
ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD Y COMPORTAMIENTO DINÁMICO DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN PARA UNA MEZCLA AZEOTRÓPICA

SENSITIVITY ANALYSIS AND DYNAMIC BEHAVIOR OF A DISTILLATION COLUMN FOR AN AZEOTROPIC MIXTURE

Moisés Lobatón Montiel, Elsa Hynmar Fernández Martínez, Brian Manuel González Contreras*

Universidad Autónoma de Tlaxcala, Facultad de Ciencias Básicas, Ingeniería y Tecnología, Calzada Apizaquito S/N, Tlaxcala, México. E-mail: elsahynmar.fernandez@uatx.mx

Received September 16, 2023; Revised: November 23, 2023; Accepted November 28, 2023

Resumen

La destilación es una operación de separación intensiva y presenta una baja eficiencia termodinámica, lo que genera costos operativos elevados. En general, las columnas de destilación tienen diversos problemas en el rendimiento del sistema de control, siendo las mezclas azeotrópicas las que lo complican aún más. Además, un sistema mal condicionado es ocasionado por la incertidumbre en las condiciones de operación del proceso, así como del modelo del sistema. Asimismo, la direccionalidad es una característica crucial para definir un esquema de control eficiente. En el caso de la mezcla Etanol/Agua, se presenta un azeótropo de temperatura de ebullición mínimo que limita obtener purezas altas. Su comportamiento dinámico representa un problema interesante de control debido a la termodinámica del sistema y a la no linealidad multivariable del modelo, donde las variables tienen interacciones significativas y están sujetas a perturbaciones, lo que genera los inconvenientes de direccionalidad y mal condicionamiento. En este trabajo, se llevó a cabo un análisis de sensibilidad utilizando simulaciones en estado estacionario del sistema Etanol/Agua, con impacto en el consumo energético cerca de la composición azeotrópica. Asimismo, se realizó la simulación dinámica del sistema con controladores PI con la finalidad de observar el comportamiento de las variables de interés en la respuesta del sistema. Los resultados muestran que con un controlador PI se verifica la direccionalidad, el mal condicionamiento y la no linealidad del sistema azeotrópico, pero el tiempo de estabilidad es más grande respecto con un controlador avanzado.

Palabras clave: Etanol-Agua, Azeótropo, Control, Simulación dinámica, Análisis de sensibilidad

Abstract

Distillation is a separation-intensive operation and has low thermodynamic efficiency, resulting in high operating costs. In general, distillation columns have several problems in control system performance, with azeotropic mixtures complicating it even more. In addition, a poorly conditioned system is caused by uncertainty in the operating conditions of the process as well as the system model. Also, directionality is a crucial characteristic to define an efficient control scheme. In the case of the Ethanol/Water mixture, there is a minimum boiling temperature azeotrope that limits obtaining high purities. Its dynamic behavior represents an interesting control problem due to the thermodynamics of the system and the multivariable nonlinearity of the model, where the variables have significant interactions and are subject to perturbations, which generates the drawbacks of directionality and ill-conditioning. In this work, a sensitivity analysis was carried out using steady state simulations of the Ethanol/Water system, with impact on the energy consumption near the azeotropic composition. Also, the dynamic simulation of the system with PI controllers was performed in order to observe the behavior of the variables of interest in the

system response. The results show that with a PI controller the directionality, ill-conditioning and nonlinearity of the azeotropic system are verified, but the stability time is longer than with an advanced controller.

Keywords: Ethanol-Water, Azeotrope, Control, Dynamic Simulation, Sensitivity analysis

Introducción

El diseño, la optimización y el control de columnas de destilación convencionales (Srygley & Holland, 1965; Skogestad, 1992; Herbert, 2000; Liu et al., 2011; Dimian et al., 2014; Ng, et al., 2017; Giri & Mahajan, 2023) y de la destilación asistida de sistemas azeotrópicos (Abu-Eishah & Luyben, 1985; Li et al., 2017; Yi & Chien, 2019; Zhu et al., 2021; Xu et al., 2022) han sido ampliamente estudiadas a través del tiempo. Se han reportado estudios (Uddin et al., 2018; Shen et al., 2016; Lei, 2017) sobre la separación de componentes que forman azeótropos, en las que se desean obtener altas purezas cerca de la composición azeotrópica en columnas de destilación convencionales, tanto en estado estacionario, como en estado dinámico (Dimian et al., 2014).

La ingeniería de procesos en el área de destilación ha desarrollado tecnologías relacionadas con el ahorro energético y las bajas eficiencias termodinámicas que presentan los sistemas azeotrópicos (Kiss & Ignat, 2012b; Kiss & Ignat, 2013; Kim, 2016; Lee & Kim, 2018). La naturaleza de estos sistemas muestra propiedades fisicoquímicas que hacen que la separación sea compleja, debido a que, en condiciones normales, la destilación no puede producir componentes más puros que el azeótropo, generando con ello altos consumos de energía y problemas en el control de la columna (Mahdi et al., 2015; Taqvi et al., 2016; Taqvi et al., 2017). Las columnas de destilación de alta pureza son conocidas por sus características peculiares, que incluyen una dinámica complicada, no linealidad e interacción, lo cual, produce un problema de control (Zhu et al., 2009).

El sistema Etanol/Agua forma un azeótropo de temperatura de ebullición mínima (ver Figura 1), con una composición azeotrópica del 89% molar (93.5% en peso) y una temperatura azeotrópica de 78.1°C. En este punto la volatilidad relativa de la mezcla tiene un valor de uno, por lo tanto, no hay separación de los componentes debido a su termodinámica. Por lo que en una columna de destilación convencional sólo es posible obtener el etanol con una pureza inferior a la composición azeotrópica (Tavan & Hosseini, 2013; Gil et al., 2012; Henley & Seader, 2018). La estimación del Equilibrio Líquido-Vapor (ELV) del sistema se calcula mediante la ley de Raoult modificada con un modelo de composición local como Wilson, NRTL o UNIQUAC; los cuales

determinan el coeficiente de actividad para la fase líquida.

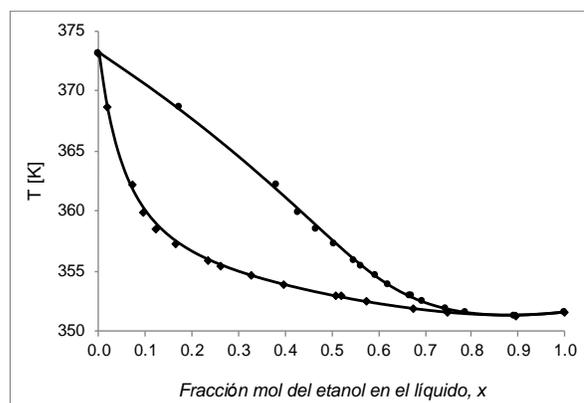


Figura 1.- Estimación del Equilibrio Líquido-Vapor de la mezcla Etanol/Agua comparada con datos experimentales.

Existen diversos métodos (Dimian et al., 2019; Frolkova & Raeva, 2010; Kaminski et al., 2008) para modificar o romper el punto azeotrópico con la intención de purificar el componente de interés, más allá de la composición azeotrópica: la pervaporación, la adsorción, la destilación por cambio de presión, la destilación azeotrópica, la destilación extractiva y la destilación cíclica.

Previo a esta purificación para el caso específico de la deshidratación de etanol (90-93.5% en peso) se lleva a cabo la pre-concentración de etanol desde un 5 hasta 12% en peso de etanol. En el sistema de deshidratación de bio-etanol, la columna pre-concentradora requiere los más altos consumos energéticos (Kiss & Suszwalak, 2012; Kiss & Ignat, 2012b; Kiss & Ignat, 2013;) debido a la gran cantidad de agua a separar en esta etapa, más la energía de separación que se requiere al acercarse a la composición azeotrópica.

Las simulaciones en estado estacionario se emplean para verificar el balance de materia y energía del sistema (Luyben & Chien, 2010; Henley & Seader, 2018), además de que nos permiten realizar análisis y evaluaciones de separación y energéticas.

Para que la simulación dinámica de la columna se dé como un proceso real en operación, se requiere de un impulso propiciado por un cambio en la presión. La simulación dinámica requiere tanto de las condiciones del proceso como del dimensionamiento

adecuado de los equipos que conforman el sistema de destilación (válvulas, intercambiadores de calor, tanques, columna, bombas, divisores, entre otros) para su controlabilidad durante la operación dinámica (Luyben & Chien, 2010).

La tarea de separación de mezclas azeotrópicas implica disminuir problemas que afecten la controlabilidad de la columna y el incremento de las cargas térmicas (energía en el condensador y rehervidor). Para alcanzar las composiciones de productos deseadas se aplican estrategias de control que permitan mantener las variables en el sistema y, al mismo tiempo, evitar que las perturbaciones afecten la obtención del producto deseado, sobre todo, cerca de la composición azeotrópica. Asimismo, la no linealidad en la dinámica de sistemas provoca problemas en los esquemas de control convencionales (Liu et al., 2011).

Para resolver los inconvenientes presentados en la separación de sistemas azeotrópicos, se utilizan estrategias de control avanzadas (Uddin et al., 2018; Liu et al., 2011). Además, se emplean algoritmos de control precisos y diseñados considerando criterios de controlabilidad dentro de la zona de funcionamiento de la destilación para mantener las condiciones óptimas de operación y garantizar la producción continua de productos.

En este trabajo se realiza una discusión sobre el análisis de sensibilidad mediante simulaciones en estado estacionario del sistema Etanol/Agua para cuantificar la cantidad de energía de separación en la cercanía de la composición azeotrópica, donde se espera que en su proximidad la energía requerida es mayor. Se realiza la simulación dinámica del sistema con controladores PI con la finalidad de observar el comportamiento de las variables más sensibles en la respuesta del sistema, así como la verificación del consumo energético de la separación en estado dinámico. La aportación del trabajo radica en validar los controladores lineales antes de llegar al límite azeotrópico y así justificar el diseño de controladores avanzados.

Para controlar una columna de destilación se requiere conocer algunas propiedades como la no linealidad, el mal condicionamiento y la direccionalidad. Por mal condicionado se entiende que la ganancia en lazo abierto de un sistema, como la columna de destilación, depende en gran medida de la dirección de entrada, o lo que es lo mismo, que el sistema tiene un número de condición alto

(Skogestad et al., 1988). También se dice que un sistema mal condicionado se caracteriza por una fuerte direccionalidad porque las entradas en direcciones correspondientes a ganancias altas en el sistema son fuertemente amplificadas, mientras que las entradas en direcciones correspondientes a ganancias bajas del sistema no lo son (Sågfors & Waller, 1998).

El diseño de controladores desacoplados busca establecer manipulaciones independientes encargadas de controlar una sola variable de entre varias del sistema, tratando de evitar las interacciones entre las otras variables. Las interacciones ocurren cuando las múltiples variables están interconectadas y se afectan entre sí. Por ello son denominados sistemas multivariables acoplados o interactuantes.

Por ejemplo, las Figuras 2 y 3 muestran las respuestas en lazo abierto para un sistema de dos salidas (Y_1 y Y_2) y dos entradas (u_1 y u_2), es decir, un sistema 2×2 . Las respuestas indican que se trata de un proceso que es interactivo, no lineal y mal condicionado. Para el caso de la Figura 2, donde se presenta la salida Y_1 , se observa que los cambios de la entrada u_1 no provocan cambios en la salida de manera proporcional a los cambios que provoca la entrada u_2 en la Figura 3.

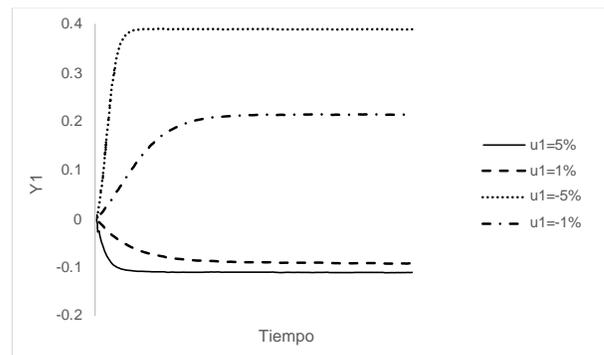


Figura 2.- Respuesta de la salida de la planta Y_1 para cambios de escalón en u_1 . (Ravi Srinivas et al., 1995).

Esto refleja la interacción entre lazos del sistema y, al mismo tiempo, muestra que la direccionalidad es elevada para u_2 respecto a u_1 . Por otro lado, cambios positivos en u_1 provocan que la salida varíe de forma negativa, mientras que cambios negativos provocan cambios positivos. Lo contrario ocurre para el caso de la entrada u_2 . Esto es un reflejo de que se trata de un sistema mal condicionado.

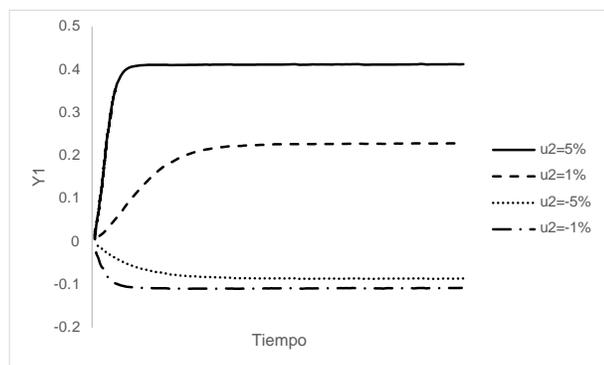


Figura 3.- Respuesta de la salida de la planta Y1 para cambios de escalón en u2. (Ravi Srinivas et al., 1995).

La propiedad más significativa es la no linealidad del sistema. La dinámica no lineal de las columnas de destilación convencionales incluye altas ganancias en estado estacionario, grandes retrasos de respuesta y una fuerte dependencia de las ganancias, así como magnitudes y direcciones de las perturbaciones, particularmente aquellas para productos con alta pureza (Liu et al., 2011).

El tipo de control aplicado en la dinámica del sistema es tipo pre-alimentado a excepción del control de la presión. En un sistema de control pre-alimentado, la información sobre la variable controlada se anticipa y se introduce en el sistema antes de que ocurra una desviación, lo que permite una respuesta más rápida y precisa.

Por otro lado, un sistema de control retroalimentado ajusta la salida del proceso en función de la diferencia entre la variable controlada y la deseada (Broll et al., 1995). Bajo ciertas condiciones, puede tener una respuesta más lenta y menos precisa en comparación con el control pre-alimentado.

La elección entre uno u otro depende de la naturaleza del proceso y los objetivos de control. El control pre-alimentado es efectivo cuando se pueden prever las perturbaciones o se requiere una respuesta instantánea, pero puede ser más complicado de implementar y requiere una comprensión detallada del proceso. El control retroalimentado es ampliamente aplicable y fácil de implementar.

Metodología del Proceso de Simulación

Las simulaciones en estado estacionario y en estado dinámico se llevaron a cabo en el simulador de procesos UniSim Design de Honeywell versión R460.

El modelo termodinámico que se empleó en el simulador para predecir el ELV no ideal del sistema Etanol/Agua fue UNIQUAC (UNIversal QUAsiChemical), con el cual se estimaron los coeficientes de actividad de la fase líquida para corregir la no idealidad de la mezcla; mientras que para la fase vapor se consideró gas ideal. Se eligió este modelo también con fines comparativos con la literatura. El modelo tiene dos contribuciones, una combinatorial g^C , que representa el tamaño molecular con parámetros de sustancias puras y las diferencias de forma y otra contribución residual g^R , que cuantifica las interacciones moleculares con dos parámetros por cada par de moléculas. Las ecuaciones que describen este modelo termodinámico son muy conocidas (Henley & Seader, 2018) y debido a que el simulador estima el ELV, incluirlas, está fuera del alcance de este trabajo.

Modelamiento de la destilación

El modelo riguroso de una columna de destilación convencional en estado dinámico se basa en las ecuaciones que representan los balances de materia y energía, el equilibrio y las restricciones (sumatorias) de las etapas en equilibrio con mezclado perfecto entre las fases (Figura 4), denominado como ecuaciones MESH. (Kenig & Blagov, 2014; Bisgaard et al., 2015; Henley & Seader, 2018).

$$\frac{d(M_{i,j})}{dt} = L_{i-1}x_{i-1,j} + V_{i+1}y_{i+1,j} + F_i z_{i,j} - (L_i + U_i)x_{i,j} - (V_i + W_i)y_{i,j} \quad i = 1, \dots, N \setminus \{k\} \quad (1)$$

$$\frac{d(M_{T,i}h_i^L)}{dt} = L_{i-1}h_{i-1}^L + V_{i+1}h_{i+1}^V + F_i h_{F,i} + Q_i + q_i - (L_i + U_i)h_i^L - (V_i + W_i)h_i^V, \quad i = 1, \dots, N \setminus \{k\} \quad (2)$$

$$K_{i,j} = \frac{y_j}{x_i} \quad i = 1, \dots, N \setminus \{k\} \quad (3)$$

$$\sum_{j=1}^c x_j - 1 = 0 \quad \sum_{j=1}^c y_j - 1 = 0 \quad (4)$$

Donde $M_{i,j}$ es la cantidad molar del componente j en la etapa i . L_i, V_i, F_i son los flujos de líquido, vapor y alimentación de la etapa i ; U_i y W_i son los flujos de líquido y vapor de bifurcación de las corrientes L_i y V_i . Mientras que $x_{i,j}$, $y_{i,j}$ y $z_{i,j}$ son las composiciones del líquido, vapor y alimentación del componente j en la etapa i . MT representa la cantidad molar total de la etapa i , h_i^L , h_i^V y h_i^F son las entalpías de las corrientes

del líquido, vapor y alimentación de la etapa i . Q_i y q_i son los flujos de calor externo e interno respectivamente.

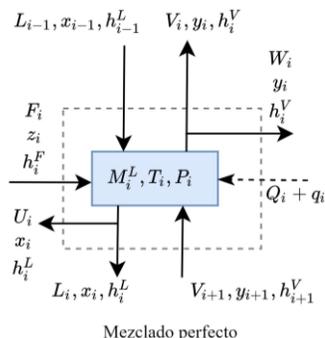


Figura 4.- Representación esquemática de una etapa ideal.

El conjunto de ecuaciones (1-4) se resuelve de manera rigurosa en cualquier simulador de procesos en el área de Ingeniería Química para una columna de destilación, tanto en estado estacionario como dinámico.

Simulaciones en estado estacionario

Las simulaciones en el estado estacionario de las columnas de destilación son importantes como estudio previo a la simulación dinámica, debido a que permiten analizar las variables en el sistema y verificar el balance de materia y energía. Para la separación en el sistema Etanol/Agua, el incremento significativo de las cargas térmicas cuando la pureza se acerca a la composición azeotrópica está relacionado con el control de la columna en el estado dinámico. En la Figura 5 se muestra el esquema de la columna de destilación convencional en el ambiente de simulación de UniSim en estado estacionario. Se emplearon las especificaciones sugeridas en Uddin et al., (2018).

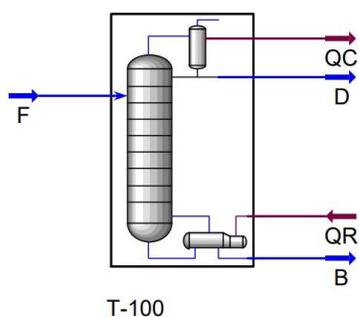


Figura 5.- Simulación en estado estacionario de una columna convencional para separar Etanol de Agua.

El flujo de alimentación de una mezcla Etanol y Agua se introdujo en la columna de destilación a razón de 21.42 kmol/h con una concentración molar de Etanol del 25% a la temperatura de 77 °C y presión de 130.95 kPa. La columna de destilación binaria de la planta piloto experimental tiene un número fijo de 15 etapas; en este estudio se consideraron los 15 platos teóricos más el re-hervidor y el condensador, ya que en la literatura no se especifica este dato.

Con la finalidad de validar los parámetros del modelo termodinámico en el simulador se compararon los perfiles de composición y las cargas térmicas con composiciones de etanol desde el 80 hasta el 84 porcentual molar utilizando cuatro conjuntos de parámetros de la literatura (Gmehling & Onken, 2002) para la mezcla Etanol/Agua (Tabla 1) y los parámetros proporcionados por el simulador. Asimismo, se determinó qué conjunto de parámetros proporcionaba menor energía en la separación. Dado que las cargas térmicas en el condensador y en el re-hervidor de la columna se incrementan en la proximidad del azeótropo, este análisis se extendió hasta el 88% molar para cubrir todas las composiciones previas a la composición azeotrópica y verificar el efecto de la composición de destilado sobre la energía de separación.

Tabla 1.- Parámetros para la mezcla Agua/Etanol del modelo UNIQUAC.

Parámetros	A_{12}	A_{21}
1	9.5115	307.7309
2	21.7366	262.9622
3	-94.6899	427.5173
4	130.8159	168.4557
UniSim	50.8846	232.0090

Los parámetros de interacción del modelo UNIQUAC A_{12} y A_{21} están expresados en cal/mol.

Simulaciones en estado dinámico

En la Figura 6 se muestra la simulación dinámica para separar Etanol de Agua en el entorno del simulador. A diferencia del estado estacionario, en el estado dinámico se adicionaron más equipos, así como la especificación de las alturas de los mismos, de tal forma que permitieran el movimiento de flujo a través de todo el proceso de separación. También fue necesario especificar las dimensiones de la columna según lo establecido en la planta piloto descrita en (Uddin et al., 2018), la cual tiene una longitud de 5.5 m y un diámetro de 0.15 m

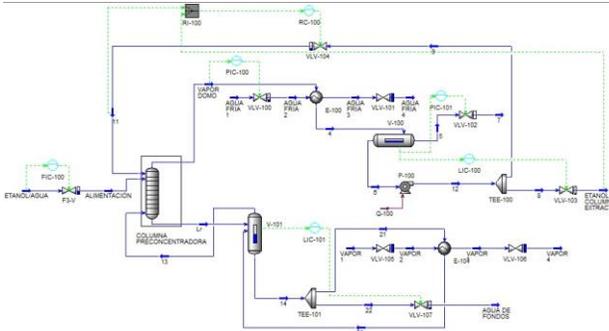


Figura 6.- Simulación dinámica de una columna convencional para separar Etanol de Agua.

La columna tiene 4 controladores principales (Uddin et al., 2018), uno para el flujo de alimentación, otro para la presión en el domo de la columna y dos para los niveles de los tanques del condensador y el sumidero de la columna. Para este trabajo se adicionaron 2 controladores más, uno para la relación de reflujo a la columna, debido a que este facilita las perturbaciones en el sistema y otro para la presión de la válvula de desfogue en el tanque de condensados, este es relevante para evitar problemas de inundación.

Tabla 2.- Ganancias y tiempos integrales de los controladores PI.

Controlador	K_c	T_i
Flujo de alimentación	0.05	0.025
Presión en domo de columna	0.045	0.14
Nivel del tanque de condensados	1.5	45
Nivel de sumidero de columna	1.8	43.6
Relación de reflujo	0.025	0.025
Válvula de alivio (tanque de condensados)	0.08	0.06

La estrategia de control utilizada para cada uno de los controladores fue del tipo Proporcional-Integral, debido a que estos son los que están integrados en el simulador. En la Tabla 2 se presentan las ganancias y los tiempos integrales para todos los controladores empleados en la simulación dinámica de la columna convencional del sistema Etanol/agua. Los cálculos para determinar los valores mostrados se realizaron de acuerdo con las reglas de sintonización de Ziegler-Nichols (Dimian et al., 2014).

Resultados

Las cargas térmicas del condensador y del re-ebullición se muestran en la Tabla 3 y fueron obtenidas a partir de las simulaciones en estado estacionario con los cuatro conjuntos de parámetros del modelo UNIQUAC. Se observa que el conjunto de parámetros 2 y los parámetros del simulador son equivalentes y proporcionan la menor carga energética, por lo que se decidió utilizar los parámetros del simulador para realizar los análisis posteriores en los estados estacionario y dinámico.

Tabla 3.- Energía de separación en condensador y re-ebullición utilizando diferentes conjuntos de parámetros.

Parámetros	Q_c [kW]	Q_r [kW]
1	87.43	94.04
2	77.84	84.74
3	83.38	90.19
4	83.22	89.88
UniSim	77.98	84.94

Asimismo, se muestra el comportamiento de los perfiles de composición (comportamiento típico de un sistema binario) utilizando el conjunto de parámetros 2 y los parámetros del simulador (Figura 7). Se puede ver que el comportamiento de los mismos es semejante y se traslapan, por lo que es indistinto usar un conjunto de parámetros u otro, además de que ambos proporcionan la más baja térmica de las simulaciones en estado estacionario.

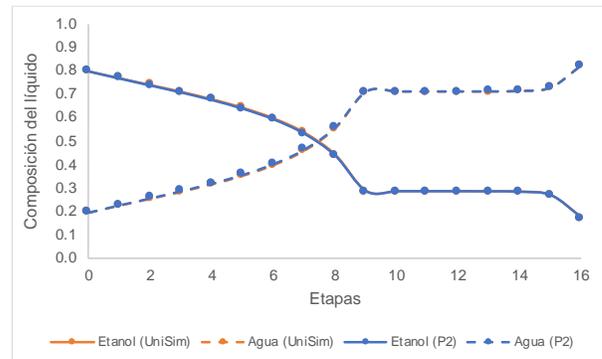


Figura 7.- Comparación de los perfiles de composición del líquido con dos conjuntos de parámetros.

El comportamiento de la energía de separación que incluye las cargas térmicas en el condensador y en el re-ebullición se muestran en la Figura 8. En la literatura se considera este análisis hasta el 84% molar, composición a la cual generalmente se obtiene el

etanol en la columna pre-concentradora para posteriormente ser alimentada al proceso de deshidratación de bio-etanol. Comparando las cargas térmicas obtenidas en este trabajo con las de la literatura en la cual se empleó el simulador Aspen Plus se muestran diferencias porcentuales entre el 0.43% al 29.29%; cuando el etanol se va purificando este porcentaje se incrementa.

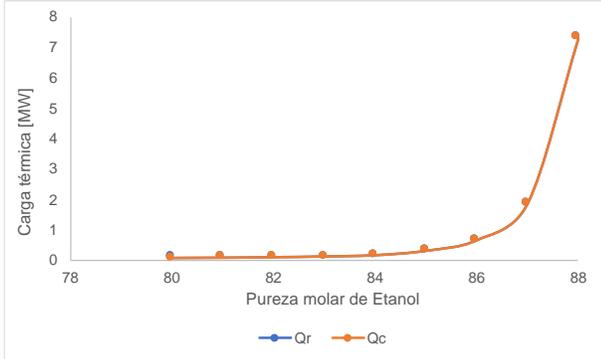


Figura 8.- Impacto de la pureza de etanol sobre la energía de separación.

En este estudio se analizó la pureza hasta el 88% molar, ya que, independientemente del control en la columna de destilación convencional, se pretende realizar un análisis exergoeconómico del sistema. Como puede observarse en la figura anterior, la carga térmica se incrementa considerablemente después del 84% molar. Y tanto el condensador como el re-hervidor consumen energías equivalentes para todos los casos. Es importante mencionar que la pureza del producto de destilado está relacionada directamente con la relación de reflujo, la cual se incrementa considerablemente al acercarse a la composición azeotrópica.

En la Figura 9 se muestra el comportamiento de los perfiles de composición del líquido de Etanol y el Agua para las purezas del 80 al 84% con el conjunto de parámetros del simulador, observándose en un desfaseamiento entre los mismos, así como se observa con las cargas térmicas.

En cuanto a los resultados de variar $\pm 2\%$ y $\pm 10\%$ la relación de reflujo y la carga térmica en el re-hervidor en estado estacionario, no se observaron diferencias significativas, por lo que se procedió a llevar a cabo el análisis del comportamiento de las variables en el estado dinámico.

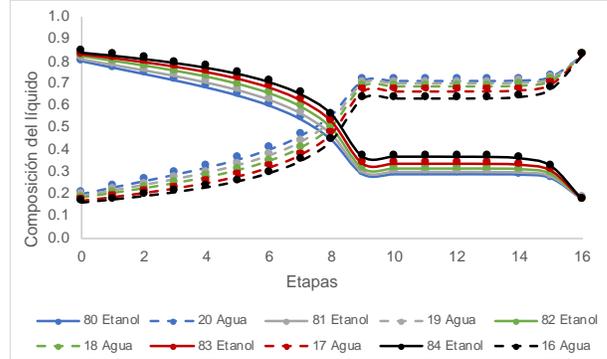


Figura 9.- Perfiles de composición del líquido para cinco casos de 80-84% molar con parámetros del simulador.

Una vez mostrado el análisis de las variables de interés como lo son las purezas y las cargas térmicas de la separación en estado estacionario, a continuación, se muestran los resultados del análisis realizado a las simulaciones dinámicas.

Para el caso de la figura 10, donde se presenta la composición de destilado (x_D), se observa que cuando se varía el reflujo (R) en $\pm 10\%$ el impacto en x_D es diferente: en -10% hay una variación de hasta -0.004 para x_D , mientras que para un 10% se tiene una variación de 0.003 para x_D . Para el caso de la figura 11, en donde se muestra la composición de fondos x_B , cuando se varía el reflujo (R), la variación es similar a la obtenida para el caso de x_D : en -10% hay una variación de casi -0.006 para x_B , mientras que para un 10% se tiene una variación de 0.005 para x_B .

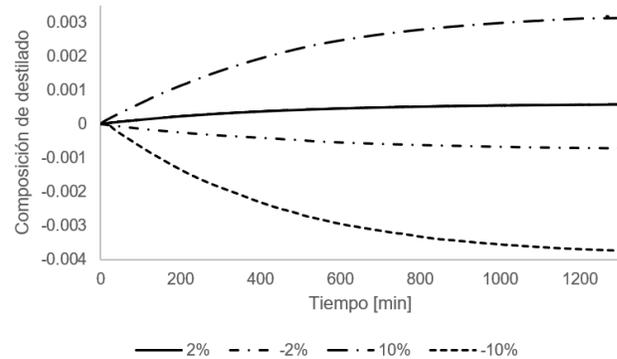


Figura 10.- Composición de destilado para 82% molar afectada por la relación de reflujo R.

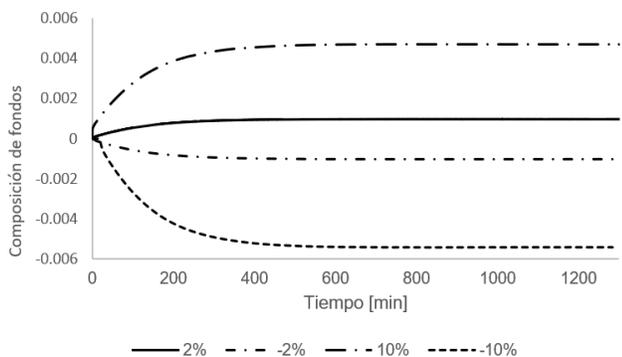


Figura 11.- Composición de fondos para 82% molar afectada por la relación de reflujo R.

Esto representa direccionalidad de bajo impacto o nivel, pues los cambios en la salida de cada variable no se ven afectados de manera proporcional por los cambios que provoca la entrada R de una manera notable. Este mismo análisis puede realizarse para las figuras 12 y 13 que presentan una composición de 84% molar.

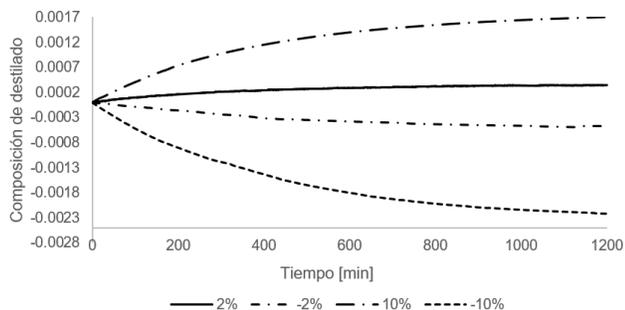


Figura 12.- Composición de destilado para 84% molar afectada por la relación de reflujo R.

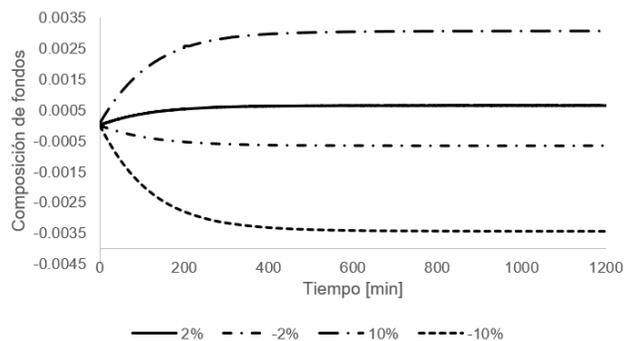


Figura 13.- Composición de destilado para 84% molar afectada por la relación de reflujo R.

En este mismo sentido, si se comparan las proporciones entre el caso 82% y 84% molar de las figuras 10 y 12, se observa que los cambios porcentuales en la composición de destilado x_D

afectan de manera diferente. Por ejemplo, en el caso 82% molar de la figura 10 se tiene una variación de x_D de cerca de 0.003 cuando el cambio de reflujo (R) es del 10%, mientras que en el caso 84% molar de la figura 12 se tiene una variación de cerca de 0.0015 para la misma variación de reflujo. Esto una vez más representa direccionalidad, pues los cambios en la salida de cada variable no se ven afectados de manera proporcional por los cambios que provoca la entrada R. Además, es un reflejo de que se trata de un sistema mal condicionado, pues ocurre de manera similar para la composición de fondos.

De igual manera, puede observarse que la no linealidad está presente al notar que la variación en el reflujo (R), del -10%, afecta de menor manera en la composición de destilado cuando se tienen el caso 84% molar respecto al caso 82% molar de las figuras 10 y 12. Similarmente se observa para las figura 11 y 13, cuando el cambio de 10% en R es menor en el caso 84% molar respecto al caso 82% molar.

Conclusiones

En este trabajo de investigación se llevó a cabo un análisis de las variables más relevantes en la separación de Etanol y Agua mediante una columna de destilación convencional mediante simulaciones en estado estacionario y en estado dinámico. Se observó que la purificación del Etanol cerca de la composición azeotrópica incrementa la energía de separación considerablemente. Asimismo, es importante resaltar que es necesario hacer un análisis de los resultados con los parámetros del modelo termodinámico empleado, ya que se observó que hay variabilidad en los valores de las cargas térmicas al emplear uno y otro conjunto de parámetros termodinámicos.

La conclusión más relevante de este trabajo radica en que la termodinámica del sistema domina claramente en el control de la columna cuando la pureza del etanol en la columna pre-concentradora se aproxima a la composición azeotrópica, lo que genera que las cargas térmicas tanto en el re-hervidor como en el condensador sean elevadas, aunque no haya diferencias entre ambos equipos.

Se demostró que las estrategias de control convencionales como la PID proporcionan una baja controlabilidad en la dinámica de columnas de destilación convencionales que requieren altas purezas y que dependen también de las propiedades termodinámicas como las condiciones en el punto

azeotrópico; por lo que se requieren de estrategias de control avanzado como por ejemplo el Model Predictive Control (MPC)

Se deben sintonizar los controladores de flujo de alimentación y presión con la finalidad de mejorar la estabilidad, la respuesta rápida y la capacidad de mantener las condiciones de operación. Por cual deben modificarse los valores de ganancia proporcional y tiempo integral del controlador mediante una metodología. El objetivo es minimizar los errores y las oscilaciones en el sistema, lo que mejorará la eficiencia de la operación y reducirá el riesgo de problemas operativos.

Referencias

- Abu-Eishah, S. I.; Luyben, W. L. (1985). Design and Control a Two-Column Azeotropic Distillation System. *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development*, 24, 132-140
- Bisgaard, T., Huusom, J. K., & Abildskov, J. (2015). Modeling and analysis of conventional and heat-integrated distillation columns. *AIChE Journal*, 61(12), 4251-4263. <https://doi.org/10.1002/aic.14970>
- Broll, J.; Rix, A.; Gelbe, H. (1995). Nonlinear Model-Based Feedforward Control of Distillation Columns. *Chemical Engineering Technology*, 18, 178-182.
- Dimian, A. C., Bildea, C. S., & Kiss, A. A. (2014). Integrated design and simulation of chemical processes (2nd ed). Elsevier.
- Dimian, A. C.; Bildea, C. S.; Kiss, A. A. (2019). Applications in Design and Simulation of Sustainable Chemical Processes. Elsevier. <https://doi.org/10.1016/B978-0-444-63876-2.00008-5>
- Folkrova, A. K.; Raeva, A. M. (2010). Bioethanol Dehydration: State of the Art. *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*. 44(4), 545-556. <https://doi.org/10.1134/S0040579510040342>
- Gil, I. D., Gómez, J. M., & Rodríguez, G. (2012). Control of an extractive distillation process to dehydrate ethanol using glycerol as entrainer. *Computers & Chemical Engineering*, 39, 129-142. <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2012.01.006>
- Giri, P. A., & Mahajan, Y. S. (2023). Optimal sequencing of conventional distillation column train for multicomponent separation system by evolutionary algorithm. *Chemical Product and Process Modeling*, 18(3), 423-434. <https://doi.org/10.1515/cppm-2022-0027>
- Gmehling, J., & Onken, U. (2002). Vapor liquid equilibrium data collection. 1: Aqueous-organic systems: a = (Suppl. 1). (2. ed. with minor changes and corr). DECHEMA.
- Hägglom, K. E., & Böling, J. M. (1998). Multimodel identification for control of an ill-conditioned distillation column. *Journal of Process Control*, 8(3), 209-218. [https://doi.org/10.1016/S0959-1524\(97\)00040-1](https://doi.org/10.1016/S0959-1524(97)00040-1)
- Henley, E. J., & Seader, J. D. (2018). Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química (Reimp. digital.). Reverté.
- Herbert, T. (2000). Practical distillation control. *IEE Seminar on Practical Experiences with Predictive Control*, 2000, 2-2. <https://doi.org/10.1049/ic:20000114>
- Kaminski, W.; Marszalek, J.; Ciolkowska, A. (2008). Renewable energy source. Dehydrated ethanol. *Chemical Engineering Journal*. 135, 95-102. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2007.03.017>
- Kenig, E. Y. & Blagov, S. (2014). Modeling of Distillation Process. En A. Górak & E. Sørensen (ed), *Distillation: Fundamentals and principles* (pp. 384-394) Elsevier Science.
- Kim, Y. (2016). Energy efficiency improvement in a modified ethanol process from acetic acid. *Entropy*, 18(12), 422. <https://doi.org/10.3390/e18120422>
- Kiss, A. A., & Suszwalak, D. J.-. P. C. (2012a). Enhanced bioethanol dehydration by extractive and azeotropic distillation in dividing-wall columns. *Separation and Purification Technology*, (86)4, 70-78. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2011.10.022>
- Kiss, A. A., & Ignat, R. M. (2012b). Innovative single step bioethanol dehydration in an extractive dividing-wall column. *Separation and Purification Technology*, 98, 290-297. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2012.06.029>
- Kiss, A. A., & Ignat, R. M. (2013). Optimal economic design of an extractive distillation process for

- bioethanol dehydration. *Energy Technology*, 1(2-3), 166-170.
<https://doi.org/10.1002/ente.201200053>
- Kiva, V. N., & Krolkowski, L. J. (2015). Feasibility of separation for distillation of azeotropic ternary mixtures: A survey and analysis. *Chemical Engineering Research and Design*, 95, 195-210.
<https://doi.org/10.1016/j.cherd.2014.10.023>
- Lee, E. J., & Kim, Y. H. (2018). Energy saving in acetic acid process using an azeotropic distillation column with a side stripper. *Chemical Engineering Communications*, 205(10), 1311-1322.
<https://doi.org/10.1080/00986445.2018.1446426>
- Lei, Z. (2017). Azeotropic distillation. En Reference Module in Chemistry, *Molecular Sciences and Chemical Engineering* (p. B9780124095472060182). Elsevier.
<https://doi.org/10.1016/B978-0-12-409547-2.06018-2>
- Li, Y., Li, W., Zhong, L., & Xu, C. (2017). Entrainer-assisted pressure-swing distillation for separating the minimum-boiling azeotrope toluene/pyridine: Design and control. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 56(41), 11894-11902.
<https://doi.org/10.1021/acs.iecr.7b02961>
- Liu, X.; Wang, C., Cong, L. (2011). Adaptive Robust Generic Model Control of High-Purity Internal Thermally Coupled Distillation Column. *Chemical Engineering Technology*, 1, 111-118.
<https://doi.org/10.1002/ceat.201000343>
- Luyben, W. L.; Chien, I. L. (2010). Design and Control of Distillation Systems for Separating Azeotropes. Wiley.
- Ma, Y., Cui, P., Wang, Y., Zhu, Z., Wang, Y., & Gao, J. (2019). A review of extractive distillation from an azeotropic phenomenon for dynamic control. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 27(7), 1510-1522.
<https://doi.org/10.1016/j.cjche.2018.08.015>
- Mahdi, T., Ahmad, A., Nasef, M. M., & Ripin, A. (2015). State-of-the-art technologies for separation of azeotropic mixtures. *Separation & Purification Reviews*, 44(4), 308-330.
<https://doi.org/10.1080/15422119.2014.963607>
- Ng, Q. H., Sharma, S., & Rangaiah, G. P. (2017). Design and analysis of an ethyl benzene production process using conventional distillation columns and dividing-wall column for multiple objectives. *Chemical Engineering Research and Design*, 118, 142-157.
<https://doi.org/10.1016/j.cherd.2016.10.046>
- Ravi Srinivas, G., Arkun, Y., Chien, I.-L., & Ogunnaike, B. A. (1995). Nonlinear identification and control of a high-purity distillation column: a case study. *Journal of Process Control*, 5(3), 149-162.
[https://doi.org/10.1016/0959-1524\(95\)97302-9](https://doi.org/10.1016/0959-1524(95)97302-9)
- Sågfors, M. F.; Waller, K. V. (1998). Multivariable control of ill-conditioned distillation columns utilizing process knowledge. *Journal of Process Control*, 8(3), 197-208.
[https://doi.org/10.1016/S0959-1524\(97\)00037-1](https://doi.org/10.1016/S0959-1524(97)00037-1)
- Shen, W. F., Benyounes, H., & Song, J. (2016). A review of ternary azeotropic mixtures advanced separation strategies. *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*, 50(1), 28-40.
<https://doi.org/10.1134/S0040579516010140>
- Srygley, J. M., & Holland, C. D. (1965). Optimum design of conventional and complex distillation columns. *AIChE Journal*, 11(4), 695-701.
<https://doi.org/10.1002/aic.690110424>
- Skogestad, S. (1992). Dynamics and control of distillation columns—A critical survey. *IFAC Proceedings Volumes*, 25(5), 11-35.
[https://doi.org/10.1016/S1474-6670\(17\)50966-0](https://doi.org/10.1016/S1474-6670(17)50966-0)
- Skogestad, S.; Morari, M.; Doyle, J. C. (1988). Robust Control Ill-Conditioned Plants: High Purity Distillation. *IEEE Transactions on Automatic Control*, (33)33, 1092-1105.
<https://doi.org/10.1109/9.14431>
- Taqvi, S. A., Dendana Tufa, L., Zabiri, H., Mahadzir, S., Maulud, A. S., & Uddin, F. (2017). Rigorous dynamic modelling and identification of distillation column using Aspen Plus. 2017 IEEE 8th Control and System Graduate Research Colloquium (ICSGRC), 262-267.
<https://doi.org/10.1109/ICSGRC.2017.8070607>
- Taqvi, S. A., Tufa, L. D., & Muhadzir, S. (2016). Optimization and dynamics of distillation column using aspen plus®. *Procedia Engineering*, 148, 978-984.

<https://doi.org/10.1016/j.proeng.2016.06.484>

- Tavan, Y., & Hosseini, S. H. (2013). A novel integrated process to break the ethanol/water azeotrope using reactive distillation – Part I: Parametric study. *Separation and Purification Technology*, 118, 455-462. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2013.07.036>
- Uddin, F.; Tufa, L. D.; Maulud, A. S.; Taqvi, S. A. (2018). System Behavior and Predictive Controller Performance near Azeotropic Region. *Chemical Engineering & Technology*, (41)4, 806-818. <https://doi.org/10.1002/ceat.201700282>
- Xu, L., Liu, Y., Bai, W., Tan, Z., & Xue, W. (2022). Design and control of energy-saving double side-stream extractive distillation for the benzene/isopropanol/water separation. *Energy*, 239, 121952. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2021.121952>
- Yi, C.-C., & Chien, I.-L. (2019). Control study to enhance the controllability of heterogeneous extractive distillation: Cyclohexane/cyclohexene separation. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 58(8), 3211-3224. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.9b00341>
- Zhu, J., Hao, L., Jiang, J., & Wei, H. (2020). Control of a process with no reflux rate in heterogeneous extractive distillation (Hed). *Separation and Purification Technology*, 247, 116973. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2020.116973>
- Zhu, F.; Huang, K.; Wang, S.; Shan, L.; Zhu, (2009). Towards further internal heat integration in design of reactive distillation columns—Part IV: Application to a high-purity ethylene glycol reactive distillation column. *Chemical Engineering Science*, 64 (15), 3498-3509. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2009.04.031>