

Evaluación de técnicas de deshidratación de etanol aplicando la simulación

Yeney Lauzurique-Guerra ^a, Lourdes Zumalacárregui-de Cárdenas ^a, Osney Pérez-Ones ^a & Geli Molina-Rivero ^b

^a Facultad de Ingeniería Química, Universidad Tecnológica de la Habana José Antonio Echeverría (CUJAE), Cuba. yeney1988@gmail.com, lourdes@quimica.cujae.edu.cu, osney@quimica.cujae.edu.cu

^b Empresa de perforación de petróleo occidente, Cuba. geli@quimica.cujae.edu.cu

Received: November 18th, 2015. Received in revised form: March 12th, 2016. Accepted: October 25th, 2016.

Resumen

Se evaluaron tres técnicas de deshidratación de etanol: la destilación azeotrópica con benceno, la pervaporación y la adsorción con tamices moleculares. Para la simulación de las técnicas se utilizó el simulador de procesos HYSYS v3.2 y para su comparación se estableció un mismo flujo molar de etanol en la mezcla etanol-agua de 216,5 kmol/h. En todos los casos se obtuvo una composición molar de etanol anhidro mayor de 99,7%. Se determinó la influencia de los parámetros de operación en la eficiencia de las tecnologías simuladas analizando tres casos de estudios. Se analizaron los perfiles de temperatura, flujos molares de líquido y vapor y las composiciones en las columnas presentes en cada proceso. Según la evaluación económica de las técnicas, todas las alternativas analizadas son económicamente ventajosas y en todas se logran ganancias netas, pero los mayores beneficios se obtienen en la adsorción con tamices moleculares al reportar la mayor tasa de rendimiento actualizada.

Palabras clave: deshidratación; etanol anhidro; simulación.

Evaluation of ethanol dehydration techniques applying simulation

Abstract

Three ethanol dehydration techniques were studied: azeotropic distillation with benzene, pervaporation and adsorption with molecular sieves. Each technique was simulated with HYSYS v3.2 process simulator. In order to compare, the same ethanol molar flow was established for ethanol-water mixture (216.5 kmol/h). Ethanol molar composition was higher than 99.7% for all technologies. Slightly lower composition was obtained for the extractive distillation. The influence of operating parameters on the efficiency of simulated technologies was determined by analyzing three case studies. Temperature, molar flows of liquid and vapor and composition profiles through the columns were analyzed for each process. According to economic evaluation techniques, all the alternatives are economically advantageous because of net profits. The greatest benefits are obtained for adsorption with molecular sieves because of its highest relative present value.

Keywords: dehydration; anhydrous ethanol, simulation

1. Introducción

La incertidumbre en los precios del petróleo, la reducción de reservas fácilmente extraíbles de este combustible y la nocividad al ambiente que generan los derivados del petróleo, han traído como consecuencia que muchos países emprendieran programas nacionales de sustitución parcial de este combustible por fuentes energéticas renovables.

En la actualidad el uso del etanol carburante no solamente

se implementa con el fin de solucionar las crisis económicas, sino también como una solución ecológica al gran impacto ambiental generado por los combustibles derivados del petróleo [1].

El proceso de producción de etanol anhidro ha sido inmensamente refinado y actualizado en años recientes, ganando en eficiencia.

La primera etapa de este proceso es la fermentación, en la cual se provee una mezcla de etanol-agua con una

How to cite: Lauzurique-Guerra, Y., Zumalacárregui-de Cárdenas, L., Pérez-Ones, O. y Molina-Rivero, G., Evaluación de técnicas de deshidratación de etanol aplicando la simulación. DYNA 84(200), pp. 185-192, 2017.

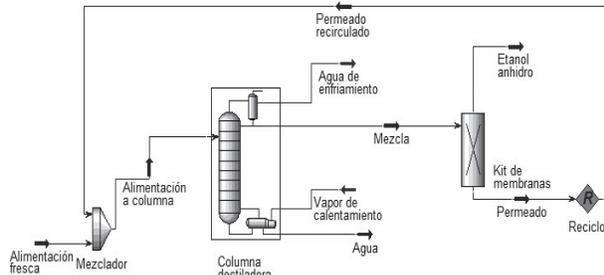


Figura 2. Esquema de simulación de la técnica de pervaporación.
Fuente: Obtenido de [13]

Tabla 2. Datos de los módulos y corrientes para la simulación de la técnica de pervaporación.

Variables	Valor	Unidad
Flujo másico de alimentación fresca	1 175	kg/h
Fración másica de etanol en la alimentación fresca	0,8000	-
Fración másica de agua en la alimentación fresca	0,2000	-
Fración de vapor en la alimentación fresca	0,0000	-
Presión de la alimentación fresca	101,30	kPa
Razón de reflujo	1,38	-
Flujo másico de la mezcla (por el tope de la columna)	1 046	kg/h
Flujo másico de agua (por el fondo de la columna)	254,30	kg/h

Fuente: Obtenido de [13]

Tabla 3. Variables de decisión en la pervaporación para 216,5 kmol/h de etanol en el etanol azeotrópico.

Variables	Valor	Unidad
Flujo molar de alimentación a la columna	390	kmol/h
Fración molar de etanol en la alimentación a la columna	0,5550	-
Fración molar de agua en la alimentación a la columna	0,4440	-

Fuente: Propia

2.2. Simulación de la pervaporación

En la Fig. 2 se muestra el esquema de simulación correspondiente a la pervaporación. Como se aprecia, consta de una columna destiladora que está conformada por 84 platos, un condensador y un rehervidor, posee además una unidad de pervaporación para producir etanol anhidro. El producto de tope obtenido en la columna, rico en etanol, pasa a la membrana, donde se obtiene un retenido con altas concentraciones de este componente y como permeado una mezcla etanol-agua que se recircula a la columna para recuperar el etanol que está contenido en ella.

En la Tabla 2 se muestran los datos correspondientes a los módulos y las corrientes del esquema simulado según [13].

Una vez que se verificó que el porcentaje de error del modelo utilizado era inferior a 5%, se procedió a simular la técnica de pervaporación, pero a las condiciones de operación requeridas para poder realizar la comparación entre las técnicas de deshidratación simuladas (Tabla 3).

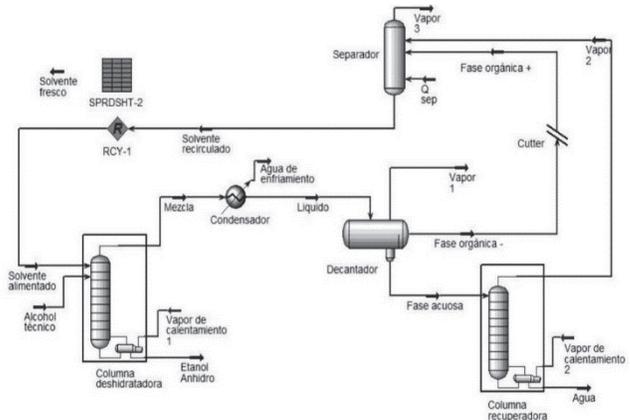


Figura 3. Esquema de simulación de la técnica de destilación azeotrópica con benceno.

Fuente: Obtenido de [12]

Tabla 4. Datos de las columnas en la destilación azeotrópica con benceno.

Parámetros	Columna deshidratadora	Columna recuperadora	Unidad
Presión de trabajo	101,30	101,30	kPa
Número de platos	30	10	-
Diámetro de la columna	1,50	1,50	m

Fuente: Obtenido de [12]

2.3. Simulación de la destilación azeotrópica con benceno

Para la destilación azeotrópica con benceno, el esquema a simular se conformó con dos columnas consecutivas de destilación (deshidratadora y recuperadora), un condensador, un decantador y un tanque separador, como se muestra en la Fig. 3. En este caso la columna de deshidratación se alimenta con la solución alcohólica proveniente de la columna rectificadora y en el plato superior se añade el benceno, el cual forma un azeótropo nuevo. El etanol se envía por el fondo de la torre y el azeótropo ternario heterogéneo formado se condensa como producto de cabeza y se le decanta para obtener dos fases inmiscibles. La fase orgánica, rica en el modificador, regresa a la columna deshidratadora como reflujo, mientras la fase acuosa del azeótropo formado se envía a la columna recuperadora, donde se separa el modificador restante del agua. El modificador se obtiene como producto de cabeza y se recircula a la alimentación principal de la columna deshidratadora, mientras que el agua obtenida como producto de cola se utiliza en otras etapas del proceso. Se consideró que la presión permanecía constante en el condensador y que a la salida de este la temperatura de la mezcla etanol-agua-benceno era 25°C.

En las Tablas 4 y 5 se muestran los datos y variables de decisión correspondientes a los módulos y las corrientes del esquema simulado según [12].

Una vez que se verificó que el porcentaje de error del modelo utilizado era inferior a 5%, se procedió a simular la técnica de destilación azeotrópica con benceno, pero a las condiciones de operación requeridas para poder realizar la comparación entre las técnicas de deshidratación simuladas (Tabla 6).

Tabla 5.
Variables de decisión en la destilación azeotrópica con benceno.

Variables	Valor	Unidad
Flujo molar de alcohol técnico	68,84	kmol/h
Fracción molar de etanol en el alcohol técnico	0,8850	-
Fracción molar de agua en el alcohol técnico	0,1150	-
Fracción de vapor del alcohol técnico	0,0000	-
Presión del alcohol técnico	101,30	kPa
Flujo molar de solvente alimentado	311,40	kmol/h
Fracción molar de benceno en el solvente alimentado	0,5626	-
Fracción molar de agua en el solvente alimentado	0,0103	-
Fracción molar de etanol en el solvente alimentado	0,4271	-
Temperatura del solvente alimentado	55	°C
Presión del solvente alimentado	101,30	kPa

Fuente: Obtenido de [12]

Tabla 6.
Variables de decisión en la destilación azeotrópica con benceno para 216,5 kmol/h de etanol en el alcohol técnico.

Variables	Valor	Unidad
Flujo molar de alcohol técnico	244,64	kmol/h
Fracción molar de etanol en el alcohol técnico	0,8850	-
Fracción molar de agua en el alcohol técnico	0,1150	-
Flujo molar de solvente alimentado	1 030	kmol/h

Fuente: Propia

3. Estudio de casos

Con el objetivo de analizar la influencia que tienen determinadas variables que pueden ser manipuladas en el proceso (presión, temperatura y flujo de alimentación) sobre los parámetros característicos de cada tecnología se realizaron estudios de casos para cada una de las técnicas de deshidratación de etanol simuladas anteriormente.

Los intervalos analizados en cada caso representan los de mayor frecuencia de trabajo.

3.1. Estudio de caso en la técnica de adsorción con tamices moleculares

Caso 1: Influencia de la variación de la presión del alcohol técnico que entra al primer tamiz (alcohol técnico 2) desde 275,5 kPa hasta 358,1 kPa sobre los consumos de agua de enfriamiento en los condensadores 1 y 2.

3.2. Estudio de caso en la técnica de pervaporación

Caso 2: Influencia del flujo molar de la corriente de alimentación a la columna desde 390 hasta 510 kmol/h sobre el flujo de vapor de calentamiento en kJ/h y sobre la composición molar de etanol en la corriente de etanol anhidro.

3.3. Estudio de caso en la técnica de destilación azeotrópica

Caso 3: Influencia de la variación de la temperatura del solvente recirculado desde 40°C hasta 55°C sobre los consumos de vapor en las columnas y sobre el agua de enfriamiento en el condensador.

4. Análisis de resultados

En la Tabla 7 se puede observar una comparación entre los resultados obtenidos en este trabajo y los ofrecidos por Bastidas y colaboradores [11] para varios parámetros de interés de la técnica de adsorción con tamices moleculares. A partir de esta comparación se concluye que los esquemas de simulación desarrollados para la técnica están verificados al tener errores relativos menores que 5%.

La comparación con los resultados ofrecidos por Szitkai y colaboradores [13] aparece en la Tabla 8 para varios parámetros de interés de la técnica de pervaporación. A partir de esta comparación se concluye que el esquema de simulación desarrollado queda verificado al tener errores relativos menores que 5%.

La comparación con los resultados brindados en el manual de HYSYS [12] se presenta en la Tabla 9 para varios parámetros de interés de la técnica de destilación azeotrópica con benceno. A partir de esta comparación se concluye que el esquema de simulación desarrollado está verificado al tener errores relativos menores que 5%.

En la Tabla 10 se presenta un resumen de los principales resultados obtenidos en la simulación de las técnicas de deshidratación de etanol estudiadas para dos corrientes de interés: flujo molar de etanol anhidro producido y fracción molar de etanol en el etanol anhidro, a partir de los cuales se realizó una comparación y se determinó la técnica más favorable. Además se analizaron las demandas de energía para el calentamiento y para el enfriamiento.

Tabla 7.
Comparación con los resultados alcanzados por [11].

Parámetro	Este trabajo	Bastidas y col.	Diferencia	Error relativo (%)
Flujo de etanol anhidro 4 (kmol/h)	182,70	184,30	1,6000	0,87
Fracción molar (etanol) en Etanol anhidro 4	0,9990	0,9980	0,0010	0,10
Fracción molar (etanol) en Mezcla 2	0,5627	0,5410	0,0217	4,01
Flujo de reciclado (kmol/h)	60,32	60,34	0,0200	0,03

Fuente: Propia

Tabla 8.
Comparación con los resultados reportados por [13].

Parámetro	Este trabajo	Szitkai y col.	Diferencia	Error relativo (%)
Flujo de etanol anhidro (kg/h)	921,10	920,70	0,40	0,04
Fracción másica (etanol) en etanol anhidro	0,9976	0,9970	0,0006	0,06
Flujo másico de Mezcla	1 030	992,70	37,30	3,76
Fracción másica (etanol) en Mezcla	0,9294	0,9456	0,0162	1,71

Fuente: Propia

Tabla 9.
Comparación con los resultados reportados en [12].

Parámetro	Este trabajo	Manual HYSYS	Diferencia	Error relativo (%)
Flujo de etanol anhidro (kmol/h)	61,10	60,89	0,2100	0,34
Fracción molar (etanol) en Etanol anhidro	0,9973	0,9999	0,0026	0,26
Fracción molar (agua) en Fase acuosa	0,9564	0,9566	0,0002	0,02
Fracción molar (benceno) en Fase orgánica	0,5646	0,5716	0,0070	1,22
Flujo de agua (kmol/h)	7,884	8,049	0,165	2,05

Fuente: Propia

Tabla 10.
Resumen de los principales resultados obtenidos en la simulación de las técnicas estudiadas.

Parámetro	Tamices moleculares	Pervaporación	Destilación azeotrópica
Flujo molar de etanol anhidro producido (kmol/h)	182,70	208,1	218,9
Fracción molar de etanol en la corriente de etanol anhidro	0,9990	0,9990	0,9973
Consumo vapor de calentamiento (kW)	134	9 935	9 608
Consumo de agua de enfriamiento (kW)	223,9	9 927	5 894

Fuente: Propia

De la Tabla 10 se puede verificar que, partiendo de un mismo flujo de etanol en la mezcla inicial, en las técnicas de pervaporación y destilación azeotrópica los flujos molares de etanol anhidro producidos son mayores que en la adsorción con tamices moleculares. Esta diferencia es debida al alto flujo de etanol que se requiere para regenerar el tamiz y así eliminar la humedad acumulada sobre la matriz. No obstante, en la adsorción con tamices moleculares, al igual que en la pervaporación, el etanol anhidro producido tiene mayor pureza, ya que no se añade para la separación, en ninguno de los dos casos, un tercer componente.

Por otra parte, si se comparan las demandas de energía para el calentamiento se aprecia que la pervaporación es 1,03 veces más consumidora que la destilación azeotrópica y 74,14 veces más que la deshidratación con tamices moleculares. Estos índices repercuten de igual manera en el consumo de combustible requerido. La demanda de energía para el enfriamiento, asociada al consumo de agua, es 1,68 veces mayor al comparar la pervaporación con la destilación azeotrópica y 44,33 veces mayor al comparar la pervaporación con los tamices moleculares.

En la Fig. 4 se muestra la tabla correspondiente al caso 1, donde se evidencia que el calor cedido en el condensador que condensa la mezcla 2 (condensador 2) permanece constante al aumentar la presión del alcohol técnico alimentado al primer tamiz (alcohol técnico 2); es decir, al aumentar la presión del alcohol técnico 2 en un 30% continua invariable el agua de enfriamiento en el condensador 2. De igual manera

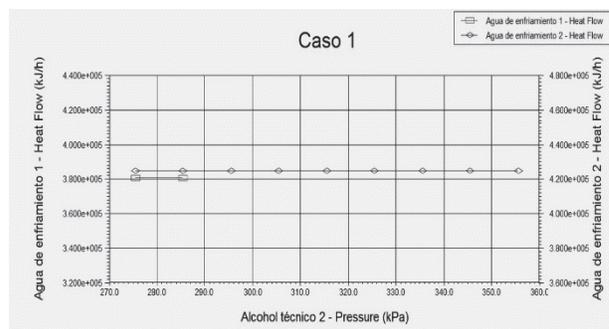


Figura 4. Representación gráfica de los resultados del caso 1.
Fuente: Propia

se aprecia que el calor cedido en el condensador que condensa el etanol anhidro (condensador 1) permanece constante al aumentar la presión del alcohol técnico 2 solo hasta un 10%, porque para porcentajes mayores no se obtienen valores de calor cedido en el condensador 1, es decir, la simulación no se puede llevar a cabo a presiones mayores que 285,5 kPa. Este aumento de presión tampoco tiene influencia sobre el flujo y la composición molar de la corriente de etanol anhidro. Por ende, la alimentación del alcohol técnico al primer tamiz, conviene que se realice a 275,5 kPa.

En la Tabla 11 se observa que al variar el flujo molar de la corriente de alimentación a la columna desde 390 kmol/h hasta 510 kmol/h, la composición molar de etanol en la corriente de etanol anhidro se mantiene constante, pero aumenta el vapor de calentamiento en un 32%, lo que significa que se requiere más energía en el rehervidor. Por ende, no se debe trabajar a valores superiores a 390 kmol/h porque incide de igual manera en un aumento de consumo de combustible.

En la Tabla 12 se muestran los resultados correspondientes al caso de estudio 3.

En la Tabla 12 se aprecia que al aumentar la temperatura del solvente recirculado en un 30% aproximadamente disminuye el consumo de vapor de calentamiento en los rehervidores de las columnas de deshidratación y recuperadora (5,07 y 3,65% respectivamente), así como el agua de enfriamiento en el condensador (1,86%). Estos resultados influyen positivamente en la economía debido a que disminuyen los egresos por concepto de compra de combustible y agua.

Por otra parte, a través de la simulación se puede observar el comportamiento de diferentes variables en las columnas. Es por ello que se analizaron los perfiles de temperatura, flujos molares de líquido y vapor y las composiciones en las columnas presentes en cada proceso. A continuación se muestran algunos resultados obtenidos.

Tabla 11.
Resultados obtenidos en el caso 2.

Variables	Paso 1	Paso 2	Paso 3
Flujo molar de alimentación a la columna (kmol/h)	390	450	510
Consumo de vapor de calentamiento (kJ/h)	3,577*10 ⁷	4,148*10 ⁷	4,720*10 ⁷
Fracción molar de etanol en la corriente de etanol anhidro	0,9992	0,9992	0,9992

Fuente: Propia

Tabla 12.
Resultados del caso 3.

Variables	Paso 1	Paso 2	Paso 3	Paso 4
Temperatura del solvente recirculado (°C)	40	45	50	55
Consumo de vapor de calentamiento 1 (kJ/h)	$4,105 \cdot 10^7$	$4,032 \cdot 10^7$	$3,960 \cdot 10^7$	$3,897 \cdot 10^7$
Consumo de vapor de calentamiento 2 (kJ/h)	$3,394 \cdot 10^5$	$3,353 \cdot 10^5$	$3,305 \cdot 10^5$	$3,270 \cdot 10^5$
Consumo de agua de enfriamiento en el condensador (kJ/h)	$2,363 \cdot 10^7$	$2,349 \cdot 10^7$	$2,332 \cdot 10^7$	$2,319 \cdot 10^7$

Fuente: Propia

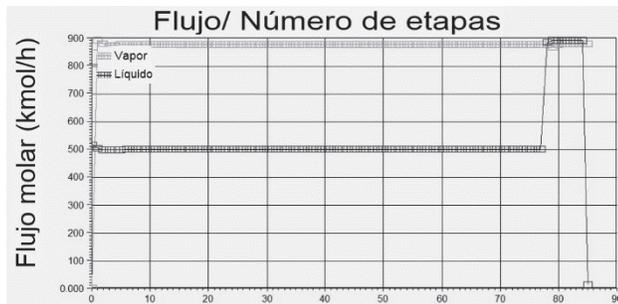


Figura 5. Perfil de flujos molares de líquido y vapor en la columna destiladora en la pervaporación.

Fuente: Propia

En la Fig. 5 se muestra el perfil de flujos molares de líquido y vapor en la columna destiladora de la técnica de pervaporación. Se aprecia un aumento considerable de líquido en el plato 78, debido a que es el plato de alimentación a la columna; además se evidencia que al trabajar con un condensador total, por el tope de la columna no emerge vapor, solo líquido.

En la Fig. 6 se muestra el perfil de temperatura de la columna deshidratadora de la técnica de destilación azeotrópica. Se observa una pequeña disminución en el primer plato debido a que el solvente alimentado presenta una temperatura menor que ese plato, sin embargo, en el plato siete se aprecia un ligero aumento porque el alcohol técnico ingresa a la columna a una temperatura mayor que la que se establece en el plato. Además se evidencia un aumento significativo de este parámetro desde $70,12^{\circ}\text{C}$ hasta $78,09^{\circ}\text{C}$ entre los platos 23 y 30, debido a la transferencia de calor y masa que se produce en las columnas, donde el vapor le cede calor al líquido y este se va enriqueciendo en los componentes menos volátiles. Para el análisis se tuvo en cuenta que la columna deshidratadora está formada por 30 platos más el rehervidor.

En la Fig. 7 se puede observar el perfil de composición en la columna deshidratadora de la técnica de destilación azeotrópica. Se aprecia un incremento considerable de la composición molar de etanol a la salida del rehervidor, característico de esta



Figura 6. Perfil de temperatura de la columna deshidratadora en la destilación azeotrópica con benceno.

Fuente: Propia

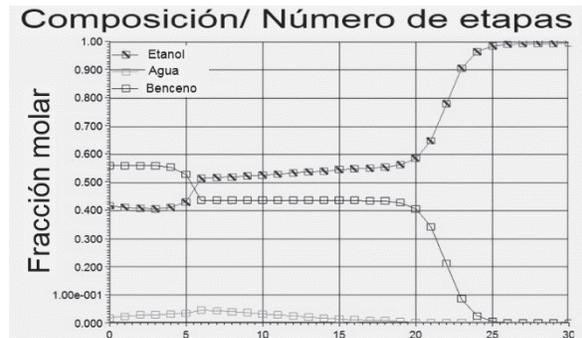


Figura 7. Perfil de composición en la columna deshidratadora en la destilación azeotrópica con benceno.

Fuente: Propia

tecnología, mientras que, por el tope de la columna se observa una mezcla con mayor contenido de benceno; esta mezcla representa el azeótropo ternario heterogéneo formado.

La economía es un renglón de gran importancia a la hora de emprender cualquier proyecto, por lo que es una herramienta necesaria para lograr un compromiso técnico-económico. Para la evaluación económica de las alternativas estudiadas, se estableció una comparación entre cada una de ellas, fundamentada en el método del flujo de efectivo.

Como primer paso de análisis ante la posibilidad de realizar o no la implementación de estas tecnologías de producción de etanol anhidro en Cuba, se realizó un cálculo para estimar el flujo de etanol anhidro necesario en la mezcla de combustibles en proporciones que varían desde 5% hasta 25%. Para esto se tuvo en cuenta la demanda promedio anual de gasolina empleada en Cuba para el transporte automotor.

En la Tabla 13 se puede apreciar cómo a mayores porcentajes de mezcla de gasolina con etanol disminuye la demanda de gasolina lo cual implica menos importaciones de este combustible proporcionando un ahorro económico. Además se observa que a mayores porcentajes de mezcla de gasolina con etanol se necesita mayor cantidad de etanol, no obstante, es una demanda inferior a la de gasolina.

Como segundo paso para el análisis, se prosiguió con el cálculo del flujo de combustible dejado de importar por concepto de sustitución por etanol en la mezcla de combustibles. En la determinación de los ingresos y egresos, se utilizaron los precios y costos de la organización empresarial AZCUBA planificados para el año 2015.

Tabla 13.
Demanda de gasolina y etanol según el porcentaje de mezcla.

Porcentaje de etanol en la mezcla (%)	Demanda gasolina (10 ³ *t/año)	Demanda de etanol (10 ³ *t/año)
5	304	16
7	297	22
10	288	32
12	281	38
15	272	48
18	262	57
20	256	64
23	246	73
25	240	80

Fuente: Propia

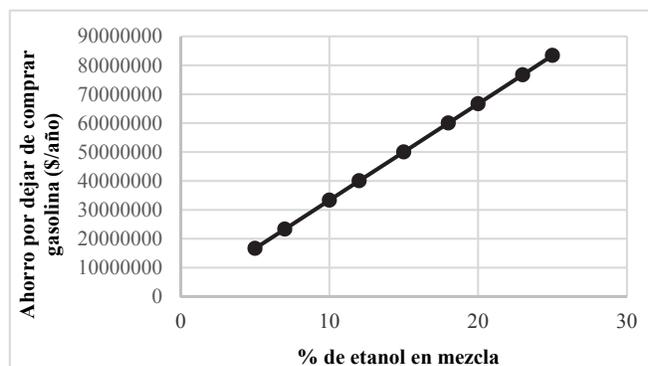


Figura 8. Relación entre el ahorro por dejar de comprar gasolina y el % de etanol en la mezcla

Fuente: Propia

En la Fig. 8 aparecen representados los parámetros: ahorro por dejar de comprar gasolina (\$/año) vs proporción de etanol en la mezcla. Se puede apreciar cómo por cada porcentaje de incremento de la cantidad de etanol en la mezcla se pueden ahorrar 3 334 800 \$/año por el concepto de no comprar gasolina.

Una vez determinado el ahorro por concepto de gasolina no importada el siguiente paso fue estimar los costos de inversión de plantas de etanol anhidro según los flujos necesarios a producir. Para determinar el costo de inversión de cada una de las tecnologías se trabajó con el método de Peters [15] y se asumió que la planta es totalmente nueva. También se tomó como premisa que una planta de deshidratación de etanol trabaja 270 días de producción al año y 24 horas de operación al día, con una razón fraccional de impuestos de 0,35, una tasa de interés de 12% y un tiempo de vida económica de los equipos de diez años.

Además del costo de inversión total de la planta, otro parámetro de importancia en la evaluación económica de las alternativas estudiadas son los consumos de agua, de combustible y de electricidad que conllevan la implementación de las tecnologías para la etapa de separación. Para el cálculo de los consumos de facilidades auxiliares se consideró que la diferencia de temperatura de entrada y salida del agua de enfriamiento en los condensadores era 25°C y que el generador de vapor operaba con 90% de eficiencia.

En la Tabla 14 se observa que el menor consumo de agua de enfriamiento y de “fuel oil” por hectolitro de etanol anhidro

Tabla 14.
Índices de consumo por hectolitro de etanol anhidro producido.

Facilidades auxiliares	Tamices moleculares	Pervaporación	Destilación azeotrópica
Agua de enfriamiento consumida /etanol anhidro producido (m ³ /hL)	0,09	3,56	2,01
Fuel oil consumido/etanol anhidro producido (kg/hL)	0,12	7,76	6,05
Electricidad consumida/etanol anhidro producido (kW/hL)	0,94	0,58	1,11

Fuente: Propia

Tabla 15.
Comparación económica de las alternativas estudiadas.

Componentes	Tamices moleculares	Pervaporación	Destilación azeotrópica
Valor actual neto (VAN) (\$)	23 594 637,3	8 216 112,6	12 374 017,4
Tasa interna de rendimiento (TIR) (%)	60,9	36,1	49,8
Plazo de recuperación del capital al descontado (PRC) (años)	1,6	2,6	2,0
Retorno sobre la inversión (RSI) (%)	89,1	52,8	72,6
Tasa de rendimiento actualizada (RVAN) (\$/\$)	2,47	1,14	1,86

Fuente: Propia

producido lo reporta la adsorción con tamices moleculares. A menor calor cedido y absorbido en el sistema, menores consumos de agua de enfriamiento y de vapor de calentamiento, lo cual se traduce en menor consumo de “fuel oil”. El menor consumo de electricidad por hectolitro de etanol anhidro producido le corresponde a la pervaporación, esto se debe a que constituye una de las tecnologías que presenta menor equipamiento tecnológico. En la destilación azeotrópica el uso de dos torres para la deshidratación y recuperación, del solvente, respectivamente, incrementa los equipos de bombeo y con ello el consumo de electricidad.

Como las alternativas que se analizan son de ingresos, la alternativa más económica es la que tiene mayor valor actual neto (VAN). En la Tabla 15 se observa que las alternativas estudiadas son económicamente ventajosas, obteniéndose los mayores beneficios en la adsorción por tamices moleculares.

En todos los casos la tasa interna de rendimiento (TIR) presenta valores por encima de la tasa a la cual la empresa puede obtener fondos (tasa de interés 12%) y el retorno sobre la inversión (RSI) es superior al 30%, lo que denota que las inversiones son atractivas. En todas las alternativas la inversión se recupera mediante las utilidades netas obtenidas, en un tiempo inferior a tres años, demostrando la liquidez de las mismas.

Uno de los parámetros económicos más importantes a analizar en Cuba es la tasa de rendimiento actualizada

(RVAN). Como son varias las alternativas de modificación, estas pueden entrar en competencia entre sí por el capital disponible. El criterio RVAN establece el orden de prioridad de implementación de las alternativas estudiadas. Teniendo en cuenta este criterio, en la Tabla 15 se puede observar que la mejor alternativa de implementación es la técnica adsorción con tamices moleculares, le sigue la destilación azeotrópica con benceno y por último la pervaporación.

5. Conclusiones

Se simularon con el simulador HYSYS v3.2 las tecnologías de deshidratación de etanol: destilación azeotrópica con benceno, pervaporación y adsorción con tamices moleculares. Se verificó que los errores relativos son menores que 5%, de donde los modelos de simulación representan adecuadamente los sistemas.

Con los casos de estudio se analizó la influencia de las variaciones de temperaturas, presiones y flujos de algunas corrientes sobre las diferentes variables. Esto permite la selección de las mejores condiciones de trabajo en los intervalos estudiados.

Según los resultados obtenidos en la evaluación económica la mejor alternativa de implementación es la adsorción con tamices moleculares al tener la mayor tasa de rendimiento actualizada.

Referencias

- [1] Gil, I.D. and Rodríguez, G., Simulation of ethanol extractive distillation with mixed glycols as separating agent. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 31(1), pp. 259-70, 2014.
- [2] Uyazán, A.M., Gil, I.D., Aguilar, J.L., Rodríguez, G. y Caicedo, L.A., Deshidratación del etanol, *Revista Ingeniería e Investigación*, 24(3), pp. 49-59, 2004.
- [3] Uyazán, A.M., Gil, I.D., Aguilar, J.L., Rodríguez, G. y Caicedo, L.A., Producción de alcohol carburante por destilación extractiva: Simulación del proceso con glicerol, *Revista Ingeniería e Investigación*, 26(1), pp. 46-50, 2006.
- [4] Uyazán, A. M., Gil, I.D., Aguilar, J.L.; Rodríguez, G. and Caicedo, L.A., Separation of ethanol and water by extractive distillation with salt and solvent as entrainer: Process simulation, *Revista Ingeniería e Investigación*, 25(1), pp. 207-215, 2008.
- [5] Pérez, I. y Garrido, N., Aspectos a tener en cuenta en la operación de un sistema de deshidratación de alcohol por tamices moleculares, *Revista ICIDCA*, 45(1), pp. 57-63, 2011.
- [6] Kumar, S., Singh, N. and Prasad, R., Anhydrous ethanol: A renewable source of energy, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 14(9), pp. 1830-1844, 2010. DOI: 10.1016/j.rser.2010.03.015.
- [7] Rios, L. y Marín, J., Equilibrio de fases para sistemas etanol- agua en presencia de polialcoholes y sales, *Revista DYNA*, 78(165), pp. 151-159, 2011.
- [8] Álvarez, Y., De Armas, A., Contino, Y., Arteaga, L. y Gallardo, I., Simulación del proceso de deshidratación de etanol utilizando el software ASPEN-HYSYS v3.2, *Revista Centro Azúcar*, 39(2), pp. 31-40, 2012.
- [9] Pereiro, A., Ionic liquids in separations of azeotropic systems, *Journal of Chemical Thermodynamics*, 46(0), pp. 2-28, 2012.
- [10] Quintero, J., Montoya, M., Sánchez, Ó. y Cardona, C., Evaluación de la deshidratación de alcohol carburante mediante simulación de procesos, *Revista Facultad de Ciencia Agropecuarias*, 5(2), pp. 73-83, 2007.
- [11] Bastidas, P., Gil, I. and Rodríguez, G., Comparison of the main ethanol dehydration technologies through process simulation, in: Pierucci, and Buzzi-Ferraris, G., Eds., *European Symposium on*

Computer Aided Process Engineering, 20th, 2010, Naples, Italy, Elsevier B.V, 2010, 6 P.

- [12] Brenner, S.J., Strashok, C., Hugo, L., Sachedina, M., Chau, A., Jamil, A., Nguyen, N., Sternon, Y., Hanson, K. y Lowe, C., Manual de HYSYS [Online]. Canadá. AEA Technology - Hyprotech Ltd, 2001 [date of reference June 10th of 2013] cap 2, Flowsheet Architecture. Available at: <http://www.instruct.uwo.ca>
- [13] Sztikai, Z., Lelkes, Z., Rev, E. and Fonyo, Z. Optimization of hybrid ethanol dehydration systems, *Chemical Engineering and Processing* 41(0), pp. 631-646, 2002.
- [14] Ramil, M. y Valverde, J.L., Destilación extractiva para obtener etanol anhidro, simulación del proceso, *Revista Ingeniería Química*, (395), pp. 132-134, 2002.
- [15] Peters, M., *Plant design and economics for chemical engineers*. New York, Editorial Advisory Board, 1991.

Y. Lauzurique-Guerra, es Ing. Química desde el 2011 y MSc. en Control y Análisis de Procesos desde el 2015, graduada en la Universidad Tecnológica de la Habana (CUJAE), La Habana, Cuba. Desde el 2011 integra el claustro de profesores del departamento de Fundamentos Químicos y Biológicos de la Facultad de Ingeniería Química. Alcanzó la categoría docente de instructor en el 2013 y la de asistente en el 2016. Miembro del Grupo de Investigaciones de Análisis de Procesos desde el 2011.

ORCID: 0000-0002-1789-4392

L. Zumalacárregui-de Cárdenas, es Ing. Química desde 1972, MSc. en Análisis de Procesos en 1979 y Dra. en Ciencias Técnicas en 1997. Graduada en la Universidad Tecnológica de la Habana (CUJAE), La Habana, Cuba. Integra el claustro de profesores del departamento de Ingeniería Química. Profesora titular desde el 2002 y profesora consultante desde el 2006. Profesora de mérito desde el 2014. Jefe del Grupo de Investigaciones Análisis de Procesos desde el 2007. Premio Nacional de Ingeniería Química de la Sociedad Cubana de Química (2011). Premio Nacional de la Academia de Ciencias de Cuba (2012). Premio Nacional de Innovación Tecnológica (2015). Vicepresidente del Tribunal Nacional de Grados Científicos en Ingeniería Química.

ORCID: 0000-0001-6921-737X

O. Pérez-Ones, es Ing. Químico desde 1998. MSc. en Tecnología de la Industria Azucarera desde el 2003. Dr. en Ciencias Técnicas desde el 2011. Graduado en la Universidad Tecnológica de la Habana (CUJAE), La Habana, Cuba. Integra el claustro de profesores del departamento de Ingeniería Química. Profesor auxiliar desde el 2012. Decano Facultad Ingeniería Química CUJAE (2015-actual). Miembro del Grupo de Investigaciones Análisis de Procesos (2007-actualidad). Premio Nacional de la Academia de Ciencias de Cuba (2012). Miembro de la Sección de Ciencias Técnicas de la Comisión Nacional de Grados Científicos.

ORCID: 0000-0002-0366-0317

G. Molina-Rivero, es Ing. Química desde el 2013. Graduada en la Universidad Tecnológica de la Habana (CUJAE), La Habana, Cuba. Trabaja en la Empresa de perforación de petróleo de Occidente.

ORCID: 0000-0001-9825-7899