

Análisis Económico del Proceso de Purificación de Etanol Anhidro

Oscar Daniel Lara Montaña (1), Dr. Fabricio Omar Barroso Muñoz (2)

1 Licenciatura en Ingeniería Química, Universidad de Guanajuato | lara.mtb@hotmail.com

2 Departamento de Ingeniería Química, División de Ciencias Naturales y Exactas, Campus Guanajuato, Universidad de Guanajuato | faobamu@ugto.mx

Resumen

En este artículo se realiza un análisis de costos de una secuencia de purificación de bioetanol para obtener etanol anhidro, utilizando el simulador de procesos Aspen Plus. Esta secuencia cuenta con una columna pre-concentradora y una columna extractiva que utiliza glicerol como extractante. En un análisis inicial ambas columnas se simulan para un flujo de 1000 l/h y concentraciones que van del 10% al 2%w/w de etanol, haciendo uso de un análisis paramétrico con el objetivo de encontrar el costo total anual mínimo (TAC) para ambas columnas usando el método de Guthrie. Se realiza también un segundo análisis únicamente para la columna pre-concentradora, en el cual se exploran diferentes escenarios donde se obtienen los costos mínimos para distintas condiciones de flujo y concentraciones de alimentación. Del primer análisis, se obtiene que la columna pre-concentradora representa un costo mayor frente a la extractiva, también que en la columna extractiva es menor el costo por servicios que el aportado por el uso de glicerol como extractante. En el segundo análisis, se concluye que a mayor flujo de alimentación disminuye el costo por kmol de etanol anhidro. También los costos aumentan al disminuir la concentración de etanol en el bioetanol.

Abstract

This article shows a cost analysis of a bioethanol purification sequence to produce anhydrous ethanol, using Aspen Plus. The purification sequence has two columns; the first is a pre-concentrating column; and the second one is an extractive column that uses glycerol as extrainer. The analysis is carried out by using a parametric analysis in order to find the minimum Total Annual Cost (TAC) for the system, for initial flow of 1000l/h with concentrations from 10% to 2%w/w of ethanol. The costs are obtained using the Guthrie's method. A second analyze is made, focusing only in the pre-concentrating column, where different case of study are explored to obtain the minimum cost for different conditions of flow and concentration. The first analysis shows that the pre-concentrating column represents a higher cost per unit of anhydrous ethanol produced in comparison with the extractive column. In the extractive column the cost of using glycerol as extrainer is higher than the energy cost. In addition, TAC increases, as ethanol concentration to pre-concentrating column is lower.

Palabras Clave

Bioetanol; Deshidratación; TAC; Extractiva; Glicerol

INTRODUCCIÓN

La destilación es uno de los procesos de separación más importantes, debido a que permite la separación de mezclas ideales y no ideales a escalas industriales. La separación de mezclas azeotrópicas es uno de los principales puntos de interés de las industrias, y un gran número de columnas de destilación están en operación con este propósito.

Es necesario desarrollar nuevas secuencias de destilación factibles, para cumplir con las demandas que el mundo requiere de procesos económicos y limpios [1]. Para satisfacer las demandas energéticas actuales, en las últimas décadas se han venido desarrollando una amplia variedad de combustibles, uno de ellos es el bioetanol. En 2007, el bioetanol representó un 4% del total de la gasolina consumida en el mundo, se estima que para el 2020 la producción de bioetanol excederá los 125 billones de litros, esto debido a la necesidad que se tiene de incrementar la producción de energías renovables. [2].

En este contexto, es entonces muy importante obtener métodos de purificación económicos para el bioetanol, con el fin de obtener etanol anhidro. Actualmente, en el proceso de fermentación para producir bioetanol se obtiene menos del 10% en volumen de etanol, siendo el resto agua. [2]

Para la separación de azeótropos las columnas de destilación extractiva son unas de las que más se han estudiado ampliamente para la separación de azeótropos, esto debido a que tienen un consumo bajo de energía y se puede elegir entre una amplia variedad de extractantes para cumplir con el propósito.[3] El principio de la destilación extractiva consiste en que es un proceso de evaporación parcial en presencia de un agente separador no volátil con un punto de ebullición muy alto, que es llamado solvente o extractante, al ser agregado a la mezcla modifica la volatilidad relativa del componente de importancia y no forma azeótropos.[4].

De todos los posibles solventes en este trabajo se usa el glicerol debido a que está disponible a bajo costo, como consecuencia su alta producción en el proceso de la síntesis de biodiesel, adicionalmente a esto se ha demostrado la elevada capacidad del glicerol para modificar el equilibrio líquido vapor de la mezcla etanol agua, eliminando el azeótropo[4].

Es bien sabido, que el sistema etanol-agua forma un azeótropo de composición 0.94%w de etanol, por lo cual obtener etanol de alta pureza no es factible, empleado sistemas de destilación convencionales. El esquema típico de una secuencia de purificación de bioetanol consta de una columna pre-concentradora, la cual produce un destilado con una pureza de etanol cercana a la del azeótropo. La segunda columna se utiliza para deshidratar el etanol, mediante el uso de un extractante que permita romper el azeótropo y así obtener el etanol carburante (99.9 %w). Es importante mencionar que el etanol no debe contener agua debido a los problemas que podría generar en los motores de combustión interna donde se podría emplear.

MATERIALES Y MÉTODOS

El estudio se realizó usando el simulador de procesos Aspen Plus®. El modelo termodinámico que se eligió fue NRTL, debido a que tiene un buen desempeño para predecir el sistema [5].

Columna Pre-concentradora

Se comenzó realizando un McCabe-Thiele en Excel para encontrar el número de etapas que se necesitarían para hacer la separación, partiendo de una alimentación del 10%w/w de etanol, para alcanzar en el domo una pureza de 82%mol y en los fondos una pureza de 99.9% de agua. Esto dio como resultado 12 etapas, cuya alimentación se encontró en la etapa 8.

A partir de estos resultados se elaboró el primer diseño riguroso de la columna pre-concentradora en Aspen Plus, la alimentación fue un flujo de

1000l/h, con una concentración de 10%w/w de etanol a temperatura ambiente. En la Imagen 1 se muestra un esquema de la columna pre-concentradora. Una vez que se obtuvo convergencia se establecieron las especificaciones de diseño: para la corriente de destilado se estableció una pureza de 0.82 fracción mol de etanol, mientras que en el fondo una pureza de 0.999 de agua. La primera en base a la carga térmica y la segunda en base a la relación de reflujo. Una vez que se logró la convergencia se calculó el diámetro de la columna empleando Aspen Plus®. Para el cálculo de los servicios de calentamiento, se empleó la sección dentro del simulador llamada "utilities", donde se introdujo el precio por MMBTU (que fue obtenido de la Secretaría de Economía (SE) para el mes de marzo de 2015) y se especifica que es vapor de baja presión, teniendo esto se activa en el bloque de la columna concentradora el *reboiler* y se ejecutó la simulación nuevamente.

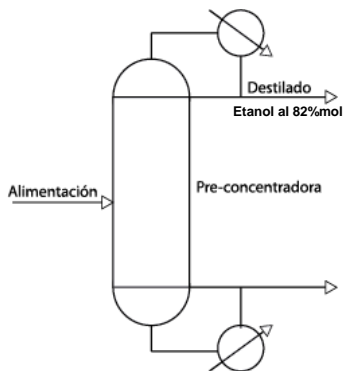


Imagen 1. Diagrama donde se ilustra la columna pre-concentradora.

El TAC se obtuvo utilizando el Método de Guthrie, para el cual es necesario obtener la altura de la torre, el diámetro, área de los intercambiadores, así como el costo de los servicios. El costo de los equipos representa el costo de inversión, éste se anualizó a tres años según la Ecuación 1.

$$TAC = \frac{\text{costo de inversión}}{3} + \text{costo de operación} \quad (1)$$

Se realizó un análisis de sensibilidad donde se varió el número de etapas, y para cada una de ellas se obtuvo la etapa de alimentación que representa un menor TAC. Se hizo esto fijando el flujo y variando las concentraciones, de esta manera se obtuvieron cinco costos anuales mínimos para cada flujo.

Columna Extractiva

Una vez que se tuvieron los resultados de la columna pre-concentradora se procedió a crear la columna extractiva, cuya alimentación fue el destilado de la columna concentradora. En la Imagen 2 se muestra un esquema de la columna extractiva. El número de platos para comenzar la simulación se consideró de 18 [6], la alimentación del destilado en la etapa 12, la relación de S/F inicialmente se estableció de 1 y se alimentó el glicerol a 40°C en la etapa 2. Se establecieron las especificaciones de diseño, las cuales fueron: pureza del destilado de 99.5%mol de etanol y 0.1%mol de etanol en el fondo. Para esto se especificó la carga térmica y el flujo de extractante como variables. Ya convergida la torre se calculó el diámetro de la columna, así como también se creó otra utilidad para vapor de alta presión, tomando el mismo precio proporcionado por la SE. Para la columna extractiva también se debió hacer un análisis de sensibilidad para encontrar el TAC mínimo. Para esto se debió variar el número de etapas de la columna, para cada una de ellas se debió variar la relación de reflujo, para esta investigación se varió entre 1 y 0.1, después para cada reflujo se debió encontrar la etapa de alimentación que de cómo resultado un TAC mínimo. Esto se hizo para las diferentes concentraciones fijando el flujo de alimentación de la pre-concentradora.

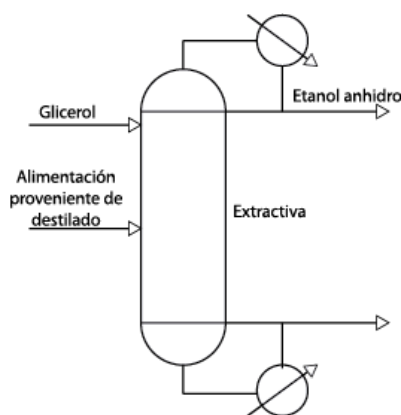


Imagen 2. Diagrama donde se ilustra la columna extractiva

Análisis de la Pre-concentradora

Se simuló lo mencionado anteriormente para la pre-concentradora, pero para todos los diferentes flujos de alimentación (1000, 2000, 4000, 6000...10000l/h), esto con el fin de obtener una superficie con los costos unitarios para todas las diferentes condiciones establecidas.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Al calcular el TAC para cada columna, con un flujo de alimentación a la pre-concentradora de 1000 l/h y explorando las 5 concentraciones distintas se vio que a menor concentración, el TAC disminuía. Sin embargo, cuando se realizó al análisis del costo por kmol se vio que a menor concentración éste aumentó considerablemente. Esto fue más notorio cuando se trabajó con concentraciones menores a 4%w/w. En la Imagen 3 se observa lo anteriormente comentado.

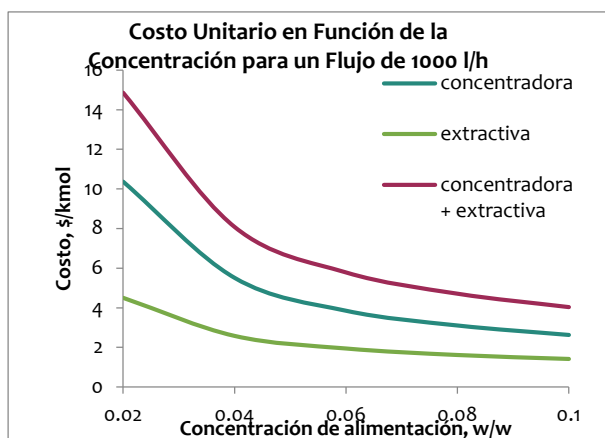


Imagen 3. Gráfico que muestra el impacto de cada columna en el costo por kmol.

Puede verse claramente que existe un considerable aumento en el precio unitario cuando se utilizan concentraciones inferiores a 4%w/w. Otro aspecto importante observado en la Imagen 3 es que refleja que el mayor costo para producir etanol anhidro está representado por el costo de la columna pre-concentradora, esto debido a que es una columna que implica mayor inversión y opera con un flujo de alimentación más alto, como consecuencia se necesita una carga térmica elevada y más uso de vapor.

En el caso de la columna extractiva, hablando de los costes de operación, el costo del extractante representa un costo mayor que el coste energético (el precio del extractante fue obtenido para el mes de mayo de 2015) [7]. tal como se puede observar en la Imagen 4.

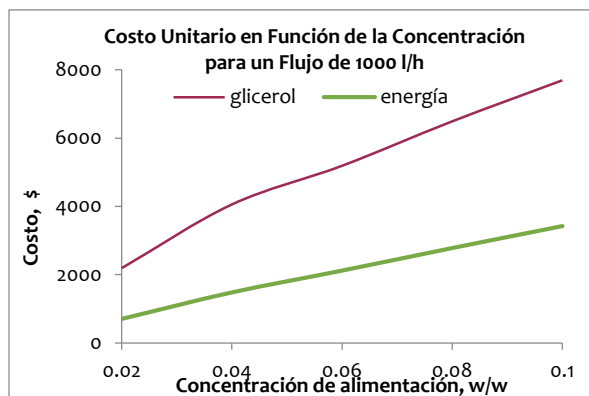


Imagen 4. Gráfico comparativo de costo de extractante y costo de servicios para columna extractiva.

Dado que la columna pre-concentradora representaba mayor impacto sobre el costo final de producción, el segundo estudio consistió, en calcular el costo unitario de la configuración más barata para diferentes condiciones de flujo de alimentación y concentración.

En la Imagen 5 se puede observar que a mayor es el flujo, a cualquier concentración, los costos por kmol disminuyen, siendo el flujo de 10000l/h a una concentración de 10%w/w el que da un etanol anhidro más económico (1.45 \$/kmol), mientras que a un flujo de 1000l/h a una concentración de 2%w/w se obtiene el etanol anhidro más costoso (10.35 \$/kmol).

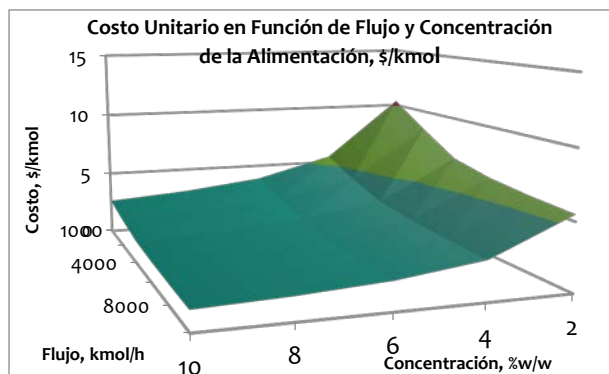


Imagen 5. Representación de los costos para la columna pre-concentradora para diferentes escenarios de flujo y concentración.

Así mismo también se concluyó que para los diferentes flujos cuando se utilizan concentraciones entre 10 y 6%w/w el aumento de costo es casi lineal, no siendo así para 4 y 2%w/w, donde para cualquier flujo hay un aumento muy importante el costo unitario, lo que podría significar que el proceso sea incosteable.

CONCLUSIONES

En una secuencia de destilación constituida por dos columnas, una pre-concentradora y una extractiva cuyo extractante es glicerol, para obtener etanol anhidro partiendo de bioetanol, supone un mayor costo la columna pre-concentradora debido a que es una columna más grande y trabaja con un mayor flujo de alimentación que se refleja en un mayor gasto energético.

En ambos casos, anualizando a 3 años, el costo mayor es el de inversión. En el caso de la columna extractiva representa un mayor costo el del extractante que el de la energía obtenida del vapor.

Al hacer el análisis en la columna pre-concentradora, para diferentes flujos y concentraciones se, vio que a mayor flujo será menor el costo del etanol anhidro. También que es muy importante la concentración del bioetanol que se vaya a utilizar como alimentación, ya que cuando esta es menor a 4%w/w el costo por kmol aumenta de manera importante, haciendo, posiblemente, incosteable el proceso.

En la Tabla 1 se muestran el número de etapas y etapa de alimentación, con el menor TAC, para todas las configuraciones exploradas en la columna pre-concentradora. En base a estos datos se construyó la Imagen 5.

Tabla 1. Se muestran los costos anuales mínimos para cada condición de la columna pre-concentradora.

FLUJO DE ALIMENTACIÓN, L/H	CONCENTRACIÓN, % W/W	NÚMERO DE ETAPAS	ETAPA DE ALIMENTACIÓN	TAC, \$
1000	10	15	12	47446
	8	15	12	44796
	6	15	12	41412
	4	16	12	38841
	2	16	12	34222
2000	10	18	15	76514
	8	17	13	72285
	6	16	12	67069
	4	16	12	62089
	2	14	11	55934
4000	10	20	16	123306
	8	19	14	116784
	6	18	14	107705
	4	17	13	99126
	2	15	11	88728
6000	10	21	17	168799
	8	20	16	157793
	6	18	14	146584
	4	17	13	134347
	2	16	12	119892
8000	10	22	18	215080
	8	20	16	200453
	6	21	16	185461
	4	19	14	169215
	2	17	12	150820
10000	10	23	19	263259
	8	21	17	244515
	6	21	16	224894
	4	20	15	204556
	2	18	13	181838

AGRADECIMIENTOS

A mi asesor el Dr. Fabricio Omar Barroso Muñoz por su apoyo y dedicación para hacer posible este proyecto, al Dr. Héctor Hernández Escoto porque aún no siendo mi asesor me brindó su apoyo en este proyecto. Y a la Universidad de Guanajuato por darme la oportunidad de tener esta buena experiencia en mi primer verano de investigación.

REFERENCIAS

- [1] M. a S. S. Ravagnani, M. H. M. Reis, R. M. Filho, and M. R. Wolf-Maciel, "Anhydrous ethanol production by extractive distillation: A solvent case study," 2010.
- [2] S. Navarrete-Contreras, M. Sánchez-Ibarra, F. O. Barroso-Muñoz, S. Hernández, and A. J. Castro-Montoya, "Use of glycerol as entrainer in the dehydration of bioethanol using extractive batch distillation: Simulation and experimental studies," 2014.
- [3] Y. An, W. Li, Y. Li, S. Huang, J. Ma, C. Shen, and C. Xu, "Design/optimization of energy-saving extractive distillation process by combining preconcentration column and extractive distillation column," 2015.
- [4] I. D. Gil, J. M. Gómez, and G. Rodríguez, "Control of an extractive distillation process to dehydrate ethanol using glycerol as entrainer," Elsevier Ltd, 2012.
- [5] A. a. Kiss, R. M. Ignat, and C. S. Bildea, "Optimal Extractive Distillation Process for Bioethanol Dehydration," Elsevier, 2014.
- [6] I. D. Gil, L. C. García, and G. Rodríguez, "Simulation of ethanol extractive distillation with mixed glycols as separating agent," *Brazilian J. Chem. Eng.*, vol. 31, no. 1, pp. 259–270, 2014.
- [7] <http://m.alibaba.com/product/1815567472/CAS-56-81-5-Glycerol-price.html>