

Modelo singular LPV de una columna de destilación binaria

M. Flores-Montiel*, A. Aguilera-González, C.M. Astorga-Zaragoza,
E. Quintero-Mármol, M. Adam-Medina

Centro Nacional de Investigación y Desarrollo Tecnológico- CENIDET,
Interior Internado Palmira S/N, Col. Palmira, C.P. 62490, Cuernavaca, Mor., México

*marlem_flores@cenidet.edu.mx

Resumen—En el presente trabajo se muestra una estrategia para simplificar el modelo no lineal de una columna de destilación binaria. El modelo considera características físico-químicas que intervienen en el proceso y las describe a través de ecuaciones algebro-diferenciales. El sistema no lineal se presenta como un sistema singular Lineal de Parámetros Variables (LPV). La validación del modelo propuesto se realiza experimentalmente en una planta piloto de destilación de 12 platos con la mezcla binaria etanol-agua. Derecho reservado ©. AMCA

Palabras clave: Columna de destilación binaria, sistema singular LPV

I. INTRODUCCIÓN

La destilación es un método para separar, mediante vaporización y condensación, los diferentes componentes de una mezcla, aprovechando los diferentes puntos de ebullición de cada una de las sustancias. Este proceso se utiliza para la producción de gasolina, agua destilada, alcohol, parafina, queroseno y muchos otros líquidos.

El proceso de destilación consume grandes cantidades de energía, tanto en términos de refrigeración y calefacción. De la misma manera, puede contribuir a más del 50% de los costos de operación de las plantas. Para reducir dichos costos, es posible mejorar la eficiencia a través de la optimización de la operación y del control de la planta. Por lo que, es esencial un correcto modelado de los sistemas de destilación.

Este trabajo se centra en la problemática del modelado de columnas de destilación. La elección del modelo es importante para implementar esquemas de monitoreo y algoritmos de control, así como también esquemas de diagnóstico de fallas. Este trabajo tiene como objetivo simplificar el modelo no lineal como un sistema singular LPV que describa el comportamiento de una columna de destilación para la mezcla binaria etanol-agua.

En la literatura se han reportado algunos modelos no lineales que utilizan la formulación de modelos de orden inferior para columnas de destilación. En (Cingara y Jovanovic, 1990) se presenta, un modelo analítico de primer orden aproximado utilizando el método de McCabe-Thiele.

(Lévine y Rouchon, 1991) proponen un enfoque basado en técnicas de perturbación singular para generar un modelo de orden reducido que separa la dinámica rápida y lenta de la columna. Otro ejemplo se presenta en (Wittgand y Skogestad, 1995), donde se desarrolla un modelo riguroso basado en la linealización el sistema hidráulico. En (Zhu *et al.*, 2001), se presenta un modelo dinámico de bajo orden basado en la teoría de las ondas. Sin embargo, los autores utilizan un patrón de onda constante que conduce invariablemente a un cierto grado de error de modelado.

Por razones físicas, el comportamiento de cada plato es similar al de cualquier otro, el tiempo de residencia en un plato intermedio es mucho más corto que el tiempo de residencia en un conjunto de platos (Lévine y Rouchon, 1991). Esto permite que se pueda fraccionar la columna en un determinado número de secciones de platos consecutivos (llamados compartimentos), lo que da un modelo alternativo a los modelos presentados por (Cingara y Jovanovic, 1990) y (Skogestad, 1997).

Sin embargo, según (Linhart y Skogestad, 2009) esta reducción se puede obtener sin la noción de los compartimentos. Para la aplicación del método a un modelo completo, es suficiente con seleccionar algunos platos como secciones de agregación, y asignarles los valores de las masas retenidas, mientras que todos los demás platos se modelan como “platos en estado estable” al colocar su dinámica cero, es decir, son modelados usando ecuaciones algebraicas. De esta manera, el método original propuesto por (Lévine y Rouchon, 1991) ahora se puede generalizar a modelos más complejos que incluyen balances de masa y energía.

Para las columnas industriales la dimensión del modelo dinámico es generalmente grande; incluso el modelo dinámico más simple de las columnas de destilación es complejo debido al hecho de que el sistema de ecuaciones diferenciales no lineales tiene que ser igual al número de platos de columna. Pero a su vez, éste puede ser reducido por consideraciones de escala de tiempo. En este artículo se propone simplificar el modelo no lineal como un modelo singular de la columna de destilación binaria, manteniendo la dinámica y propiedades físicas.

El trabajo está organizado de la siguiente manera: en la sección II se abordan las generalidades de los sistemas singulares LPV; posteriormente en la sección III, se presenta el modelo no lineal de una columna de destilación; en la sección IV se muestra el modelo singular LPV propuesto; y su validación se presenta en la sección V; por último en la sección VI se presentan las conclusiones del trabajo.

II. GENERALIDADES DE LOS SISTEMAS LPV

De acuerdo a (Briat, 2008) un sistema LPV politópico es descrito por la siguiente expresión:

$$\begin{aligned} \dot{x} &= A(\rho(t))x(t) + E(\rho(t))w(t) \\ z(t) &= C(\rho(t))x(t) + F(\rho(t))w(t) \end{aligned} \quad (1)$$

donde

$$\begin{bmatrix} A(\rho) & E(\rho) \\ C(\rho) & F(\rho) \end{bmatrix} = \sum_{i=1}^M \varepsilon_i(t) \begin{bmatrix} A_i & E_i \\ C_i & F_i \end{bmatrix} \quad (2)$$

donde $x \in \mathcal{X} \subset \mathbb{R}^n \times \mathbb{R}^n$, $w \in \mathcal{W} \subset \mathbb{R}^p$, $z \in \mathcal{Z} \subset \mathbb{R}^q$ y son respectivamente los estados del sistema, la entrada exógena y la salida de control; donde $A(\cdot), \dots, E(\cdot)$ son matrices conocidas relacionadas con el vector de parámetros.

Donde ε_i representa las funciones de ponderación que dependen de las trayectorias de los parámetros (ρ) en el politopo. Dichas funciones ε_i deben cumplir con las siguientes condiciones:

$$\sum_{i=1}^M \varepsilon_i(\rho(t)) = 1, \varepsilon_i(\rho(t)) \geq 0 \quad (3)$$

Suponiendo que la variación de los rangos de cada parámetro ρ_i se encuentran en el intervalo $[\rho_i, \bar{\rho}_i] \in \Omega$, el vector de parámetros $\rho(t) = [\rho_1(t), \dots, \rho_N(t)]$ varía en una caja de parámetros con 2^N vértices, donde (μ_1, \dots, μ_M) son las esquinas de la caja de parámetros, como se representa en la Fig. 1.

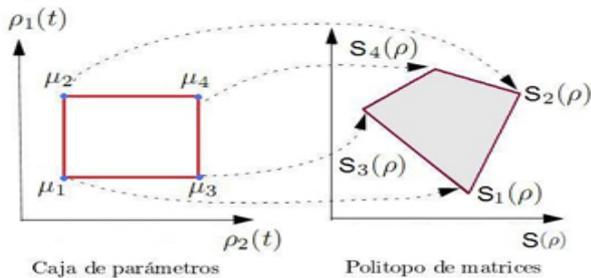


Figura 1. Mapeo de una caja de parámetros a un politopo.

El término politópico proviene del hecho de que el sistema de matrices $S(\rho)$ evoluciona sobre un conjunto convexo:

$$S(\rho) \in Co\{S_1, \dots, S_M\} := \left\{ \sum_{i=1}^M \varepsilon_i S_i : \sum_{i=1}^M \varepsilon_i(\rho(t)) = 1, \varepsilon_i(\rho(t)) \geq 0 \right\}$$

donde S_1, \dots, S_M son los vértices del politopo.

III. MODELO DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN

El equilibrio líquido-vapor (VLE) es clave en la etapa de la construcción del modelo de la columna de destilación, además es una herramienta importante para la correlación y predicción de las propiedades termodinámicas y del comportamiento de fases de la mezcla. A través de la información experimental de dicho comportamiento es posible seleccionar y validar el método de predicción de las propiedades termodinámicas, que posteriormente se utilizarán en la construcción de los mapas de curvas de equilibrio. En la mayoría de los casos esas relaciones son un factor crítico porque son funciones no lineales de la temperatura, presión y composición. Por estas razones se establecen las siguientes suposiciones (Cingara y Jovanovic, 1990; Luyben, 1992):

(A1) Presión constante.

(A2) Equilibrio líquido-vapor ideal.

(A3) Las propiedades del líquido se comportan como una mezcla no ideal.

(A4) Se desprecia la retención molar del vapor en comparación de la retención molar del líquido.

(A5) El hervidor como un plato teórico.

(A6) Condensador total.

(A7) Retención volumétrica del líquido constante.

La separación de sustancias por destilación depende de una medida numérica que es conocida como el factor de separación entre los componentes de una mezcla, también llamada *volatilidad relativa*, por lo cual, las mezclas con puntos de ebullición próximos son más difíciles de separar por destilación y se clasifican de acuerdo a sus propiedades termodinámicas: ideales y no ideales. Para sistemas químicos a baja presión, la ecuación que representa la composición molar de vapor en función del componente ligero es:

$$y_p P_T = P_i^{sat} x_p \gamma_i \quad (4)$$

donde x_p es la composición del líquido, P_i^{sat} es la presión parcial de vapor, P_T es la presión total y γ_i es el *coeficiente de actividad* de cada componente (los subíndices *EOH* y *H₂O* denotan etanol y agua respectivamente). Un método para determinar este coeficiente es por medio de la ecuación de Van Laar:

$$\begin{aligned} \ln \gamma_{EOH} &= A_{12} \left(\frac{A_{21}(1-x)}{A_{12}x_1 + A_{21}(1-x)} \right)^2 \\ \ln \gamma_{H_2O} &= A_{21} \left(\frac{A_{12}x_1}{A_{12}x_1 + A_{21}(1-x)} \right)^2 \end{aligned} \quad (5)$$

donde A_{12} y A_{21} son parámetros de interacción constantes establecidos para mezclas binarias. El valor de estas constantes para la mezcla en estudio se encuentran en (Perry, 1999).

Modelo dinámico

El modelo de la columna de destilación binaria que se considera es el modelo clásico LV (líquido-vapor), descrito en (Cingara y Jovanovic, 1990) y (Skogestad, 1997). El cual se divide en cuatro modelos básicos, los cuales representan: el condensador x_1 , un plato cualquiera x_p , el plato de alimentación x_f y el hervidor x_N (Ver Fig. 2).

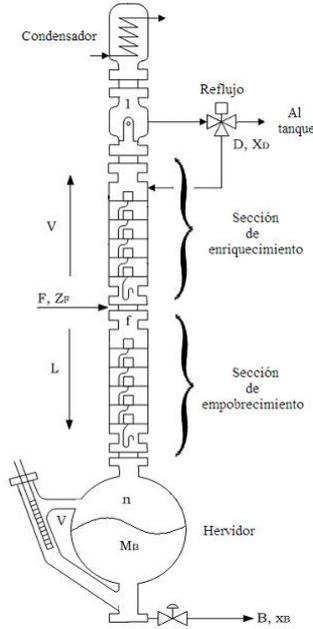


Figura 2. Esquema de una columna de destilación.

Las entalpías del proceso se consideran constantes y el balance de energía no se considera en este modelo, dando como resultado el siguiente sistema de ecuaciones diferenciales:

$$\begin{aligned}
 \frac{d(M_1 x_1)}{dt} &= V(y_2 - x_1) \\
 \frac{d(M_p x_p)}{dt} &= V(y_{p+1} - y_p) + L(x_{p-1} - x_p) \\
 &\text{con } (p = 2, \dots, f - 1) \\
 \frac{d(M_f x_f)}{dt} &= V(y_{f+1} - y_f) + L(x_{f-1} - x_f) \\
 &\quad + F(z_f - x_f) \\
 \frac{d(M_p x_p)}{dt} &= (F + L)(x_{p-1} - x_p) + V(y_{p+1} - y_p) \\
 &\text{con } (p = f + 1, \dots, N - 1) \\
 \frac{d(M_N x_N)}{dt} &= (F + L)(x_{N-1} - x_N) - V y_N - B x_N
 \end{aligned} \tag{6}$$

donde F y z_f son el flujo molar de alimentación y su composición. D y B son el destilado y producto de fondo respectivamente. V y L son el flujo molar del vapor y del líquido. M_p es la masa molar retenida en cada plato. N es el número total de platos en la columna de destilación.

Flujos molares

En la columna de destilación fluyen principalmente seis tasas molares de vapor y líquido (V_S , V_R , L_S , L_R , B y D), internas y externas, las cuales varían en cada estado. Los subíndices S y R corresponden a las etapas de agotamiento y rectificación, respectivamente.

El flujo de vapor es dividido en dos, V_S y V_R , dependiendo de la etapa a la que corresponda:

$$\begin{aligned}
 V_S &= \frac{Q_B}{\lambda_{EOH} x_B + \lambda_{H_2O} (1 - x_B)} \\
 V_R &= V_S + (1 - q_F) F
 \end{aligned} \tag{7}$$

donde Q_B es la potencia calorífica agregada al hervidor, λ es la entalpía de vaporización. F es el flujo molar de

la alimentación calculado como:

$$F = F_v [\rho_{EOH} w_{EOH} + \rho_{H_2O} (1 - w_{EOH})] \times \left(\frac{x_f}{MW_{EOH}} + \frac{1 - x_f}{MW_{H_2O}} \right) \tag{8}$$

donde F_v es el flujo volumétrico de la alimentación, ρ_{EOH} , ρ_{H_2O} son las densidades; MW_{EOH} , MW_{H_2O} son los pesos moleculares y w_{EOH} es el porcentaje en peso del componente ligero dado por:

$$w_{EOH} = \frac{x_f \rho_{EOH}}{x_f \rho_{EOH} + (1 - x_f) \rho_{H_2O}} \tag{9}$$

Las tasas de flujo molar líquido se calculan de igual forma:

$$\begin{aligned}
 L_R &= (1 - r_v) V_R \\
 L_S &= L_R + q_F F
 \end{aligned} \tag{10}$$

donde

$$q_F = 1 + \frac{C_p (T_b - T_f)}{\lambda} \tag{11}$$

q_F describe la condición de alimentación de acuerdo a la Tabla I, r_v es una variable binaria que representa la posición de la válvula de reflujo (válvula ON-OFF de tres vías), por ejemplo $r_v = 0$ significa que $L_R = V_R$ y $r_v = 1$ que $L_R = 0$.

En la Ec. (11) C_p es el calor específico, T_b es la temperatura de ebullición, T_f es la temperatura de alimentación y λ es la entalpía de vaporización.

TABLA I
FACTOR DE CALIDAD DE LA ALIMENTACIÓN

Valor	Grado de vaporización
$q_F < 0$	Vapor sobrecalentado
$q_F = 0$	Alimentación en el punto de ebullición
$0 < q_F < 1$	Alimentación de líquido y vapor
$q_F = 1$	Alimentación en el punto de rocío
$q_F > 1$	Alimentación subenfriada

La tasa de flujo del destilado D es calculada a partir del balance de materia en el condensador y la tasa de flujo del producto de fondo B se calcula a partir del balance de materia en el hervidor:

$$\begin{aligned}
 D &= r_v V_R \\
 B &= (F - D)
 \end{aligned}$$

donde r_v es la variable binaria que representa la apertura de la válvula de reflujo, si $r_v = 0$ significa que $D = 0$ y si $r_v = 1$ entonces $D = V_R$.

IV. MODELO SINGULAR LPV

Algunos desarrollos basados en modelos singulares proveen poderosas herramientas para incorporar aspectos no lineales para el diseño de estrategias de control y diagnóstico de fallas (Yang *et al.*, 2006). En esta perspectiva se propone una representación simplificada de una columna de destilación binaria. Desde el punto de vista de modelado de procesos, los sistemas singulares pueden ser vistos como una generalización de los sistemas lineales en espacio de estados donde las relaciones algebraicas

resultantes de la interacción de la dinámica del proceso. Considere el siguiente sistema singular:

$$\begin{aligned} E\dot{\varrho}(t) &= A\varrho(t) + Bu(t) + Rd(t) \\ y(t) &= C\varrho(t) \end{aligned} \quad (12)$$

donde $E \in \mathbb{R}^{m \times n}$ es una matriz singular con $\text{rango}E = r < n$, $\varrho(t) \in \mathbb{R}^n$ es el vector de estados singular, $u(t) \in \mathbb{R}^m$ y $y(t) \in \mathbb{R}^p$ son la entrada de control y el vector de la salida medida, respectivamente; $d(t) \in \mathbb{R}^l$ es una perturbación desconocida; y A , B , R y C son matrices de dimensiones apropiadas.

Para el modelo de la columna de destilación $\varrho = [x_1, x_2, \dots, x_N]^T$ es el vector de estados que representa la concentración líquida del componente ligero, $u = [L \ V]^T$ es el vector de entrada y $d = [F \ z_F]^T$ es el vector de perturbación. Tomando en cuenta la dinámica de la planta, el sistema (6) se puede reescribir como $\dot{x} = f(x, L, V, F, z_F)$. De acuerdo a (Lévine y Rouchon, 1991), f es lineal con respecto a L , V , F y z_F , así que se asume que L , V , F y z_F son funciones continuas en el tiempo tales que $\forall t$, $L(t) < V(t) < (L(t) + F(t))$. Por lo tanto, es posible establecer que para cada L , V , F y z_F existe un único estado estable $\bar{x}(t) \in [0, 1]$ es decir, una única solución de $f(\bar{x}, L, V, F, z_F) = 0$.

La separación de la escala de tiempo, permite que la dinámica del compartimento se aproxime a las ecuaciones diferenciales de un plato representativo, cuya masa retenida es igual a la masa retenida total en todo el compartimento (Linhart, 2009).

El modelo de orden reducido que se obtiene, es un sistema algebro-diferencial, de la forma:

$$\begin{aligned} \tilde{M}_1 \dot{x}_1 &= Vk(x_2) - Vx_1 \\ 0 &= Lx_{j-1} + Vk(x_{j+1}) - Lx_j - Vk(x_j) \\ &\quad j = 2, \dots, r-1 \\ \tilde{M}_r \dot{x}_r &= Lx_{r-1} + Vk(x_{r+1}) - Lx_r - Vk(x_r) \\ 0 &= Lx_{j-1} + Vk(x_{j+1}) - Lx_j - Vk(x_j) \\ &\quad j = r+1, \dots, j_f-1 \\ \tilde{M}_{j_f} \dot{x}_{j_f} &= Lx_{j_f-1} + Vk(x_{j_f+1}) - (L+F)x_{j_f} \\ &\quad -Vk(x_{j_f}) + Fz_f \\ 0 &= (L+F)x_{j-1} + Vk(x_{j+1}) - (L+F)x_j - Vk(x_j) \\ &\quad j = j_f+1, \dots, s-1 \\ \tilde{M}_s \dot{x}_s &= (L+F)x_{s-1} + Vk(x_{s+1}) - (L+F)x_s - Vk(x_s) \\ 0 &= (L+F)x_{j-1} + Vk(x_{j+1}) - (L+F)x_j - Vk(x_j) \\ &\quad j = s+1, \dots, N-1 \\ \tilde{M}_N \dot{x}_N &= (L+F)x_{N-1} - (L+F-V)x_N - Vk(x_N) \end{aligned}$$

donde

$$\begin{aligned} \tilde{M}_1 &= M_1 & \tilde{M}_r &= \sum_{j=2}^{j_r} M_j & \tilde{M}_{j_f} &= \sum_{j=r+1}^{j_s-1} M_j \\ \tilde{M}_s &= \sum_{j=s}^{N-1} M_j & \tilde{M}_N &= M_N \end{aligned} \quad (13)$$

Se asume un control de nivel para el producto destilado y del producto de fondo; a este tipo de condiciones se le denomina configuración Líquido-Vapor (LV). De esta manera, sólo es necesario el balance global de componente para el cálculo de las fracciones molares del

componente ligero para cada plato de la columna.

De acuerdo a esto, el modelo propuesto se puede describir como un sistema algebro-diferencial. La sustitución de las ecuaciones algebraicas en las diferenciales, preserva la estructura tridiagonal del sistema original dado en la Ec. (6).

La representación LPV politópica del sistema descrito en la Ec. (13) se obtiene por medio de la expansión de la serie de Taylor truncada al primer orden evaluando cada vértice del polítopo. Para dicha representación se consideran como parámetros variables: las entradas $L(t)$ y $V(t)$, los cuales cumplen con las condiciones establecidas en la sección II.

Para el caso de los sistemas politópicos es necesario funciones de ponderación, las cuales ponderan a los modelos vértice y determinan el aporte de cada uno de ellos para generar el modelo global.

Las funciones de ponderación para el modelo LPV del caso de estudio se determinan de acuerdo a (Hamdi *et al.*, 2009) :

$$\varepsilon_1(\rho) = \left(\frac{\rho_1 - \underline{\rho}_1}{\overline{\rho}_1 - \underline{\rho}_1} \right) \left(\frac{\rho_2 - \underline{\rho}_2}{\overline{\rho}_2 - \underline{\rho}_2} \right) \quad (14)$$

$$\varepsilon_2(\rho) = \left(\frac{\rho_1 - \underline{\rho}_1}{\overline{\rho}_1 - \underline{\rho}_1} \right) \left(\frac{\overline{\rho}_2 - \rho_2}{\overline{\rho}_2 - \underline{\rho}_2} \right)$$

$$\varepsilon_3(\rho) = \left(\frac{\overline{\rho}_1 - \rho_1}{\overline{\rho}_1 - \underline{\rho}_1} \right) \left(\frac{\rho_2 - \underline{\rho}_2}{\overline{\rho}_2 - \underline{\rho}_2} \right)$$

$$\varepsilon_4(\rho) = \left(\frac{\overline{\rho}_1 - \rho_1}{\overline{\rho}_1 - \underline{\rho}_1} \right) \left(\frac{\overline{\rho}_2 - \rho_2}{\overline{\rho}_2 - \underline{\rho}_2} \right)$$

donde para el caso de estudio se establecieron los siguientes valores:

$$L = \rho_1 \in [\underline{\rho}_1, \overline{\rho}_1] := [0, 1,5524] \quad (15)$$

$$V = \rho_2 \in [\underline{\rho}_2, \overline{\rho}_2] := [0,15524, 1,5524] \quad (16)$$

En este caso, el sistema (12) se puede representar como un sistema singular LPV con una forma politópica:

$$\begin{aligned} E\dot{\varrho}(t) &= \sum_{i=1}^M \varepsilon_i(\rho(t)) [A_i \varrho(t) + B_i u(t) + R_i d(t)] \\ y(t) &= C\varrho(t) \end{aligned} \quad (17)$$

donde $A_i \in \mathbb{R}^{n \times n}$, $B_i \in \mathbb{R}^{n \times p}$ y $C \in \mathbb{R}^{m \times n}$ son matrices constantes conocidas. El vector de parámetros $\rho(t) = [\rho_1(t), \dots, \rho_N(t)]$ varía en una caja de parámetros con 2^N vértices y M es el número total de funciones de ponderación $\varepsilon_i(\rho(t))$.

V. VALIDACIÓN EXPERIMENTAL

La planta piloto de destilación está localizada en el laboratorio de control de procesos en CENIDET. La cual cuenta con 12 platos, las mediciones de la temperatura se obtienen a través de 8 RTD Pt-100 localizados en los platos 1, 2, 4, 6, 7, 9, 11 y 12. Usando esas mediciones de temperatura y considerando la relación de equilibrio, se obtiene las composiciones líquidas respectivas. La mezcla utilizada en estos experimentos es etanol y agua, cuya mezcla es considerada como no ideal.

TABLA II
ESPECIFICACIONES TERMODINÁMICAS DE LOS COMPONENTES

Parámetro	Etanol	Agua	Unidades
Densidad (ρ)	0.789	1	g/cm^3
Peso molecular (MW)	46.069	18.01528	g
Temperatura de ebullición (T_b)	78.4	100	$^{\circ}C$
Calor específico (C_p)	0.1124	0.192	$kJ/mol^{\circ}C$
Entalpía de vaporización (λ)	38.560	40.650	kJ/mol

Las especificaciones físicas de los componentes de la mezcla binaria se presentan en la Tabla II. La validación experimental del modelo dado en (17) se realizó considerando: 2000 ml de etanol, 2000 ml de agua y una presión total de 105,86 kPa.

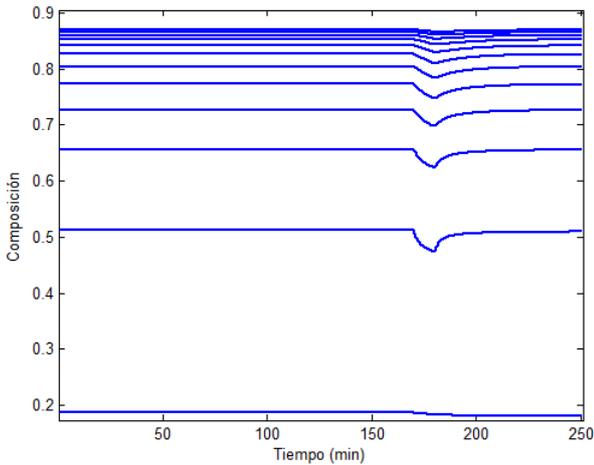


Figura 3. Comportamiento dinámico del vector de estados.

TABLA III
ENTRADAS DEL PROCESO

Entrada	Señal	Tiempo de inicio
Q_b	Escalón 0 - 250 Watts	0 min
R	Total	0 min
Q_b	Escalón 250 - 1250 Watts	70 min
Q_b	Escalón 1250 - 1875 Watts	100 min
R	Pulso ($t_{on} = t_{off} = 6s$)	170 min
R	Total	180 min

El tiempo de muestreo es de 3 segundos y el tiempo total del experimento fue de 250 minutos una vez que se alcanzó el estado estable. Q_b inicia con un valor de 250 *Watts*, al minuto 70 se incrementa a 1250 *Watts*, en el minuto 100, se realiza otro incremento hasta los 1875 *Watts*. Los picos presentes en los minutos 170 y 180 se deben a la acción de la apertura de la válvula de

reflujo (Ver Fig. 3). Los cambios realizados se muestran en la Tabla III.

En la Fig. 4 se muestra la variación de los parámetros a través de la potencia calefactora, esta es proporcionada por la resistencia calefactora localizada en el hervidor. Para este trabajo se considera que la variación es del rango de 10% al 100% de la potencia total (2500 *Watts*).

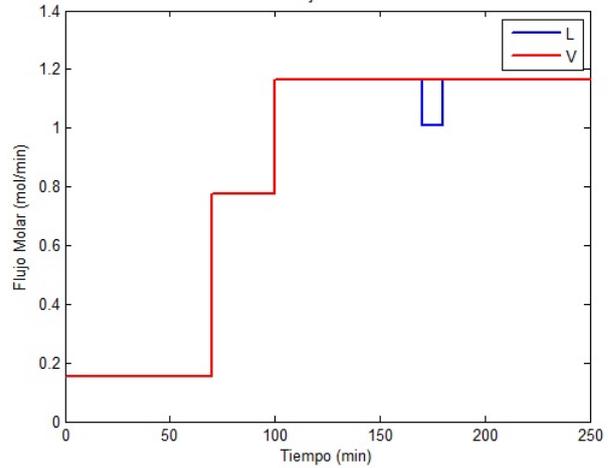


Figura 4. Evolución de los parámetros

Los cambios aplicados a la potencia calefactora se ven reflejados directamente en los parámetros L y V y estos a su vez, producen variaciones directamente en las funciones de ponderación como se ilustra en la Fig. 5.

Las Figs. 6, 7 y 8 ilustran la comparación del sistema no lineal y el modelo singular LPV obtenido.

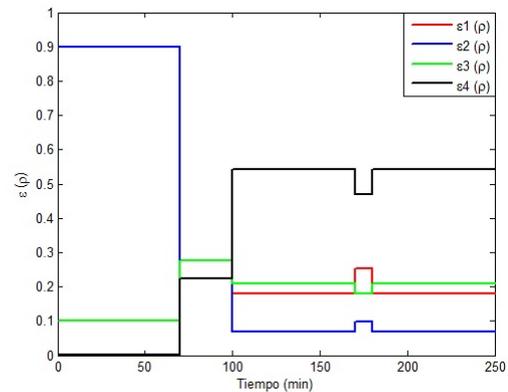


Figura 5. Evolución de las funciones de ponderación en el tiempo

VI. CONCLUSIONES

En el presente trabajo se muestra una estrategia para simplificar el modelo no lineal de una columna de destilación. El modelo considera las características físico-químicas de la planta y las describe a través de ecuaciones algebro-diferenciales. El modelo singular LPV obtenido es validado experimentalmente en una columna de destilación binaria con la mezcla etanol-agua. Por la dinámica propia del sistema, el modelo se presenta en una estructura triangular, lo que facilita su uso en tareas de estimación

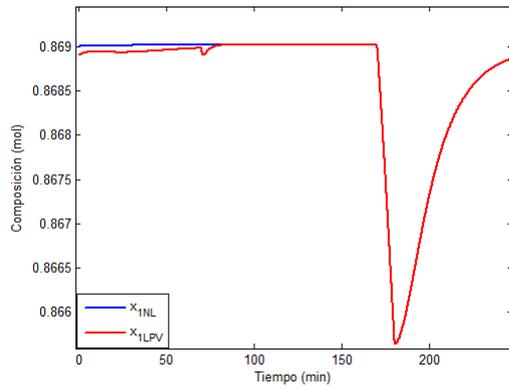


Figura 6. Comparación del modelo no lineal y el modelo singular LPV en el condensador.

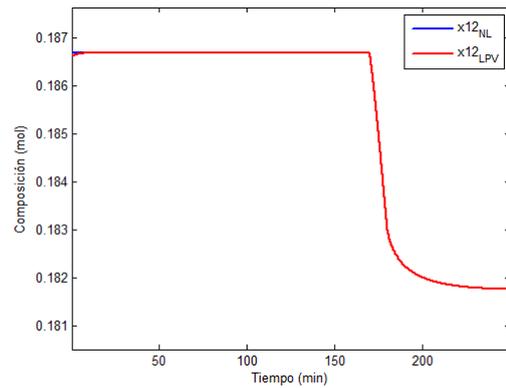


Figura 8. Comparación del modelo no lineal y el modelo singular LPV en el hervidor.

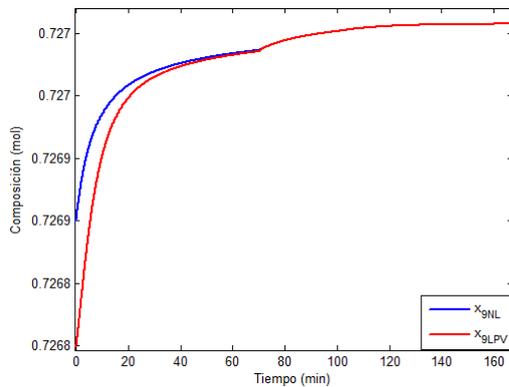


Figura 7. Comparación del modelo no lineal y el modelo singular LPV en x_9 .

Yang, L., Q. Zhang, X. Duan, G. Zhai y G. Liu (2006). Robust passive control of singular systems with uncertainties. En: *Proceedings of the 2006 American Control Conference, Minneapolis, Minnesota, USA*, pp. 3643–3647.

Zhu, G., L. Henson y L. Megan (2001). Low-order dynamic modeling of cryogenic distillation columns based on nonlinear wave phenomenon. *Separation and Purification Technology* **24**, 467–487.

de variables o incluso para esquemas de control avanzado como diagnóstico de fallas y control tolerante a fallas.

REFERENCIAS

- Briat, D. (2008). *Comande et Observation Robustes des Systemes LPV Retardés*. Phd thesis. Grenoble INP.
- Cingara, A. y M. Jovanovic (1990). Analytical first order dynamic model of binary distillation column. *Chemical Engineering Science* **45**, 3585–3592.
- Hamdi, H., M. Rodrigues, C. Mechmeche, D. Theilliol y B. Braiek (2009). State estimation for polytopic lpv descriptor systems: application to fault diagnosis. En: *Preprints of the 7th IFAC Symposium on Fault Detection, Supervision and Safety of Technical Process*. Barcelona, Spain.
- Linhart, A. (2009). An aggregation model reduction method for one-dimensional distributed systems. Tesis de doctorado. Norwegian University of Science and Technology. Department of Chemical Engineering.
- Linhart, A. y S. Skogestad (2009). Computational performance of aggregated distillation models. *Computers and Chemical Engineering* **33**, 296–308.
- Luyben, W. L. (1992). *Practical Distillation Control*. Van Nostrand Reinhold, New York, USA.
- Lévine, J. y P. Rouchon (1991). Quality control of binary distillation columns via nonlinear aggregated models. *Automatica* **27**(3), 463–480.
- Perry, R.H. (1999). *Perry's Chemical Engineer's Handbook*. 7 ed. McGraw-Hill.
- Skogestad, S. (1997). Dynamics and control of distillation columns: A tutorial introduction. *Institution of Chemical Engineers* **75**, 539–562.
- Wittgand, B. y S. Skogestad (1995). Evaluation of dynamic models of distillation columns with emphasis on the initial response. En: *Proceedings of DYCORN'95 Symposium*. Helsingor, Denmark. pp. 1–10.