

DISEÑO E IMPLEMENTACION DE UN SISTEMA DE CONTROL DIFUSO A UNA COLUMNA DE DESTILACION

DESIGN AND IMPLEMENTATION OF FUZZY CONTROL SYSTEM TO A DISTILLATION COLUMN

*Andrianov Lenin Palacios Ambrocio*¹

*Cesar Augusto Mori Rebaza*²

*Damian Manayay Sanchez*³

*Williams Castillo Martinez*⁴

Fecha de recepción: 09 marzo 2015

Fecha de aceptación: 20 junio 2015

Resumen

Se desarrolla e implementa un controlador difuso a una unidad de destilación continua; describiéndose los recursos utilizados tales como el modelo de equilibrio de fases líquido-vapor para etanol-agua (Modelo de gas ideal para la fase vapor – Modelo de Wilson para la fase líquida) y el modelo que describe la dinámica de la unidad de destilación continua. Las variables de control incluyen a la diferencia entre set-point de composiciones de productos y la composición real (x_D, x_B) y las variables de proceso son el caudal de alimentación [Lt./hr], potencia de hervidor [W] y reflujo [seg./seg.]. Se validan los resultados obtenidos por los modelos y por el controlador implementado. El controlador difuso trabaja a la destilación en estado estable a 78.4°C en el condensador y 87.9°C en el hervidor, trabajando a set-points de $x_D = 0.78$ ($\varepsilon = 2.97\%$) y $x_B = 0.10$ ($\varepsilon = 35.31\%$).

Palabras claves: Destilación, lógica difusa, control difuso.

Abstrac

It develops and implements a fuzzy controller to a continuous distillation unit; describing the resources used such as balance model for liquid-vapor phase ethanol-water (Ideal gas model for the vapor phase - Wilson model for the liquid phase) and the model that describes the dynamics of the continuous distillation unit. The control variables include the difference between set-point of product compositions and the real composition (x_D, x_B) and process variables are the feed rate [Lt./hr], kettle power [W] and reflux [sec./sec.]. Results are validated by the models and implemented by the controller. The fuzzy controller operates at steady state distillation to 78.4 °C in the condenser and 87.9 °C in the boiler, working to set-points of $x_D = 0.78$ ($\varepsilon = 2.97\%$) and $x_B = 0.10$ ($\varepsilon = 35.31\%$).

¹ Adscrito a la Escuela de Ingeniería Agroindustrial. Facultad de Ingeniería. Ingeniero. Universidad Nacional del Santa, Ciudad Universitaria Urb. Bellamar S/N. Nuevo Chimbote Ancash, Perú. alphablondi@hotmail.com

² Supervisor de Gestión Ambiental. Planta Huacho – Exalmar. Ingeniero. Huacho. Lima. Perú. cmori@exalmar.com.pe.

³ Adscrito a la Escuela de Ingeniería en Industrias Alimentarias. Facultad de Ingeniería. Doctor. Universidad Le Cordon Bleu. Miraflores Lima, Perú. damian.manayay@ulcb.edu.pe.

⁴ Adscrito a la Escuela de Ingeniería Agroindustrial y Comercio Exterior. Facultad de Ingeniería, Arquitectura y Urbanismo. Magister. Universidad Nacional del Santa, Ciudad Universitaria Urb. Bellamar S/N. Nuevo Chimbote Ancash, Perú. williamsscm@hotmail.com.

Keywords: *Distillation, fuzzy logic, fuzzy control*

1. Introducción

El objetivo clásico del control de procesos en ingeniería es mantener las variables en sus puntos de operación y a las variables controladas en régimen estable y sin perturbaciones. Los controladores PID y las técnicas de control convencional y/o monovariante realizan muy bien este objetivo; sin embargo cabe señalar que en la actualidad el campo de estas variables se ha ampliado y ya no solo se requiere estar dentro de los rangos de operación, sino que dichos rangos cumplan también con los nuevos enfoques de la industria tales como los relacionados a temas económicos, seguridad, medioambientales o de calidad. Es así que los rangos de operación son cada vez más estrictos y reducidos y los parámetros de operación cambian con frecuencia según los requerimientos del mercado, clientes y entidades normativas.

Para cada uno de los problemas antes mencionados se han desarrollado investigaciones para minimizarlos, pero muchos de estos solo han sido trabajos teóricos o no han sido probados experimentalmente. Desde mediados de los años 70 se empieza a extender el concepto de conjunto difuso (o borroso) hacia la lógica, apareciendo la lógica difusa y con ello se desarrollaron aplicaciones a los sistemas de control diseñados con esta lógica. Como la lógica difusa obtenía respuestas a partir de conceptos ambiguos, propios del lenguaje humano, es que su estudio se incluye junto con las Redes neuronales artificiales, el control basado en modelo, y sistemas expertos, como alternativas del nuevo concepto de control basado en la experiencia humana y así se logra una mayor similitud entre los controles automáticos y el operador humano.

La destilación es el proceso de separación más utilizado en la industria química, debido a que es popular es que se ha estudiado de muchas maneras utilizando modelos cada vez más elaborados y con ello, sistemas de control cada vez más robustos. El proceso de destilación es un método de separación el cual tiene un suministro de energía ubicado en el hervidor donde se tiene la temperatura más elevada del proceso, y es ahí donde se entrega la energía. También, y para cerrar el ciclo, cuenta con un sumidero de dicha energía el cual se ubica en el condensador y retira parte de la energía remanente del proceso el cual puede no sea utilizada en el proceso. Debido al incremento en el costo de la energía, (tanto en combustibles fósiles como de la energía eléctrica de red pública) es que surge la necesidad de aprovechar al máximo esta energía, evitando inestabilidades de proceso que pueden conllevar a paradas prolongadas en planta, mermas por calidad de producto terminado, sanciones por entidades reguladoras y/o alteraciones en el medioambiente.

Es con este enfoque que se plantea implementar un controlador difuso a la Unidad de destilación continua automatizada, y definir la metodología así como también evaluar las bondades de esta nueva estrategia de control en la práctica, que poco a poco está ganando campo en su aplicación a diversas áreas de la industria, transporte, tecnología, etc.

2. Materiales y métodos

Con el objetivo de implementar un sistema de control difuso para la unidad continua de destilación automatizada (Figura 1), es necesario contar con un modelo para el entrenamiento (Training). El modelo consta de dos partes, la primera parte define el comportamiento de la mezcla Etanol-Agua (Equilibrio de fases líquido-vapor) y la segunda parte define los principios de la operación unitaria de destilación por medio de un modelo dinámico. Una vez que se consolida y valida el modelo, el siguiente paso es diseñar el sistema de control acorde a los parámetros de operación del equipo real y para ello es necesario ejecutar varias simulaciones del modelo para establecer el efecto de cada parámetro del proceso (output del controlador) sobre las variables de interés del proceso (Input del controlador). Como último paso, se requiere

implementar el sistema de control una vez que ha sido diseñado, para ello se hace uso del software LABVIEW para escribir el código del controlador y concatenarlo a los sensores y actuadores del sistema físico real. En resumen, son cuatro (04) pasos (Figura 2):

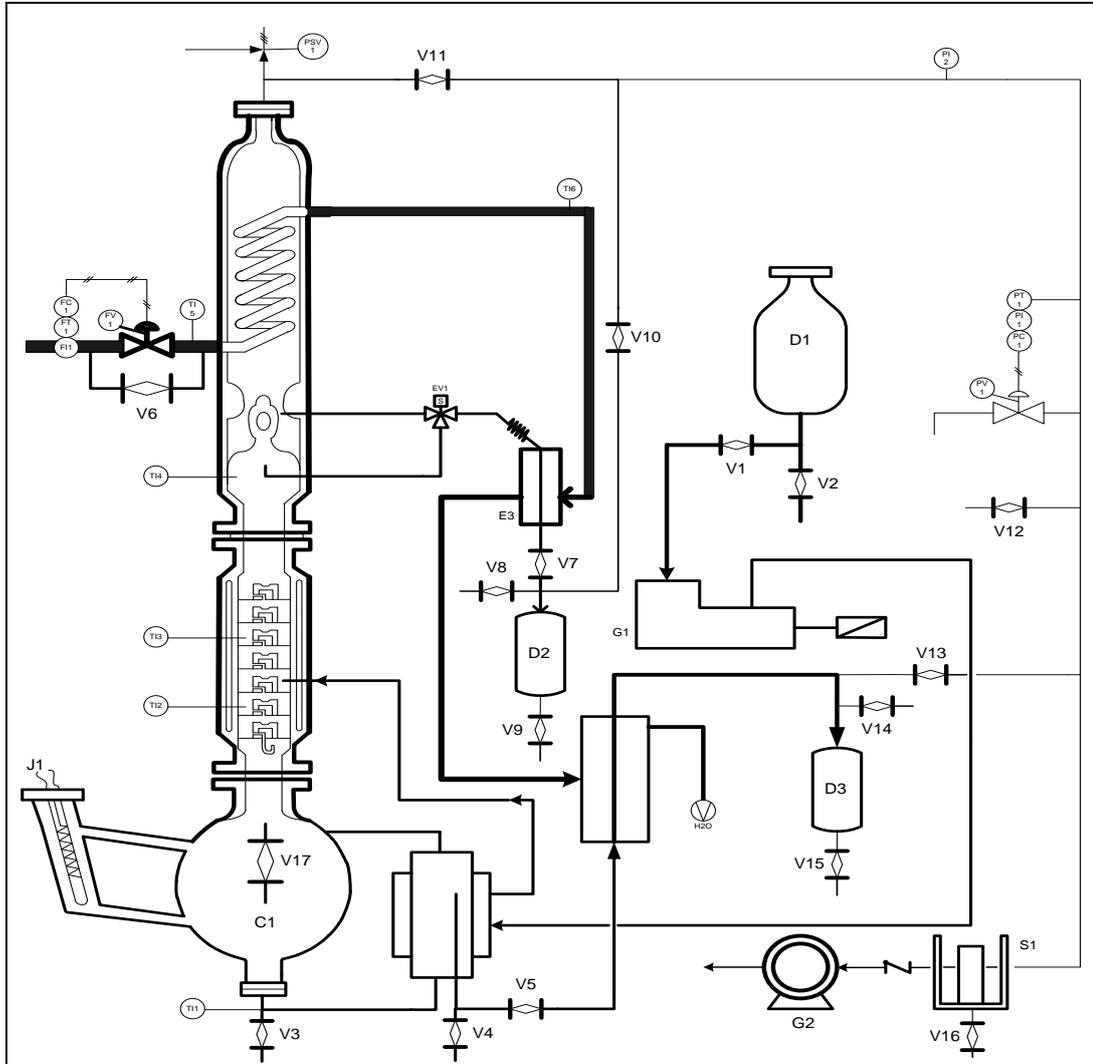


Figura 1
Diagrama de la unidad de destilación continua automatizada mod. UDCA/EV.

- a) **Modelamiento y programación del equilibrio líquido-vapor (ELV):**
Se plantean las hipótesis y ecuaciones del comportamiento de la sustancia de trabajo; posteriormente se escribe el programa sobre MATLAB para ejecutarlo como un comando simple. (Figura 3)

Hipótesis para el modelo de ELV:

El equilibrio líquido – vapor se representa considerando:

Fase vapor como ideal. ($\Phi_{ci}=1$):

Dado que la presión a la que se opera la unidad de destilación es próxima o menor a la atmosférica, consideramos una fase de vapor ideal sobre la cual aplicaremos la ecuación de los gases ideales para su determinación.

$$Pv = RT \quad \text{Ec.95}$$

Donde

P: Presión del gas (Pa).

v̄: Volumen molar

R: Constante universal de gases (1.9872 cal/(mol.K)).

T: Temperatura (°K)

Fase líquida no ideal:

En esta fase no se puede suponer idealidad ya que las mezclas de etanol-agua son fuertemente polares y los coeficientes de actividad se alejan de la unidad. Se considera usar el modelo de Wilson.

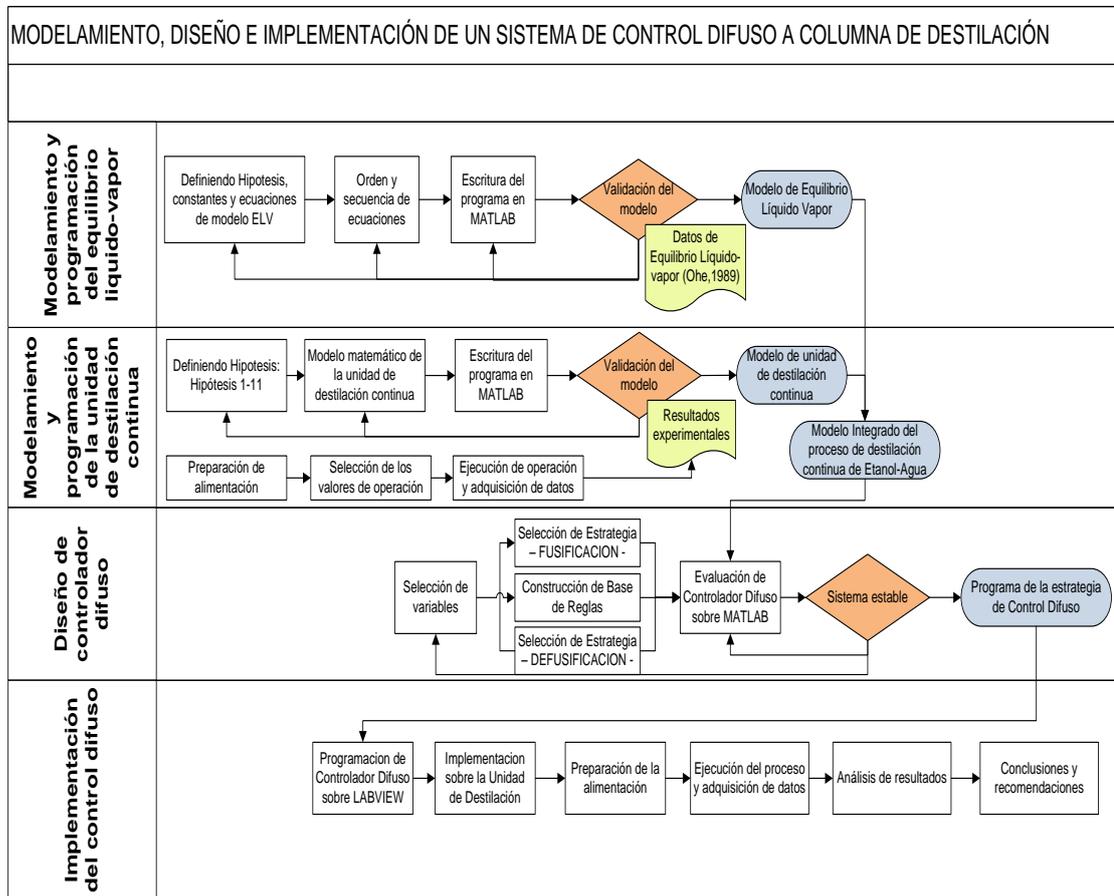


Figura 2

Metodología seguida en el diseño e implementación del sistema de control difuso

b) Modelamiento y programación de la unidad de destilación continua:

Se plantean las hipótesis y ecuaciones necesarias para el definir el comportamiento de la unidad de destilación continua y se escribe el programa sobre MATLAB. (Figura 5).

Se consideran n etapas, conformados por n-2 platos, un hervidor que suministra calor a razón de Q_B y un condensador de efecto total; cada etapa i está asociada a una fracción molar líquida del componente c ($x_{c,i}$) o vapor ($y_{c,i}$) de su flujo molar respectivamente L_i o

V_i . Tiene una alimentación en el estado f a razón de F (mol/seg) de calidad q y composición molar líquida de c igual a x_{cF} y recirculación de producto destilado a razón R .

Donde:

i : Número de etapa ($i = 1, \dots, n$).

f : Numero de la etapa correspondiente al plato de alimentación.

c : Número del componente (Etanol=1, Agua = 2)

$x_{c,i}$: Fracción molar de la mezcla en fase líquida del componente c en la etapa i .

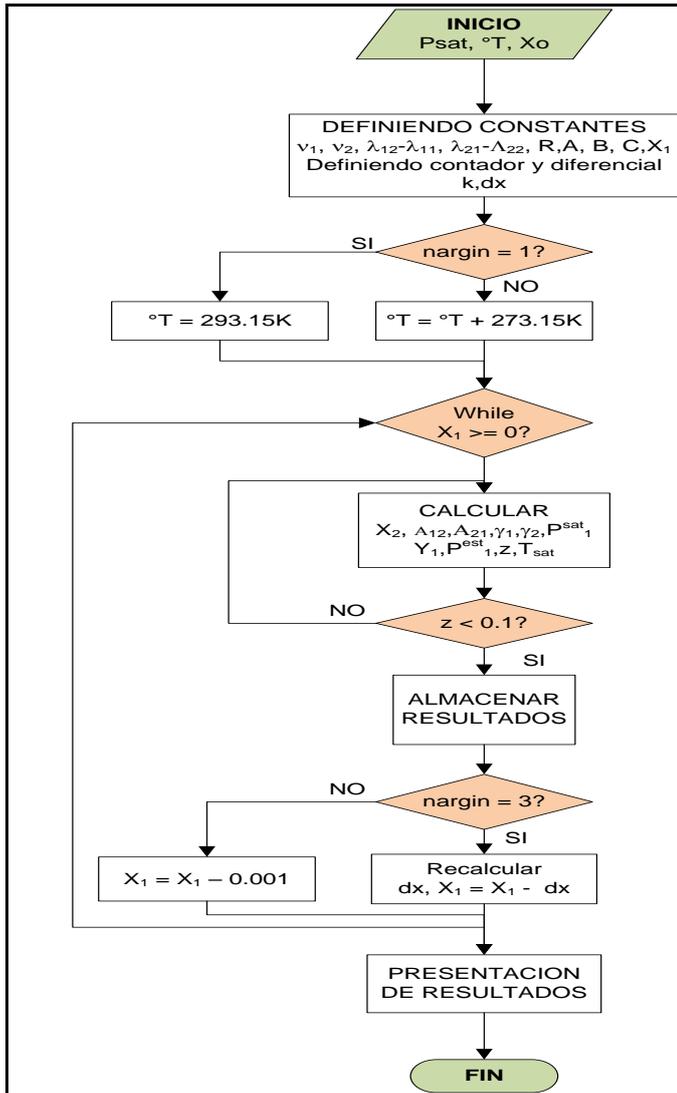


Figura 4
Diagrama de flujo para el modelo de ELV.

c) **Diseño del controlador difuso:**

Se seleccionan las variables de proceso y los parámetros de operación, y se determinan las interfaces de fuzificación y defuzificación y la construcción de la base de reglas.

Selección de las variables y del universo discurso:

A nivel del proceso, las variables de salida son la composición molar líquido en el hervidor y la composición molar de vapor en el condensador; y las entradas son potencia de la resistencia en hervidor, el reflujo y el caudal de alimentación.

Por otro lado a nivel de controlador, las salidas son las respuestas deseadas de la potencia de la resistencia del hervidor, el reflujo y el caudal de alimentación; mientras que la entrada del controlador es función del feedback de la temperatura en el condensador y temperatura en el hervidor; estas temperaturas se ingresan al modelo de equilibrio liquido vapor, y se calcula cual será la composición de los productos obtenidos en el estado estable. (Tabla 1)

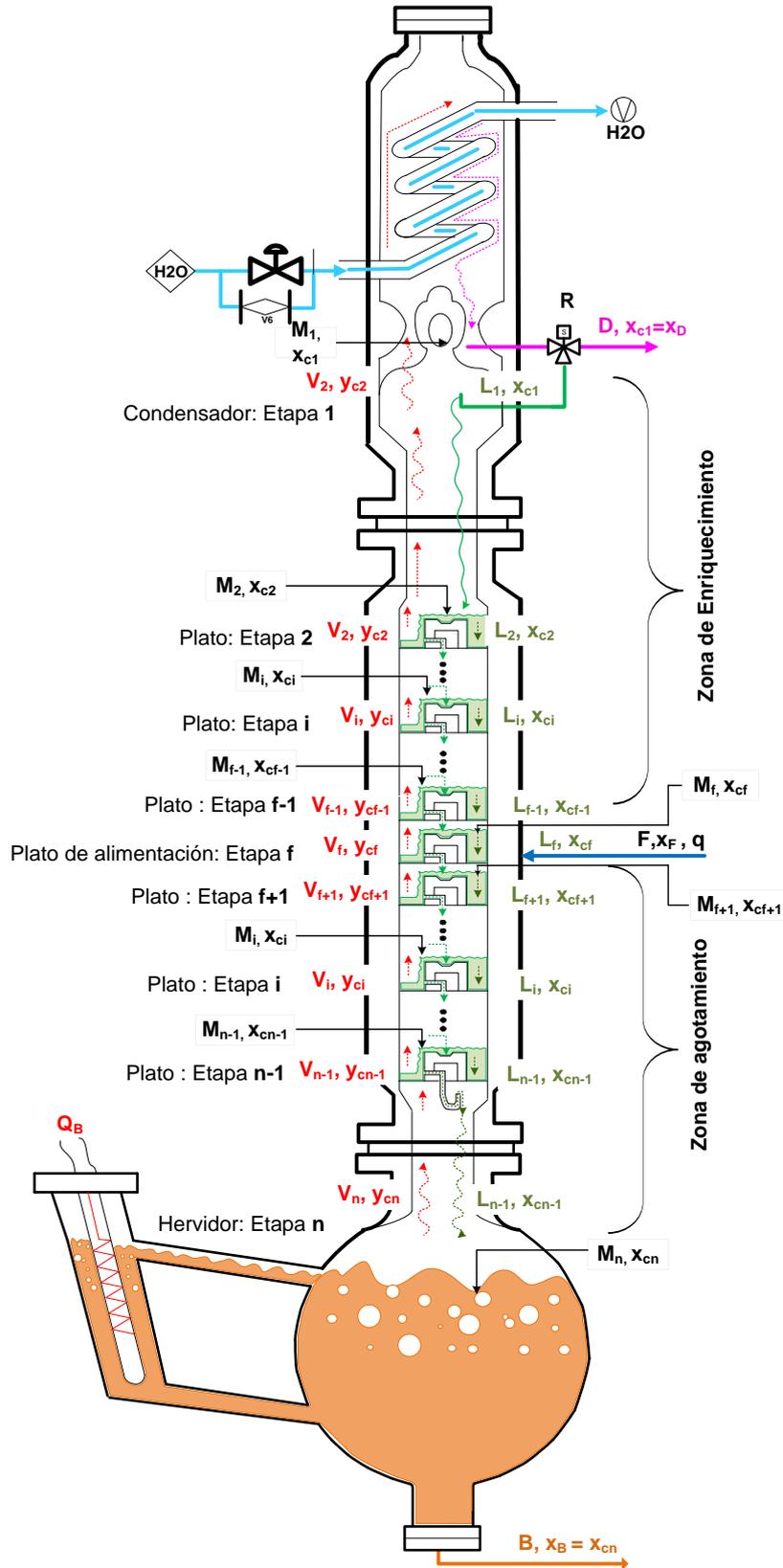


Figura 5
Esquema del modelo de la unidad de destilación.

Tabla 1
Variables de entrada y salida de proceso, controlador y modelo de equilibrio líquido - vapor.

Proceso Variable de:	UDCA - Planta		Modelo ELV		Controlador difuso	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida
1	F	Temperatura condensador	Temperatura condensador	x_D	Set-Point x_D	F
2	R	Temperatura Hervidor	Temperatura Hervidor	x_B	Set-Point x_B	R
3	Q_B	-	-	-	x_D	Q_B
4	-	-	-	-	x_B	-

Tabla 2
Variaciones en los parámetros de operación para determinar efectos aislados y determinar el efecto de las variables.

T	F _{PB} (%) (0 – 100%)	Q _B (W) (0 – 1600W)	R (seg./seg.) (0 – 1 seg./seg.)
5 min.	{20,30,40,60,100}	1200	2/2
5 min.	40	{100, 500, 900,1300,1600}	2/2
5 min.	40	1000	{1/6, 3/6, 5/6,6/6}

El controlador difuso se diseña en función al modelo desarrollado realizando 14 corridas de la simulación (Tabla 2) para determinar los efectos aislados de cada variable manipulada (Caudal de alimentación, Calor en hervidor y Reflujo) sobre las variables dependientes (Composición de líquido en el hervidor y composición de vapor en el condensador), y que están directamente ligados con su correspondiente temperatura a una determinada presión.

d) Implementación del controlador difuso:

Se escribe el controlador difuso sobre LABVIEW, se conectan los sensores y actuadores a la interfaz del controlador, se realiza la ejecución del controlador en un proceso real y se analizan resultados. La implementación se realiza considerando todas las características del controlador difuso en función a los resultados de los tiempos de respuesta. La implementación al destilador UDCA/EV se realiza sobre la plataforma de LABVIEW y se comparan los resultados del controlador difuso con los resultados del control PID propios del equipo.

3. Resultados y discusión

Validación de Programa del modelo de equilibrio líquido-vapor: El error relativo calculado a partir de

$h_{ow} = 644 \cdot \left(\frac{Q}{L_w}\right)^{2/3}$ de las composiciones obtenidas del modelo y los datos de la composición obtenidas de bibliografía (Ohe, 1989) para las fases líquida y vapor a 70°C y presiones de vacío desde 233.70 mmHg. hasta 542.20 mmHg.

Se calcula el error relativo para cada dato de referencia y el error relativo promedio para cada escenario, siendo mayor el error relativo para la composición molar líquida. El error relativo promedio es mayor para la composición molar líquida (6.45%) que la composición molar de vapor (1.78%) debido a que a bajas presiones el modelo de gas ideal es bastante preciso.

El modelo no se ajusta la composición molar líquida a 70°C en el rango de presiones de (233.70 - 459.30mmHg) presentando errores relativos porcentuales mayores a 10%.

Tabla 3

Primer escenario: *Sistema Etanol-Agua a T°=70°C (Ohe, 1989).*

P(mmHg)	Fracc. Mol. Líquido, x	Fracc. Mol. Líquido, x Modelo	Error rel. Porcentual (%)	Fracc. Mol. Vapor, y	Fracc. Mol. Vapor, y Modelo	Error rel. Porcentual (%)
233.70	0.0000	0.0010	-	0.0000	0.0157	-
337.50	0.0500	0.0440	12.00	0.3360	0.3376	0.48
390.30	0.1000	0.0870	13.00	0.4440	0.4415	0.56
421.80	0.1500	0.1320	12.00	0.4990	0.4960	0.60
443.20	0.2000	0.1770	11.50	0.5350	0.5299	0.95
459.30	0.2500	0.2240	10.40	0.5620	0.5557	1.12
472.20	0.3000	0.2720	9.33	0.5850	0.5770	1.37
483.30	0.3500	0.3210	8.29	0.6060	0.5962	1.62
493.20	0.4000	0.3720	7.00	0.6250	0.6151	1.58
502.10	0.4500	0.4230	6.00	0.6450	0.6337	1.75
510.30	0.5000	0.4740	5.20	0.6650	0.6528	1.83
517.80	0.5500	0.5250	4.55	0.6860	0.6728	1.92
524.60	0.6000	0.5750	4.17	0.7090	0.6937	2.16
530.80	0.6500	0.6270	3.54	0.7330	0.7173	2.14
536.10	0.7000	0.6780	3.14	0.7600	0.7427	2.28
540.60	0.7500	0.7690	2.53	0.7890	0.7952	0.79
543.90	0.8000	0.7860	1.75	0.8210	0.8063	1.79
546.00	0.8500	0.8620	1.41	0.8580	0.8621	0.48
546.60	0.9000	0.8620	4.22	0.8990	0.8621	4.10
545.20	0.9500	0.9020	5.05	0.9450	0.8963	5.15
542.20	1.0000	0.9590	4.10	1.0000	0.9527	4.73
Error relativo promedio			6.45%	Error relativo promedio		1.87%

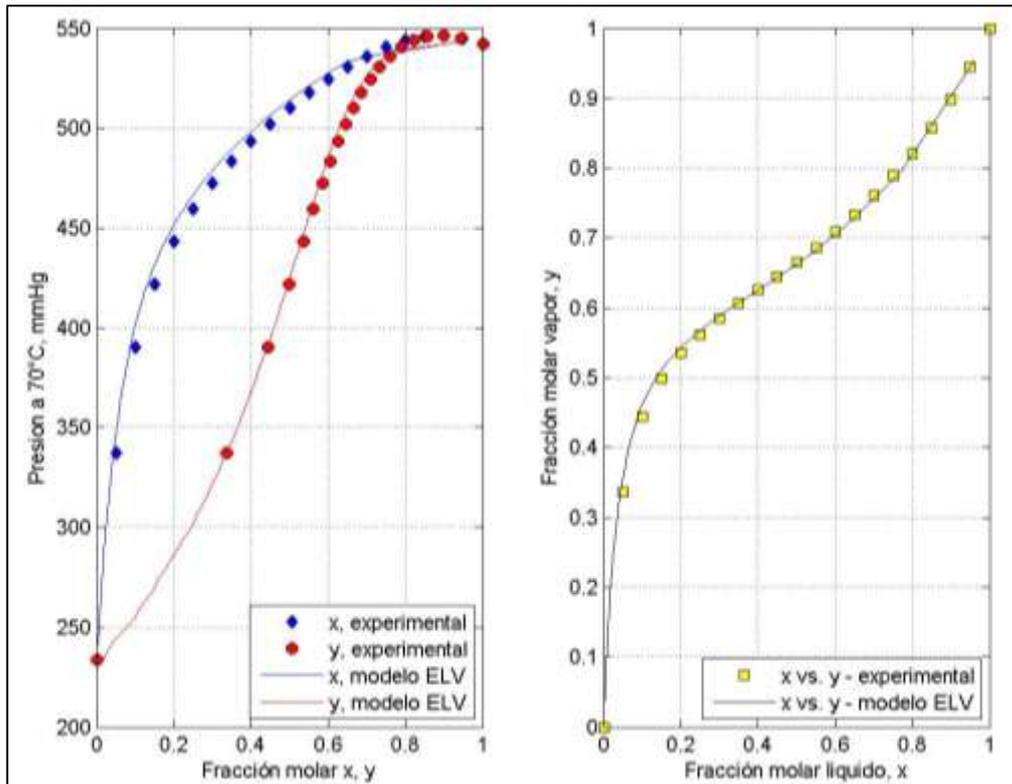


Figura 2

Comparación gráfica para el escenario n° 01.

La figura 2 muestra la comparación grafica para el escenario n°1 entre:Fracción molar (x,y) vs Presiones (mmHg) a 70°C: El grafico 15 – lado izquierdo, describe un sistema de dos componentes, entre los datos de presiones de vacío desde 233.70 mmHg. hasta 542.20 mmHg vs. fracciones molares: “x experimental” desde 0 hasta 1, “x modelo” desde 0.0010 hasta 0.9590 y “y experimental” desde 0 hasta 1, “y modelo” desde 0.0157 hasta 0.9527; la curva superior se denomina curva del líquido y la curva inferior es la curva de vapor; el sistema está claramente definido por este gráfico: el vapor es estable por debajo de la curva de vapor a bajas presiones, el líquido es estable sobre la curva del líquido y son los que están bajo altas presiones. El único significado posible para los puntos entre las curvas es que representan estados del sistema en los cuales el líquido y el vapor coexisten en equilibrio (Castellan G., 1987).

Fracción molar liquido “x” vs Fracción molar vapor “y” a Temperatura Constante de 70°C: El grafico 15 – lado derecho, describe las composiciones vapor – liquido en el equilibrio (x vs. y) a Temperatura constante de 70°C.

Para variación de presiones menores a la atmosférica a temperatura constante (Isotermas), el error relativo de la composición molar de vapor es menor de 5% y disminuye a presión menor; esto es debida a que la fase vapor se comporta como un gas ideal a bajas presiones. (Grafica 15 – lado izquierdo).

El modelo de equilibrio liquido-vapor planteado se puede aplicar para simular equilibrio de fases a 70°C y a presiones menores a la atmosférica (Desde 233.70mmHg hasta 542.20mmHg). (Grafica 15 – lado derecho).

De la misma forma se procede a corroborar los escenarios 2: Sistema Etanol-Agua a P=706mmHg (Ohe, 1989) donde el error relativo porcentual se incrementa en las

proximidades al punto azeotrópico llegando a alcanzar valores máximos de 16% en la composición molar líquida y 13.43% en la composición molar vapor; y el escenario 3: Sistema Etanol-Agua a $P=760\text{mmHg}$ (Ohe, 1989) presenta los errores relativos (en promedio) más bajos que en los dos primeros escenarios a presión atmosférica; esto es debido a que la diferencia de energía característica utilizado según bibliografía (Modelo de Wilson) para la fase líquida fueron determinados a presión atmosférica; y no varía significativamente cuando cambian las condiciones.

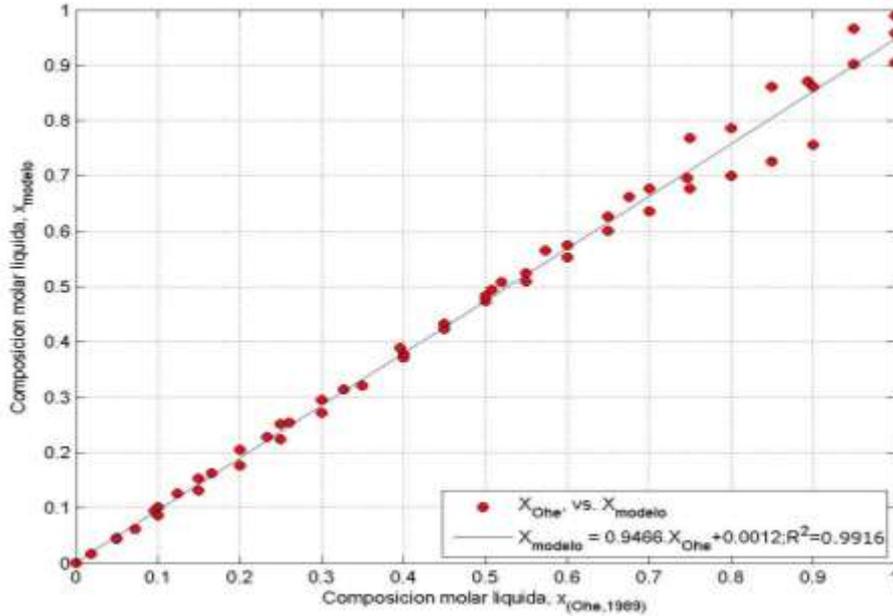


Figura 3
Determinación del coeficiente de determinación R^2 entre la composición molar líquida del modelo de ELV y los referenciales.

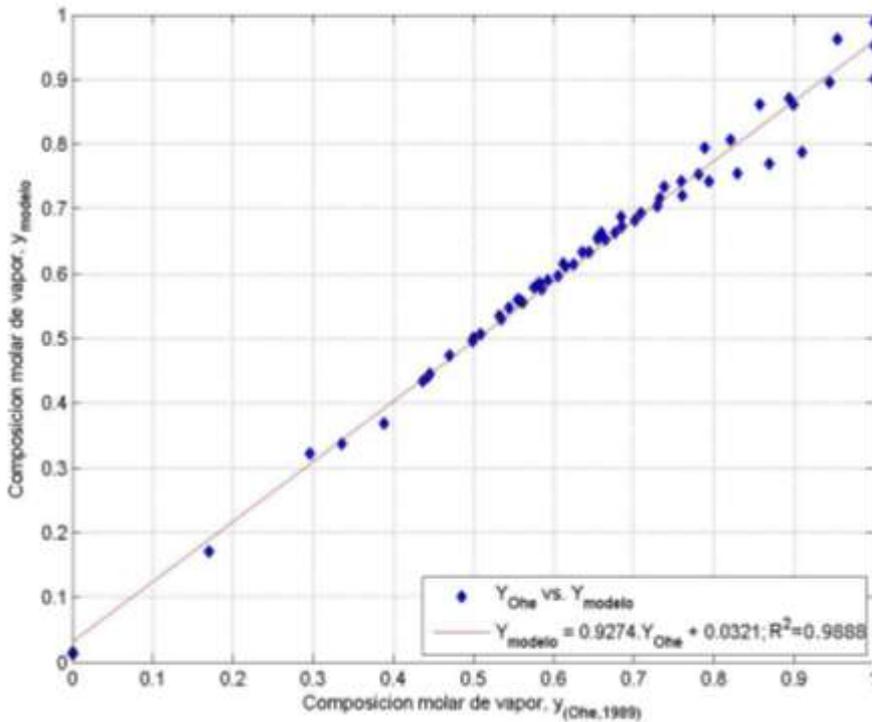


Figura 4

Determinación del coeficiente de determinación R^2 entre la composición molar de vapor del modelo de ELV y los referenciales.

La figura 3 y 4 muestra la dispersión de las composiciones líquidas y vapor según el modelo contrastados con los resultados obtenidos por Ohe, 1989; en el cual se observa que los datos presentan una desviación normal (hacia arriba y abajo) y un coeficiente de determinación de **0.9916** y **0.9888** respectivamente.

Existe linealidad entre los resultados obtenidos y sus correspondientes pares en los datos referenciales con un coeficiente de determinación (R^2) de **0.9916** para la composición molar líquida (x) y **0.9888** para la composición molar de vapor (y). Ello confirma la validación del modelo para ambos parámetros con un **99%** de correlación.

Para validar el programa de la unidad de destilación se realizaron los siguientes pasos: 1. Se tomaron temperaturas de un proceso de destilación continua (TI1, TI2, TI3 y TI4) con el UDCA/EV. 2. Se ejecutó el modelo de la UDCA (3.2.2) siguiendo los parámetros establecidos obteniéndose datos de composición. 3. Utilizando el modelo de equilibrio líquido-vapor se realizó la conversión de composiciones a temperaturas. 4. Se calcula el error relativo de las temperaturas experimentales y las obtenidas por los modelos.

El programa elaborado se ejecuta en el equipo, obteniéndose los siguientes resultados con un tiempo total de operación de 35 min.

Tabla 4

Error relativo porcentual en las composiciones de productos al alcanzar el estado estable durante la ejecución del controlador difuso.

Producto	Tiempo de flujo estable (min)	Set-Point Comp. Mol. (mol/mol)	Variable proceso Temperatura (°C)	Tiempo (min)	Composición molar de producto en el proceso (Modelo ELV)	Error relativo porcentual
Destilado	16.6	0.78	78.4	16.7	0.7575	2.97%
Fondo	16.6	0.1	87.9	16.7	0.0739	35.31%

4. Conclusiones

- El modelo de equilibrio líquido-vapor, planteado en la presente investigación, tiene validez incluso a presiones menores a la atmosférica con errores en las composiciones molares inferiores al 10% para la mezcla Etanol-Agua.
- El modelo matemático para la unidad de destilación que se utilizó se representa mediante las siguientes ecuaciones:

$$\left\{ \begin{array}{l} M_1 \frac{dx_1}{dt} = V_R(y_2 - x_1); \text{ En el condensador.} \\ M_i \frac{dx_i}{dt} = V_R(y_{i+1} - y_i) + L_R(x_{i-1} - x_i); \quad i = 2, \dots, f - 1 \\ M_f \frac{dx_f}{dt} = V_S y_{f+1} - V_R y_f + L_R x_{f-1} - L_S x_f + F x_{Fc}; \\ M_i \frac{dx_i}{dt} = V_S(y_{i+1} - y_i) + L_S(x_{i-1} - x_i); \quad i = f + 1, \dots, n - 1 \\ M_n \frac{dx_n}{dt} = V_S(x_n - y_n) + L_S(x_{n-1} - x_n); \text{ En el hervidor} \end{array} \right.$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dM_1(h_{c1})}{dt} = V_2 H_{c2} - L_1 h_{c1} - D h_{c1} \\ \frac{dM_i(h_{ci})}{dt} = V_{i+1} H_{ci+1} - L_i h_{ci} - V_i H_{ci} + L_{i-1} h_{ci-1} + \pi(i) F h_{Fc}; \quad i = 2, \dots, n - 1 \\ \frac{dM_n(h_{cn})}{dt} = L_{n-1} h_{cn-1} - V_n H_{cn} - B h_{cn} \end{array} \right.$$

Arrojando errores relativos porcentuales de $\varepsilon = 0.49\%$ en el hervidor (TI1), $\varepsilon = 1.68\%$ en el segundo plato (TI2); $\varepsilon = 1.92\%$ en el quinto plato (TI3) y $\varepsilon = 1.11\%$ en el condensador (TI4).

- c) Se implementó el controlador difuso que logra alcanzar estabilidad en un tiempo de 16.7 min desde iniciada su ejecución, con un error relativo porcentual de las variables respuestas de composición molar de 2.97% para el destilado y 35.31% para el fondo o cola.
- d) Los parámetros del sistema de control difuso para el proceso de destilación son 05 valores lingüísticos (conjuntos difusos) para el Flujo de alimentación (02 trapezoidales y 03 triangulares); 05 valores lingüísticos (02 sigmoides y 03 gaussianas) y 05 valores lingüísticos (02 trapezoidales y 03 triangulares) para el reflujo con los valores mostrados en la tabla 5.

Tabla 5

Funciones de pertenencia y etiquetas para las variables de entrada de proceso.

Flujo de alimentación		FPB	Unidad	%
Etiqueta	Símbolo	Tipo	Parámetros	Rango
Muy bajo	MB	Trapezoidal	[0 0 10 25]	0 – 25
Bajo	B	Triangular	[15 30 45]	15 – 45
Medio	M	Triangular	[35 50 65]	35 – 65
Alto	A	Triangular	[55 70 85]	55 – 85
Muy alto	MA	Trapezoidal	[75 95 100 100]	75 – 100
Potencia de hervidor		QB	Unidad	W
Etiqueta	Símbolo	Tipo	Parámetros	Rango
Muy bajo	MB	Sigmoide	[-0.03 240]	0 – 400
Bajo	B	Gaussiana	[126.2 400]	0 – 800
Medio	M	Gaussiana	[120.7 800]	400 – 1200
Alto	A	Gaussiana	[122 1200]	800 – 1600
Muy alto	MA	Sigmoide	[0.03 1360]	1200 – 1600
Reflujo		R	Unidad	seg/seg
Etiqueta	Símbolo	Tipo	Parámetros	Rango
Muy bajo	MB	Trapezoidal	[0 0 1/12 1/4]	0 - 4/6
Bajo	B	Triangular	[1/6 2/6 3/6]	3/6 - 9/6

Medio	M	Triangular	[2/6 3/6 4/6]	6/6 - 12/6
Alto	A	Triangular	[3/6 4/6 5/6]	9/6 - 15/6
Muy alto	MA	Trapezoidal	[3/4 11/12 1 1]	13/6–18/6

5. Referencias

- Schmitz, K. 1999. Modelado y Simulación de una Torre de Destilación Multicomponente, Departamento de Mecánica del Instituto Tecnológico de Puebla.
- Sorel, E., “La Rectification de l’Alcool”, Gauthier-Villars e Hijos, Francia París, 1893.
- Ogata, K. 1998. Ingeniería De Control Moderna, Tercera edición, Prentice -Hall hispanoamericana, S.A.
- Perez, O. 2010. Evaluación de las propiedades termodinámicas de la mezcla etanol-agua (I). Grupo de análisis de procesos, Facultad de ingeniería química, Instituto superior politécnico “José Antonio Echevarría” Ciudad Habana Cuba.
- Perez, O. 2010. Evaluación de las propiedades físicas de mezclas etanol-agua (II). Grupo de análisis de procesos, Facultad de ingeniería química, Instituto superior politécnico “José Antonio Echevarría” Ciudad Habana Cuba.
- Aja, S. 2003. Un nuevo marco matricial para la implementación de inferencia borrosa aplicados a los procesos de información no numérica. Tesis de doctorado. Escuela técnica superior de ingenieros de telecomunicación. Universidad de Valladolid.
- Kacprzyk, J. 2000. Cap. Fuzzy sets and fuzzy systems: A brief introduction, Ed. New York. Physica - Verlag, 2000, pp. 3-30.
- Klir, G., B. Yuan Fuzzy Sets and Fuzzy Logic. New Jersey: Prentice Hall International 1995.
- Arbildo, a.; lombira, j.; osorio, I. 2002. “Simulación dinámica y control difuso de una columna de destilación continua”. Revista Peruana de Ingeniería Química, Vol. 5 N°1, Pag. 47-57
- Trillas, E.; Alsina, Y. terricabras, J. 1995. Introducción a la lógica borrosa. Barcelona: Ed. Ariel SA.
- Moreno-velo, F. J. “Un Entorno de Desarrollo para Sistemas de Inferencia Complejos basados en Lógica Difusa”, Tesis Doctoral, Universidad de Sevilla, Abril, 2003.
- Passino, K.; Yurkovich, M. 1998. Fuzzy Control, Addison Wesley.
- Siler, W.; Buckley, J. 2005. Fuzzy Expert Systems and Fuzzy Reasoning. Wiley - Interscience.
- Rayleigh, L. “On the Distillation of Binary Mixtures”, Phil. Mag., 1902, Vol 4, pp. 452.
- Lewis, W. K., “Theory of Fractional Distillation”, Ind. Chem, 1902, pp. 552.
- Rademaker, O.; Rijnsdorp, J.; y Maarleveld, A., 1975. “Dynamics and Control of Continuous Distillation Columns”, Elsevier, Amsterdam.
- Rosenbrock, H. “A Theorem of Dynamic Conservation for Distillation”, Trans. Instn. Chem. Engrs, 1960, Vol 38, pp. 20.
- Tolliver, T. Y waggoner, R., “Distillation Column Control: A Review and Perspective from the CPI”, ISA, 1980, Vol. 35, pp. 83-106.
- Mcavoy, T. Y WANG, Y., “Survey of Recent Distillation Control Results”, ISA Transactions, 1986, Vol. 24 No 1, pp. 5.
- Peiser, A. Grover, S., “Dynamic Simulation of a Distillations Tower”, Chemical Engineering Progress, 1962, Vol. 58 No 9, pp. 65.
- Straszecka, E., 2000. Cap. Defining membership functions, Fuzzy system in medicine, New York: Physica - Verlag, 2000. Pp. 32-47.
- Sivanandam, S. 2007. Introducing to Fuzzy Logic using Matlab. Ed. Springer - Verlag Berlin Heidelberg.
- Mendel, J.M. Fuzzy logic for engineering: A tutorial, “Proceedings of the IEEE, Vol. 83, no. 3, pp. 3345-3377.
- Mendel, J.M. Fuzzy sets for words: a new beginning, “Proceedings of the IEEE, St. Louis, MO, Mayo 2003, pp. 37-42.
- Mamdani, E. “Applications of fuzzy logic to approximate reasoning using linguistic synthesis,” IEEE Transactions on Computers, vol. 26, no. 12, pp. 1182 -1191, Dic. 1977.

- Hathaway R., Bezdeck, J. y Pedrycz, W., "A parametric model for fusing heterogeneous fuzzy data" IEEE Trans. Fuzzy Systems, Vol. 4, No. 3, pp. 270-281, Ago. 1996.
- Escobar, C. 2004. Software Genérico De Control Difuso: Aplicación En Agricultura Industrial, Universidad de Málaga.
- Alonso, R.2004. Análisis comparativo en condiciones controladas de un controlador PID adaptativo con lógica difusa y un controlador PID clásico. Caso: control de un proceso de neutralización ácido base simulado en Matlab – Simulink. Universidad Tecnológica del Centro. Venezuela.
- Zadeh, L. 1965. FUZZY SETS, INFORMATION AND CONTROL, Vol. 8.
- Valencia, G. 2006. Aplicación Del Control Predictivo Multivariable A Una Columna de Destilación Binaria; Centro Nacional de Investigación y desarrollo Tecnológico. Cuernavaca Morelos, México.
- Gordon, O. "An evolutionary methodology for designing fuzzy rule-based systems," Tesis Doctoral, Department of Computer Science and Artificial Intelligence (DEC-SAI), Universidad de Granada, 1997.
- Prado, M. 2006. Control De Una Torre De Destilación De Mezcla Binaria, Universidad del Oriente, Tecnología Química Vol. XXVI Nº2.
- Rueda, F, 2001. Columna De Destilación de Etanol en la Industria Azucarera, Centro de tecnología azucarera. Universidad de Valladolid, España.
- Alcalá, R. Casilla, J. Gordón, O. Herrera, F. Zwir, S. cap. Techniques for learning and tuning fuzzy rule-based systems for linguistic modeling and their application, Knowledge engineering. Systems techniques and applications, C. Leondes, Ed. Academic Press, 1999.
- Skogestad, S., "Dynamics and Control of Distillation Columns. A Critical Survey", IFAC Dynamics and Control of Chemical Reactors, 1992, pp. 11.
- Torres, M. 2004. Control de una Torre de Destilación Mediante un Regulador Neuronal, Universidad del Oriente, Tecnología Química Vol. XXIV Nº3.
- Arbildo, A. 2002. Simulación Dinámica y Control Difuso de una Columna de Destilación Continua, Facultad de Química e Ingeniería Química. Universidad Nacional Mayor de San Marcos. Lima Perú, Revista Peruana de Química e Ingeniería Química Vol. 5. Nº1. Pags.47-57.
- Zimmermann, H. 1993. Fuzzy Set theory-and its applications, Second Edit., Kluwer, Boston.
- Poling, B.; Prausnitz, J.; O'connell, J. 2001. The properties of gases and liquids. McGrawHill.
- Halvorsen, I.; Skogestad, S. 1997. Optimizing control of petlyuk distillation: understanding the steady-state behavior. Computers chem. Engng, 21, 249-254.
- Luyben, W. 1992. Practical distillation control. Van Nostrand - Reynolds.
- Murray, A. 2003. Dynamical mathematical model of a distillation column. Master's thesis. University of Tennessee at Chattanooga. Tennessee, USA.
- Torres, F. 2005. Observación y control no lineal de columnas de destilación. Tesis de Maestría, CENIDET.
- Skogestad, S. 1997. Dynamics and Control of Distillation Columns. A critical survey. Modeling, Identification and control, 18, 177-217.
- Luyben, W. 1996. Process Modelling Simulation and control for Chemical Engineers. Ed. McGraw-Hill Publishing Company.
- Satyro M.A. 2008. Thermodynamics and the simulation engineer. Chemical product and process modeling. Vol. 3, 2008. Article 24. The Berkeley Electronic Press. Disponible en: <http://bepress.com/cppm/vol3/iss1/24>.
- Sugeno, M. y G. Kang, "Structure identification of fuzzy model," Fuzzy Sets and Systems, vol. 28, no. 1, pp. 15-33, 1988.
- Prausnitz, Jhon M. (2000) Termodinámica molecular de equilibrio de fases, Tercera edición, Prentice Hall pp. 208.

- Juárez-romero, C.M. Astorga-Zaragoza, V.M. Alvarado-Martínez, F.R. López-Estrada (2006). A test-based methodology for parameter estimation of a bench-scale distillation column. Conference on Dynamics, Instrumentation and Control CDIC06. Querétaro, México.
- Streeter V., L., Wylie E., B., Bedford K., W., 2000. Mecánica de fluidos 9na edición, McGraw-Hill Interamericana S.A., Santa Fé de Bogotá, Colombia. P103.