



Control PI de una Columna de Destilación Binaria: Sintonización Sistemática

PI Control of a Binary Distillation Column: Systematic Tuning

Alan Martín Zavala Guzmán, Héctor Hernández Escoto*, Salvador Hernández Castro, Juan Gabriel Segovia Hernández

Universidad de Guanajuato – Guanajuato, Departamento de Ingeniería Química, Noria Alta s/n, 36050, Guanajuato, Gto. MEXICO

**hhee@ugto.mx*

Resumen

En este trabajo se presenta la sintonización de controladores PI de una columna de destilación binaria. Se sigue una estrategia de asignación de polos estables a una dinámica lineal que describe la convergencia del sistema de control. La técnica que resulta depende de sólo dos parámetros que se relacionan directamente con el comportamiento oscilatorio y la velocidad de respuesta deseados, y sintoniza simultáneamente y sistemáticamente los dos controladores del sistema de control. Lo anterior reduce de forma considerable la actividad de prueba-y-error que típicamente se realiza. Vía simulación se ilustra el desempeño del sistema de control, mostrando que la técnica es una buena alternativa de sintonización.

Palabras Clave: Control PI, Columna de Destilación Binaria, Sintonización Sistemática, Sintonización por Asignación de Polos.

Abstract

This work addresses the tuning of PI controllers for a binary distillation column, following an approach of assigning stable poles to a linear dynamics that approximately describes the control system convergence. The resulting technique depends only two parameters, directly related with the desired oscillatory behavior and response velocity for the control system, and tunes the two controllers of the control system controllers in a simultaneous and systematic way. This technique substantially reduces trial-and-error activities on tuning this controller. Via simulation, the control system performance is illustrated, showing that this technique is a good tuning choice.

Keywords: PI Control, Binary Distillation Column, Systematic Tuning, Pole Assignment Tuning.



1. Introducción

La destilación es un proceso de separación que ofrece una forma efectiva para separar mezclas de líquidos y es el más utilizado en la industria química; sin embargo, tiene el inconveniente de ser un gran consumidor de energía, causando hasta el 50% del costo operativo de una planta (Van Diggelen y col., 2010), y debido a ello sigue siendo un objeto de estudio.

En el área de análisis dinámico y control de procesos, las columnas de destilación han sido analizadas bajo la aplicación de diferentes estrategias, desde aquellas que aplican controladores convencionales PID, hasta avanzadas que se basan en los modelos no-lineales de las columnas (Venkateswarlu y col., 1997; Van Diggelen y col., 2010; y referencias en ellos). Lo segundo mencionado supone una mayor efectividad en la operación automática de la columna que los convencionales; sin embargo, los controladores PID se han implementado de forma regular en la industria.

Considerando la implementación de controladores, se puede decir que los avanzados (o aquellos basados en modelos no lineales) antepone cierta complejidad que requiere una mayor inversión en tiempo, equipo y personal que los convencionales. En la implementación de los convencionales, una vez establecida la configuración de control, la principal dificultad se tiene en establecer valores adecuados de sus ganancias. Para ello, se realizan procedimientos exhaustivos de “prueba y error”, que la mayor parte de las veces se apoyan en técnicas de tipo Ziegler-Nichols (Finco y Luyben, 1989).

Con base en la problemática mencionada, y que los controladores PID han mostrado un

buen desempeño en la operación de columnas de destilación, en este trabajo se explora el seguimiento de una estrategia de sintonización hacia la obtención de una técnica sistemática de sintonización para columnas de destilación; en este caso, por una cuestión metodológica, se considera una columna de destilación binaria ideal.

2. La Columna de Destilación y su Sistema de Control

Se considera una columna de destilación de platos, de operación continua, para separar una mezcla binaria que entra con cierto flujo y con una condición de líquido saturado en cierto plato de alimentación (Figura 1). Para regular la operación de la columna se considera una configuración de control típica en el que la composición del líquido que sale del domo se controla con el reflujo, y la composición del líquido del fondo, con el vapor (Luyben, 1989).

2.1. Modelo Matemático de la Columna de Destilación

El comportamiento de la columna de destilación está descrito por el siguiente conjunto de ecuaciones diferenciales ordinarias, que resultan de un balance de materia y suponiendo un proceso ideal bajo las siguientes suposiciones: la volatilidad relativa de la mezcla es constante e igual en cada uno de los platos, los flujos de vapor y líquido a través de los platos de la columna son constantes en condiciones de estado estacionario, y los platos tienen una hidráulica lineal.

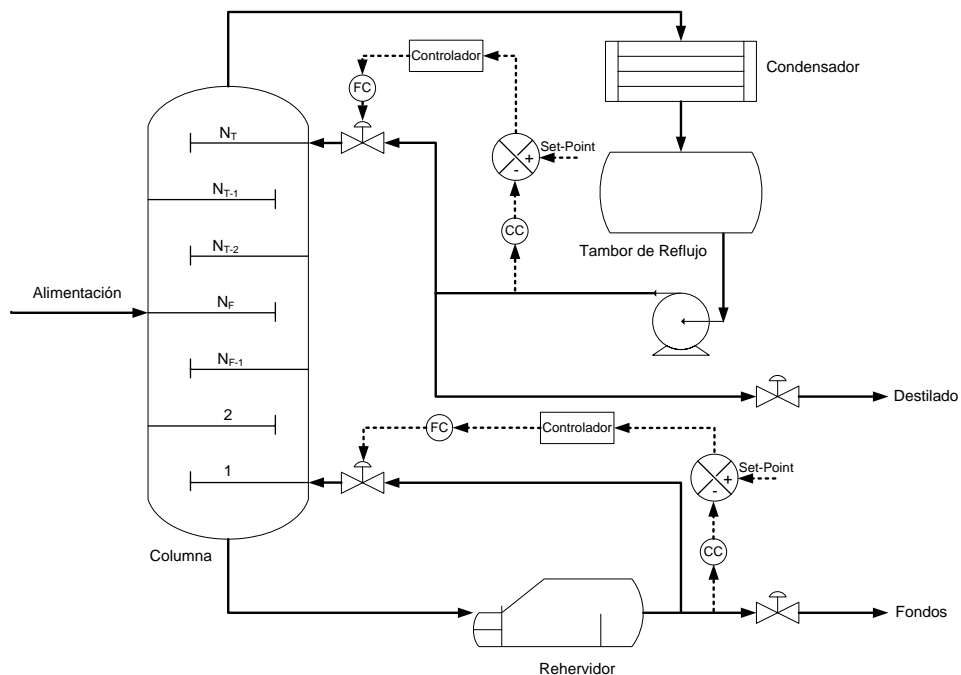


Figura 1. Sistema de Control de la Columna de Destilación.

$$\frac{dx_B}{dt} = \frac{L_1 x_1 - V y_B - B x_B}{M_B}, \quad x_B(0) = x_{B_0}, \quad \psi_B(t) = x_B(t), \quad (1a)$$

$$\frac{dx_n}{dt} = \frac{L_{n+1}(x_{n+1} - x_n) + V(y_{n-1} - y_n)}{M_n}, \quad x_n(0) = x_{n_0}, \quad n = 1, 2, \dots, N_T, \quad (1b)$$

$$\frac{dx_{N_F}}{dt} = \frac{L_{N_F+1}(x_{N_F+1} - x_{N_F}) + V(y_{N_F-1} - y_{N_F}) + F(z - x_{N_F})}{M_{N_F}}, \quad x_{N_F}(0) = x_{N_{F_0}}, \quad (1c)$$

$$\frac{dx_{N_T}}{dt} = \frac{R(x_D - x_{N_T}) + V(y_{N_T-1} - y_{N_T})}{M_{N_T}}, \quad x_{N_T}(0) = x_{N_{T_0}}, \quad (1d)$$

$$\frac{dx_D}{dt} = \frac{V(y_{N_T} - x_D)}{M_D}, \quad x_D(0) = x_{D_0}, \quad \psi_D(t) = x_D(t), \quad (1e)$$

$$\frac{dM_n}{dt} = L_{n+1} - L_n, \quad M_n(0) = M_{n_0}, \quad (1f)$$



$$\frac{dM_{N_F}}{dt} = L_{N_F+1} - L_{N_F} + F, \quad M_{N_F}(0) = M_{N_{F0}}, \quad (1g)$$

$$\frac{dM_{N_T}}{dt} = R - L_{N_T}, \quad M_{N_T}(0) = M_{N_{T0}}, \quad (1h)$$

$$y_n = \frac{\alpha x_n}{1 + (\alpha - 1)x_n}, \quad L_n = \bar{L}_n + \frac{M_n - \bar{M}_n}{\beta}, \quad (1i,j)$$

Donde x_D y x_B es la fracción mol del componente más volátil (composición) en el líquido que sale del domo (destilado) y del fondo, respectivamente; x_n son las composiciones del líquido en cualquier plato n . N_T es el número de platos en la columna y N_F se refieren al número del plato de alimentación. M_n es la masas de líquido en el plato n , L_n es el flujo del liquido que se derrama de la etapa n , y V es el flujo de vapor a lo largo de la columna. F es el flujo de alimentación a la columna, y z es la composición en la corriente de alimentación; R es el reflujo de la columna. y_n es la composición del vapor, en el plato n , donde α es la volatilidad relativa. \bar{L}_n y \bar{M}_n son los valores de referencia del liquido derramado y la masa retenida en la etapa n , respectivamente, donde β es la constante de tiempo hidráulico. Ψ_D y Ψ_B son las mediciones de composición en el destilado y en el fondo, respectivamente, que se suponen continuas y trivialmente son iguales a x_D y x_B .

2.2 Controladores PI

En este caso tenemos un sistema donde el estado está definido por las composiciones en cada una de las etapas ($x_B, \dots, x_n, \dots, x_D$), las entradas de control por R y V , y las variables de salida por Ψ_D y Ψ_B , o lo que es lo mismo x_B (1a) y x_D (1e), y las potenciales perturbaciones del sistema son z y F . Se asume una medición instantánea de las salidas; aunque en la práctica esto no es posible, el ejercicio que aquí se realiza es para mostrar que un controlador PI puede funcionar, y es un primer ejercicio metodológico hacia el diseño de sistemas de control prácticos

Tomando una configuración típica de control, se considera que x_D se controlará con R y x_B con V . Luego, los correspondientes controladores convencionales de tipo PI son:

$$u = \bar{u} - K_C^x \tilde{x} - K_I^x \int_0^t \tilde{x}(\tau) d\tau, \quad u = R \text{ ó } V, \quad x = x_D \text{ ó } x_B, \quad \tilde{x} = x - \bar{x}, \quad (2)$$

Donde K_C^x y K_I^x son las ganancias proporcional e integral de cada controlador. \tilde{v} se refiere a la desviación de cualquier

variable v con respecto a su valor nominal (\bar{v}). \bar{v} , en el caso de las entradas se establece típicamente del diseño del proceso, y en el



caso de las salidas son los valores deseados (set-point).

2.3 El Problema de Control

Como se puede ver, en este sistema de control ya se tienen establecidos los lazos de control y el tipo de controlador. Luego, el paso que resta en el diseño de este sistema de control es la sintonización de los controladores.

Entonces, el problema de control de este trabajo corresponde particularmente a encontrar de manera sistemática los valores adecuados de las ganancias, de tal manera que el sistema de control sea capaz de mantener o llevar las composiciones del destilado y del fondo a ciertos valores deseados ($(x_B, x_D) \rightarrow$

$$\dot{\tilde{x}} = -\frac{1}{\tau_x} + \frac{K_x}{\tau_x} \tilde{u}, \quad u = R \text{ ó } V,$$

La constante de tiempo (τ_x) y la ganancia estática (K_x) se identifican con base en la respuesta que se genera de x con el modelo de la columna (1) al aplicar un cambio de tipo escalón en u de $\pm 1\%$ (Seborg, y col., 2004).

$$\frac{\tau_p}{K_p K_I} \ddot{\tilde{x}} + \left(\frac{1}{K_p K_I} + \frac{K_C}{K_I} \right) \dot{\tilde{x}} + \tilde{x} = 0 \quad (4)$$

Esta dinámica se supone que describe de forma aproximada el comportamiento de cada salida en el sistema de control. Como se puede observar, su peculiaridad es que sus polos se pueden asignar a través de los valores de las ganancias. De aquí, se puede

$$\tau_R^2 \ddot{\tilde{x}} + 2\zeta_R \tau_R \dot{\tilde{x}} + \tilde{x} = 0 \quad \tau_R, \zeta_R > 0 \quad (5)$$

(\bar{x}_B, \bar{x}_D)), aún cuando se presenten perturbaciones (p. ej., $z \neq \bar{z}$).

3. Sintonización

Siguiendo la técnica de asignar polos estables a cierta dinámica lineal para que ésta sea convergente, la estrategia se basa en una dinámica lineal que describa el comportamiento del sistema de control.

Primero, se propone describir de forma individual a través de una dinámica lineal de primer orden, la respuesta natural de cada una de las salidas del proceso con respecto a su entrada de control asignada:

$$x = x_D \text{ ó } x_B, \quad (3)$$

Luego, a la Ec. (3) se le sustituye el controlador (2), generándose la siguiente dinámica lineal de segundo orden, para cada par entrada-salida:

delinear como estrategia de sintonización a la selección de ganancias que asignen polos estables a (4).

Para asignar los valores de las ganancias se toma como referencia la siguiente EDO de 2do. orden,



la cual es estable y de comportamiento caracterizado a través de sus parámetros (Stephanopoulos, 1984): τ_R es la constante de tiempo y ξ_R es el factor de amortiguamiento.

$$\tau_R = n\tau_x \xi_R \quad (6)$$

donde n se puede ver como el número de veces que la dinámica (5) es más rápida que la dinámica del proceso (3).

Se puede decir que si los coeficientes de la dinámica de convergencia (4) tiene los mismos valores de la dinámica de referencia

$$K_C = \frac{2n-1}{K_P}, \quad K_I = \frac{n^2}{K_P \xi_R^2 \tau_P} \quad (7)$$

Se obtienen expresiones para dar valores a las ganancias en términos del comportamiento natural del proceso (a través de τ_x y K_x), y quedando el mismo par de parámetros de sintonización (ξ_R , n) para cada par de ganancias de los controladores (K_C^x, K_I^x).

Con base en (7), se propone el siguiente procedimiento de sintonización:

- 1: Identificar los parámetros (τ_P , K_P) para cada par entrada-salida.
- 2: Establecer un factor de amortiguamiento. Cabe mencionar que la determinación de ξ_R puede seguir varios caminos. Por ejemplo, si uno hace un ejercicio de minimización del ITSE con respecto a ξ_R de la dinámica de referencia (5), el valor resultante es de $\xi_R =$

El tiempo de asentamiento de esta dinámica de referencia (5) y el de la respuesta del proceso (3) son, respectivamente, $t_R = 4\tau_R / \xi_R$ y $t_x = 4\tau_x$; y si se establece que t_R es una fracción de t_x ($t_x = (1/n) t_R$), τ_R se asocia con τ_x a través de:

(5), entonces (4) tendrá el mismo comportamiento estable de (5), o lo que es lo mismo tendrá los mismos polos estables. Entonces, se igualan los coeficientes de (4) con los de (5), sustituyendo también (6), y las ecuaciones algebraicas resultantes se resuelven para las ganancias:

0.7865. Por otra parte, si se realiza un ejercicio de determinar el valor de ξ_R para el cual el sobredisparo no sobrepase el valor nominal de la salida más un 2%, el valor resultante es de $\xi_R = 0.84125$.

3: Calcular K_C^x y K_I^x para un valor de $n = 1$, y probar el desempeño de los controladores. Se apuesta que con este valor el sistema de control convergerá.

4: Repetir el Paso 3 para valores mayores de n, si se quiere o requiere hacer más rápida la respuesta del sistema de control.

4. Desempeño del Sistema de Control

Para visualizar el comportamiento del sistema de control con las ganancias resultantes de la técnica de sintonización, se considera como



banco de trabajo el caso presentado por Luyben (1989), que consiste en una columna de destilación binaria ideal con 20 etapas (100% eficientes), con una sola alimentación de líquido saturado de 100 mol/min en la etapa 10, con una composición de 0.55 en base al componente más volátil. Esta también considera una volatilidad relativa de 2, constante a lo largo de la columna. El reflujo es de 128 mol/min y el del vapor, de 178 mol/min. Con base en estas condiciones, la columna de destilación en su estado estacionario alcanza una composición de domo de 0.992 y de fondo de 0.108. Estos

valores se consideran como los nominales de operación; luego, el problema de control corresponde a mantener estos valores de salidas, manipulando reflujo y flujo de vapor, correspondientemente, aunque haya perturbaciones, por ejemplo, en la composición de la corriente de alimentación y/o en su flujo.

Con base en la respuesta a lazo abierto de esta columna a cambios de tipo escalón en las entradas, las constantes de tiempo y ganancias estáticas identificadas para cada para entrada-salida son:

Tabla 1

Lazo \ Parámetros	(R, x_D)	(V, x_B)
K_x (min/mol)	9.4×10^{-4}	-1.7×10^{-2}
τ_x (min)	3.92	4.89

Aplicando la Ec. (7), las ganancias de los controladores toman la siguiente forma:

Tabla 2

Lazo \ Parámetros	(R, x_D)	(V, x_B)
K_C^x	$\frac{2n-1}{9.4 \times 10^{-4}}$	$\frac{2n-1}{-1.7 \times 10^{-2}}$
K_I^x	$\frac{1}{(9.4 \times 10^{-4})(3.92)} * \frac{n^2}{\xi_R^2}$	$\frac{1}{(-1.7 \times 10^{-2})(4.89)} * \frac{n^2}{\xi_R^2}$

Aquí se aprovecha para resaltar que las 4 ganancias dependen, todas, de sólo 2 parámetros de sintonización: ξ_R y n . Y de esta forma, las 4 ganancias se determinan simultáneamente.

Para ilustrar el desempeño del sistema de control se considera una perturbación en la

composición de la alimentación de $\tilde{z} = -0.03$ es decir $z = 0.52$. En la Figura 2 se muestra el comportamiento del sistema de control de la columna para diferentes valores de ξ_R con $n = 1$.

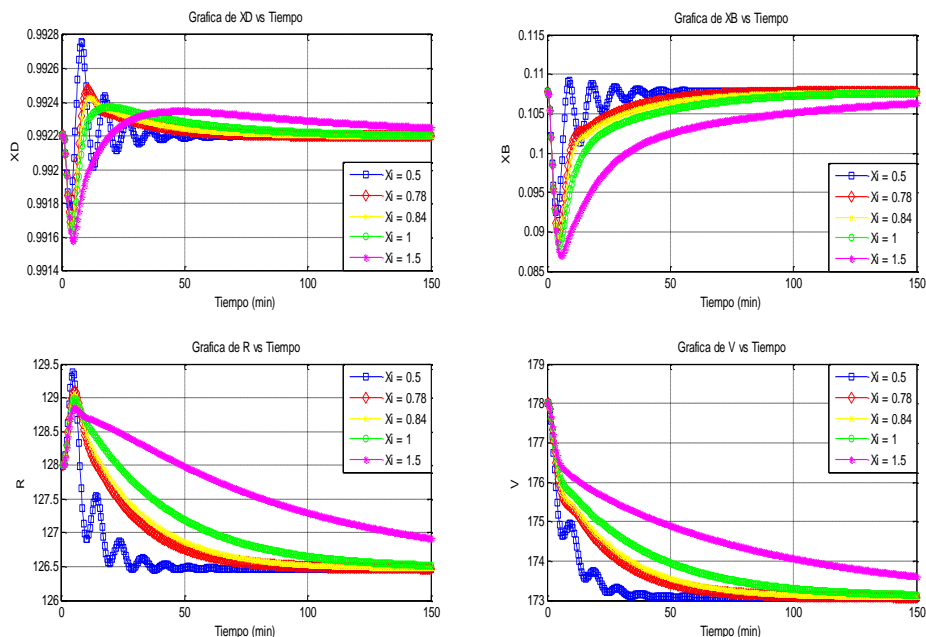


Figura 2. Comportamiento del sistema de control ($n=1$, variación de ξ_R).

En esta Figura se puede notar que a menor ξ_R hay una respuesta más oscilatoria de x_D y x_B ; aunque es menor el tiempo de convergencia. Se puede pensar que la oscilación no es conveniente en las entradas de control porque implicaría mucho “movimiento mecánico” en los equipos. Tomando en cuenta este último aspecto se eligió un factor de amortiguamiento de $\xi_R = 0.84$.

En la Figura 3 se muestra el comportamiento del sistema de control con diferentes valores de n y un factor de amortiguamiento $\xi_R = 0.84$. Se puede notar que a mayor n , menor es el tiempo de convergencia, pero mayor es el esfuerzo de control. Cabe mencionar que desde $n = 1$ se obtiene convergencia.

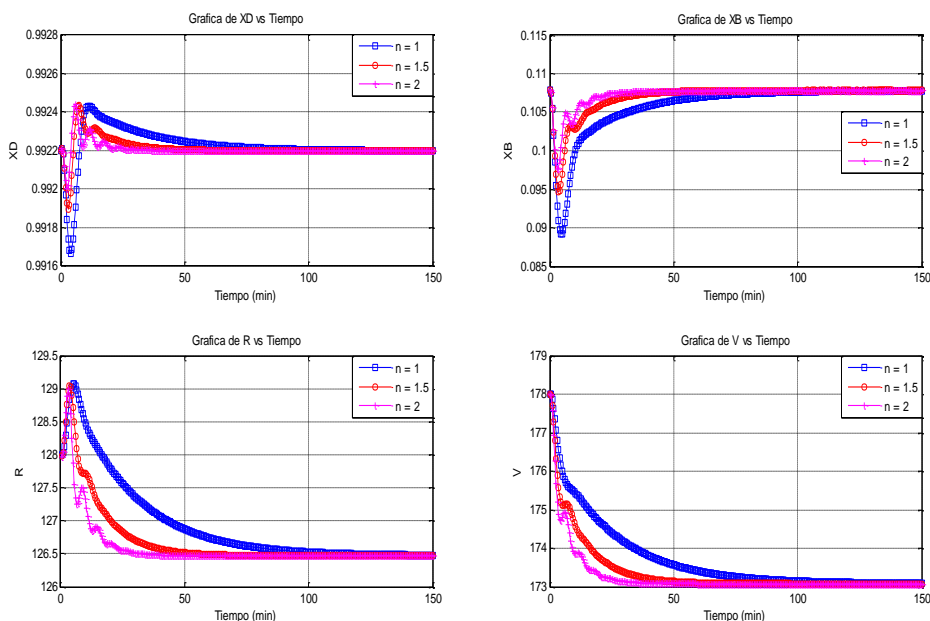


Figura 3. Comportamiento del sistema de control ($\xi_R = 0.84$, variación de n).

En la Figura 4 se compara el comportamiento del sistema de control con las ganancias dadas por Luyben (1989) y las ganancias

obtenidas con una $\xi_R = 0.84$ y $n = 2$. En la Tablas siguientes se comparan los valores de las ganancias.

Tabla 3: Valores de ganancias de controladores PI

Ganancia	Luyben (1989)	Asignación de Polos ($\xi_R = 0.84, n = 2$)
$K_C^{X_B}$	-1000	-176.5
$K_I^{X_B}$	-800	-68.2
$K_C^{X_D}$	1000	3191.5
$K_I^{X_D}$	200	1538.5



Tabla 4: Parámetros de sintonización equivalentes a las ganancias de Luyben (1989)

Ganancia	Luyben (1989)	n	ξ_R
$K_C^{X_B}$	-1000	9	1.1036
$K_I^{X_B}$	-800		
$K_C^{X_D}$	1000	0.97	1.129
$K_I^{X_D}$	200		

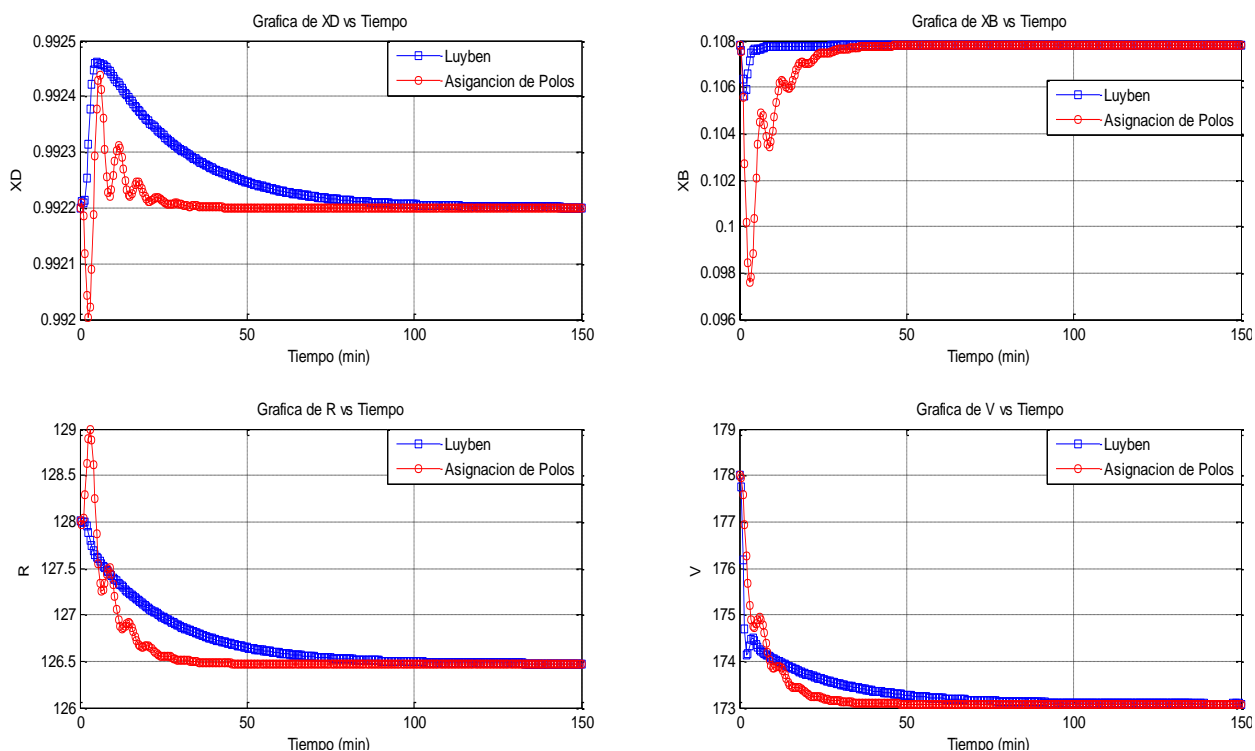


Figura 4. Desempeño del sistema de control: sintonización por Luyben (1989) vs sintonización por asignación de polos.

Se puede notar que bajo las ganancias dadas por Luyben, para regular la composición de fondo, el sistema de control se desempeña de mejor manera que bajo las ganancias dadas por asignación de polos, pero la técnica por asignación de polos da un mejor desempeño

para controlar la composición de domo. De aquí, lo que se puede decir es que la técnica de asignación de polos provee ganancias adecuadas para el control de la columna. Por otra parte, si tomamos en cuenta un tiempo total de asentamiento (considerando tanto el



del domo como el del fondo) los valores de ganancias dados por asignación de polos proveen un mejor desempeño que lo dado por las ganancias de Luyben. Lo anterior esta acorde con el valor de las ganancias: para controlar x_D , es mayor el valor de las ganancias por asignación de polos que las dadas por Luyben, pero es lo inverso en el controlador de x_B . Y por otro parte, las ganancias de Luyben corresponden a un ξ_R mayor que el dado en la asignación de polos; entonces, el comportamiento en el sistema de control con las ganancias de Luyben es menos oscilatorio que el de las ganancias por asignación de polos.

Finalmente, en la Figura 5 se muestra el desempeño del control de la columna de destilación a diferentes perturbaciones en la composición de alimentación de la columna ($\xi_R = 0.84$ y $n = 2$). Se puede observar que en el sistema de control se regulan las composiciones del destilado y fondo sin grandes problemas, aunque inherentemente los esfuerzos de control aumentan, pero los tiempos de convergencia, no de forma considerable.

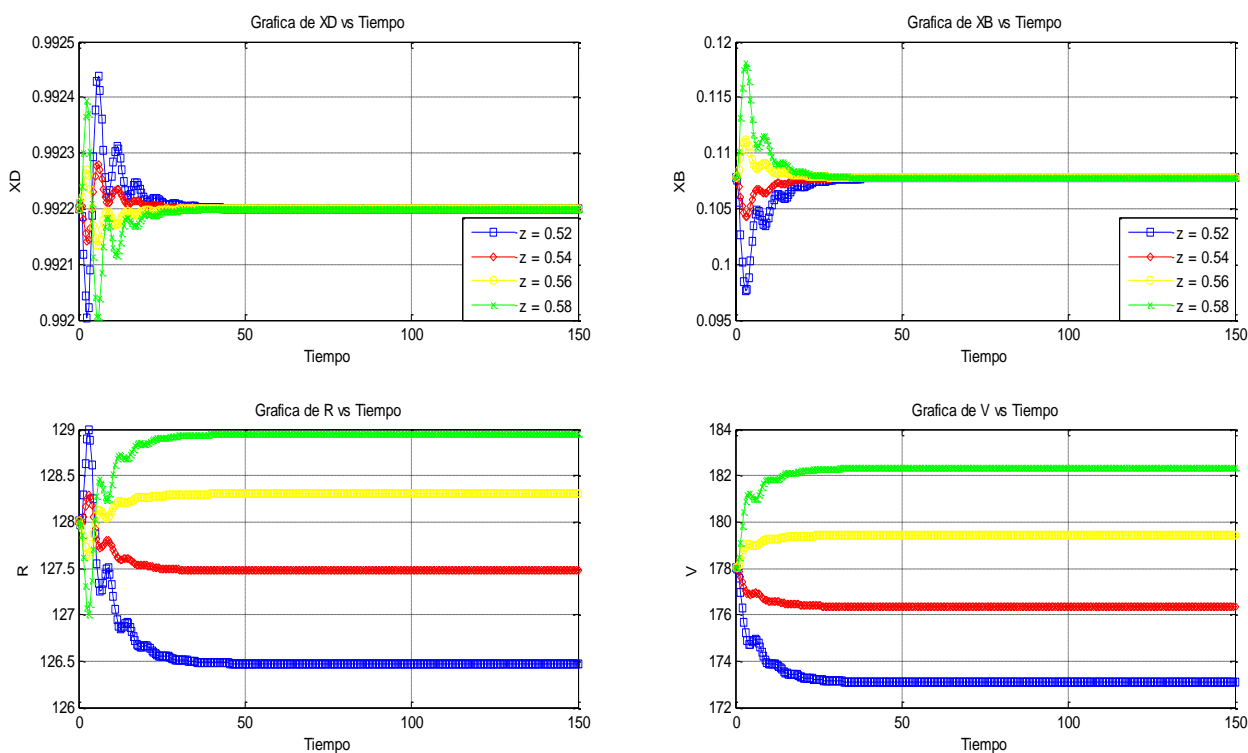


Figura 5. Desempeño del sistema de control de la columna de destilación a diferentes perturbaciones en la composición de alimentación.

5. Conclusiones

En este trabajo se presentó una técnica de sintonización sistemática de controladores convencionales PI, para un sistema de control MEMS de una columna de destilación binaria. Mediante esta técnica se determinó de manera rápida los valores de las ganancias para obtener un



desempeño convergente del controlador, lo que disminuye considerablemente la actividad de “prueba y error” en la sintonización. El desempeño de los controladores sintonizados con esta técnica se ilustró vía simulación para diferentes valores de perturbaciones, mostrando que es capaz de regular la columna de destilación sin mayores problemas

Bibliografía

- Finco, M. y Luyben, W. L., 1989. Control of distillation columns with low relative volatilities, *Ind. Eng. Chem. Res.*, 28, 75-83.
- Luyben, W. L., 1989. *Process modeling, simulation, and control for chemical engineers*. 2nd Edition, McGraw-Hill, USA.
- Seborg, D. E., Edgar, T. F. y Mellichamp, D. A., 2004. *Process dynamics and control*, 2nd Edition, Wiley, USA.
- Stephanopoulos, G., 1984. *Chemical Process Control: An Introduction to Theory and Practice*. Editorial Prentice Hall, USA.
- Van Diggelen, R. C., Kiss, A. A. y Heemink, A. W., 2010. Comparison of control strategies for dividing-wall columns, *Ind. Eng. Chem. Res.*, 49, 288-307.
- Venkateswarlu, C. y Gangiah, K., 1997. Comparison of nonlinear controllers for distillation startup and operation, *Ind. Eng. Chem. Res.*, 36, 5531-5536.

....