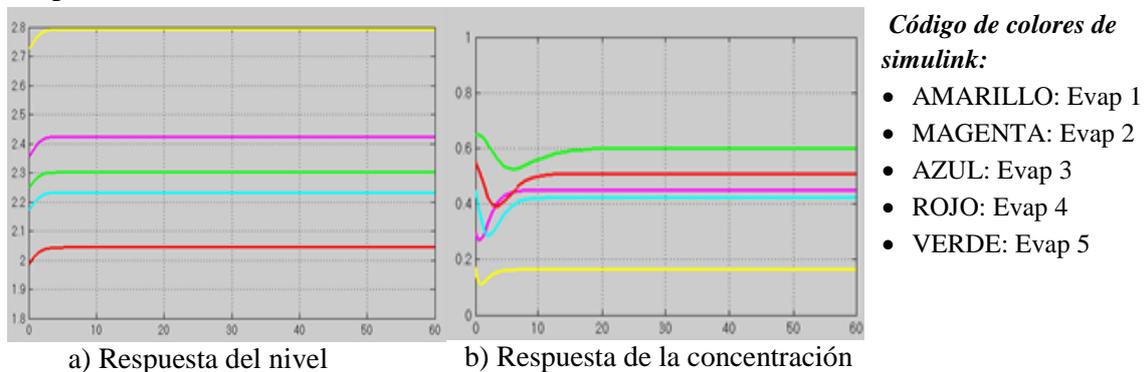


Figura 4. Respuesta en cada evaporador

Los niveles como las concentraciones se estabilizaron después de unos 25 min a valores muy cercanos al estado estable, especificado en las condiciones de operación de la

planta. En este caso:  $F_{m1}=11870$  kg/min,  $F_{vap} = 1850$  kg/min (para todos los vasos) y así sucesivamente para todos los evaporadores. Como se aprecia en la figura 4a los niveles se incrementan del primer al último evaporador a partir de la naturaleza física del sistema dinámico y las condiciones de operación del proceso. Para los cinco evaporadores, se cumple que el nivel no supera la altura de la calandria, medida desde la base del evaporador de 3.69 m, fundamento de diseño que favorece la transferencia de calor del vapor al jugo clarificado.

En relación a la concentración, como se observa en la figura 4b, va en aumento del primer al último evaporador, lo que resulta satisfactorio, pues la finalidad primaria del sistema de evaporación en múltiple efecto es concentrar vaso a vaso el jugo clarificado hasta convertirlo en la llamada meladura en el 5to efecto, donde la concentración deseada, en esta planta, es de 65°Brix. El modelo a lazo abierto se desempeña adecuadamente estabilizándose a 60°Brix sin control alguno. Bajo estas premisas de Nivel y Concentración, el modelo propuesto se adecua al proceso tecnológico.

### **3. PASOS PARA LA SIMULACIÓN DEL SISTEMA DE CONTROL DEL QUÍNTUPLE EFECTO EN LAZO CERRADO**

**Según Aguado (1980)**

- 1) Establecimiento de los objetivos del control de acuerdo con los requisitos pre-establecidos por la tecnología del central. En este caso son:
  - Mantener regulado automáticamente los niveles del jugo en los cinco (5) vasos evaporadores para lograr una mayor eficiencia en el proceso de transferencia del calor en cada vaso y así elevar la economía del quíntuple efecto.
  - Mantener regulada automáticamente la concentración de meladura en el quinto evaporador para garantizar mayor calidad en el proceso de cocción en los tachos.
  - Mantener regulada la temperatura (presión de vacío) en el último vaso para evitar un desdoblamiento de la sacarosa en otros azúcares en el proceso de concentración.
- 2) Selección de los medios técnicos requeridos para implementar los lazos de regulación. Entre ellos: Válvulas de igual porcentaje para todos los lazos control, considerándose que la caída de presión del circuito hidráulico entre un evaporador y otro tiene lugar en la válvula y que su ganancia debe resultar 1 (incluido el posicionador). Además se considera que la constante de tiempo de los posicionadores neumáticos es de 0.5 min. De modo que como función de transferencia para las válvulas se toma el valor siguiente:

$$G_{vN}(s) = \frac{1}{1 + 0.5s}$$

Para los niveles

$$G_{vC}(s) = \frac{1}{1 + 0.7s}$$

Para la concentración

$$G_{vT}(s) = \frac{2}{1 + 0.2s}$$

Para la temperatura

Los sensores se consideran con característica lineal, además las constantes de tiempo son muy pequeñas comparadas con las del proceso y las válvulas se desprecian. En estas condiciones se establece el sistema de control para la simulación en lazo cerrado del quíntuple efecto para lo cual, se asumen las siguientes consideraciones:

- Del modelo del quinto vaso se observa que la concentración  $C_5$  de la meladura depende del flujo de entrada de licor al mismo (salida del cuarto vaso), del flujo de vaporización en dicho vaso y de la concentración del cuarto vaso  $C_4$ .

- Se evidencia que la concentración, en cada vaso evaporador, es mucho más sensible al flujo de vapor; de ahí que se decide controlar la concentración de salida total de sistema, mediante el flujo de vapor añadido a la calandria del primer vaso. Bajo esta condición, se tiene necesariamente que controlar los niveles el sentido del flujo del proceso, mediante la manipulación de los flujos de líquido a la salida de cada vaso.
- La temperatura (vacío) de la vaporización en el quinto evaporador se considera aproximadamente igual que del licor, y se controla manipulando el flujo de agua de inyección al condensador  $F_a$ . En este caso se estudió el desempeño dinámico de la temperatura, pero resultaron constantes de tiempo muy pequeñas comparadas con las del resto del proceso, por lo que se desechó el modelo dinámico de la temperatura por el de estado estable. En el lazo de control de la temperatura, el flujo de vaporización del quinto vaso  $F_{vap5}$  actúa como disturbio.

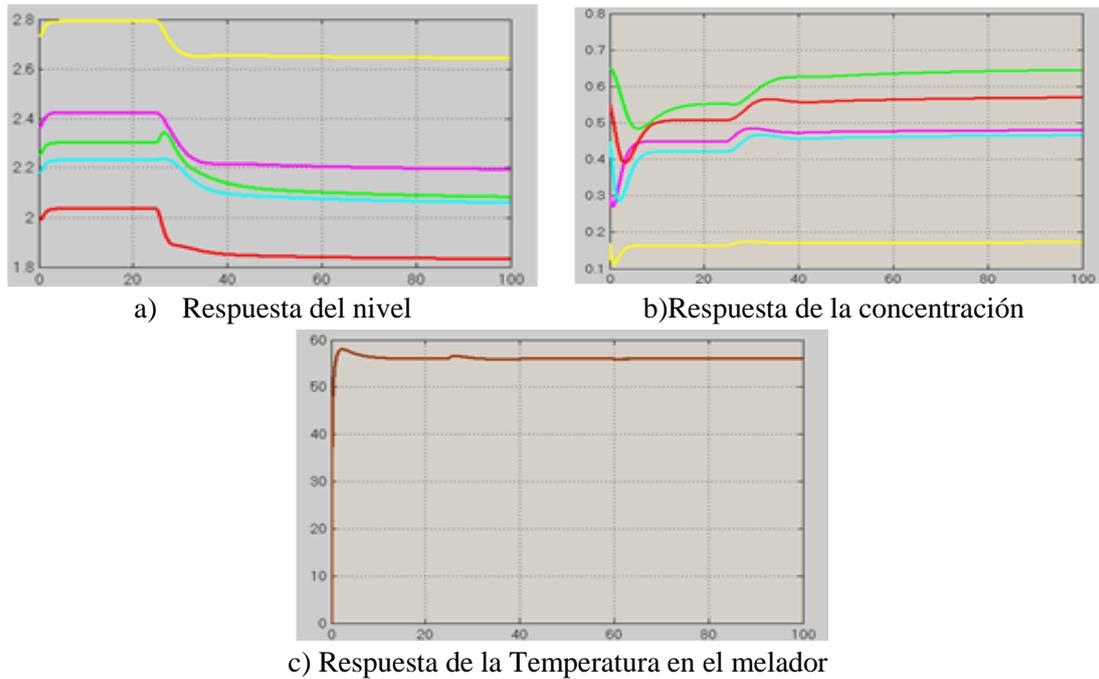
La planta es multivariable con disturbios en los flujos de vaporización de cada vaso y en las concentraciones para los lazos de nivel y de la concentración final. Solo se consideró el sistema de control en base al algoritmo clásico PID genérico. Por la presencia de las perturbaciones en los lazos se recomienda implementar controles de adelanto de la señal (feedforward) para compensar tales disturbios.

#### **4. EJECUCIÓN DE LA SIMULACIÓN**

La misma se llevó siguiendo el principio práctico en Instrumentación y Control de Procesos. Primeramente se opera hasta que se estabiliza con todos los lazos abiertos; y cuando se alcanza el estado estable se conmuta la operación a la posición de automático para que los instrumentos y componentes de automatización mantengan al sistema en su punto de operación, independientemente de las señales de perturbación que afecten al sistema, como acertadamente planteó Peralta (2008). Según la simulación del sistema en lazo abierto, vista anteriormente, este proceso se estabiliza prácticamente al cabo de los 25 minutos de operación. De ahí que, en el diagrama de simulación del sistema, aparece que las señales de set-points y de retroalimentación a los controladores se retardan 25 minutos y a partir de ese instante se aplican las acciones simultáneas de todos los controladores al sistema.

De modo que, el sistema se opera en lazo abierto, bajo las condiciones de régimen de la planta a plena capacidad durante los primeros 25 minutos y después se conmuta para la operación automática de control. Además, los controladores de nivel por el caudal de salida deben ser de acción inversa, de ahí que para lograr el feedback negativo, es necesario sumar la señal a la referencia. Por tanto para tener una variación positiva del nivel a la salida, los set-point tengan que ser negativos. Teniendo en cuenta estas observaciones, conceptualmente generales, se simula el sistema de control en lazo cerrado obteniéndose los resultados que se muestran en la figura 5: En las figuras 5 a y b se observa que el desempeño durante los primeros 25 minutos se corresponde con la operación a lazo abierto que tiene lugar en ese período. Sin embargo, después que el sistema se estabiliza y conmuta para la operación totalmente automática de control, el desempeño mejora apreciablemente, lográndose el estado estacionario deseado. En la

figura 5c se visualiza que la temperatura no se afecta practicamente, debido a que se controla por un lazo independiente.

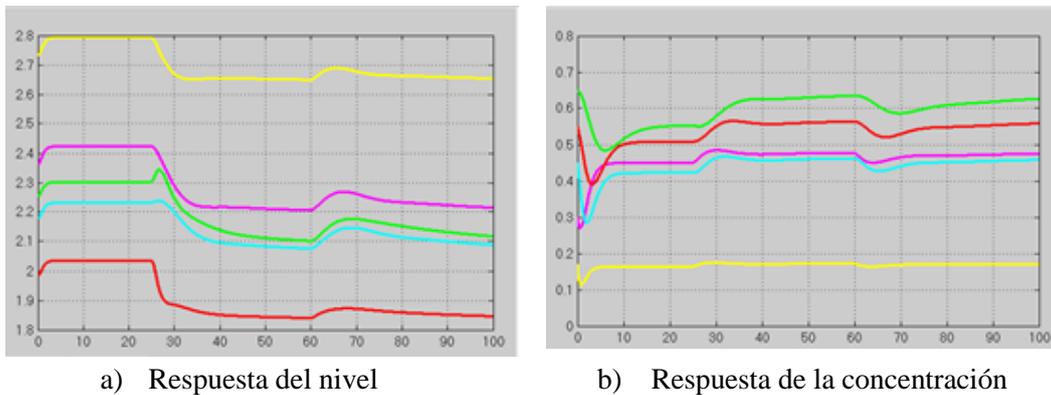


**Figura 5.** Respuesta a lazo cerrado

#### 4.1. Respuesta del modelo ante un disturbio:

##### 4.1.1. Variación en el flujo de vapor de entrada al primer vaso

Se simuló el sistema con un descenso, al cabo de una hora, de un 5% de la tasa de vaporización (92,5 kg/min de vapor) es decir que  $F_{vap1}=1757,5$  Kg/min y se obtuvieron los resultados que se muestran en la figura 6:



**Figura 6.** Respuesta ante una variación del flujo de vaporización

Como se observa en la figura 6, al ocurrir el disturbio en el flujo de vapor, manteniendo constante la alimentación de jugo clarificado  $F_{m1}$ ; los niveles aumentan debido a que hay menos evaporación en los vasos, pero en minutos el control en lazo cerrado los estabiliza. Sin embargo, las concentraciones en las cámaras de evaporación disminuyen, pues al aumentar los niveles, los volúmenes de líquido retenido aumentan y por tanto la concentración disminuye. Pero el controlador PID logra la estabilización después de los

80 minutos. Los resultados obtenidos en esta simulación, permiten concluir que para fines del proceso, se obtiene un control aceptable.

## 5. CONCLUSIONES

- Teniendo en cuenta los resultados obtenidos mediante la simulación se afirma que el modelo desarrollado es adecuado y describe aceptablemente dicho sistema industrial, el cual se caracteriza por ser multivariable no lineal. En este sentido el modelo involucró variables fundamentales del proceso como son el nivel de líquido en cada evaporador, la concentración y temperatura en el último vaso.
  - De la simulación en lazo abierto del modelo, se comprobó que el mismo es apto, cumpliendo la dinámica de este tipo de plantas y las variables a ser controladas, logran alcanzar su estabilidad aproximadamente a los 25 min.
  - El sistema de control implementado se basó en el algoritmo PID genérico, permitiendo controlar:
    - **El nivel** en cada evaporador, con mayor aprovechamiento del área de transferencia de calor, contribuyendo a mejorar la retención en los vasos.
    - **La concentración** a la salida del quinto vaso, con lo que se optimiza el sistema y se mejora las condiciones de operación de la siguiente etapa en los tachos. Con la acción del controlador se pudo obtener una meladura de 65°Brix y un perfil de concentraciones crecientes en cada vaso.
    - **La temperatura** en el quinto vaso, como vía para mantener la presión de vacío en el mismo.
- Los lazos de control propuestos, no escapan a la presencia de perturbaciones, por lo que se recomienda la implementación del control por adelanto, feedforward, para compensar tales disturbios.
- El modelo propuesto posibilita dar continuidad a investigaciones donde se consideren aspectos como: la diferencia de presión entre los evaporadores, extracciones de vapor, el cambio de densidad que se produce mientras el jugo fluye de un evaporador a otro, elevación del punto de ebullición del jugo.
  - Se recomienda también continuar la investigación, procurando mayores prestaciones que permitan la implementación de estrategias más avanzadas del control como son el control adaptativo, el control predictivo basado en el modelo.

## REFERENCIAS

- Aguado, A., Enríquez, J. Teoría moderna de control., Editorial Academia, ACC, La Habana, Cuba, 1980, pp. 21-68.
- Abalo, B., Varela, A., Modelación y Simulación de un evaporador de triple efecto para la concentración de jugos naturales., Rev. Técnica. Univ. Zulia, Vol. 31, No. 2, 2008, pp.151-158.
- Bausell, M., Rodríguez, M. A., Modelación Matemática y Control Automático de un cuádruple efecto de la industria azucarera., Trabajo de Diploma, Universidad Central "Marta Abreu" de las Villas, Santa Clara, Cuba, 1978.
- Chi Chou, C., Handbook of sugar refining., A Manual of design and operation of sugar refining facilities, Wiley-Blackwell, USA, August 2000, pp. 768.

- Felder, R., Rousseau, R., Principios Elementales de los procesos químicos., Adisson Wesley Iberoamericana, 2° edición, México 1991, Capítulo 4, pp.89-128.
- Geankoplis, C. J., Procesos de transporte y operaciones unitarias., Compañía Editorial Continental, 3ra edición, México, 1998, Capítulo 8, pp.545-572.
- Peralta, L.M., O' Farril, M. E., Pullaguari, J., Modelación dinámica no lineal y control de evaporadores en la industria azucarera., Centro Azúcar, Vol. 35, No.2, 2008, pp. 17-23.
- Rodríguez, M.A., Descripción matemática y control automático del proceso de cristalización de azúcar., Tesis en opción al grado científico de Doctor en Ciencias Técnicas, Departamento de Control Automático, Facultad de Ingeniería Eléctrica, Universidad Central "Marta Abreu" de las Villas, Santa Clara, Cuba, 1982.