

DISEÑO DE UN SISTEMA DE CONTROL POR RETROALIMENTACIÓN A PARTIR DE BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA PARA EL EVAPORADOR DOBLE EFECTO DEL LABORATORIO DE INGENIERÍA QUÍMICA DE LA UNIVERSIDAD DE PAMPLONA.

Design of a system of control for feedback from the balances of matter and energy for the evaporator double effect of the laboratory of chemical engineering of the university of pamplon.

**Sandra Milena Zambrano C.¹
Anderson Vera Correa.²**

Resumen

En el presente trabajo de investigación se propuso el desarrollo de un modelo matemático y un sistema de control por retroalimentación para el Evaporador Doble Efecto del programa de ingeniería química de la universidad de Pamplona, utilizando para concentrar una solución agua/sacarosa. El modelo matemático se realizó a partir de los balances de materia y energía que describen el comportamiento del proceso de evaporación, donde se identificaron como variable manipulada la temperatura de vapor proveniente de la caldera (T), y como variable a controlar la temperatura de concentrado (Tc1) obteniendo así, una dinámica del proceso de primer orden con una respuesta lenta ($\tau=31,5099$ segundos). Para lograr un comportamiento del sistema aceptable y conforme a las condiciones requeridas se utilizó un controlador PID, donde se ajustaron los parámetros mediante el software MATLAB R2016a.

Palabras clave: Evaporador Doble Efecto, modelo matemático, controlador PID.

Abstract

In this research work the development of a mathematical model and a feedback control system for the Double Effect Evaporator of the chemical engineering program of the University of Pamplona was proposed, using to concentrate a water / sucrose solution. The mathematical model was made from the material and energy balances that describe the behavior of the evaporation process, where the steam temperature from the boiler (T) was identified as a manipulated variable, and as a variable to control the temperature of the concentrate (Tc1) thus obtaining a dynamic of the first order process with a slow response ($\tau = 31.5099$ seconds). To achieve an acceptable system behavior and in accordance with the required conditions, a PID controller was used, where the parameters were adjusted using the MATLAB R2016a software.

Keywords: Evaporator Double Effect, mathematical model, PID controller.

¹Universidad de Pamplona. Comité Editorial Revista Colombiana de Tecnologías de Avanzada. Ciudadela Universitaria. Pamplona, Norte de Santander, Colombia. E-mail: sandra.zambrano@unipamplona.edu.co

² Universidad de Pamplona. Ciudadela Universitaria. Pamplona, Norte de Santander, Colombia. E-mail: anderson.vera@unipamplona.edu.co

1. INTRODUCCION

La evaporación es una operación unitaria que consiste en eliminar el vapor formado por ebullición de una solución líquida de la que se obtiene una solución más concentrada. En gran parte de los casos, la operación unitaria de evaporación se describe como la eliminación de agua de una solución acuosa, (Geankoplis, 2006).

En el proceso de evaporación existen ciertos factores que afectan la solución que se está concentrando y el vapor que se separa, entre ellos se tienen (Ibarz & Barbosa, 2005):

Concentración en el líquido: La alimentación líquida a un evaporador es bastante diluida, opera con coeficientes de transferencia de calor bastante altos, mientras ocurre el proceso la solución se concentra y se disminuye el coeficiente de transferencia de calor. Por ello se necesita una circulación o turbulencia adecuada para evitar que el coeficiente se reduzca demasiado (Ibarz & Barbosa, 2005).

Solubilidad: Mientras se calienta la solución y aumenta la concentración del soluto, puede excederse el límite de solubilidad del material en solución y formar cristales, limitando así la concentración máxima que puede obtenerse por evaporación (Ibarz & Barbosa, 2005).

Sensibilidad térmica de los materiales: Gran variedad de productos, son sensibles a la temperatura y se degradan cuando ésta aumenta o el calentamiento se prolonga demasiado. La cantidad de degradación está en función de la temperatura y del tiempo (Ibarz & Barbosa, 2005).

Presión y temperatura: El punto de ebullición de la solución es directamente proporcional con la presión del sistema, cuando se aumente la presión de operación del evaporador, la temperatura de ebullición será mayor. La temperatura de ebullición también se eleva a lo que aumenta la concentración del material disuelto por la acción de la evaporación (Ibarz & Barbosa, 2005).

El desarrollo del modelado y simulación de procesos son esenciales para su correcta aplicación, no solamente en el diseño de equipos y plantas sino en la seguridad de procesos (Cera-Martínez et al., 2018). La elaboración del modelo de los procesos industriales generalmente se comienza con el balance de una cantidad que se conserva: masa o energía. Para escribir estos balances y todas las ecuaciones auxiliares se deben implementar casi todas las áreas de ingeniería de proceso, por ejemplo, la termodinámica, la transferencia de calor, mecánica de fluidos, transferencia de masa; todo esto hace que el diseño de modelos de procesos industriales sea más riguroso; aportando así mayor confiabilidad al modelo (Smith & Corripio, 1991).

En la figura 1, se observa un esquema de evaporador, donde la cámara de condensación se alimenta una corriente de vapor saturado W_v . El vapor condensa, y el único calor que cede es el de condensación, por lo que de esta cámara sale una corriente de agua líquida a la temperatura de condensación. El calor de condensación es transferido a través del área de

intercambio del evaporador, y es captado por la corriente del alimento en la cámara de evaporación (Ibarz & Barbosa, 2005).

En la cámara de evaporación se alimenta una corriente w_A , que se halla a una temperatura t_A . Debido al calor que cede el vapor condensado se obtiene una corriente concentrada y una corriente de vapor V . Cabe resaltar que las temperaturas de las corrientes de concentrado y de vapor que abandonan la cámara de evaporación son iguales. (Ibarz & Barbosa, 2005).

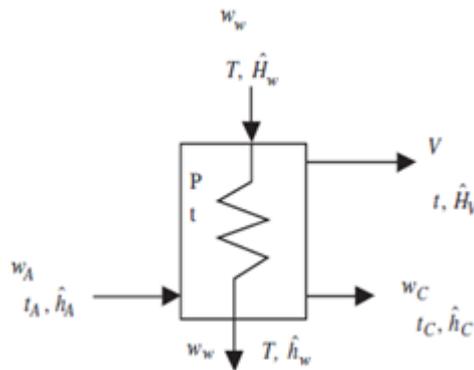


Fig. 1. Esquema de un evaporador de efecto simple (Ibarz & Barbosa, 2005).

Los balances energéticos que deben realizarse son:

- Cámara de condensación:

$$WV \cdot H_w = WV \cdot h_w + Q \quad (1)$$

- Cámara de evaporación:

$$W_A \cdot h_A + Q = W_C \cdot h_C + V \cdot H_V \quad (2)$$

- Área de intercambio:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T = U \cdot A \cdot (T - t) \quad (3)$$

El control automático ha desempeñado un papel fundamental en el progreso de la ingeniería y la ciencia; se ha convertido en una parte importante e integral en los sistemas robóticos, en procesos modernos de fabricación y en cualquier operación industrial (Herrera-Baquero & Prieto-Ortiz, 2018; Rodríguez et al., 2013; Figueroa-Cuello et al., 2017).

En los procesos industriales las variables básicas consideradas son: caudal, presión, nivel y temperatura (Avila et al., 2012). Cada variable posee su propia característica independiente de la aplicación particular. Es importante tener conocimiento de estas características a la hora de diseñar el lazo de control (Ogata, 2010).

En un sistema de control, se utilizan distintos tipos de controladores, algunos de estos solamente usan acciones llamadas básicas, aunque lo más común es que respondan mediante una combinación de estas (Mora-Mendoza et al., 2014; Torres et al., 2013). En este artículo se aplica el controlador PID al proceso de evaporación.

El controlador PID trata de aprovechar las ventajas de cada uno de los controladores de acciones básicas, de manera que, si la señal de error varía lentamente en el tiempo, predomina la acción proporcional e integral y, mientras que, si la señal de error varía rápidamente, predomina la acción derivativa. Tiene la ventaja de ofrecer una respuesta muy rápida y una compensación de la señal de error inmediata en el caso de perturbaciones (Cárdenas & Prieto-Ortiz, 2015; Criollo et al., 2014). La salida del regulador viene dada por la siguiente ecuación (Smith et al, 1991):

$$y(t) = K_p * e(t) + K_p * \frac{1}{T_I} \int e(t) * dt + K_p * T_d * \frac{de(t)}{dt} \quad (4)$$

2. METODOLOGÍA

2.1. Descripción del proceso

La planta piloto de evaporación doble efecto permite la concentración de soluciones operando en forma batch en una o dos etapas de proceso dependiendo de la configuración que se seleccione (Díaz et al., 2018). La unidad cuenta con indicadores básicos de presión y temperatura que en la práctica permiten la adquisición de los datos necesarios para realizar balances de masa y energía, determinar los coeficientes de transferencia de calor en los intercambiadores y cuantificar la capacidad y economía de la unidad.

La unidad de evaporación que se encuentra en la universidad de Pamplona se compone de los siguientes equipos principales:

- Bomba de alimentación al sistema (P-01)
- Bomba de transferencia entre evaporadores (P-02)
- Bomba de vacío (P-03)
- Condensador (HE-02)
- Evaporador primer efecto (EV-01)
- Evaporador segundo efecto (EV-02)
- Pre-Calentador de Alimento (HE-01)

- Tanque de alimentación (TK-01)
- Tanques de condensado (TK-04 A/B)
- Tanques de concentrado (TK-02/03)
- Trampa de vacío (TK-05)

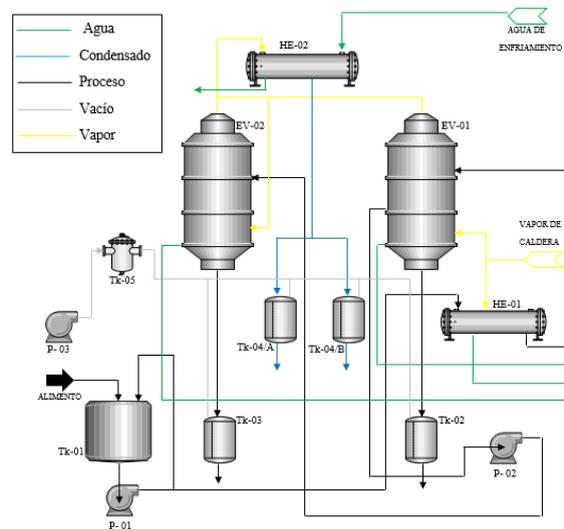


Fig. 2. Diagrama del proceso de evaporación doble efecto.

Narrativa de proceso

El proceso inicia con el acondicionamiento de la materia prima en el tanque de alimentación TK- 01 del evaporador doble efecto, el cual cuenta con un sistema de reciclo con el fin de homogenizar la carga, posteriormente se trasfiere a través de la bomba P-01 hacia el intercambiador de calor HE-01 y luego al evaporador EV-01, donde se le adiciona vapor proveniente de la caldera sin hacer contacto con la carga, una vez se alcanzan las condiciones operacionales especificadas se observa generación de vapor, el cual es conducido al intercambiador HE-02 donde se condensa y finalmente se almacena en los tanques TK-04 A/B, si la configuración seleccionada es una sola etapa, y el concentrado se recupera en el tanque TK- 02. Si se desea realizar el proceso para una configuración doble efecto, el primer concentrado es enviado mediante la bomba P-02 hacia el segundo evaporador EV-02 y el vapor generado en el evaporador EV-01 se transfiere al segundo evaporador EV-02 para concentrar aún más la carga, está se almacena en el tanque de concentrado TK-03, de igual manera el vapor producido se envía a condensación en el intercambiador HE-02 y posteriormente se almacena en los tanques de condensado TK-04 A/B, como en el primer caso, dando por finalizado el proceso.

Filosofía de control

Inicialmente se determina la temperatura ambiente a la que se expone el proceso mediante el indicador de temperatura (TI-05), que por lo general es la misma temperatura

de entrada del alimento al equipo. El sistema posee un indicador Fill-Rite (FI) con el que se puede calcular el flujo que transporta al precalentador (HE-01). Para precalentar el alimento se utiliza como servicio industrial el vapor de caldera, pero este también es distribuido hacia el evaporador (Ev-01); estas dos líneas en las que se distribuye este vapor cuentan con indicadores de presión (PI). Luego de ser precalentado el alimento llega al evaporador (Ev-01); el cual posee cuatro indicadores de temperatura, uno de presión (PI) y un diferencial de presión. El indicador de temperatura (TI-02A) sensa la entrada del alimento al evaporador después del precalentamiento, los indicadores de temperatura (TI-01A, TI-03A, TI-04A) miden la temperatura de salida de vapor del evaporador (Ev-01), la temperatura en el centro del evaporador, y la temperatura de salida del concentrado respectivamente. El diferencial de presión (dP) permite cortar el flujo de entrada de alimento cuando el equipo indique nivel alto y también permite transferir más alimento si este lo requiere, este dispositivo actúa sobre la bomba (P-01). Si se desea operar con el segundo efecto para concentrar aún más la solución se transporta la salida del concentrado y del vapor del evaporador (Ev-01) al evaporador (Ev-02); este también hace uso de cuatro indicadores de temperatura, uno de Presión (PI) y un diferencial de nivel. El indicador de temperatura (TI-02B) mide la temperatura del concentrado a la que entra al evaporador (Ev-02), los indicadores de temperatura (TI-01B, TI-03B, TI-04B) al igual que en el primer efecto miden la temperatura de salida de vapor del evaporador (Ev-02), la temperatura en el centro del evaporador, y la temperatura de salida del concentrado respectivamente. El diferencial de presión (dP) actúa de igual modo que en el primer efecto, pero en este caso acciona la bomba (P-02). El vapor es llevado a un intercambiador de calor (HE-02) donde es condensado, esta línea cuenta con un indicador de temperatura (TI-06) con la que se mide la salida de este líquido. En el caso en el que el proceso requiera el uso de la bomba de vacío (P-03), este posee un indicador de presión (PI) en el tanque (TK-05).

2.2. Modelado del proceso de evaporación

En el desarrollo del modelo del evaporador doble efecto, se realizaron los balances de materia y energía, teniendo en cuenta que es un sistema no interactivo, se hizo uso de información adicional para la creación de este modelo, como capacidades caloríficas, densidades, coeficientes de transferencias de calor y ciertos parámetros físicos como el volumen del evaporador.

Se definieron condiciones iniciales para realizar los balances de energía y construir un modelo riguroso para la solución agua/sacarosa:

- Sistema no interactivo.
- Propiedades constantes.
- La temperatura de la salida del vapor del primer efecto (T1) es aproximadamente la misma temperatura de la salida del concentrado del primer efecto (TC1).
- La temperatura de la salida del vapor del segundo efecto (T2) es aproximadamente la misma temperatura de la salida del concentrado del segundo efecto (TC2).
- Sin reacción química en el proceso

2.2.1. Balance en el primer efecto

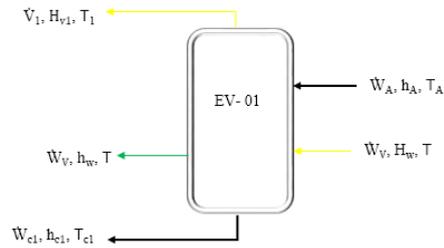


Fig. 3. Esquema del primer efecto del evaporador

Balance de energía

$$\rho_v \cdot \dot{W}_v \cdot H_w + \rho_A \cdot \dot{W}_A \cdot h_A = \rho_{c1} \cdot \dot{W}_{c1} \cdot h_{c1} + \rho_v \cdot \dot{W}_v \cdot h_w + \rho_1 \cdot \dot{V}_1 \cdot H_{v1} \quad (5)$$

$$\rho_v \cdot \dot{W}_v \cdot (H_w - h_w) = \rho_{c1} \cdot \dot{W}_{c1} \cdot h_{c1} + \rho_1 \cdot \dot{V}_1 \cdot H_{v1} - \rho_A \cdot \dot{W}_A \cdot h_A \quad (6)$$

$$\rho_v \cdot \dot{W}_v \cdot (H_w - h_w) = \rho_{c1} \cdot \dot{W}_{c1} \cdot C_{p_{c1}} \cdot T_{c1} + \rho_1 \cdot \dot{V}_1 \cdot [\lambda_{v1} + C_{p_{v1}}] \cdot T_1 - \rho_A \cdot \dot{W}_A \cdot C_{p_A} \cdot T_A \quad (7)$$

Cámara de condensación

$$\rho_v \cdot \dot{W}_v \cdot H_w = \rho_v \cdot \dot{W}_v \cdot h_w + \dot{Q} \quad (8)$$

$$\dot{Q} = \rho_v \cdot \dot{W}_v \cdot (H_w - h_w) \quad (9)$$

Área de intercambio de calor

$$\dot{Q} = U \cdot A \cdot (T - T_1) = \rho_v \cdot \dot{W}_v \cdot (H_w - h_w) \quad (10)$$

Reemplazando \dot{Q}

$$U \cdot A \cdot (T - T_1) - \rho_{c1} \cdot \dot{W}_{c1} \cdot C_{p_{c1}} \cdot T_{c1} - \rho_1 \cdot \dot{V}_1 \cdot [\lambda_{v1} + C_{p_{v1}}] \cdot T_1 + \rho_A \cdot \dot{W}_A \cdot C_{p_A} \cdot T_A = 0 \quad (11)$$

Balance en estado estable

$$U \cdot A \cdot (\bar{T}(t) - \bar{T}_1(t)) - \dot{W}_{c1} \cdot C_{p_{c1}} \cdot \rho_{c1} \cdot \bar{T}_{c1}(t) - \dot{V}_1 \cdot \rho_{v1} \cdot [\lambda_{v1} + C_{p_{v1}}] \cdot \bar{T}_1(t) + \dot{W}_A \cdot C_{p_A} + \dot{W}_A \cdot C_{p_A} \cdot \rho_A \cdot \bar{T}_A(t) = 0 \quad (12)$$

Balance en estado dinámico

$$U \cdot A \cdot (T(t) - T_1(t)) - W_{c1} \cdot \rho_{c1} \cdot C_{p_{c1}} \cdot T_{c1}(t) - \dot{V}_1 \cdot \rho_{v1} \cdot [\lambda_{v1} + C_{p_{v1}}] \cdot T_1(t) + W_A \cdot C_{p_A} \cdot \rho_A \cdot T_A(t) = u_1 \cdot \rho_{c1} \cdot C_V \cdot \frac{dT_{c1}(t)}{dt} \quad (13)$$

Balance en variables de desviación

$$U \cdot A \cdot [(T(t) - \bar{T}(t)) - (T_1(t) - \bar{T}_1(t))] - W_{c1} \cdot \rho_{c1} \cdot C_{p_{c1}} \cdot [T_{c1}(t) - \bar{T}_{c1}(t)] - \dot{V}_1 \cdot \rho_{v1} \cdot [\lambda_{v1} + C_{p_{v1}}] \cdot [T_1(t) - \bar{T}_1(t)] + W_A \cdot C_{p_A} \cdot \rho_A \cdot [T_A(t) - \bar{T}_A(t)] = u_1 \cdot \rho_{c1} \cdot C_V \cdot \frac{d[T_{c1}(t) - \bar{T}_{c1}(t)]}{dt} \quad (14)$$

VARIABLES DE DESVIACIÓN

$$T_{c1}(t) = T_{c1}(t) - \bar{T}_{c1}(t) \quad (15)$$

$$T_1(t) = T_1(t) - \bar{T}_1(t) \quad (16)$$

$$T_A(t) = T_A(t) - \bar{T}_A(t) \quad (17)$$

$$T(t) = T(t) - \bar{T}(t) \quad (18)$$

$$U \cdot A \cdot [T(t) - T_1(t)] - W_{c1} \cdot \rho_{c1} \cdot C_{p_{c1}} \cdot T_{c1}(t) - \dot{V}_1 \cdot \rho_{v1} \cdot [\lambda_{v1} + C_{p_{v1}}] \cdot T_1(t) + W_A \cdot C_{p_A} \cdot \rho_A \cdot T_A(t) = u_1 \cdot \rho_{c1} \cdot C_V \cdot \frac{dT_{c1}(t)}{dt} \quad (19)$$

Se reemplaza $T_1(t) = T_{e1}(t)$ y se aplica propiedad distributiva

$$U \cdot A \cdot T(t) - U \cdot A \cdot T_{c1}(t) - W_{c1} \cdot \rho_{c1} \cdot C_{p_{c1}} \cdot T_{c1}(t) - \dot{V}_1 \cdot \rho_{v1} \cdot [\lambda_{v1} + C_{p_{v1}}] \cdot T_{c1}(t) + W_A \cdot C_{p_A} \cdot \rho_A \cdot T_A(t) = u_1 \cdot \rho_{c1} \cdot C_V \cdot \frac{dT_{c1}(t)}{dt} \quad (20)$$

Se agrupan términos

$$W_A \cdot C_{p_A} \cdot \rho_A \cdot T_A(t) + U \cdot A \cdot T(t) - U \cdot A \cdot [W_{c1} \cdot \rho_{c1} \cdot C_{p_{c1}} + \dot{V}_1 \cdot \rho_{v1} \cdot (\lambda_{v1} + C_{p_{v1}})] \cdot T_{c1}(t) = u_1 \cdot \rho_{c1} \cdot C_V \cdot \frac{dT_{c1}(t)}{dt} \quad (21)$$

Se divide toda la ecuación en:

Se divide toda la ecuación en: $[U \cdot A + W_{C1} \cdot \rho_{C1} \cdot C_{pC1} + V_1 \cdot \rho_{v1} \cdot (\lambda_{v1} + C_{pV1})]$

$$\frac{W_A \cdot C_{pA} \cdot \rho_A}{[U \cdot A + W_{C1} \cdot \rho_{C1} \cdot C_{pC1} + V_1 \cdot \rho_{v1} \cdot (\lambda_{v1} + C_{pV1})]} \cdot T_A(t) + \frac{U \cdot A}{[U \cdot A + W_{C1} \cdot \rho_{C1} \cdot C_{pC1} + V_1 \cdot \rho_{v1} \cdot (\lambda_{v1} + C_{pV1})]} \cdot T(t) - T_{cl}(t) = \frac{u_1 \cdot \rho_{C1} \cdot C_V}{[U \cdot A + W_{C1} \cdot \rho_{C1} \cdot C_{pC1} + V_1 \cdot \rho_{v1} \cdot (\lambda_{v1} + C_{pV1})]} \cdot \frac{dT_{cl}(t)}{dt} \quad (22)$$

Constantes

$$K1 = \frac{W_A \cdot C_{pA} \cdot \rho_A}{[U \cdot A + W_{C1} \cdot \rho_{C1} \cdot C_{pC1} + V_1 \cdot \rho_{v1} \cdot (\lambda_{v1} + C_{pV1})]} \quad (23)$$

$$K2 = \frac{U \cdot A}{[U \cdot A + W_{C1} \cdot \rho_{C1} \cdot C_{pC1} + V_1 \cdot \rho_{v1} \cdot (\lambda_{v1} + C_{pV1})]} \quad (24)$$

$$T1 = \frac{u_1 \cdot \rho_{C1} \cdot C_V}{[U \cdot A + W_{C1} \cdot \rho_{C1} \cdot C_{pC1} + V_1 \cdot \rho_{v1} \cdot (\lambda_{v1} + C_{pV1})]} \quad (25)$$

Se reemplazan las constantes

$$K_1 \cdot T_A(t) + K_2 \cdot T(t) - T_{cl}(t) = T1 \cdot \frac{dT_{cl}(t)}{dt} \quad (26)$$

Se aplica transformada de Laplace

$$K_1 \cdot \int [T_A(t)] + K_2 \cdot \int [T(t)] - \int [T_{cl}(t)] = \tau_1 \cdot \int \left[\frac{dT_{cl}(t)}{dt} \right] \quad (27)$$

$$K_1 \cdot T_A(s) + K_2 \cdot T(s) - T_{cl}(s) = \tau_1 \cdot s \cdot T_{cl}(s) \quad (28)$$

$$T_{cl}(s) \cdot [\tau_1 \cdot s + 1] = K_1 \cdot T_A(s) + K_2 \cdot T(s) \quad (29)$$

$$T_{cl}(s) = \frac{K_1}{[\tau_1 \cdot s + 1]} \cdot T_A(s) + \frac{K_2}{[\tau_1 \cdot s + 1]} \cdot T(s) \quad (30)$$

2.2.2. Balance en el segundo efecto

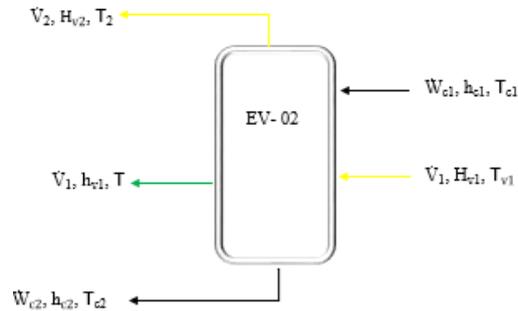


Fig. 4. Esquema del segundo efecto del evaporador

Balance de energía

$$\rho_{v1} * \dot{V}_1 * H_{v1} + \rho_{c1} * \dot{W}_{c1} * h_{c1} = \rho_{c2} * \dot{W}_{c2} * h_{c2} + \rho_{v1} * \dot{V}_1 * h_{v1} + \rho_{c2} * \dot{V}_2 * H_{v2} \quad (31)$$

$$\rho_{v1} * \dot{V}_1 * (H_{v1} - h_{v1}) = \rho_{c2} * \dot{W}_{c2} * h_{c2} + \rho_{c2} * \dot{V}_2 * H_{v2} - \rho_{c1} * \dot{W}_{c1} * h_{c1} \quad (32)$$

$$\rho_{v1} * \dot{V}_1 * (H_{v1} - h_{v1}) = \rho_{c2} * \dot{W}_{c2} * C_{p_{c2}} * T_{c2} + \rho_{c2} * \dot{V}_2 * [\lambda_{v2} + C_{p_{v2}}] * T_{c2} - \rho_{c1} * \dot{W}_{c1} * C_{p_{c1}} * T_{c1} \quad (33)$$

Cámara de condensación

$$\rho_{v1} * \dot{V}_1 * H_{v1} = \rho_{v1} * \dot{V}_1 * h_{v1} + \dot{Q} \quad (34)$$

$$\dot{Q} = \rho_{v1} * \dot{V}_1 * (H_{v1} - h_{v1}) \quad (35)$$

Área de intercambio de calor

$$\dot{Q} = U * A * (T_1 - T_2) = \rho_{v1} * \dot{V}_1 * (H_{v1} - h_{v1}) \quad (36)$$

Reemplazando Q

$$U * A * (T_1 - T_2) - \rho_{c2} * \dot{W}_{c2} * C_{p_{c2}} * T_{c2} - \rho_{v2} * \dot{V}_2 * [\lambda_{v2} + C_{p_{v2}}] * T_2 + \rho_{c1} * \dot{W}_{c1} * C_{p_{c1}} * T_{c1} = 0 \quad (37)$$

Balance en estado estable

$$U * A * (\bar{T}_1(t) - \bar{T}_2(t)) - \dot{W}_{c2} * C_{p_{c2}} * \rho_{c2} * \bar{T}_{c2}(t) - \dot{V}_2 * \rho_{v2} * [\lambda_{v2} + C_{p_{v2}}] * \bar{T}_2(t) + \dot{W}_{c1} * C_{p_{c1}} * \rho_{c1} * \bar{T}_{c1}(t) = 0 \quad (38)$$

Balance en estado dinámico

$$U * A * (T_1(t) - T_2(t)) - W_{c2} * \rho_{c2} * C_{p_{c2}} * T_{c2}(t) - \dot{V}_2 * \rho_{v2} * [\lambda_{v2} + C_{p_{v2}}] * T_2(t) + W_{c1} * C_{p_{c1}} * \rho_{c1} * T_{c1}(t) = u_2 * \rho_{c2} * C_V * \frac{dT_{c2}(t)}{dt} \quad (39)$$

Balance en variables de desviación

$$U * A * [(T_1(t) - \bar{T}_1(t)) - (T_2(t) - \bar{T}_2(t))] - W_{c2} * \rho_{c2} * C_{p_{c2}} * [T_{c2}(t) - \bar{T}_{c2}(t)] - \dot{V}_2 * \rho_{v2} * [\lambda_{v2} + C_{p_{v2}}] * [T_2(t) - \bar{T}_2(t)] + W_{c1} * C_{p_{c1}} * \rho_{c1} * [T_{c1}(t) - \bar{T}_{c1}(t)] = u_2 * \rho_{c2} * C_V * \frac{d[T_{c2}(t) - \bar{T}_{c2}(t)]}{dt} \quad (40)$$

Variables de desviación

$$T_{c1}(t) = T_{c1}(t) - \bar{T}_{c1}(t) \quad (41)$$

$$T_{c2}(t) = T_{c2}(t) - \bar{T}_{c2}(t) \quad (42)$$

$$T_1(t) = T_1(t) - \bar{T}_1(t) \quad (43)$$

$$T_2(t) = T_2(t) - \bar{T}_2(t) \quad (44)$$

$$U * A * [T_1(t) - T_2(t)] - W_{c2} * \rho_{c2} * C_{p_{c2}} * T_{c2}(t) - \dot{V}_2 * \rho_{v2} * [\lambda_{v2} + C_{p_{v2}}] * T_2(t) + W_{c1} * C_{p_{c1}} * \rho_{c1} * T_{c1}(t) = u_2 * \rho_{c2} * C_V * \frac{dT_{c2}(t)}{dt} \quad (45)$$

Se reemplaza $T_2(t) = T_{e2}(t)$, $T_1(t) = T_{e1}(t)$ y se aplica propiedad distributiva

$$U * A * T_{c1}(t) - U * A * T_{c2}(t) - W_{c2} * \rho_{c2} * C_{p_{c2}} * T_{c2}(t) - \dot{V}_2 * \rho_{v2} * [\lambda_{v2} + C_{p_{v2}}] * T_{c2}(t) + W_{c1} * C_{p_{c1}} * \rho_{c1} * T_{c1}(t) = u_2 * \rho_{c2} * C_V * \frac{dT_{c2}(t)}{dt} \quad (46)$$

Se agrupan términos

$$[W_{c1} * C_{p_{c1}} * \rho_{c1} + U * A] * T_{c1}(t) - [U * A + W_{c2} * \rho_{c2} * C_{p_{c2}} + \dot{V}_2 * \rho_{v2} * (\lambda_{v2} + C_{p_{v2}})] * T_{c2}(t) = u_2 * \rho_{c2} * C_V * \frac{dT_{c2}(t)}{dt} \quad (47)$$

Se divide toda la ecuación en:

$$\frac{U * A + W_{c2} * \rho_{c2} * C_{p_{c2}} + \dot{V}_2 * \rho_{v2} * (\lambda_{v2} + C_{p_{v2}})}{[W_{c1} * C_{p_{c1}} * \rho_{c1} + U * A]}$$

$$\frac{W_{c1} \cdot C_{p_{c1}} \cdot \rho_{c1} + U \cdot A}{[U \cdot A + W_{c2} \cdot \rho_{c2} \cdot C_{p_{c2}} + V_2 \cdot \rho_{v2} \cdot (\lambda_{v2} + C_{p_{v2}})]} * T_{e1}(t) - T_{e2}(t) =$$

$$\frac{U_2 \cdot \rho_{c2} \cdot C_v}{[U \cdot A + W_{c2} \cdot \rho_{c2} \cdot C_{p_{c2}} + V_2 \cdot \rho_{v2} \cdot (\lambda_{v2} + C_{p_{v2}})]} \quad (48)$$

Constantes

$$K_3 = \frac{W_{c1} \cdot C_{p_{c1}} \cdot \rho_{c1} + U \cdot A}{[U \cdot A + W_{c2} \cdot \rho_{c2} \cdot C_{p_{c2}} + V_2 \cdot \rho_{v2} \cdot (\lambda_{v2} + C_{p_{v2}})]} \quad (49)$$

$$T_2 = \frac{U_2 \cdot \rho_{c2} \cdot C_v}{[U \cdot A + W_{c2} \cdot \rho_{c2} \cdot C_{p_{c2}} + V_2 \cdot \rho_{v2} \cdot (\lambda_{v2} + C_{p_{v2}})]} \quad (50)$$

Se reemplazan las constantes

$$K_3 * T_{c1}(t) - T_{c2}(t) = T_2 * \frac{dT_{c2}(t)}{dt} \quad (51)$$

Se aplica transformada de Laplace

$$K_3 * \int [T_{c1}(t)] - \int [T_{c2}(t)] = T_2 * \int \left[\frac{dT_{c2}(t)}{dt} \right] \quad (52)$$

$$K_3 * T_{c1}(s) - T_{c2}(s) = T_2 * s * T_{c2}(s) \quad (53)$$

$$T_{c2}(s) [T_2 * s + 1] = K_3 * T_{c1}(s) \quad (54)$$

2.2.3. Parámetros para el cálculo de las constantes de la función de transferencia.

- Área y coeficiente de transferencia de calor

El cálculo del área y el coeficiente de transferencia de calor del evaporador se realizó tomando datos de temperaturas del alimento y del vapor proveniente de la caldera, y utilizando la siguiente expresión para encontrar el valor de $U \cdot A$ (Incropera & DeWitt, 1999):

$$Q_e = U \cdot A \cdot \text{LMTD} \quad (56)$$

$$Q_e = \dot{V} * \rho * C_p * (T_2 - T_1) \quad (57)$$

$$\text{LMTD} = \frac{(T_{H2} - T_{c2}) - (T_{H1} - T_{c1})}{\ln \left(\frac{T_{H2} - T_{c2}}{T_{H1} - T_{c1}} \right)} \quad (58)$$

Datos:

Flujo volumétrico = 0,0002259 m³/s

$$\frac{W_{c1} \cdot C_{p_{c1}} \cdot \rho_{c1} + U \cdot A}{[U \cdot A + W_{c2} \cdot \rho_{c2} \cdot C_{p_{c2}} + V_2 \cdot \rho_{v2} \cdot (\lambda_{v2} + C_{p_{v2}})]} T_{c1}(t) - T_{c2}(t) = \frac{U_2 \cdot \rho_{c2} \cdot C_V}{[U \cdot A + W_{c2} \cdot \rho_{c2} \cdot C_{p_{c2}} + V_2 \cdot \rho_{v2} \cdot (\lambda_{v2} + C_{p_{v2}})]} \cdot \frac{dT_{c2}(t)}{dt}$$

Densidad = 997,62 kg/ m³

Capacidad calorífica = 4180 J/°C*kg

Tabla 1. Datos de temperaturas para la obtención del área y el coeficiente de transferencia de calor.

Temperatura	(°C)
T _{H1}	99
T _{H2}	98
T _{C1}	93
T _{C2}	20

Para halla el flujo de calor, se usó la ecuación 57.

$$Q_e = 0,0002259 \cdot 997,62 \cdot 4180 \cdot (98-23)$$

$$Q_e = 73477,1432 \text{ J/s}$$

Se aplicó la ecuación 58, para determinar la temperatura media logarítmica

$$LMTD = \frac{(98-20) - (99-93)}{\ln \left(\frac{98-20}{99-93} \right)} = 28,0707^\circ\text{C}$$

Se despeja de la ecuación 56 el U*A

$$U \cdot A = \frac{Q_e}{LMTD} = \frac{73477,1432}{28,0707} = 2617,5743 \text{ W/}^\circ\text{C} \quad (59)$$

- Calor latente

Este valor puede obtenerse de forma aproximada a partir de la ecuación de Renault (Ibarz & Barbosa, 2005):

$$\lambda = \frac{2538}{T} - 2,91 \quad (60)$$

La T se expresa en °C.

$$\lambda_V = \frac{2538}{93} - 2,91$$

$$\lambda_V = 24,3803 \text{ kJ/}^\circ\text{C} \cdot \text{kg}$$

- Capacidades caloríficas

El calor específico se define como la cantidad de calor necesario para aumentar la temperatura de una unidad de masa de un material por unidad de grado de temperatura (Smith, 2000). El agua posee un calor específico que es función de la temperatura, pero varía poco en el rango de 0°C a 100°C, su valor es 4180 J/°C*kg

Para las soluciones agua/sacarosa existe una correlación para la capacidad calorífica en función de la concentración de sacarosa (Jorge et al. 2010):

$$C_{pm} = 4180 - 2512,1 * B_m \quad (61)$$

Donde,

C_{pm} , calor específico (J/kg°C)

B_m , concentración de azúcar promedio en el evaporador (kg de sólidos/kg sol.).

Tabla 2. Capacidades caloríficas del agua y de la solución agua/sacarosa.

Capacidad calorífica	(J/°C*kg)
C_{pA}	4174,7246
C_{pC1}	4159,9032
C_{pC2}	4142,3185
C_{pV1}	1847,5555
C_{pV2}	1847,5555
C_v	1385,6666

- Densidades

La densidad del vapor de agua se puede hallar con un aproximado de la ecuación de estado de gases ideales (Smith J.M., Van Ness H.C. & Abbott M.M. 2000):

$$\rho_v = \frac{P \cdot P_m}{R \cdot T} \quad (62)$$

Donde;

P, presión atmosférica de Pamplona (77,7269 kPA)

P_m , peso molecular (18g/mol)

R, constante de los gases (8,314 J/K* mol) T, temperatura de ebullición (366 K)

La densidad de soluciones agua/sacarosa se es posible obtener mediante una correlación empírica de Lyle y Hall (Jorge et. al. 2010):

$$\rho_{az} = 1000 * \left[1 + \frac{C * (C + 200)}{54000} \right] * \left[1 - \frac{0.036 * (T - 20)}{160 - T} \right] \quad (63)$$

Donde;

Paz, densidad de la solución (kg/m³)

T, temperatura (°C)

C, concentración de sacarosa (°Brix)

Tabla 3. Densidades de la solución azucarada y del vapor de agua.

Densidades	(kg/m ³)
ρ_A	968,3272
ρ_{C1}	990,3822
ρ_{C2}	1018,1558
ρ_{V1}	0,4597
ρ_{V2}	0,4596

- Flujos

El flujo de alimentación (\dot{W}_A) fue obtenido con un medidor Fill-Rite; para ello se realizó cinco tomas de datos.

El flujo del vapor en el primer efecto (\dot{V}_1) se obtuvo condensando el vapor; donde se recogió el líquido en una probeta y se midió el tiempo con un cronómetro; para ello también se hizo cinco tomas de datos.

Tabla 4. Valores de flujos de alimentación y condensado

Ensayo	Flujo de alimentación (m ³ /s)	Flujo de condensado (m ³ /s)
1	0,0002318	0,0001092
2	0,0002212	0,0001140
3	0,0002247	0,0001210
4	0,0002255	0,0001295
5	0,0002263	0,0001237
Promedio	0,0002259	0,0001196

El flujo de concentrado (\dot{W}_{c1}) se obtuvo mediante el siguiente balance:

$$W_a = W_{c1} + V_1 \quad (64)$$

$$W_{c1} = W_a - V_1 = 0.0002259 - 0.0001196 \quad (65)$$

$$W_{c1} = 0,0001063 \text{ m}^3/\text{s}$$

El flujo de concentrado (\dot{W}_{c2}) y del vapor (\dot{V}_2) se obtuvo mediante una simulación del proceso de evaporación en Aspen Hysys V8.8:

$$W_{c2} = 0,000054799 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V_2 = 0,000045616 \text{ m}^3/\text{s}$$

- Volumen del evaporador ($v_1 = v_2$)

El volumen del evaporador 1 es igual al volumen del evaporador 2, ya que estos equipos tienen las mismas dimensiones. Para obtener este volumen se aplica la siguiente ecuación:

$$v = \pi \cdot R^2 \cdot h \quad (66)$$

Donde;

R, radio del evaporador (m)

h, altura del evaporador (m)

$$v = \pi \cdot (0,155)^2 \cdot (0,93) = 0,07019 \text{ m}^3$$

2.3. Diagrama de bloques

Teniendo en cuenta el modelado de procesos, se pudo realizar un diagrama de bloques donde se identificaron las variables relevantes para diseñar y proponer posteriormente estrategias adecuadas de control. En la figura 5 y 6 se presentan los diagramas de bloques realizados para el primer y segundo efecto.

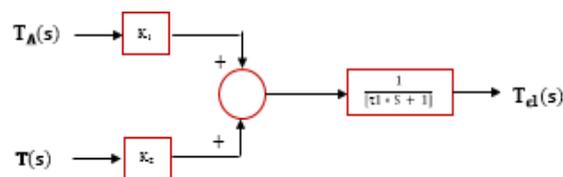


Fig. 5. Diagrama de bloques de la función de transferencia del primer efecto del evaporador

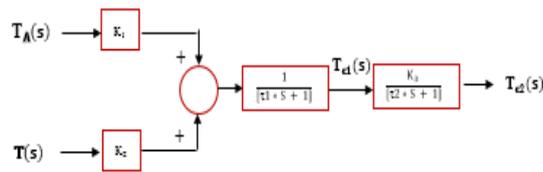


Fig. 6. Diagrama de bloques de la función de transferencia del segundo efecto del evaporador

2.4. Simulación del proceso

La simulación del proceso de evaporación doble efecto se realizó en el software Aspen Hysys V8.8, con lo que se pudo verificar parámetros de proceso, como flujos, temperaturas y presiones que resultaron muy similares a los obtenidos experimentalmente.

El paquete termodinámico que se tuvo en cuenta en la simulación hace una descripción del proceso hipotético, por ello se adaptó a las concentraciones reales obtenidas en las pruebas experimentales, y se llevó a cabo una comparación de los resultados obtenidos.

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1. Simulación del proceso

El paquete termodinámico seleccionado para realizar la simulación de proceso es el NRTL, las condiciones ingresadas a la corriente de alimentación son 68 °F, 11,3 psia y un flujo de 122,8 barriles/día.

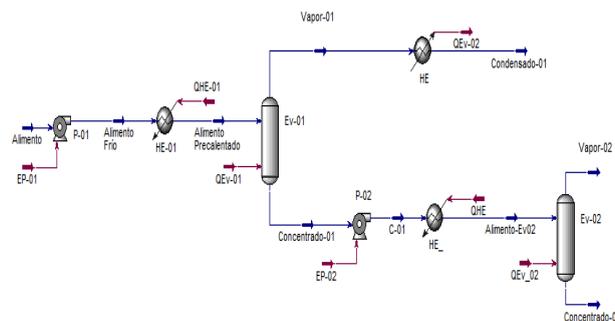


Fig. 7. Simulación del proceso de evaporación doble efecto.

Los resultados de la simulación se encuentran en la tabla 5, donde se muestran las propiedades de las corrientes. Los flujos obtenidos experimentalmente en el primer efecto son aproximadamente similares a los del simulador. Puesto que los valores ingresados son las composiciones del concentrado a la salida de cada evaporador, las temperaturas y la presión también se aproximan a las condiciones reales.

En la figura 7, para el segundo efecto del proceso de evaporación, el flujo de calor QEv_02 es menor que el flujo de calor QEv-02 simulado en Aspen Hysys, por ello se realizó una comparación en el simulador introduciendo la corriente QEV-02 obteniendo como resultado todo el alimento en fase de vapor a la salida del evaporador. Debido a lo anterior se puede analizar que hay un 63,64% en pérdidas de calor al obtener resultados similares a los experimentales.

Tabla 5. Resultados de la simulación

CORRIENTES	FRACCIÓN VAPOR	TEMPERATURA (F)	PRESIÓN (Psia)	FLUJO MOLAR (lbmol/h)	FLUJO MÁSICO (lb/h)	FLUJO VOLUMÉTRICO (Barril/día)	FLUJO DE CALOR (BTU/h)
ALIMENTO	0,0000	68,00	11,27	96,97	1813	122,8	-1,201e+007
ALIMENTO FRÍO	0,0000	68,00	11,37	96,97	1813	122,8	-1,201e+007
ALIMENTO PRECALENTADO	0,0000	104,0	11,37	96,97	1813	122,8	-1,201e+007
VAPOR-01	1,0000	199,06	11,37	55,17	993,8	68,19	-5,663e+006
CONDENSADO-01	0,0000	199,03	11,37	55,17	993,8	68,19	-6,635e+006
CONCENTRADO-01	0,0000	199,06	11,37	41,81	819,1	54,57	-5,203e+006
C-01	0,0000	199,03	11,38	41,81	819,1	54,57	-5,203e+006
ALIMENTO-EV02	0,0000	199,06	11,38	41,81	819,1	54,57	-5,203e+006
VAPOR-02	0,0000	199,08	11,38	20,06	361,3	24,79	-2,203e+006
CONCENTRADO-02	0,0000	199,08	11,38	21,75	457,8	29,78	-2,792e+006

3.1. Estrategia de control

Se propone una estrategia control por retroalimentación en la que se sensa la temperatura de la salida del concentrado del evaporador (Ev-01), por medio del indicador (TI-04A), esta señal es llevada a un controlador de temperatura TC-01 donde es comparada con un set point. Lo anterior, permite mantener las temperaturas de operación estables, finalmente el controlador TC-01 regula el flujo de vapor de caldera. Se encontró que controlar la temperatura del concentrado permite alcanzar las concentraciones deseadas con mayor facilidad.

El flujo de vapor que entra al evaporador EV-01 presenta una gran influencia en la variable a controlar. Esta estrategia está planteada a continuación en la figura 8.

3.4.1. Respuesta del sistema dinámico de primer orden en lazo abierto

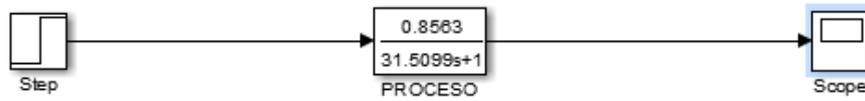


Fig. 9. Diagrama en simulink, del sistema de primer orden en lazo abierto.

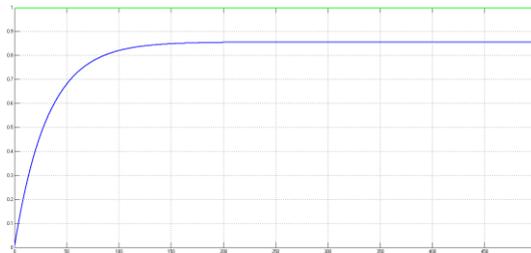


Fig. 10. Respuesta en simulink, del sistema de primer orden en lazo abierto.

3.4.2. Respuesta del sistema dinámico de primer orden en lazo cerrado

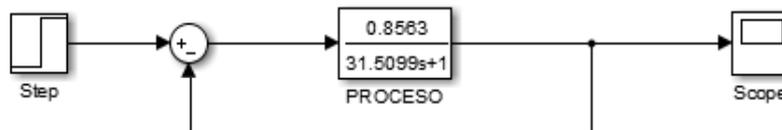


Fig. 11. Diagrama en simulink, del sistema de primer orden en lazo cerrado.

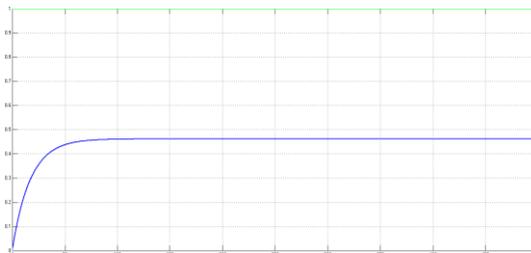


Fig. 12. Respuesta en simulink, del sistema de primer orden en lazo cerrado.

En la figura 10 y 12 se muestran las respuestas del sistema en lazo abierto y en lazo cerrado, observándose que la respuesta del sistema en lazo abierto tiende a alcanzar la estabilidad en menor tiempo que la respuesta del lazo cerrado; ya que esta sólo alcanza una amplitud de 0,45. Aunque el uso de la retroalimentación en lazo cerrado hace que la respuesta del sistema sea relativamente insensible a perturbaciones externas y a variaciones internas de parámetros del sistema.

3.4.3. Sintonización del controlador

Se seleccionó un controlador tipo PID debido a que es el más recomendable para el control de proceso del evaporador y sistemas de control de temperatura. Para la sintonización del controlador PID, se adicionó en el simulador el controlador antepuesto de la función de transferencia del proceso, y se inició la herramienta de auto ajuste del controlador hasta encontrar una sintonización adecuada para el sistema (Cera-Martínez et al., 2018).

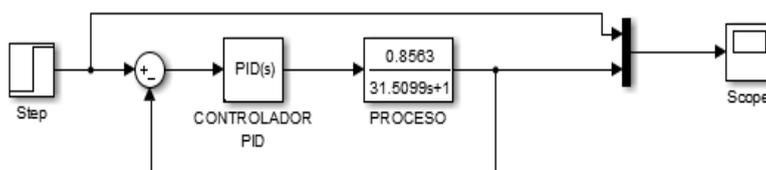


Fig. 13. Diagrama en simulink para ajustar los parámetros del controlador PID.

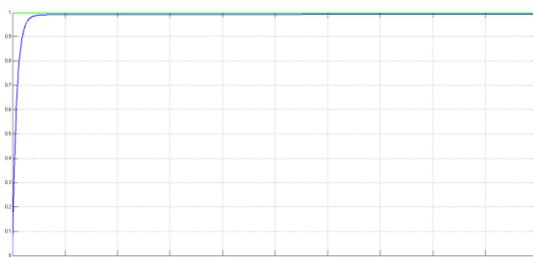


Fig. 14. Respuesta de la sintonización en simulink, del controlador PID al proceso.

En la tabla 7 se encuentran los resultados de los parámetros que se hallaron para la sintonización del controlador PID

Tabla 7. Parámetros para el ajuste del controlador PID.

CONTROLADOR	PARÁMETROS
PROPORCIONAL (P)	
INTEGRAL (I)	0,6
DERIVATIVO (D)	0,0001

4. CONCLUSIONES

En la planta piloto de evaporación doble efecto del programa de ingeniería química no es posible obtener una toma de data; por ende, se desarrolló el modelado del proceso a partir de la descripción de balances de materia y energía, haciendo uso del software Aspen Hysys V8.8 con el que se pudo comparar parámetros, como flujos y temperaturas, dando como resultado valores muy aproximados a los obtenidos en condiciones reales.

A partir del modelado del proceso se realizó la identificación de las variables, en donde se obtuvo como variable a controlar la temperatura de concentrado a la salida del evaporador, y como variable manipulada el flujo de vapor proveniente de la caldera; ya que esta es una variable que posee gran influencia en el proceso.

En el diseño de control se planteó una estrategia que describe un control por retroalimentación como se muestra en la figura 8, permitiendo mantener las temperaturas de operación estables con las que se pueden alcanzar las concentraciones deseadas con mayor facilidad.

La dinámica que se obtuvo del proceso fue de primer con un $\tau = 31,5099$ segundos, lo que produce retardo en la respuesta del proceso, para esto se utilizó un controlador PID con el que se pudo estabilizar la respuesta mediante el software MATLAB R2016a, donde se hicieron ajustes a los parámetros del controlador ($P=93$, $I=0,6$, $D=0,0001$), haciendo al proceso más confiable, estable y seguro.

REFERENCIAS

Ávila, A. A., Flórez-Serrano, E., & Gualdrón-Guerrero, O. (2012). Diseño e implementación de un curso interactivo multimedia para el aprendizaje de los procesos CAM en un centro de mecanizado leadwell v30. REVISTA COLOMBIANA de Tecnologías de Avanzada, 2 (20). Recuperado de:

http://ojs.unipamplona.edu.co/ojs_viceinves/index.php/RCTA/article/view/188

Cárdenas, J. A., & Prieto-Ortiz, F. A. (2015). Diseño de un algoritmo de corrección automática de posición para el proceso de perforado PCB, empleando técnicas de visión artificial. Revista de Investigación, Desarrollo e Innovación, 5 (2), 107-118. doi: 10.19053/20278306.3720

Cera-Martínez, D., Ortiz-Sandoval, J. E., & Gualdrón-Guerrero, O. E. (2018). Sintonización de un controlador de temperatura a través de un autómata programable. Revista de Investigación, Desarrollo e Innovación, 9(1), 177-186. doi: <https://doi.org/10.19053/20278306.v9.n1.2018.8513>

Criollo, B., Alvarado, J., & Numpaque, H. (2014). Control PID de temperatura y dosificación de ph para la producción de gas metano a partir de la digestión anaeróbica de residuos sólidos orgánicos. Revista Colombiana de Tecnologías de Avanzada, 2 (24), 134-141. doi: <https://doi.org/10.24054/16927257.v24.n24.2014.2339>

Díaz, C. M., Vera-Villamizar, E., Jaraba-Miranda, E., & Delgado, E. C. (2018). Estudio de evaporadores de doble efecto. Infometric@ - Serie Ingeniería, Básicas y Agrícolas, 1 (1). Recuperado de: <http://cienciometrica.com/infometrica/index.php/syh/article/view/21>

Figuroa-Cuello, A., Pardo-García, A., & Díaz-Rodríguez, J. (2017). Sistema control supervisor de clientes con acceso remoto para sistemas solares fotovoltaicos autónomos. *Revista de Investigación, Desarrollo e Innovación*, 7(2), 367-378. doi: <https://doi.org/10.19053/20278306.v7.n2.2017.6104>

Geankoplis, C. J. (2006). *Procesos de Transporte y Principios de Procesos de Separación*, Cuarta Edición. Ceca. México, D.F. p543-546.

Herrera-Baquero, L. P., & Prieto-Ortiz, F. A. (2018). Metodología para la inspección de la herramienta en el taladrado de piezas. *Revista de Investigación, Desarrollo e Innovación*, 9 (1), 187-200. doi: <https://doi.org/10.19053/20278306.v9.n1.2018.7937>

Ibarz, A. & Barbosa, V. (2005). *Operaciones unitarias en la ingeniería de alimentos*. ESPAÑA Ediciones Mundi-Prensa, S.A Pp 631-658.

Incropera, F., & DeWitt, D. (1999). *Fundamentos de transferencia de calor*. Pearson Educación.

McCabe, W. L.; Smith, J. C.; Harriot, P. *Operaciones unitarias en ingeniería química*. Séptima edición. McGraw-Hill. 2007. México, D.F. p512, 521-522.

Ogata, K. (2010). *Ingeniería de control moderna*, quinta edición. Recuperado de <https://hellsingge.files.wordpress.com/2014/10/ingenieria-de-control-moderna-ogata-5ed.pdf>.

Rodríguez, O., Pineda-Pinto, R., & Cárdenas, P. (2013). HERRAMIENTAS EJS 3D/MATLAB PARA EL CONTROL DEL SISTEMA NO LINEAL APLICADO AL PÉNDULO INVERTIDO SOBRE CARRO DESLIZANTE. *Revista Colombiana de Tecnologías de Avanzada*, 1 (19). Recuperado de: http://revistas.unipamplona.edu.co/ojs_viceinves/index.php/RCTA/article/view/153

Smith, C., & Corripio, A. (1991). *Principles and Practice of Automatic Process Control*, second edition. Recuperado de [ftp://ftp.unicauca.edu.co/Documentos_Publicos/.backup_20062011/.DEIC.back/docs/Materias/Instrumentacion%20Industrial/Principles_and_Practice_of_Automatic_Process_Control_%5BSmith_&_Corripio,_Wiley_1997%5D\(782s\).pdf](ftp://ftp.unicauca.edu.co/Documentos_Publicos/.backup_20062011/.DEIC.back/docs/Materias/Instrumentacion%20Industrial/Principles_and_Practice_of_Automatic_Process_Control_%5BSmith_&_Corripio,_Wiley_1997%5D(782s).pdf)

Smith, J. M., Van Ness H.C. & Abbott M.M. (2000). *Introducción a la termodinámica en ingeniería química*. México: McGRAW-HILL Editores, S.A, Quinta edición

Torres, C. J., et al. (2013). Estudio cinemático de una plataforma robótica para agricultura. *Revista Colombiana de Tecnologías de Avanzada*, 2 (22). Recuperado de: http://ojs.unipamplona.edu.co/ojs_viceinves/index.php/RCTA/article/view/421

ANEXOS NOMENCLATURA

A: Área de transferencia de calor (m^2)
CpA: Capacidad calorífica de la alimentación ($J/^\circ C \cdot kg$)
Cpc1: Capacidad calorífica del concentrado ($J/^\circ C \cdot kg$)
Cpv: Capacidad calorífica del vapor generado ($J/^\circ C \cdot kg$)
hA: Entalpía líquida de alimentación (J/kg)
hC: Entalpía líquida del concentrado (J/kg)
Hv1: Entalpía de vapor generado (J/kg) Hw
Hw: Entalpía de vapor saturado (J/kg) hw
hw: Entalpía líquida del agua (J/kg)
T: Temperatura de vapor de agua proveniente de la caldera ($^\circ C$)
T1: Temperatura de vapor generado en el primer efecto ($^\circ C$)
T2: Temperatura de vapor generado en el segundo efecto ($^\circ C$)
TA: Temperatura del alimento ($^\circ C$)
TC1: Temperatura del concentrado del primer efecto ($^\circ C$)
TC2: Temperatura del concentrado del segundo efecto ($^\circ C$)
U: Coeficiente de transferencia de calor ($W/^\circ C \cdot m^2$)
V1: Corriente de vapor generado en el primer efecto (m^3/s)
V2: Corriente de vapor generado en el segundo efecto (m^3/s)
WA: Corriente de alimentación (m^3/s) WC1
Wc1: Corriente de concentrado del primer efecto (m^3/s)
WC2: Corriente de concentrado del segundo efecto (m^3/s)
WV: Corriente de vapor de caldera (m^3/s)
 λ_v : Calor latente de vaporización (J/kg)
 ρ_A : Densidad del alimento (kg/m^3)
 ρ_{c1} : Densidad del concentrado del primer efecto (kg/m^3)
 ρ_{c2} : Densidad del concentrado del segundo efecto (kg/m^3)
 ρ_{v1} : Densidad del vapor generado en el primer efecto (kg/m^3)
 ρ_{v2} : Densidad del vapor generado en el segundo efecto (kg/m^3)
U1: Volumen del primer evaporador (m^3)
U2: Volumen del segundo evaporador (m^3)