



SIMULACIÓN DE LA DESTILACIÓN EXTRACTIVA CON SALES PARA LA OBTENCIÓN DE ETANOL DESHIDRATADO

SIMULATION OF EXTRACTIVE DISTILLATION USING SALTS TO OBTAIN ANHYDROUS ETHANOL

Y. Lauzurique-Guerra, O. Pérez-Ones*, L. Zumalacárregui-de Cárdenas, D. Rojas-Mateo

Grupo de Análisis de Procesos, Facultad de Ingeniería Química, Universidad Tecnológica de La Habana José Antonio Echeverría (CUJAE). Ave 114 No. 11901 e/ Ciclovía y Rotonda. Marianao, La Habana, Cuba.

Recibido 17 de Mayo de 2017; Aceptado 22 de Septiembre de 2017

Resumen

Se evaluó la técnica de destilación extractiva empleando sales (CaCl_2 y NaCl) y una mezcla de etilenglicol y cloruro de calcio. Para la simulación de las técnicas se utilizó el simulador de procesos ASPEN-PLUS v7.0 y para su comparación se estableció un mismo flujo molar de etanol en la mezcla etanol-agua de 89 kmol/h. En todos los casos se obtuvo una composición molar de etanol deshidratado mayor de 97%. 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, las alternativas analizadas no son económicamente ventajosas con los precios y costos actuales, principalmente debido a los costos de inversión de las torres. Este resultado indica la necesidad de identificar otras tecnologías que sean ventajosas desde el punto de vista económico.

Palabras clave: simulación, técnicas de deshidratación, destilación extractiva, etanol deshidratado, sales.

Abstract

Extractive distillation was evaluated, using salts (CaCl_2 and NaCl) and a mixture of ethylene glycol and CaCl_2 . Each technique was simulated with ASPEN-PLUS v7.0 process simulator. The same ethanol molar flow (89 kmol/h) was established for ethanol-water mixtures, in order to compare results. Anhydrous ethanol composition was higher than 97%. The influence of operating parameters on the efficiency of each simulated technology was determined by analyzing three alternatives. Temperature, molar flows of liquid and vapor and composition profiles through the columns were analyzed for each process. According to economic evaluation, all the alternatives are not economically profitable concerning prices and current costs mainly due to the investment costs of the towers. This result shows that other advantageous technologies should be considered from the economic point of view.

Keywords: simulation, dehydration techniques, extractive distillation, anhydrous ethanol, salts.

1 Introducción

La conservación del medio ambiente resulta fundamental para todos los países que pretendan garantizar a sus habitantes una mejor calidad de vida. En los actuales momentos, pero principalmente en el futuro inmediato, los recursos naturales y el problema latente de la energía son asuntos prioritarios e impostergables de la agenda mundial.

Una de las actividades del hombre que mayor grado de contaminación ambiental genera es el transporte automotor (Sánchez, 2008; Pérez, 2012), de ahí el esfuerzo que este realiza para procurar contrarrestar y atenuar sus efectos negativos.

El empleo de fuentes energéticas de origen natural renovable (bioenergéticas) se muestra como alternativa para resolver la problemática de contaminación ambiental que generan los gases de escape emanados de los vehículos como producto de la combustión interna.

Entre las fuentes de origen biomásico, el etanol es una de las más utilizadas actualmente; su mezcla con gasolina o petróleo proporciona un combustible de mejor calidad, principalmente porque es utilizado para oxigenar la gasolina. Esto permite un mayor completamiento de las reacciones de oxidación de los hidrocarburos y reduce las emisiones de monóxido de carbono (Pereiro, 2012).

Actualmente el 80% de la producción mundial

* Corresponding author. E-mail: osney@quimica.cujae.edu.cu
Tel. 53-7-266-3350, Fax 53-7-267-2964

de etanol se emplea como combustible, ya sea para mezclar o reemplazar petróleo o derivados; el 20% restante se utiliza en el sector industrial (cosméticos, farmacéutica, bebidas y licores, entre otras) (Romero, 2007).

Para obtener etanol deshidratado existen diversas tecnologías: la destilación azeotrópica, la adsorción mediante tamices moleculares, la destilación a muy bajas presiones, la pervaporación y la destilación extractiva (Kumar y col., 2010; Darío, 2011, Ríos-Marín, 2011; Álvarez y col., 2012; Gil y col., 2014; Lauzurique y col., 2016a; 2016b, 2017). En Cuba solo se ha utilizado la destilación azeotrópica con benceno o ciclohexano.

Una de las técnicas más utilizadas en la industria a nivel mundial es la destilación extractiva debido a los bajos consumos energéticos (Mendoza y Riascos, 2015) que conlleva esta operación y porque los solventes a emplear no son peligrosos. Existen diferentes tecnologías de destilación extractiva; el nombre que recibe está en dependencia del solvente a emplear; de ahí que actualmente esta técnica se clasifique en, extractiva con glicoles, extractiva con líquidos iónicos, extractiva con polímeros y extractiva con sales.

El uso de sales en algunos sistemas como etanol-agua puede mejorar la separación de los componentes y por tanto reducir el consumo energético en comparación con los métodos convencionales.

En este trabajo se presenta la simulación de la destilación extractiva empleando cloruro de calcio (CaCl_2), cloruro de sodio (NaCl) y una mezcla de CaCl_2 con etilenglicol para determinar si es ventajosa la implementación de esta tecnología en Cuba con alguno de los solventes antes mencionados.

2 Materiales y métodos

La simulación del esquema tecnológico de las técnicas de deshidratación estudiadas (destilación extractiva con CaCl_2 , con NaCl y con una mezcla de etilenglicol y CaCl_2 (mezcla)) se realizó usando el simulador ASPEN-PLUS v7.0. Se escogió para trabajar el modelo de actividad de NRTL-ELECT que es el más recomendado para este tipo de sistema (Gil y col., 2008).

Se emplearon mezclas de etanol-agua como fluido de trabajo; además se utilizó etilenglicol como

solvente y cloruro de calcio y cloruro de sodio como sales, según la técnica de deshidratación estudiada.

Cada una de las técnicas se simuló con datos obtenidos en la bibliografía existente. Para la selección de las fuentes se analizó la calidad de los resultados obtenidos; para la destilación extractiva con NaCl se utilizaron los datos ofrecidos por Pinto y col. (2000), mientras que, para la destilación extractiva con CaCl_2 se trabajó con datos adquiridos por Llano y col. (2003). En el caso de la destilación extractiva con mezcla se emplearon los datos alcanzados por Gil y col. (2008).

Para demostrar que el modelo seleccionado representa adecuadamente los sistemas, se compararon los resultados obtenidos de flujos molares y composición en este trabajo con los correspondientes ofrecidos por la literatura consultada. Posteriormente se verificó que el error relativo obtenido fuese menor que 5%, por ser el valor más recomendado para este tipo de estudio (Reynolds, 1984).

Para poder realizar la comparación entre las tecnologías de deshidratación simuladas, se tuvo en cuenta, que el flujo molar de etanol en la mezcla etanol-agua fuera el mismo para las tecnologías analizadas, entre este trabajo y los anteriores hechos en el grupo de investigación (89 kmol/h).

2.1 Simulación de la destilación extractiva con mezcla de etilenglicol y CaCl_2 (mezcla)

En la Fig. 1 se aprecia el esquema de simulación de la destilación extractiva con mezcla, conformado por dos columnas consecutivas de destilación (extractora y recuperadora), una bomba y un mezclador. La solución alcohólica concentrada obtenida en la columna rectificadora ingresa a un plato de la columna extractora y unos platos más arriba se inyecta el agente de separación (etilenglicol y CaCl_2). En la región entre la alimentación del solvente y la de la solución, el agua se absorbe por el solvente, obteniéndose por el tope de la torre vapor de etanol deshidratado. Este se condensa para convertirlo en producto final, mientras que la mezcla agua-modificador desciende a la base de la columna. Esta corriente se envía a la columna recuperadora, donde el agua se separa del solvente saliendo como producto de cabeza, mientras que, el solvente recuperado se recicla a la columna extractora.

La columna rectificadora no se muestra en la Fig. 1 porque solo se tuvo en cuenta el área de deshidratación, al ser común el proceso anterior de producción del etanol hidratado.

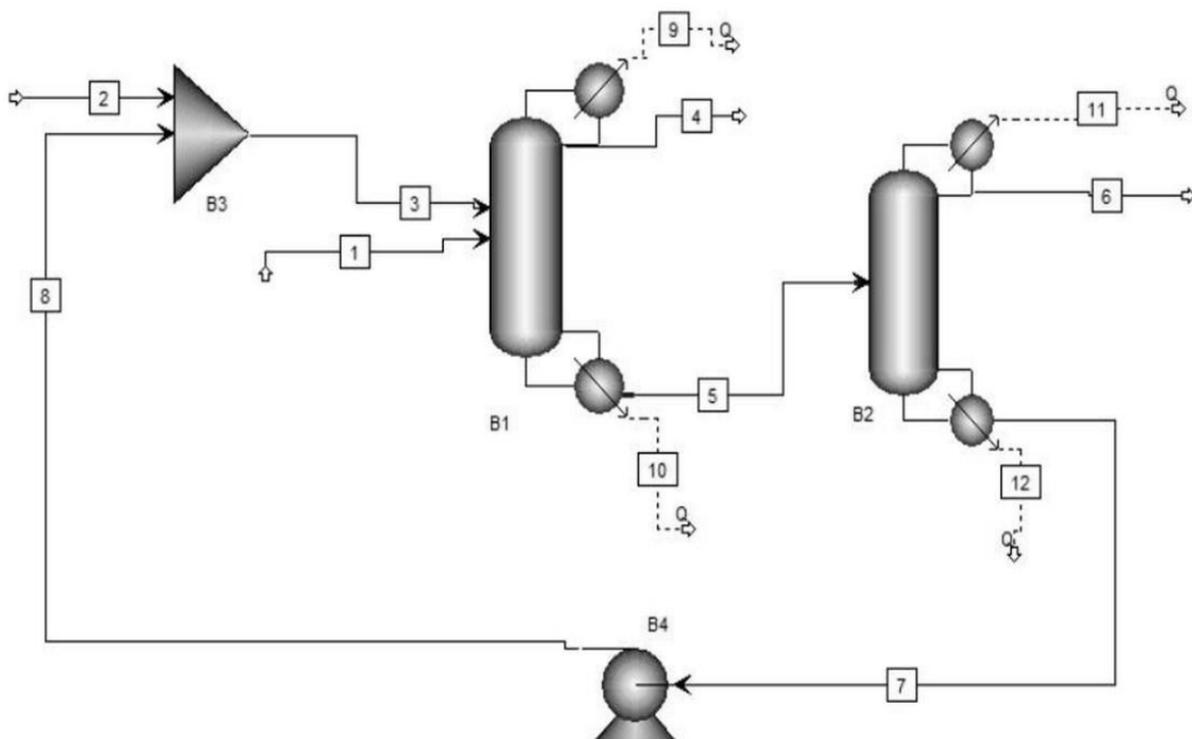


Fig. 1. Esquema de simulación de la técnica de destilación extractiva con mezcla.

Tabla 1. Nombre de los módulos en la destilación extractiva con mezcla.

Módulo	Nombre
B1	Columna extractora
B2	Columna recuperadora
B3	Mezclador
B4	Bomba

Tabla 2. Nombre de las corrientes en la destilación extractiva con mezcla.

Número	Corriente
1	Etanol azeotrópico
2	Solvente fresco
3	Solvente alimentado
4	Etanol deshidratado
5	Fondo
6	Mezcla
7	Solvente recirculado 1
8	Solvente recirculado 2
9	Agua de enfriamiento 1
10	Vapor de calentamiento 1
11	Agua de enfriamiento 2
12	Vapor de calentamiento 2

En las tablas 1 y 2 se observan los nombres de los módulos y las corrientes mostradas en la Fig. 1. En las tablas 3 y 4 se muestran los datos y variables de decisión correspondientes a los módulos y las corrientes del esquema simulado según Gil y col. (2008), para la destilación extractiva con mezcla.

2.2 Simulación de la destilación extractiva con cloruro de calcio y cloruro de sodio

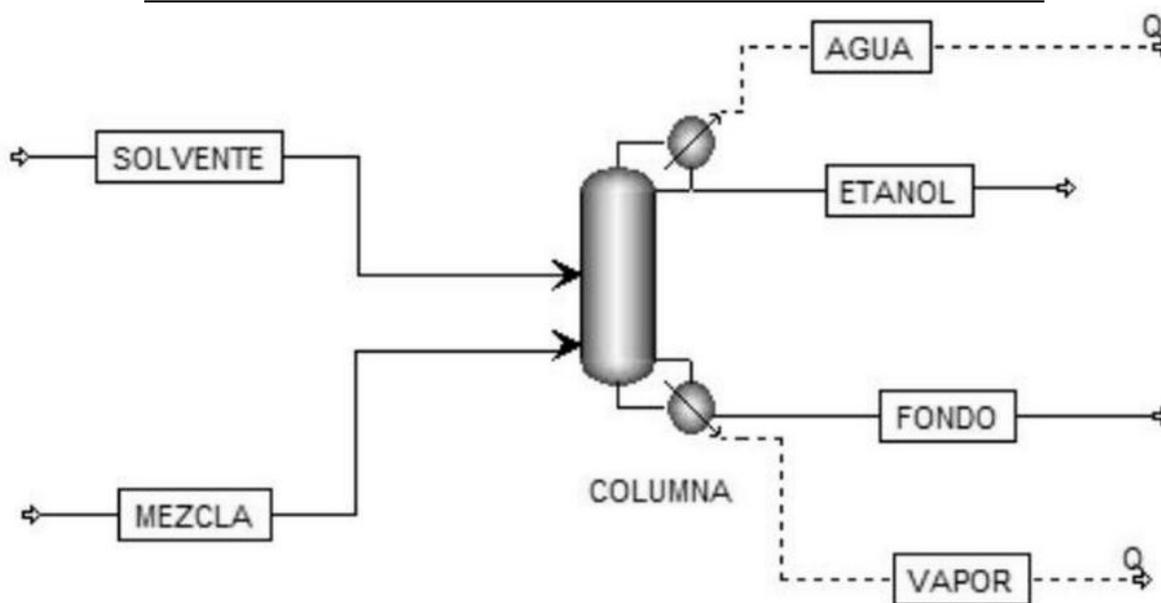
En la Fig. 2 se aprecia el esquema de simulación de la destilación extractiva con sales, conformado por una columna extractora. La solución alcohólica concentrada obtenida en la columna rectificadora ingresa a un plato de la columna extractora y unos platos más arriba se inyecta el agente de separación. En este trabajo se adicionó en un caso cloruro de sodio (NaCl) y en el otro caso cloruro de calcio (CaCl₂). En la región entre la alimentación del solvente y la de la solución, el agua se absorbe por el solvente obteniéndose por el tope de la torre vapor de etanol deshidratado. Este se condensa para convertirlo en producto final, mientras que la mezcla agua-modificador desciende a la base de la columna.

Tabla 3. Datos de las columnas de destilación en la destilación extractiva con mezcla.

Parámetros	Columna extractiva	Columna recuperadora
Presión de trabajo (kPa)	101,30	20
Número de platos	22	11
Razón de reflujo	2,30	0,25
Plato de alimentación de la corriente 1	16	-
Plato de alimentación de la corriente 3	3	-
Plato de alimentación de la corriente 5	-	6

Tabla 4. Variables de decisión en la destilación extractiva con mezcla.

Parámetros	Extractiva con mezcla
Flujo molar de etanol azeotrópico (1) (kmol/h)	100
Fracción molar de etanol en etanol azeotrópico (1)	0,89
Fracción molar de agua en etanol azeotrópico (1)	0,11
Presión del etanol azeotrópico (1) (kPa)	101,30
Temperatura del etanol azeotrópico (1) (°C)	78,20
Flujo molar del solvente fresco (2) (kmol/h)	0,57
Flujo molar de etilenglicol en el solvente fresco (kmol/h)	0,57
Temperatura del solvente fresco (2) (°C)	80
Presión del solvente fresco (2) (kPa)	101,30

Fig. 2. Esquema de la destilación extractiva con sales (NaCl/CaCl₂).

La etapa de recuperación de la sal no se tuvo en cuenta porque no se contó con datos para verificar la simulación que se realizara.

En las tablas 5 y 6 se muestran los datos y variables de decisión correspondientes a los módulos y las corrientes del esquema simulado según Pinto y *col.* (2000), para la destilación extractiva con NaCl y según

Llano y *col.* (2003), empleando CaCl₂.

Una vez que se verificó que el porcentaje de error del modelo utilizado era inferior a 5%, se procedió a simular las tecnologías de destilación extractiva con NaCl y CaCl₂, pero a las condiciones de operación requeridas para poder realizar la comparación entre las tecnologías de deshidratación simuladas (Tabla 7).

Tabla 5. Datos de las columnas de destilación en la destilación extractiva con sales.

Parámetros	Extractiva con NaCl	Extractiva con CaCl ₂
Presión de trabajo en la columna extractora (kPa)	101,30	101,30
Número de platos en la columna extractora	30	22
Razón de reflujo en la columna extractora	2,60	6,42
Plato de alimentación del etanol azeotrópico	20	16
Plato de alimentación del solvente	2	2

Tabla 6. Variables de decisión en la destilación extractiva con sales.

Parámetros	Extractiva con NaCl	Extractiva con CaCl ₂
Flujo molar de mezcla (kmol/h)	100	100
Fracción molar de etanol en mezcla	0,11	0,20
Fracción molar de agua en mezcla	0,89	0,80
Presión de mezcla (kPa)	101,30	101,30
Temperatura de mezcla (°C)	85,80	94,50
Flujo molar de solvente (kmol/h)	1,50	8,32
Fracción molar de agua en el solvente	0,20	0,20
Fracción molar de etanol en el solvente	0,00	0,00
Fracción molar de CaCl ₂ en el solvente	-	0,80
Fracción molar de NaCl en el solvente	0,8	-
Temperatura del solvente (°C)	152,30	78,30
Presión del solvente (kPa)	101,30	101,30

Tabla 7. Variables modificadas en la destilación extractiva con NaCl y CaCl₂ para 89 kmol/h de etanol en el etanol azeotrópico.

Parámetros	Extractiva con NaCl	Extractiva con CaCl ₂
Flujo molar de mezcla (kmol/h)	100	100
Fracción molar de etanol en mezcla	0,89	0,89
Fracción molar de agua en mezcla	0,11	0,11
Flujo molar de solvente (kmol/h)	25	25
Razón de reflujo	-	3

3 Estudios de casos

Con el objetivo de analizar la influencia que tienen determinadas variables que pueden ser manipuladas en el proceso 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 casos para el sistema destilación extractiva con mezcla

Caso 1: Efecto de la variación de la razón de reflujo en la columna extractora desde 0,6 hasta 3 sobre la fracción molar de etanol en el etanol deshidratado (corriente 4) y sobre las demandas de energía para el calentamiento y enfriamiento.

3.2 Estudio de casos para el sistema destilación extractiva con NaCl

Caso 2: Influencia de la temperatura del etanol azeotrópico (corriente mezcla) desde 75°C hasta 90°C sobre la fracción molar de etanol en la corriente de

Tabla 8. Comparación con los resultados alcanzados por Gil y col. (2014).

Parámetro	Este trabajo	Gil	Diferencia	Error relativo (%)
Flujo molar de etanol deshidratado (4) (kmol/h)	86,860	86,864	0,004	0,005
Composición de etanol en el etanol deshidratado	0,9719	0,9963	0,0244	2,45
Flujo molar de CaCl ₂ en el solvente (3) (kmol/h)	1,201	1,201	0,00	0,00
Temperatura del solvente (3) (°C)	77,27	79,98	2,71	3,39

Tabla 9. Comparación con los resultados alcanzados por Llano y col. (2003), para la destilación extractiva con CaCl₂.

Parámetro	Este trabajo	Llano	Diferencia	Error relativo (%)
Flujo molar en la corriente de etanol deshidratado (kmol/h)	19,99	20,00	0,01	0,05
Fracción molar de etanol en el etanol deshidratado	0,9983	0,9999	0,0016	0,16

Tabla 10. Comparación con los resultados alcanzados por Pinto y col. (2000), para la destilación extractiva con NaCl.

Parámetro	Este trabajo	Pinto	Diferencia	Error relativo (%)
Flujo molar en la corriente de etanol deshidratado (kmol/h)	10,80	11,00	0,2	1,82
Fracción molar de (etanol) en el etanol deshidratado	0,9920	0,9970	0,0050	0,50

Tabla 11. Comparación partiendo de un mismo flujo inicial de etanol en la mezcla azeotrópica de 89 kmol/h.

Parámetro	Mezcla	NaCl	CaCl ₂
Flujo molar de etanol deshidratado (kmol/h)	86,86	86,40	85,68
Fracción molar de etanol en el etanol deshidratado	0,9719	0,9960	0,9983
Consumo de agua de enfriamiento (kW)	3 289,26	3 467,63	3 582,03
Consumo de vapor de calentamiento (kW)	3 280,67	2 364,79	2 409,14

etanol deshidratado, sobre el consumo de vapor de calentamiento y el consumo de agua de enfriamiento.

3.3 Estudio de casos para el sistema destilación extractiva con CaCl₂

Caso 3: Efecto de la variación de la temperatura del etanol azeotrópico (corriente mezcla) desde 80°C hasta 100°C sobre las demandas de energía para el calentamiento y enfriamiento.

4 Análisis de los resultados

La comparación entre los resultados reportados por Gil y col. (2008) y los de este trabajo se presentan en la tabla 8 para varios parámetros de interés. En las tablas 9 y 10 se muestra la comparación entre los resultados obtenidos por Llano y col. (2003) y por Pinto y col. (2000), respectivamente, con los alcanzados en este trabajo para dos parámetros de interés (flujo molar

en el destilado y composición molar de etanol en el destilado). A partir de esta comparación se concluye que los esquemas de simulación desarrollados quedan verificados al tener errores relativos menores que 5%.

En la tabla 11 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 deshidratado producido y fracción molar de etanol en el etanol deshidratado, a partir de los cuales se realizó una comparación y se determinó la tecnología más favorable. Además, se analizaron las demandas de energía para el calentamiento y para el enfriamiento, como requerimientos que influyen en el cálculo económico.

De la tabla 11 se puede observar que, a partir de un mismo flujo molar de etanol en la mezcla inicial, los flujos molares de etanol deshidratado producidos son similares en todas las tecnologías estudiadas, siendo el de la destilación extractiva con mezcla el mayor de todos. Al realizar un análisis de las composiciones molares de etanol obtenidas en la corriente de etanol deshidratado, se evidencia que en la destilación extractiva adicionando solamente sales, el etanol deshidratado obtenido tiene mayor pureza que para el caso de la mezcla etilenglicol-sal, con un alejamiento entre sus valores de aproximadamente 2,6 %. Cuando se comparan las fracciones molares alcanzadas para la destilación extractiva con sales se aprecia que para el caso del CaCl_2 el valor es ligeramente superior al del NaCl pero esta diferencia es de solamente 0,23 %. Las pequeñas diferencias en el comportamiento pueden deberse a que los iones interactúan con las moléculas de los solventes exhibiendo solvatación preferencial por el componente menos volátil, el agua y desalado ("salting out" por el componente más volátil, el etanol. Este efecto se ha reportado para el CaCl_2 . (Llano y col, 2003).

Por otra parte, si se comparan las demandas de energía para el calentamiento se aprecia que la destilación extractiva con mezcla es 1,36 veces más consumidora que la destilación extractiva con CaCl_2 y 1,39 veces más que la destilación extractiva con NaCl . 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 1,03 veces mayor al comparar la destilación extractiva con CaCl_2 con la destilación extractiva con NaCl . Así mismo se aprecia que la destilación extractiva con CaCl_2 es 1,09 veces más consumidora que la extractiva con mezcla.

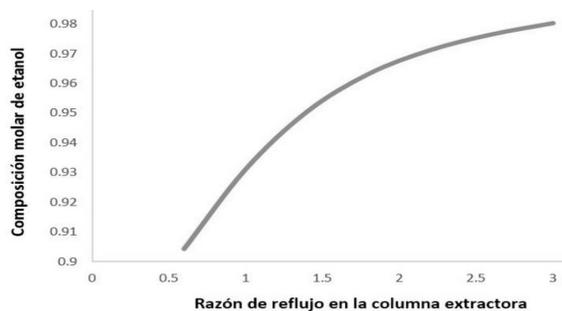


Fig. 3. Representación gráfica del caso 1 (Razón de reflujo).

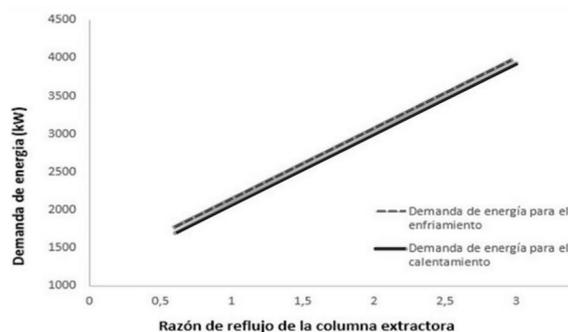


Fig. 4. Representación gráfica del caso 1 (Demanda de energía).

Por lo anterior se concluye que desde el punto de vista energético la destilación extractiva con NaCl resulta la tecnología más conveniente.

En las Fig. 3 y Fig. 4 se muestran los resultados gráficos correspondientes al caso 1. En la Fig. 3 se puede observar que al aumentar desde 0,6 hasta 3 la razón de reflujo en la columna extractora en la destilación extractiva con mezcla, aumenta la composición molar de etanol en el etanol deshidratado en 8,41%, por lo que el etanol obtenido presenta mayor pureza. No obstante, en la Fig. 4 se aprecia que al aumentar la razón de reflujo en la columna extractora, aumenta significativamente el consumo de agua de enfriamiento y el consumo de vapor de calentamiento, lo que trae como consecuencia mayores egresos por concepto de compra de combustible y agua.

En la tabla 12 se muestran los resultados correspondientes al caso 2. Al aumentar la temperatura de la mezcla en un 20%, se aprecia un ligero incremento del consumo de agua de enfriamiento en el condensador de la columna a partir de los 85°C , no obstante, este aumento no es significativo (0,094%). Además, se observa que el consumo de vapor de calentamiento en el rehedidor disminuye en 7,88%.

Tabla 12. Resultados en el caso de estudio 2.

Temperatura de la mezcla (°C)	Composición molar de etanol en el etanol deshidratado	Consumo de agua de enfriamiento (kW)	Consumo de vapor de calentamiento (kW)
75	0,9970	447 071,96	490 904,32
80	0,9970	447 071,99	477 930,61
85	0,9970	447 265,57	463 778,79
90	0,9860	447 491,99	452 200,65

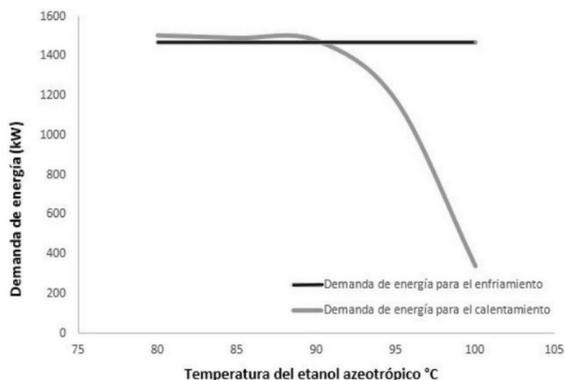


Fig. 5. Representación gráfica del caso 3.

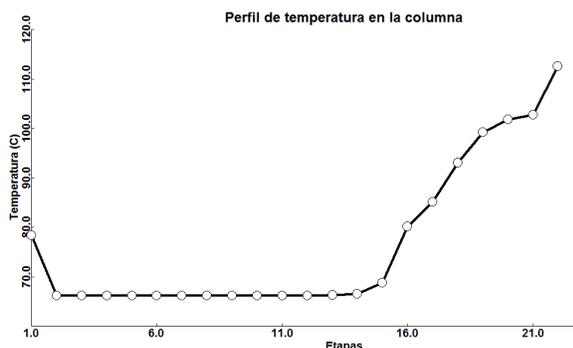


Fig. 6. Perfil de temperatura en la columna extractora de la destilación extractiva con CaCl₂.

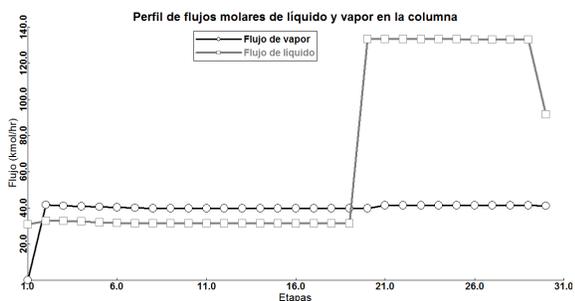


Fig. 7. Perfil de flujos molares de líquido y vapor en la columna extractora de la destilación extractiva con NaCl.

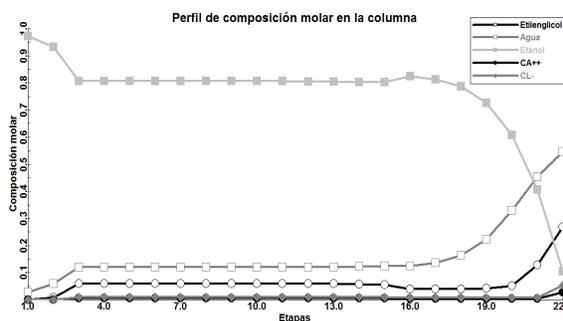


Fig. 8. Perfil de composición molar en la columna extractora de la destilación extractiva con mezcla.

Por otro lado, se aprecia que la composición molar de etanol en el etanol deshidratado disminuye en 1,10%; a pesar de que el etanol obtenido no supera el 99% molar, continúa siendo etanol deshidratado, por ende, el cambio propuesto de temperatura es conveniente ya que es posible disminuir el consumo de vapor de calentamiento y con ello el consumo de combustible.

En la Fig. 5 se muestran los resultados gráficos correspondientes al caso 3. Se puede apreciar que, al aumentar la temperatura del etanol azeotrópico (mezcla) en un 25%, la demanda de energía para el calentamiento disminuye en aproximadamente un 77%, lo que resulta beneficioso debido a que este cambio repercute de igual manera en el consumo de combustible. El consumo de agua de enfriamiento se mantiene constante.

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 (Fig. 6- Fig. 8).

En la Fig. 6 se muestra el perfil de temperatura de la columna extractora en la destilación extractiva con CaCl₂. Se aprecia una pequeña disminución en el segundo plato debido a que el solvente alimentado presenta una temperatura menor que la temperatura

de ese plato. Sin embargo, en el plato 16 se observa un ligero incremento porque el etanol azeotrópico presenta una temperatura mayor. Además, se aprecia un aumento significativo de este parámetro en los últimos platos, 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 extractora presenta 22 platos más el condensador y el rehervidor.

El perfil de flujos molares de líquido y vapor en la columna extractora de la destilación extractiva con NaCl se muestra en la Fig. 7. En la columna extractora se aprecia que en los platos dos y 20 existe un incremento significativo en el flujo molar de líquido, debido a que constituyen los platos de alimentación del solvente y el etanol azeotrópico respectivamente. Además, como el condensador es total se observa que por el condensador no se obtiene vapor.

En la Fig. 8 se muestra el perfil de composición en la columna extractora de la destilación extractiva con mezcla. Se observa en el plato tres un aumento en la composición molar de agua, etilenglicol y CaCl_2 (expresado como iones Ca^{2+} y Cl^-) y en el plato 16 se produce un incremento en la composición molar de etanol; esto se debe a que en estos puntos se realiza la alimentación a la columna. Por otro lado, se aprecia que a la salida del condensador se obtiene una corriente con alto contenido de etanol y bajo contenido de agua. De igual manera, por el rehervidor se obtiene una corriente rica en agua, etilenglicol y CaCl_2 , la cual pasa a la segunda columna para recuperar los solventes y luego recircularlos.

4.1 Análisis económico

Como primer paso de análisis ante la posibilidad de realizar o no la implementación de tecnologías

de producción de etanol deshidratado en Cuba, se realizó un cálculo para estimar el flujo de etanol deshidratado necesario en la mezcla de combustibles en proporciones que varían desde 5% hasta 15%. Para esto se tuvo en cuenta la demanda promedio anual de gasolina empleada en Cuba para el transporte automotor.

Como segundo paso para el análisis se prosiguió con el cálculo del flujo de combustible dejado de importar por concepto de sustitución de etanol en la mezcla de combustibles.

En la tabla 13 se puede apreciar cómo disminuyen los egresos por compra de gasolina en la medida en que la proporción de etanol en la gasolina es mayor. Por el contrario, los egresos por compra de etanol aumentan solo que los costos son menores ya que el precio de este combustible es menor que el de la gasolina.

Es necesario señalar que se ha estudiado una proporción de etanol en la gasolina hasta 15% porque a estas concentraciones no es obligatorio realizar modificaciones en el motor (Herryman y col., 2001). No obstante, en Cuba se han realizado diversas investigaciones con mezclas que varían desde 10 hasta 30% de etanol en la gasolina regular; bajo estas condiciones se han analizado diferentes parámetros como, el torque efectivo, la potencia efectiva, las emisiones de monóxido de carbono y el consumo específico de combustible. De estos estudios se ha podido concluir que a medida que aumenta el porcentaje de etanol en la mezcla con gasolina disminuyen los tres primeros parámetros mencionados anteriormente, mientras que, el consumo específico de combustible aumenta (Melo y col., 2012; Melo y col., 2014). Por tanto, en el caso específico de Cuba se recomiendan mezclas entre 5 y 15% de etanol.

Tabla 13. Ahorro de combustible por concepto de mezcla de etanol con gasolina.

Proporción de etanol en la gasolina	Egreso por compra de etanol deshidratado (M\$/año)	Egreso por compra de gasolina (M\$/año)	Ahorro por dejar de comprar gasolina (M\$/año)	Egreso por combustible mezclado (\$/año)	Ahorro por combustible mezclado dejado de comprar (%)
5	14,22	542,26	28,54	556,49	2,51
7	19,91	530,85	39,95	550,76	3,51
10	28,44	513,72	57,08	542,17	5,02
12	34,13	502,31	68,49	536,44	6,02
15	42,66	485,18	85,62	527,85	7,53

Tabla 14. Cálculo del costo de inversión total.

Costos	Tipo de planta (Fluido)	Extractiva con mezcla	Extractiva con NaCl	Extractiva con CaCl ₂
Costo de adquisición del equipamiento (\$)	-	4 583 687,8	2 557 787,5	2 001 372,9
Capital fijo (\$)	483	22 139 212	12 354 114	9 666 631
Capital de trabajo (\$)	86	3 941 972	2 199 697	1 721 181
Costo de inversión total (\$)	569	26 081 184	14 553 811	11 387 812

Tabla 15. Índices de consumo por hectolitro de etanol deshidratado producido.

Facilidades auxiliares	Extractiva con mezcla	Extractiva con NaCl	Extractiva con CaCl ₂
Agua de enfriamiento consumida /etanol deshidratado producido (m ³ /hL)	2,87	3,45	3,12
Fuel oil consumido/etanol deshidratado producido (kg/hL)	6,01	5,01	4,46
Electricidad consumida/etanol deshidratado producido (kW/hL)	0,75	0,72	0,72

Tabla 16. Cálculos económicos de las diferentes alternativas estudiadas.

Componentes	Extractiva con mezcla	Extractiva con NaCl	Extractiva con CaCl ₂
Ingresos totales (\$/año)	28 296 208	24 802 804	28 364 960
Egresos totales(\$/año)	28 160 711	32 116 326	35 93 7229
Ganancia económica (\$/año)	135 497	-7 313 522	-7 572 268
Ganancia neta (\$/año)	-4 244 406	-4 523 401	

El siguiente paso fue estimar los costos de inversión de plantas de etanol deshidratado según los flujos necesarios a producir. Para esto se trabajó con el método de Peters (1991) 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.

En la tabla 14 se aprecia que la mayor inversión requerida corresponde a la destilación extractiva con mezcla. Este resultado está asociado a la cantidad de equipamiento, debido a que en esta tecnología se tuvo en cuenta la sección de recuperación del solvente. Las diferencias existentes en la destilación extractiva con NaCl y CaCl₂ se deben a la altura de la columna deshidratadora.

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.

En la tabla 15 se muestran los índices de consumo por hectolitro de etanol deshidratado producido calculados a partir de los resultados obtenidos en la simulación de las diferentes tecnologías de deshidratación de etanol.

Al comparar los consumos energéticos mostrados en la tabla 15 se observa que la destilación extractiva con mezcla presenta los menores consumos de agua; en este caso el empleo de etilenglicol permite resolver los problemas de transporte, disolución, corrosión y obstrucción que pueden presentarse cuando solamente se utiliza la sal como agente de separación; este resultado coincide con lo expresado por Gil y col. (2008).

El mayor consumo de “fuel oil” le corresponde a la destilación extractiva con mezcla. En este caso es importante destacar que en el resto de las alternativas estudiadas no se tuvo en cuenta la recuperación de la sal, lo que puede incidir en este resultado. En esta tecnología también se obtuvo el mayor

consumo de electricidad debido a que presenta mayor equipamiento tecnológico.

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 en moneda total.

En la determinación de los ingresos y egresos, se utilizaron los precios y costos de la organización empresarial cubana AZCUBA, del año 2016.

En la tabla 16 se muestra un resumen de los cálculos económicos realizados a las diferentes alternativas estudiadas. Como se puede apreciar en la tabla anterior la destilación extractiva con NaCl y con CaCl₂ no reportan ganancia neta, por lo que no es ventajosa su implementación con los precios y costos actuales. En el caso de la destilación extractiva con mezcla, a pesar de alcanzar una ganancia neta de 1 000 914 \$/año, los resultados obtenidos en la evaluación arrojaron que en diez años no se recupera la inversión, ya que el valor actual neto (VAN) es igual a \$-23 368 947,65. Por lo que, desde el punto de vista económico, tampoco resulta ventajosa la implementación de esta tecnología en Cuba en las condiciones actuales.

Conclusiones

Se simularon con el simulador ASPEN-PLUS v7.0 las tecnologías de destilación extractiva con sales (NaCl y CaCl₂) y destilación extractiva de mezcla de etilenglicol y sal (CaCl₂). 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 la variación de temperatura de algunas corrientes y la razón de reflujo sobre diferentes variables. Esto permite la selección de las mejores condiciones de trabajo en los intervalos estudiados. En el análisis económico realizado no se obtuvieron ganancias netas en la destilación extractiva con NaCl y con CaCl₂. En la destilación extractiva con mezcla de etilenglicol y CaCl₂ a pasar de obtener ganancia neta, es necesario un período mayor a diez años para recuperar la inversión. Por consiguiente, la implementación de la destilación extractiva empleando estos solventes con los indicadores actuales utilizados en la industria azucarera cubana no es atractiva, ya que presenta consumos energéticos y costos de capital elevados.

Referencias

- Álvarez, R., Martínez, A. y Arteaga, L. (2012). Simulación del proceso de deshidratación de etanol utilizando el software ASPEN-HYSYS v3.2. *Centro Azúcar* 39, 31-40.
- Darío, J. B. (2011). Automatización y control regulatorio de una columna de destilación extractiva a nivel planta piloto para la producción de etanol anhidro. Proyecto de grado presentado como requisito parcial para optar al título de Maestría en Automatización Industrial. Universidad Nacional de Colombia, Facultad de Ingeniería; Bogotá, Colombia.
- Gil I., Uyazán, M., Rodríguez, G. y Caicedo, L. (2008). Separation of ethanol and water by extractive distillation with salt and solvent as entrainer: process simulation. *Brazilian Journal of Chemical Engineering* 25, 207-15.
- Gil, I. D., Garcia L. C. y Rodríguez, G. (2014). Simulation of ethanol extractive distillation with mixed glycols as separating agent. *Brazilian Journal of Chemical Engineering* 31, 259-270.
- Herryman, M.B. y Cordovés, M. (2001). Uso del alcohol como carburante en el transporte para el mejoramiento de las condiciones ambientales. Presentación en el V Congreso de la región Norteamérica y el Caribe de la asociación Interamericana de ingeniería sanitaria y ambiental. La Habana: Instituto cubano de investigaciones de los derivados de la caña de azúcar (ICIDCA).
- Kumar, S., Singh, N. y Prasad, R. (2010). Anhydrous ethanol: A renewable source of energy. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 14, 1830-1844.
- Lauzurique, Y., Zumalacárregui, L., Pérez, O. y Curbelo, A. (2016a). Simulación de la destilación extractiva empleando glicoles. *Revista Ciencia, Docencia y Tecnología* 27, 362-383.
- Lauzurique, Y., Zumalacárregui, L., Pérez, O. (2016b). Simulación de la destilación por cambio de presión para obtener etanol deshidratado. *Revista Centro Azúcar* 43, 90-98.

- Lauzurique, Y., Zumalacárregui, L., Pérez, O. y Molina, G. (2017). Evaluación de técnicas de deshidratación de etanol aplicando la simulación. *Revista Dyna* 84, 185-192.
- Llano, M. y Aguilar, J. (2003). Modeling and simulation of saline extractive distillation columns for the production of absolute ethanol. *Computers and Chemical Engineering* 27, 527-549.
- Melo, A., Ferrer, N., Sánchez, Y. y Ferrer, N. (2012). Evaluación de un motor de encendido por chispa trabajando con mezclas etanol-gasolina. *Ingeniería Energética* 2, 94-102.
- Melo, E., Sánchez, Y., Piloto, R., Goyos, L., Verhelst, S. y Sierens, R. (2014). Combustibles alternativos en Cuba, una visión general. Capítulo 1: El escenario energético cubano los combustibles alternativos. Experiencias potencialidades y perspectivas futuras, pp. 31-32. Disponible en: <https://www.researchgate.net/publication/265466542>. Accesado: 10 de marzo de 2017.
- Mendoza, D.F, Riascos, C.A.M (2015). Metodología para diseño, análisis y optimización termodinámica de columnas de destilación con intercambiadores de calor internos. *Revista Mexicana de Ingeniería Química* 14, 523-542.
- Pereiro, A. (2012). Ionic liquids in separations of azeotropic systems. *Journal of Chemical Thermodynamics* 46, 2-28.
- Pérez, A. (2012). Evaluación del proceso de producción de etanol carburante a partir de caña azucarera, remolacha azucarera y maíz. Disponible en: <http://quimiart.files.wordpress.com/2012/05/evaluacion-del-proceso-de-produccion-de-etanol-carburante-a-partir-de-caña-azucarera-remolacha-azucarera-y-maíz.pdf>. Accesado: 3 de abril de 2017.
- Peters, M. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. McGraw-Hill, New York.
- Pinto, R.T.P., Wolf-Maciél, M. R. y Lintomen, L. (2000). Saline extractive distillation process for ethanol purification. *Computers and Chemical Engineering* 24, 1689-1694.
- Reynolds, M.R. (1984). Estimating error in model predictions. *Forest Science* 30, 454-469.
- Ríos, L. y Marín, J. (2011). Equilibrio de fases para sistemas etanol - agua en presencia de polialcoholes y sales. *Revista Dyna* 78, 151-159.
- Romero, F. (2007). *Diseño Preliminar de un Proceso de Deshidratación para la Producción de 3 600 BPD de Etanol Anhidro*. Trabajo de grado presentado como requisito parcial para optar al título de ingeniero químico. Universidad de Oriente Núcleo de Anzoátegui. Venezuela.
- Sánchez, Ó. (2008). Síntesis de esquemas tecnológicos integrados para la producción biotecnológica de alcohol carburante a partir de tres materias primas colombianas. Tesis para optar por el título de doctor en ingeniería. Universidad Nacional de Colombia sede Manizales, Colombia.