

Evaluación de técnicas de deshidratación de etanol para la obtención de etanol anhidro aplicando simulación

Brenda Rodríguez-Suárez, Osney Pérez-Ones* y Lourdes Zumalacárregui-de Cárdenas
Facultad de Ingeniería Química, Universidad Tecnológica de La Habana José Antonio Echeverría, Cujae
Calle 114, No. 11901 e/ Ciclovía y Rotonda, Marianao. La Habana, Cuba.

* osney@quimica.cujae.edu.cu

RESUMEN

En el trabajo se evaluó la tecnología de deshidratación de etanol por destilación extractiva con el empleo de diferentes solventes (tetraetilenglicol, [EMIM]⁺[BF₄]⁻, poliglicerol), con el simulador de procesos ASPEN HYSYS V10, a partir de datos obtenidos de la bibliografía consultada. Se analizaron los perfiles de temperatura, flujos molares de líquido y vapor y composición de las columnas presentes en cada proceso. Se determinó la influencia de los parámetros de operación en la eficiencia de las tecnologías simuladas, mediante casos de estudio y se seleccionaron las mejores condiciones de trabajo, al disminuir los altos consumos energéticos de ellas. Para la comparación de las tecnologías se estableció un mismo flujo molar de etanol en la mezcla etanol-agua de 216.5 kmol/h. En el caso de las tres tecnologías, se obtuvo etanol deshidratado por encima de 99.5 % de pureza. Según la evaluación económica de las técnicas, las alternativas analizadas son económicamente ventajosas y, en todas, se logran ganancias netas. Los mayores beneficios económicos se obtienen en la destilación extractiva con [EMIM]⁺[BF₄]⁻.

Palabras clave: deshidratación, etanol deshidratado, simulación, líquidos iónicos, polímeros hiperramificados.

ABSTRACT

In this research, the dehydration technology of ethanol was evaluated by extractive distillation using different solvents (tetraethylene glycol, [EMIM]⁺[BF₄]⁻, polyglycerol). Variants were simulated with the ASPEN HYSYS V10 process simulator from data obtained from the consulted bibliography. The profiles for temperature, liquid and vapor molar flows, and composition of the columns present in each process were analyzed. The influence of the operating parameters on the efficiency of the simulated technologies was determined by case studies and the best working conditions were selected, reducing their high energy consumption. For the comparison of the technologies, the same molar flow of ethanol was established in the ethanol-water mixture of 216.5 kmol / h. In the case of the three technologies, anhydrous ethanol was obtained with more than 99.5 % purity. According to the economic evaluation of the techniques, the alternatives analyzed are economically advantageous and net profits are achieved in all of them. The greatest economic benefits are obtained for the extractive distillation with [EMIM]⁺[BF₄]⁻.

Key words: dehydration, anhydrous ethanol, simulation, ionic liquids, hyperbranched polymers.

INTRODUCCIÓN

La búsqueda de nuevos combustibles, de origen biológico y renovable, biodegradables, capaces de aumentar el rendimiento de los motores de automóviles y la necesidad de disminuir la emanación de gases invernadero han contribuido a usar al etanol anhidro (EA) como combustible o aditivo para

gasolinas comerciales, a nivel mundial (1). 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, a la vez que disminuyen los compuestos aromáticos y compuestos orgánicos volátiles emitidos a la atmósfera, lo que contribuye a la reducción del efecto invernadero (2).

El 65 % de la producción mundial de etanol se emplea como combustible, ya sea para mezclar o reemplazar petróleo o derivados; un 19 % abarca el sector industrial (cosméticos, farmacéutica, químicas, entre otras) y, el 16 % restante, se destina a la industria de bebidas (3).

El proceso de producción de etanol deshidratado ha sido actualizado en años recientes y ha ganado en eficacia. La producción de etanol comienza con el proceso de fermentación, que proporciona una mezcla de etanol-agua con una concentración de etanol entre 4 y 6 % molar, que se destila y de la que se obtiene una mezcla etanol-agua, con una concentración que no supera el 89.99 % molar de etanol, a presión atmosférica; sin embargo, el contenido de agua presente en la mezcla, a pesar de ser pequeño, es perjudicial para los motores de combustión interna porque provoca problemas de corrosión.

Entre las alternativas tecnológicas para generar etanol deshidratado están la destilación, la adsorción, la pervaporación y combinaciones de estas tecnologías. La dificultad de separar la mezcla etanol-agua por destilación radica en su comportamiento termodinámico, pues forma una mezcla azeotrópica. Por consiguiente, es necesario implementar otras técnicas de destilación. Dentro de ellas se encuentran la destilación por cambio de presión, la destilación azeotrópica homogénea y heterogénea y la destilación extractiva (con sales, con glicoles, con polímeros y con líquidos iónicos). En la elección de la técnica más conveniente, se tienen en cuenta principalmente, el consumo energético y demás costos de operación, además de los costos de inversión inicial (3). Igualmente, el efecto sobre el ambiente ha de tenerse en cuenta en la decisión.

Debido a la importancia que reviste el uso del etanol deshidratado como factor de reducción de la contaminación atmosférica y como energía renovable, se necesita potenciar su producción eficientemente; es decir, se hace inevitable profundizar en el estudio de las técnicas de deshidratación para conocer cuál de ellas tiene mayor impacto técnico y económico en las condiciones de Cuba.

La simulación de procesos es una herramienta poderosa, que ha sido utilizada por muchos años en la ingeniería de procesos y ambiental. Brinda la posibilidad de estudiar los procesos de una manera más rápida, económica y completa que en la planta real en la que, en muchas ocasiones, resulta imposible o muy costoso estudiar condiciones extremas de operación. Muchas han sido las investigaciones realizadas para la deshidratación de alcohol con el uso de esta herramienta (4-10).

Es por ello que este trabajo tiene como objetivo evaluar el uso de la destilación extractiva con diferentes solventes, como vía económica para la obtención de etanol deshidratado. La simulación con ASPEN HYSYS. V10.0 de las tecnologías permitió el análisis de la influencia de los parámetros de operación en la eficiencia de las tecnologías simuladas y la comparación, desde el punto de vista técnico-económico de ellas.

MATERIALES Y MÉTODOS

Simulación de las técnicas de deshidratación del etanol

La simulación del esquema de las tecnologías de deshidratación estudiada se realizó en el simulador de procesos Aspen HYSYS V10. Se emplearon mezclas de etanol-agua como fluido de trabajo, además de los solventes estudiados, según cada tecnología. Solamente se simuló la sección de deshidratación del proceso, al ser las etapas previas del proceso de producción de etanol comunes.

Para demostrar que el modelo seleccionado representa adecuadamente los sistemas, se compararon los resultados obtenidos en este trabajo para flujos molares y composición con los correspondientes ofrecidos por la literatura consultada. Posteriormente se verificó que el error relativo obtenido fuera menor que 5 %. El error relativo se calculó según la ecuación 1. Para la comparación con otras tecnologías evaluadas en el país se estableció que el flujo molar de etanol en la mezcla etanol-agua fuese el mismo, con un valor de 216.5 kmol/h.

$$\text{Error relativo} = \frac{\text{Valor en este trabajo} - \text{Valor reportado en bibliografía}}{\text{Valor reportado en bibliografía}} * 100 \quad \text{Ec.1}$$

Simulación de la destilación extractiva con tetraetilenglicol (DETG)

El tetraetilenglicol es un fuerte candidato para utilizarse en la destilación extractiva, ya que no forma azeótropo con el etanol ni con el agua, es completamente miscible en la mezcla y es un componente pesado. No es tóxico y no presenta riesgos para la salud, en caso de entrar en contacto con los ojos o de que se ingiera. Para la destilación extractiva con tetraetilenglicol (DETG), se utilizaron los datos ofrecidos por (11). Se escogió para trabajar el paquete de propiedades NRTL sobre la base de lo reportado por estos autores.

En la figura 1 se aprecia el esquema de simulación de la destilación extractiva con tetraetilenglicol, conformado por dos columnas consecutivas de destilación (extractora y recuperadora), un intercambiador de calor que se emplea como fluido frío, la mezcla de etanol-agua que se va a alimentar a la primera torre, una bomba y un mezclador. La solución alcohólica concentrada ingresa a un plato de la columna extractora y unos platos más arriba inyectan el agente de separación.

En la región entre la alimentación del solvente y la de la solución, el agua se absorbe por el solvente y se obtiene por el tope de la torre de vapor de etanol deshidratado. Este se condensa para convertirse en producto final, mientras que la mezcla etanol-agua-modificador desciende a la base de la columna. Esta corriente se envía a la columna recuperadora, en la que el agua se separa del solvente saliendo como producto de cabeza, mientras que el solvente recuperado se recicla a la columna extractora.

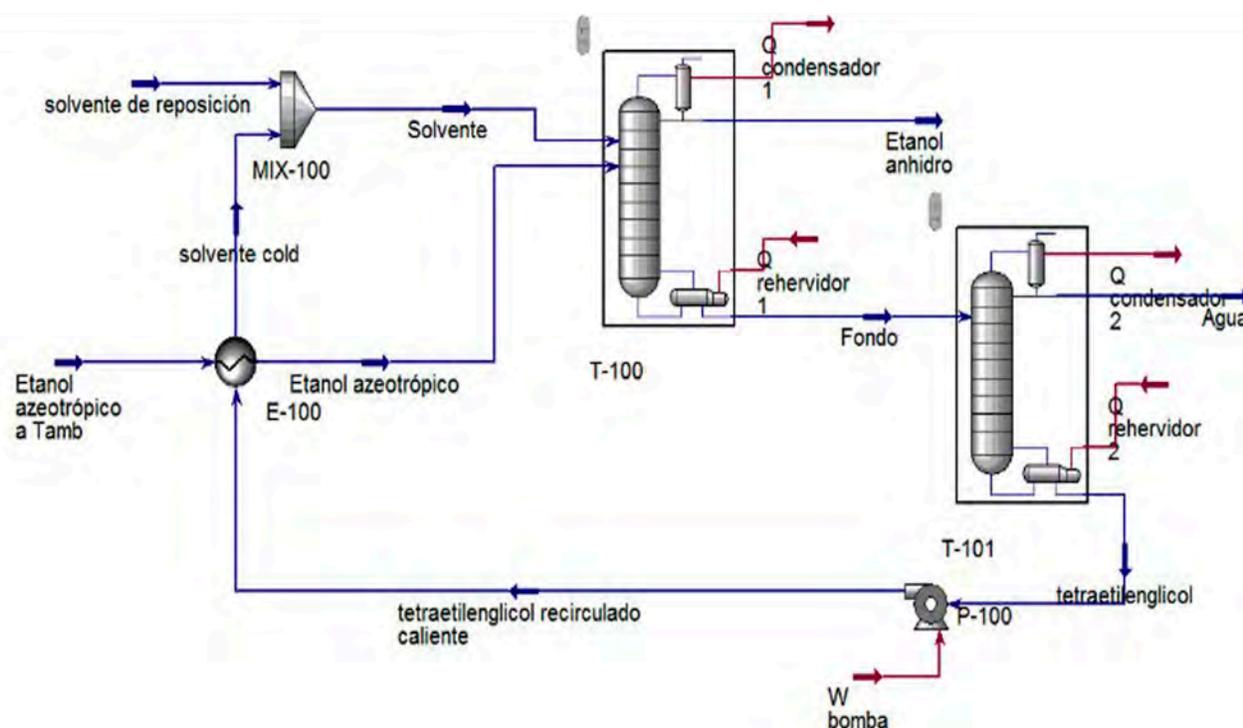


Figura 1. Esquema de simulación de la técnica de destilación extractiva con tetraetilenglicol.

En la tabla 1 se muestran los datos y variables de decisión correspondientes a los módulos y las corrientes del esquema simulado, según (11). Los nombres de las corrientes se corresponden con los del esquema de simulación para todas las tablas. La columna extractora opera a presión atmosférica. La alimentación del etanol azeotrópico y el solvente se realiza a presión atmosférica.

Tabla 1. Datos de las columnas y variables de decisión para la destilación extractiva con tetraetilenglicol (DETG)

Parámetros de las columnas	DETG	Variables de decisión	DETG
Presión de trabajo en la columna recuperadora (kPa)	26.34	Flujo molar de etanol azeotrópico (kmol/h)	0.100
Número de platos en la columna extractora	50	Fracción molar de etanol en el etanol azeotrópico	0.85
Número de platos en la columna recuperadora	6	Fracción molar de agua en el etanol azeotrópico	0.15
Razón de reflujo en la columna extractora	2.0	Temperatura del etanol azeotrópico (°C)	78.14
Razón de reflujo en la columna recuperadora	1.0	Flujo molar de solvente (kmol/h)	0.200
Plato de alimentación del etanol azeotrópico	45	Fracción molar de tetraetilenglicol en el solvente	1
Plato de alimentación del solvente	3	Temperatura del solvente (°C)	25
Plato de alimentación de la corriente fondo	5	Fracción molar de tetraetilenglicol en solvente de reposición	1

Simulación de la destilación extractiva con [EMIM]⁺[BF₄]⁻ (DELI)

El líquido iónico 1-etil-3-metil-imidazol tetrafluoroborato ([EMIM]⁺[BF₄]⁻) es un importante candidato para el uso como solvente, en la deshidratación de etanol, por sus atractivas características físico-químicas, además de que, en la mezcla etanol-agua, disminuye sustancialmente la actividad del agua y rompe fácilmente el azeótropo etanol-agua. Está compuesto por pequeños aniones y pequeños cationes y se comporta como un solvente atractivo, en lo que respecta a las investigaciones de mezclas azeotrópicas acuosas (12). Se utilizó Wilson, como paquete de propiedades termodinámicas.

En la figura 2 se muestra el esquema de simulación de la tecnología. Este está conformado por una columna de destilación deshidratadora, un tanque separador (tanque *flash*) que opera con aire y una columna rectificadora, que trabaja adiabáticamente sin condensador ni rehervidor. La columna deshidratadora se alimenta con la solución de etanol concentrado en uno de sus platos; mientras que en un plato superior es alimentado el solvente, en este caso el líquido iónico [EMIM]⁺[BF₄]⁻. Se obtiene en la corriente de tope de la columna el etanol deshidratado y en la corriente de fondo una mezcla de solvente, agua y etanol. Esta mezcla se envía al tanque *flash* donde se evapora parte del agua presente en ella, para luego, ser llevada a la columna recuperadora en la que se obtiene el solvente con un alto grado de pureza, el que se recircula a la columna deshidratadora.

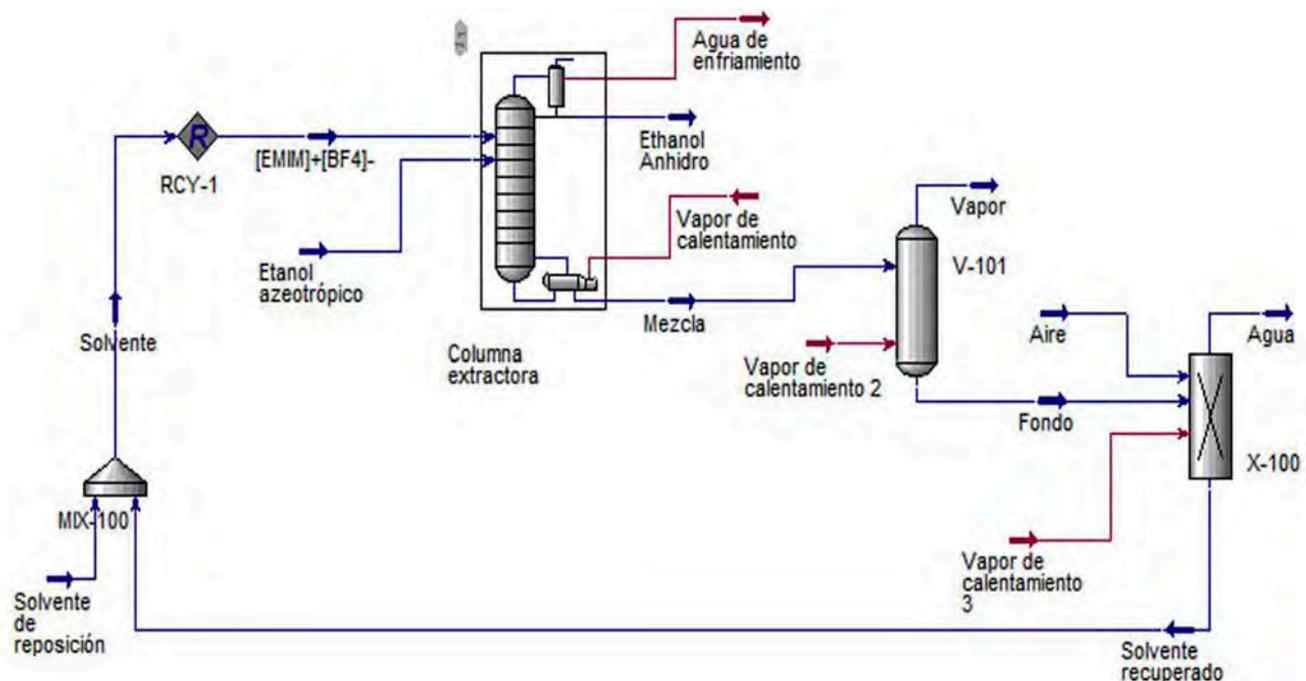


Figura 2. Esquema de simulación de la técnica de destilación extractiva con [EMIM]+[BF4].

En la tabla 2 se muestran los datos y variables de decisión correspondientes a los módulos y las corrientes del esquema simulado según (13). Las columnas deshidratadora y recuperadora y el tanque flash operan a presión atmosférica. el etanol azeotrópico y el solvente se alimentan a presión atmosférica.

Tabla 2. Datos de los equipos y variables de decisión para la destilación extractiva con [EMIM]+[BF4]- (DELI)

Parámetros del equipamiento	DELI	Variables de decisión	DELI
Número de etapas teóricas de la columna deshidratadora	28	Flujo molar de etanol azeotrópico (kmol/h)	200
Etapas de alimentación del etanol azeotrópico	22	Fracción molar de etanol en el etanol azeotrópico	0.700
Etapas de alimentación del solvente	1	Fracción molar de agua en el etanol azeotrópico	0.300
Número de etapas teóricas de la columna recuperadora	8	Temperatura del etanol azeotrópico (°C)	78.14
Etapas de alimentación de la corriente fondo	1	Flujo molar de solvente (kmol/h)	100
Calor intercambiado en el tanque (kJ/h)	637 200	Fracción molar de agua en el solvente	0.002
		Fracción molar de tetraetilenglicol en el solvente	0.998
		Temperatura del solvente (°C)	75
		Flujo de aire (kg/h)	13 896
		Temperatura del aire (°C)	20

Debido a que la base de datos del ASPEN HYSYS V10 no provee de datos de líquidos iónicos puros se creó un componente hipotético; al ser considerado el compuesto como una sal orgánica se toma como un componente orgánico. Para ello, en la tabla 3 se reportan parámetros básicos y críticos (14), así como las constantes de la ecuación de Antoine (ecuación 2), tomadas de (13):

$$\ln(P) = a + \frac{b}{T+c} + d \cdot \ln T + e \cdot T^f \quad \text{Ec. 2}$$

P : presión de vapor kPa; T : temperatura K

Tabla 3. Parámetros para la caracterización del [EMIM]⁺[BF4]⁻

Parámetros	Valores	Constantes de Antoine	
Masa molar (g/mol)	198.0	a	6.02
Punto de ebullición (°C)	165.7	b	-5 196.34
Densidad (kg/m ³)	1 240	c	-88.63
Temperatura crítica (°C)	321.1	d	0.00
Presión crítica (kPa)	2 360	e	0.00
Volumen crítico (m ³ /kmol)	0.5578	f	0.00
Factor acéntrico	0.7685		

Simulación de la destilación extractiva con poliglicerol (DEPG)

El poliglicerol (PG) pertenece a la familia de polímeros hiperramificados los que han demostrado tener variados usos en la industria química. Son sustancias altamente ramificadas, macromoléculas polidispersas con una topología en forma de árbol y un largo número de grupos funcionales. Debido a que no presentan una estructura estricta son capaces de sustituir a los dendrímeros en procesos, para los que no se requiera una estructura perfecta. La polaridad de estos puede ser ajustada al controlar la funcionalidad de los grupos terminales, por lo que su uso, como solvente, es altamente aprovechado (13).

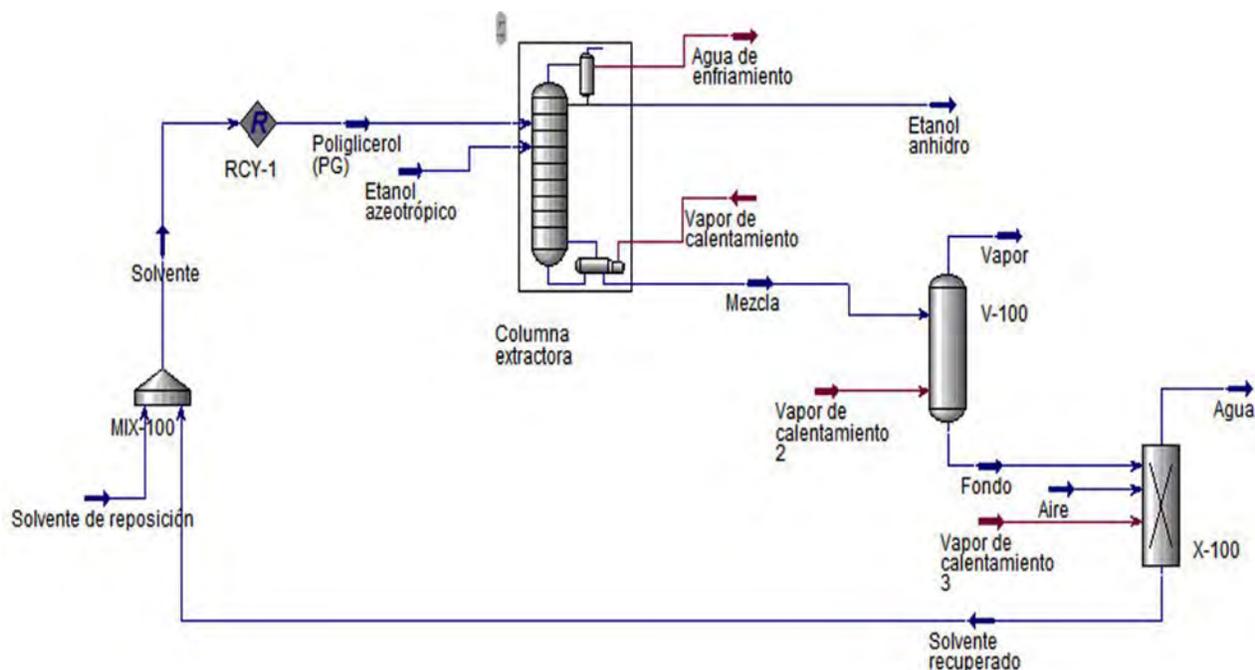


Figura 3. Esquema de simulación de la técnica de destilación extractiva con poliglicerol.

La simulación del proceso de destilación extractiva con poliglicerol (PG) se trabajó con el paquete de propiedades Wilson. En la figura 3 se muestra el esquema de simulación de la tecnología. Este está conformado por una columna de destilación deshidratadora, un tanque flash que opera con aire y una columna rectificadora que trabaja adiabáticamente sin condensador ni rehervidor. La columna deshidratadora es alimentada con la solución de etanol concentrado en uno de sus platos; mientras

que en un plato superior es alimentado el solvente, en este caso, el polímero hiperramificado poliglicerol (PG). Se obtiene en la corriente de tope de la columna el etanol anhidro y en la corriente de fondo una mezcla de solvente, agua y etanol. Esta mezcla se envía al tanque *flash* donde se evapora parte del agua presente en ella, para luego ser llevada a la columna recuperadora en la que se obtiene el solvente con un alto grado de pureza, el cual es recirculado a la columna deshidratadora.

En la tabla 4 se muestran los datos y variables de decisión correspondientes a los módulos y las corrientes del esquema simulado, según (13). Las columnas deshidratadora y recuperadora y el tanque flash operan a presión atmosférica. El etanol azeotrópico y el solvente se alimentan a presión atmosférica.

Tabla 4. Datos de los equipos y variables de decisión para la destilación extractiva con poliglicerol (DEPG)

Parámetros de equipamiento	DEPG	Variables	DEPG
Número de etapas teóricas de la columna deshidratadora	28	Flujo molar de etanol azeotrópico (kmol/h)	200
Etapas de alimentación del etanol azeotrópico	22	Fracción molar de etanol en el etanol azeotrópico	0.700
Etapas de alimentación del solvente	1	Fracción molar de agua en el etanol azeotrópico	0.300
Número de etapas teóricas de la columna recuperadora	8	Temperatura del etanol azeotrópico (°C)	78.14
Etapas de alimentación de la corriente fondo	1	Flujo molar de solvente (kmol/h)	7.25
Calor intercambiado en el tanque (kJ/h)	2 484 000	Fracción molar de agua en el solvente	0.002
		Fracción molar de tetraetilenglicol en el solvente	0.998
		Temperatura del solvente (°C)	75
		Flujo de aire (kg/h)	10 269
		Temperatura del aire (°C)	20

Debido a que la base de datos del ASPEN HYSYS V10 no proporciona datos de polímeros hiper-ramificados se creó un componente hipotético, al considerarse que es un compuesto orgánico con una masa molar de 1 400 g/mol y que presenta 20 grupos OH por molécula (14). La información se presenta en la tabla 5.

Tabla 5. Parámetros para la caracterización del poliglicerol

Parámetros	Valores	Constantes de Antoine	
Masa molar (g/mol)	1 400	a	-294,22
Punto de ebullición (°C)	503,1	b	66 420,46
Densidad (kg/m ³)	1 530	c	594,07
		d	35,73
		e	1,08 · 10 ⁻⁷
		f	-22,24

Una vez verificado que el porcentaje de error del modelo utilizado, para cada caso, fue inferior al 5 %, se procedió a simular cada técnica de destilación extractiva al mismo flujo molar de etanol en la corriente de entrada al sistema, para poder realizar la comparación entre las técnicas de deshidratación simuladas. El valor seleccionado corresponde al utilizado en otros trabajos de investigación de los autores (3, 9, 10, 15). En la tabla 6 se muestran las variables de decisión para las nuevas condiciones.

Tabla 6. Variables de decisión en la destilación extractiva para 216.5 kmol/h de etanol en la corriente de etanol azeotrópico

Tecnologías	Flujo molar de la corriente etanol azeotrópico (kmol/h)	Flujo molar de solvente (kmol/h)
DETG	255.0	510
DELI	309.5	155
DEPG	309.5	11

Casos de estudio

En la tabla 7 se presentan los casos de estudio para cada esquema de simulación y poder analizar la influencia de las variables de decisión sobre las variables de respuesta, con el objetivo de encontrar las mejores condiciones de trabajo para cada caso.

Tabla 7. Resumen de los casos de estudio evaluados para cada esquema simulado

	Variable de decisión	Intervalo	Variable respuesta
DETG Caso 1	Flujo molar de etanol azeotrópico alimentado en la primera columna	200 - 350 kmol/h	Flujo molar de la corriente etanol anhidro
DETG Caso 2	Temperatura del solvente	20 - 120 °C	Flujo molar de etanol anhidro
DETG Caso 3	Flujo molar de solvente alimentado	320 - 520 kmol/h	Fracción molar de etanol en la corriente de etanol anhidro
DETG Caso 4	Temperatura del solvente recirculado	20 - 120 °C	Consumo de vapor de calentamiento del rehervidor de la columna extractora
DETG Caso 5	Flujo molar de solvente alimentado	320 - 520 kmol/h	Consumo de vapor de calentamiento del rehervidor y el consumo de agua de enfriamiento del condensador en la columna extractora.
DETI Caso 1	Temperatura del solvente	50 - 150 °C.	Fracción molar de etanol
DETI Caso 2	Flujo de solvente	20 - 200 kmol/h.	Fracción molar de etanol
DETI Caso 3	Temperatura del solvente	50 - 150 °C	Flujo del agua de enfriamiento y del vapor de calentamiento en la columna deshidratadora
DETI Caso 4	Flujo de solvente	20 - 200 kmol/h.	Flujo del agua de enfriamiento y del vapor de calentamiento en la columna deshidratadora
DEPG Caso 1	Temperatura del solvente	50 - 150 °C.	Fracción molar de etanol
DEPG Caso 2	Flujo de solvente	2 - 20 kmol/h.	Fracción molar de etanol
DEPG Caso 3	Temperatura del solvente	50 - 150 °C	Flujo del agua de enfriamiento y del vapor de calentamiento en la columna deshidratadora
DEPG Caso 4	Flujo de solvente	2 - 20 kmol/h	Flujo del agua de enfriamiento y del vapor de calentamiento en la columna deshidratadora

Análisis económico comparativo entre las tecnologías

Para el análisis de prefactibilidad se determinó el costo de inversión total de la planta de deshidratación, parámetro a tener en cuenta para la selección de la mejor alternativa tecnológica. El costo de inversión se estableció a través del método de Peters (16), al tener en cuenta que la planta de deshidratación es una sección nueva, anexa a una destilería existente, que procesa fluidos. Se calcularon los indicadores Valor actual neto (VAN), Tasa interna de retorno (TIR), Plazo de recuperación del

capital al descontado (PRC) y Retorno sobre inversión (RSI). Se tomó un horizonte de planeación de 5 años y una tasa de interés del 12 %.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Resultados de la validación de los modelos de simulación para las tres tecnologías

En la tabla 8 se muestra la comparación de los principales resultados obtenidos en este trabajo, con los reportados por (11, 12). A partir de esta comparación se concluye que el esquema de simulación desarrollado está verificado, al tener errores relativos menores de 5 %.

Tabla 8. Validación de las simulaciones de las tecnologías

Tecnología	Fuente	Flujo de etanol anhidro (kmol/h)	Error relativo porcentaje	Fracción molar etanol en etanol anhidro	Error relativo porcentaje	Fracción molar de solvente en solvente recirculado	Error relativo porcentaje
DETG	Este trabajo	0.0849	0.12	0.9989	0.76	1	0.00
	(11)	0.0850		0.9914		1	
DELI	Este trabajo	140	0.00	0.9996	0.16	0.9990	0.00
	(12)	140		0.9980		0.9990	
DEPG	Este trabajo	140	0.00	0.9998	0.18	0.9965	0.33
	(12)	140		0.9980		0.9998	

En la tabla 9 se presenta el resultado de la simulación de las tres tecnologías para las nuevas condiciones de operación, correspondientes a un flujo molar de etanol en la corriente etanol azeotrópico de 216.5 kmol/h. Se aprecia que en los tres casos se obtuvo más del 99.5 % de etanol en el etano anhidro y un solvente recuperado con una pureza mayor del 99.2 %.

Tabla 9. Resultados obtenidos con 216.5 kmol/h de etanol en la corriente etanol azeotrópico

Parámetro	DETG		DELI		DEPG	
	Etanol anhidro	Solvente recuperado	Etanol anhidro	Solvente recuperado	Etanol anhidro	Solvente recuperado
Flujo molar (kmol/h)	216.5	509.9	216.5	154.7	216.5	10.39
Fracción molar de etanol	0.9989	0	0.9996	0	0.9996	0
Fracción molar de solvente	0	0.9999	0	0.9989	0	0.9922

Resultados de los casos de estudio

En la figura 4 se muestra la influencia de las variables de decisión sobre las variables respuesta, para los casos de estudio de la tecnología DETG. Se puede observar cómo, en la medida en que se incrementa la temperatura del solvente, disminuye el flujo molar de etanol anhidro de manera drástica, a partir de 60 °C, que resulta perjudicial para el proceso y produce grandes pérdidas de etanol. Un aumento de la temperatura del solvente en un 79.16 % provoca una disminución del flujo de etanol anhidro, obtenido en un 36.6 %. Además, al aumentar la temperatura del solvente recirculado en un 79.16 % disminuye el consumo del agua de enfriamiento necesaria en el condensador en un 36.5 % y el consumo de vapor de calentamiento en el rehervidor disminuye en un 72.9 %. Queda demostrado que al aumentar la temperatura del solvente, se disminuyen los consumos de ambas facilidades auxiliares y se reduce el capital de trabajo requerido y, con ello, el de inversión.

Sin embargo, la disminución de la cantidad de etanol anhidro, obtenido al aumentar la temperatura por encima de 60 °C, limita el incremento posible de temperatura.

En la figura 4b se observa que, al aumentar el flujo molar de etanol azeotrópico, hasta un valor de 260 kmol/h, ocurre un aumento lineal del flujo de etanol anhidro obtenido. A partir de dicho punto este aumento es menos marcado hasta que llega a un valor constante de 225 kmol/h. Esto se debe a que, a altos valores de flujo molar de etanol azeotrópico, la cantidad de solvente incorporada a la torre no es suficiente para extraer el máximo de etanol presente en la corriente. Por otra parte, se aprecia que la pureza del etanol anhidro, según la norma, solamente se cumple por encima de 380 kmol/h (17). Además, la disminución del flujo molar de solvente alimentado a la torre provoca una disminución marcada en el vapor de calentamiento necesario en el rehervidor lo cual se traduce en una disminución beneficiosa del combustible necesario para el proceso. Una disminución del flujo de solvente en un 38.5 % provoca que disminuya el vapor de calentamiento necesario en un 44.7 %

Con el análisis de estos casos de estudio se demuestra que el proceso puede ser modificado para disminuir los consumos de combustible y de agua de enfriamiento en las columnas deshidratadora y recuperadora, para buscar mejoras energéticas; esto se logra al aumentar la temperatura del solvente alimentado a 30 °C y disminuir el flujo molar de solvente utilizado, a 410 kmol/h. El consumo de vapor en el rehervidor de la columna extractora y en la columna recuperadora disminuyó notablemente, por lo que se logró un ahorro de energía neto, en el caso de los rehervidores de 2 900 kW. El consumo de agua de enfriamiento en el condensador de la columna extractora aumentó en una pequeña proporción, con respecto a las condiciones de operación previas, mientras que el consumo de agua de enfriamiento del condensador de la columna recuperadora disminuyó. Se logró un ahorro de energía neto de 99 kW. Se logra un flujo molar de etanol anhidro de 216.5 kmol/h con una pureza del 99.6 % para cumplir con los estándares de producción de etanol deshidratado (17).

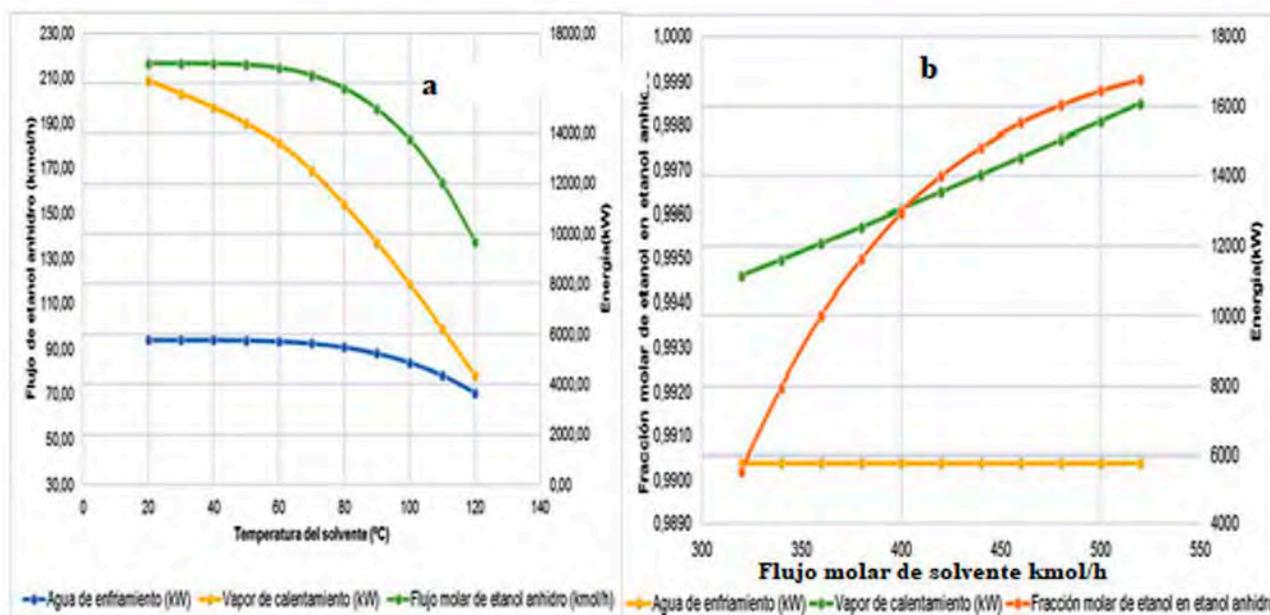


Figura 4. Resultados de los casos de estudio para la destilación extractiva con tetraetilenglicol.

En la figura 5 se muestra la influencia de las variables de decisión sobre las variables respuesta, para los casos de estudio de la tecnología DELI. En la figura 5a se aprecia que el aumento de la temperatura del solvente, hasta valores de 120 °C, influye muy poco en la pureza del etanol anhidro, pero si se continúa aumentando dicho parámetro, la composición molar del etanol comienza a disminuir, hasta llegar a valores inferiores a 0.9900 lo que es desfavorable. Este aumento de temperatura disminuye el consumo del vapor de calentamiento en el rehervidor de la columna extracto-

ra. También se puede observar que el consumo de agua de enfriamiento, en el condensador de la columna extractora aumenta, a medida que aumenta la temperatura del solvente.

En la figura 5b se observa que es posible disminuir el flujo de solvente utilizado, desde 155 kmol/h hasta 100 kmol/h, ya que la composición del etanol anhidro obtenido se mantiene constante. Flujos de solvente inferiores a 100 kmol/h son perjudiciales para el proceso, puesto que disminuye la pureza del etanol anhidro obtenido, mientras que flujos superiores son considerados gastos de solvente innecesarios. Disminuir el flujo de solvente causa una reducción del consumo de vapor de calentamiento y de agua de enfriamiento, lo que favorece el proceso.

Se decide disminuir el flujo de solvente a utilizar en la destilación extractiva con [EMIM]⁺[BF4]⁻ hasta 100 kmol/h, con lo que se logra un ahorro energético de 421 kW en el consumo de vapor de calentamiento y de 46 kW en el de agua de enfriamiento, al producir 216.5 kmol/h de etanol anhidro con una pureza de 99.92 %.

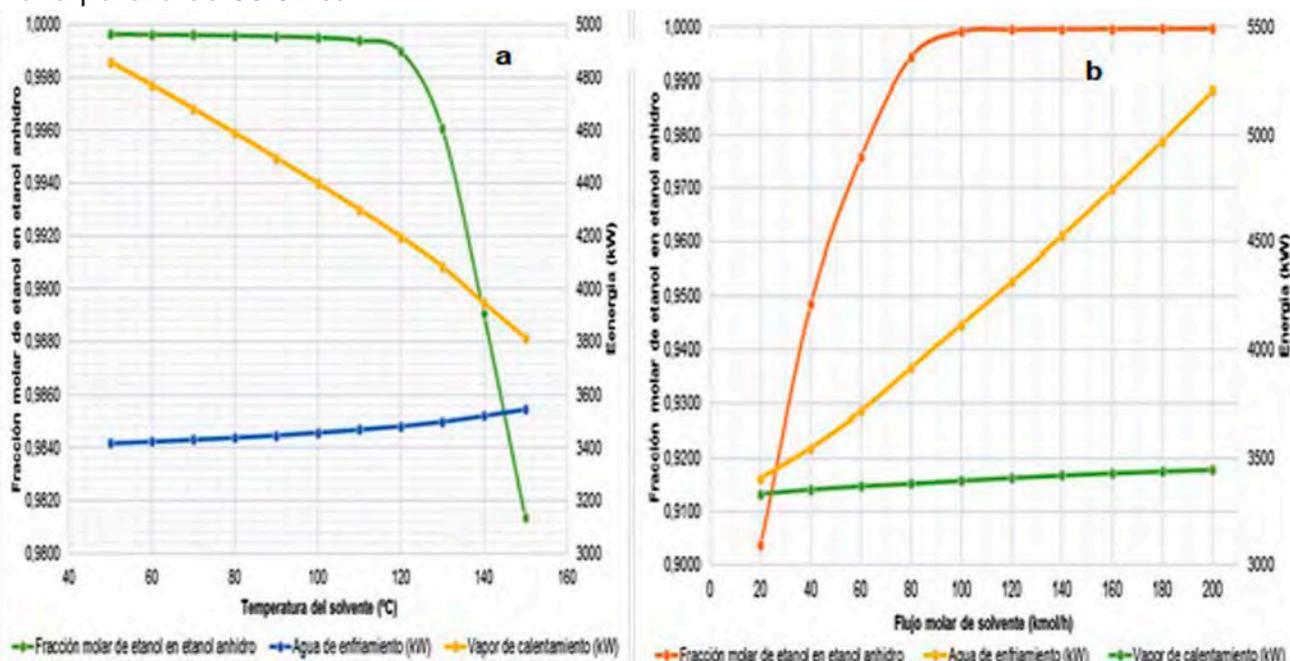


Figura 5. Resultados de los casos de estudio para la destilación extractiva con [EMIM]⁺[BF4]⁻.

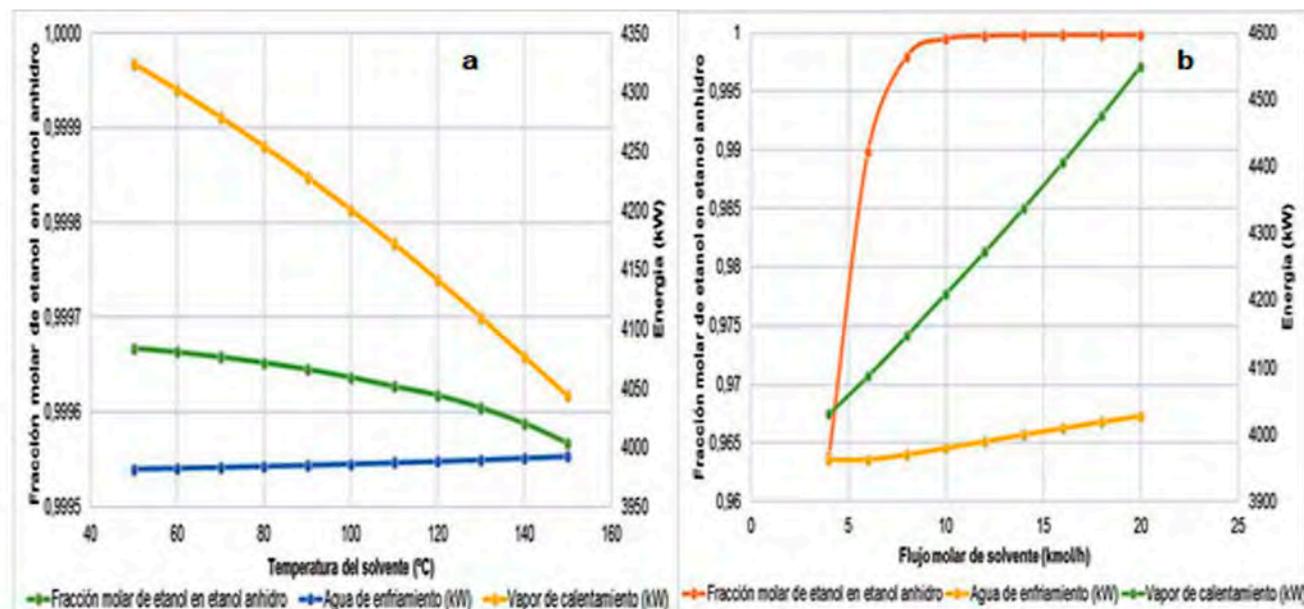


Figura 6. Resultados de los casos de estudio para la destilación extractiva con poliglicerol.

En la figura 6 se muestra la influencia de las variables de decisión sobre las variables respuesta, para los casos de estudio de la tecnología DEPG. En la figura 6a se aprecia que la influencia de la temperatura del solvente sobre la fracción molar del etanol en la corriente de etanol anhidro es prácticamente despreciable, pues un aumento de la temperatura en un 66.7 % provoca una disminución de 0.03 %. El aumento de la temperatura del solvente en un 66.7 % provoca un aumento del 0.15 % del agua de enfriamiento necesaria en el condensador y una disminución de 5.67 % de la cantidad de vapor necesaria en el rehervidor de la torre.

En la figura 6b se muestra un flujo molar de solvente inferior a 10 kmol/h que provoca una disminución de la pureza del producto obtenido, al perderse la condición de etanol deshidratado. A flujos mayores se mantiene la pureza constante. Por otra parte, la disminución del flujo de solvente aportaría un pequeño ahorro energético, pero no se alcanzaría la condición de etanol anhidro. Por consiguiente, se determina que las actuales condiciones de trabajo son las más favorables y permiten garantizar la obtención del etanol deshidratado con un alto nivel de pureza.

Comparación económica entre las tecnologías

En la tabla 10 se presentan indicadores que muestran la rentabilidad del proceso. Se observa que las alternativas son económicamente ventajosas, pues presentan, todas, Valor actual neto (VAN) positivo. Se obtienen mayores beneficios en la destilación extractiva con [EMIM]⁺[BF4]⁻. En todos los casos, la TIR presenta valores por encima de la tasa de interés de la que la empresa puede obtener fondos (tasa de interés del 12 %) y el RSI es superior al 20 %, que demuestra que las inversiones son atractivas. En todas las alternativas, la inversión se recupera mediante las ganancias netas obtenidas, en un tiempo inferior a cinco años. La destilación extractiva con [EMIM]⁺[BF4]⁻ es la que mayor valor de TIR y RSI presenta, al convertirse en la mejor alternativa, pues integra todos los indicadores.

Tabla 10. Indicadores económicos para la comparación de las tecnologías

Indicadores	DETG	DELI	DEPG
Costo de adquisición del equipamiento (\$)	1 315 500	879 500	879 500
Costo de inversión total (\$)	7 485 195	5 004 355	5 004 355
Ganancia neta (\$/año)	1 688 971	2 577 332	2 506 959
Valor actual neto (VAN)	\$ 2 057 870	\$ 9 558 148	\$ 9 160 523
Tasa interna de retorno (TIR)	18 %	51 %	49 %
Plazo de recuperación del capital (PRC) al descontado	3.41 años	1.35 años	1.39 años
Retorno sobre inversión (RSI)	29 %	74 %	72 %

CONCLUSIONES

Mediante el simulador ASPEN HYSYS V10 se logró la validación de los modelos de simulación de las tecnologías de destilación extractiva con tetraetilenglicol, [EMIM]⁺[BF4]⁻ y poliglicerol con errores relativos menores al 5 %. Con el caso de estudio se analizó la influencia de las variaciones de temperaturas y flujos de algunas corrientes sobre las diferentes variables. Esto permitió la selección de mejores condiciones de trabajo en los intervalos estudiados, específicamente en la tecnología de destilación extractiva con tetraetilenglicol. Las tecnologías estudiadas mostraron ser lucrativas, al producir ganancias antes de los cinco años de implementada la inversión. La destilación extractiva con [EMIM]⁺[BF4]⁻ resultó ser la más factible.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Lugo, A. S., Sánchez, V. G. Etanol a partir de la fermentación de biomasa empleado en mezclas con gasolina como combustible” En: Innovación de energía y soluciones medioambientales, México: Editorial Red Iberoamericana de Academias de Investigación. 2021. pp. 78-88. ISBN 978-607-99111-5-7.
2. Lauzurique, Y., Acosta, L., Pérez, O., Zumalacárregui, L. Procesos de separación en la producción de etanol anhidro. La Habana: Cujae, 2013. 64 pp. ISBN 978-959-261-446-8.
3. Lauzurique, Y., Zumalacárregui, L., Pérez, O., Molina, G. Evaluación de técnicas de deshidratación de etanol aplicando la simulación. DYNA, 84(200):185-192, 2016.
4. Souza, A. E. C., Cerqueira, D. A., Sousa, N. G., Cardoso, C. R. Simulation of the extractive distillation process to produce anhydrous ethanol using ethylene glycol as a separating agent. Research, Society and Developmen, 10(4):1-13, 2021. doi: 10.33448/rsd-v10i4.14228.
5. Ma, S., Hou, Y., Sun, Y., Li, J., Li, Y., Sun, L. Simulation and experiment for ethanol dehydration using low transition temperature mixtures (LTTMs) as entrainers. Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, 121:71-80, Nov 2017. doi.org/10.1016/j.cep.2017.08.009.
6. Ebrahimiaqda, E., Ogden, K. L. Simulation and Cost Analysis of Distillation and Purification Step in Production of Anhydrous Ethanol from Sweet Sorghum. ACS Sustainable Chemistry and Engineering, 5(8):6854-6862, 2017. doi.org/10.1021/acssuschemeng.7b01082.
7. Vargas, R., Guadalupe, M., & Quintero-Márquez, E. Control of an Azeotropic Distillation Process for Anhydrous Ethanol Production. 21st International Conference on Electrical Communications and Computers (CONIELECOMP), San Andres Cholula, Mexico. 28 Feb-2 March, 2011. doi: 10.1109/CONIELECOMP.2011.5749345.
8. Anisuzzaman, S. M., Krishnaiah, D., Bono, A., Lahin, F. A., & Syazryn R. I. “Simulation of Fermentation Compounds for Bioethanol Production Using Different Separating Agents. Pertanika J. Sci. & Techno, vol. 26 (3):1111 – 1130, 2018.
9. Lauzurique, Y., Zumalacárregui L., Pérez O. Simulación de la destilación por cambio de presión para obtener etanol deshidratado. Centro Azúcar, 43(4): 90-98, 2016.
10. Lauzurique, Y., Pérez O., Zumalacárregui L., Rojas, D. Simulación de la destilación extractiva con sales para la obtención de etanol deshidratado. Revista Mexicana de Ingeniería Química, 10(3,):1055-1066, 2017.
11. Ravagnani, M. A. S. S., Reisa, M. H. M., Filhob, R. M., Wolf-Macielb, M. R. Anhydrous ethanol production by extractive distillation: A solvent case study. Process Safety and Environmental Protection, 88: 67-73, 2010.
12. Seiler, M., Jork, C., Kavarnou, A., Arlt, W., Hirsch, R. Separation of Azeotropic Mixtures Using Hyperbranched Polymers or Ionic Liquids. AIChE Journal, 50(10):2439-2454, 2004. doi.org/10.1002/aic.10249.
13. Seiler, M., Jork, C., Schneider, T., Arlt, W. Ionic Liquids and Hyperbranched Polymers – Promising New Classes of Selective Entrainers for Extractive Distillation. Separation and Purification Technology, 30(2):179-197, 2003. doi.org/10.1016/S1383-5866(02)00197-1.
14. Valderrama, J. O., Robles, P. A. Critical Properties, Normal Boiling Temperatures, and Acentric Factors of Fifty Ionic Liquids. Ind. Eng. Chem. Res, 46(4):1338-1344, 2007. doi.org/10.1021/ie0603058.
15. Lauzurique, Y., Zumalacárregui L., Pérez O., Curbelo, A. Simulación de la destilación extractiva para la obtención de etanol anhidro empleando glicoles. Ciencia, Docencia y Tecnología, 27(53) 362-383, 2016.
16. Peters, M. Timmerhaus, K. Plant Design and Economics for Chemical Engineers. 5th edition, EEUU: McGraw Hill, 2003, pp. 988. ISBN 0-07-119872-5.
17. Oficina Nacional De Normalización. NC 1290: 2019. Alcohol etílico-Términos y definiciones. Norma Cubana. 2019.