



INTENSIFICACIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN MEJORADA PARA LA SEPARACIÓN DE UNA MEZCLA DE HEXANO-ETANOL-AGUA

Balauo, Florencia

Facultad de Ingeniería Química-UNL

Director: Gross, Martín S.

Área: Ingeniería

Palabras claves: intensificación, modelo NRTL, azeótropos

INTRODUCCIÓN

En los últimos años, el tratamiento de efluentes industriales se ha transformado en una tarea de mucha importancia por diferentes razones, principalmente por el cuidado del ambiente, la prevención de problemas de salud poblacionales y la sustentabilidad en el uso de los recursos productivos (Ghumra, Agarkoti & Gogate, 2021). En la industria alimenticia, este tratamiento se encuentra enfocado en los contaminantes orgánicos presentes en el agua (Varjani et al., 2021) y, particularmente en la industria de oleaginosas, el problema surge de los solventes utilizados para el proceso. Para la extracción de aceite de las semillas de soja se utiliza hexano como solvente y luego, las semillas se someten a un tratamiento posterior de concentración de proteínas, extrayendo sus carbohidratos con etanol y agua. Al finalizar el proceso se tiene una mezcla de hexano, etanol y agua que, en el presente trabajo, se pretende separar los componentes para poder reutilizarlo.

OBJETIVOS

- Estudiar y modelar el equilibrio físico-químico del sistema hexano, etanol y agua.
- Analizar el proceso de destilación a utilizar para separar la mezcla.
- Estudiar la optimización energética y material del sistema.

Título del proyecto: Separación de mezclas azeotrópicas vía destilación mejorada.

Instrumento: CAI+D 2020 50520190100068LI

Año de convocatoria: 2022

Organismo financiador: UNL

Director: Gross, Martín Sebastián



METODOLOGÍA

Modelado del equilibrio del sistema Hexano-Etanol-Agua

Para poder modelar el equilibrio ternario se determinaron los coeficientes binarios entre cada uno de los componentes. Luego, éstos se utilizaron en los simuladores Unisim Thermo Workbench y Unisim Design.

Primeramente, se estableció a partir de qué modelo se definen los coeficientes de actividad. Se adoptó como referencia lo expuesto por V. Gomis et. al (Gomis et. al., 2007) para elegir un modelo y se observó que, el que mejor representaba al equilibrio con respecto a los datos experimentales era el Modelo no aleatorio de dos líquidos - NRTL. Éste es un modelo que se aplica de forma fiable a muchas mezclas con diferentes propiedades en sus componentes y puede predecir la miscibilidad parcial entre dos fases líquidas (Mancilla, Olaya and Reyes-Labarta, 2016). En el caso en estudio, se contó con dos compuestos orgánicos (hexano y etanol) y uno inorgánico (agua), lo que muestra un sistema con propiedades e interacciones diferentes.

Una vez establecido el modelo, se calcularon los parámetros binarios con el uso de datos bibliográficos (Gmehling and Onken, 1977a, 1977b), el programa GNU Octave y el simulador Unisim Thermo Workbench.

Determinación de los azeótropos y el equilibrio líquido-vapor

Se comenzó con una pequeña aproximación de los azeótropos binarios a partir de bibliografía y luego, se comprobaron y se definieron a partir del simulador mencionado anteriormente.

Para determinar la fase vapor se utilizó el simulador Unisim Design, empleando un mezclador y con la implementación de la herramienta Databook, se logró la descripción de los valores deseados, teniendo como composición final del equilibrio líquido-vapor la correspondiente al azeótropo de mínima.

Proceso de destilación mejorada

Se eligió como proceso de separación debido a que el sistema presenta azeótropos y se llevó a cabo con el simulador Unisim Design.

Se establecieron como condiciones de entrada las provenientes del proceso de extracción de aceite y concentración de proteínas: 10% de hexano, 55% de etanol y 35% de agua. Luego, utilizando el diagrama ternario con las curvas residuo, se determinaron las zonas por donde iban a operar las columnas utilizadas en el proceso de destilación y se establecieron el número de etapas teóricas, el plato óptimo de alimentación, y la relación mínima de reflujo de cada una de ellas a partir del método Shortcut. Para este método se definieron componentes hipotéticos según la columna de análisis.

El número de columnas utilizadas se determinó progresivamente según las composiciones de destilado y fondo que se obtuvieron en cada una de ellas, y se adoptó como presión de trabajo 1 atm.

CONCLUSIONES

Modelado del equilibrio del sistema Hexano-Etanol-Agua

Se obtuvieron los valores de los coeficientes binarios con los que se contruyó el diagrama ternario (Figura 1) de equilibrio líquido-líquido con las rectas de reparto y una superposición del equilibrio líquido-líquido-vapor con los cuatro azeótropos presentes en el sistema.



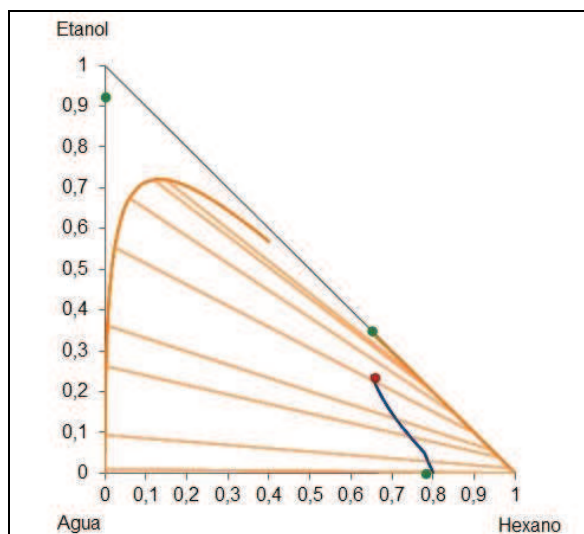


Figura 1: Diagrama ternario de equilibrio líquido-líquido-vapor. Los puntos verdes corresponden a los azeótropos binarios y el punto rojo al azeótropo ternario. La curva azul representa la fase vapor.

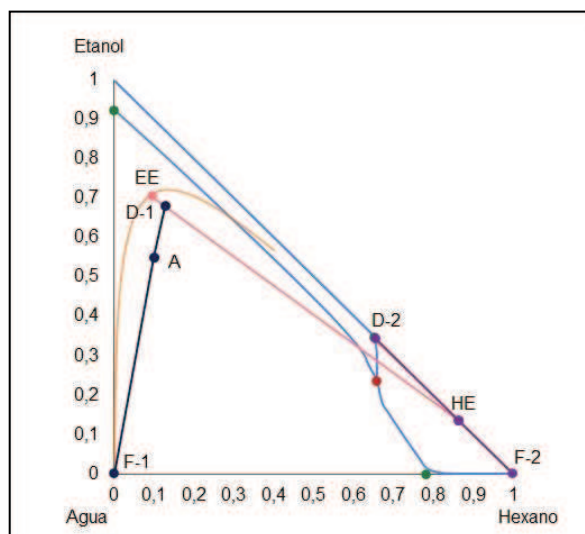


Figura 2: Diagrama ternario con límites de destilación. Referencias: HE corresponde a Hexano enriquecido y EE corresponde a Etanol enriquecido.

Proceso de destilación mejorada

Se analizaron los límites de destilación determinados a partir de los azeótropos del sistema, y con ellos se construyó el diagrama ternario que se puede observar en la Figura 2. Además, en ésta se muestran las rectas de operación de los equipos presentes en el proceso que se describirán a continuación.

El proceso diseñado se observa en la Figura 3, y su resultado numérico se muestra en la Tabla 1. Se comenzó con la simulación de la "Columna 1" de platos, con la corriente de alimentación proveniente del proceso de extracción y posterior concentración de proteínas de las semillas de soja. Para la construcción de ésta se adoptaron 12 etapas teóricas, con la alimentación en el plato número 6 y una relación de reflujo de 1,1 y, se obtuvo como producto de fondo una corriente compuesta principalmente de agua (corriente F-1).

Se disminuyó la temperatura del destilado de la primera columna (D-1), con un intercambiador de calor, alcanzando los 40 °C. Luego, se colocó un separador trifásico, obteniendo una corriente enriquecida en hexano y otra enriquecida en etanol.

Posteriormente, se simuló la "Columna 2", también de platos, con la corriente enriquecida en hexano como alimentación. Se adoptaron 4 etapas teóricas, con la alimentación en el plato 2 y una relación de reflujo de 1,5. Se obtuvo como producto por fondo una corriente de hexano con alta pureza (F-2), y de destilado (D-2) una corriente con la composición del azeótropo hexano-etanol.

En las dos columnas de destilación y en el separador, se observan 3 corrientes de vapor (V-1, V-2 y V-separador) que se tuvieron en cuenta en el diseño como corrientes de venteo.

Finalmente, en el análisis del equilibrio físico-químico del sistema se logró modelarlo con una buena aproximación de los resultados comparados con los datos bibliográficos utilizados. Con respecto al proceso de destilación llevado a cabo, se logró obtener agua y hexano concentrados. Sin embargo, si bien se obtuvo un valor mayoritario de etanol en la corriente de etanol enriquecido, se debe continuar trabajando en el proceso para alcanzar la mayor pureza posible de este compuesto. Además, una vez obtenido el resultado deseado, en el futuro se pretende optimizar energéticamente el sistema de recuperación diseñado.

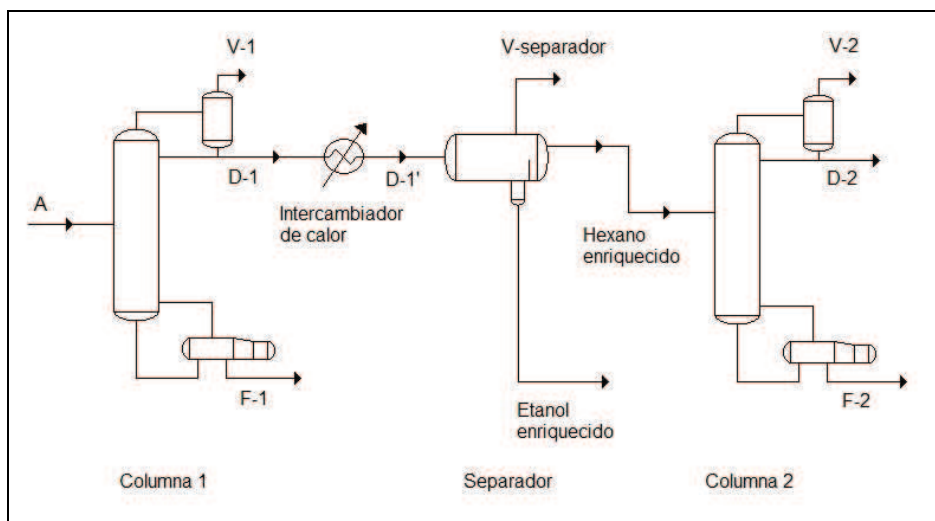


Figura 3: Proceso de separación para el sistema de hexano, etanol y agua.

Tabla 1: Resultados del proceso de separación.

Corrientes	Composiciones molares			Flujo molar [kgmol/h]	Temperatura [°C]
	Hexano	Etanol	Agua		
A	0,1000	0,5500	0,3500	1000	57,46
D-1	0,1773	0,6579	0,1648	742,9	57,47
F-1	0,0000	0,0009	0,9990	257,1	99,85
Hexano enriquecido	0,8627	0,1369	0,0004	79,46	40
Etanol enriquecido	0,0951	0,7203	0,1845	663,4	40
D-2	0,6556	0,3434	0,0010	31,53	58,95
F-2	0,9990	0,0010	0,0000	47,93	68,96

BIBLIOGRAFÍA BÁSICA

Ghumra, D.P., Agarkoti, C. and Gogate, P.R., 2021. Improvements in effluent treatment technologies in Common Effluent Treatment Plants (CETPs): Review and recent advances. Process Safety and Environmental Protection, 147, 1018-1051.

Gmehling, J. and Onken, U., 1977a. Vapor-Liquid Equilibrium data collection. Aqueous – Organic Hydroxy Compounds: Alcohols. Vol. I, Part 2a. DECHEMA. Frankfurt.

Gmehling, J. and Onken, U., 1977b. Vapor-Liquid Equilibrium data collection. Aqueous – Organic Systems. Vol. I, Part 1. DECHEMA. Frankfurt.

Gomis, V., Font, A., Pedraza, R. and Saquete, M.D., 2007. Isobaric vapor-liquid and vapor-liquid-liquid equilibrium data for the water–ethanol–hexane system. Fluid Phase Equilibria, 259, 66-70.

Marcilla, A., Olaya, M.M. and Reyes-Labarta, J.A., 2016. Simultaneous VLE data correlation for ternary systems: Modification of the NRTL equation for improved calculations. Fluid Phase Equilibria, 426, 47-55.

Varjani, S., Rakholiya, P., Shindhal, T., Shah, A.V. and Ngo, H.H., 2021. Trends in dye industry effluent treatment and recovery of value-added products. Journal of Water Process Engineering, 39, 101734.