

Separación de los componentes de la mezcla azeotrópica acetona–n-hexano mediante un proceso combinado: extracción líquido-líquido y destilación discontinua

Jhoany Acosta-Esquivarosa, Ivonne Rodríguez-Donis,* Lize Lodeiro-Prieto** y Lauro Nuevas-Paz.**

Centro de Ingeniería de Procesos, Instituto Superior Politécnico “José A. Echeverría”. Calle 152 s/n, CUJAE, Marianao 15, Código Postal 19390, Ciudad de La Habana. Correo electrónico: jhoany.acosta@quimica.cujae.edu.cu *Instituto Superior de Ciencias y Tecnologías Aplicadas, Avenida Salvador Allende y Luaces, Quinta de los Molinos, Apartado Postal 6163, Ciudad de La Habana, Cuba. **Centro de Química Biomolecular, Calle 200 y 21, Ciudad de La Habana, Apartado Postal 16042, Cuba.

Recibido: 27 de octubre de 2009

Aceptado: 16 de marzo de 2010

Palabras clave: acetona, n-hexano, extracción líquido-líquido, separación.
Key words: acetone, n-hexane, liquid-liquid extraction, separation.

RESUMEN. La separación de mezclas azeotrópicas es una tarea muy usual en la industria química. La extracción con disolventes es una opción atractiva cuando la destilación no es una alternativa eficiente. En este trabajo se muestran los estudios realizados para la separación de la mezcla azeotrópica acetona–n-hexano utilizando un proceso híbrido. Primeramente, se realiza la separación de la acetona presente en la mezcla original por extracción líquido-líquido en flujo en paralelo. Posteriormente, la recuperación de la acetona y del disolvente se realiza por destilación. La selección del disolvente se lleva a cabo teniendo en cuenta varios criterios como la selectividad, la capacidad de extracción y la recuperabilidad. La factibilidad del esquema propuesto es validada por simulación utilizando los programas Super-Prog y ProSim Batch. Finalmente, las condiciones de operación obtenidas por simulación fueron corroboradas en una instalación experimental a escala de banco con la que se obtuvieron buenos resultados entre los valores conseguidos por simulación y los experimentales. Los resultados experimentales muestran que el 87,9 % de n-hexano fue recuperado en la fase refinada en el proceso de extracción con disolventes. Por otra parte, la acetona fue obtenida como destilado con una pureza de 99,5 % y el etilenglicol fue recolectado con la misma pureza. Este agente extractor puede ser reusado en el próximo experimento y solamente el 0,35 % de etilenglicol debe ser adicionado como disolvente fresco.

ABSTRACT. Separation of azeotropic mixtures is a task usually encountered in the fine chemicals industry. Solvent extraction is an attractive option when distillation is not an efficient alternative. In this paper are described basic studies for the separation of the azeotropic mixture acetone–n hexane by using a combined process. First, separation of acetone from the binary original mixture is performed by solvent extraction considering a counter-cross flow configuration. Then, the recovery of acetone and the solvent from the extracted phase is carried out by batch distillation. First, we deal with the choice of an adequate extractor solvent taking into account several criteria such as selectivity, capability and recoverability. Then, we validate the feasibility of the flowsheet via simulation by using the commercial softwares Super-Prog and ProSim Batch. Finally, the operating conditions obtained by simulation were corroborated in an experimental bench installation and an adequate agreement was obtained between calculated and experimental values. The experimental results show that the 87.9 % of n-hexane was recovered in the raffinate phase of the solvent extraction process. On the other hand, acetone was obtained as a distillate with a molar purity of 99.5 % and the ethylenglicol was recovered with the same value of purity. Ethylenglicol can be reused in the next batch process and only 0.35 % of ethylenglicol has to be added as a fresh solvent.

INTRODUCCIÓN

La separación de mezclas azeotrópicas es una práctica muy común en la industria de la química fina.¹ Los procesos de destilación y extracción líquido-líquido se emplean generalmente dentro de las ramas farmacéutica y biotecnológica para la recuperación de disolventes utilizados en la síntesis química o bioquímica y en los procesos de separación y purificación del producto final. La extracción con disolventes es una técnica muy

utilizada generalmente en aquellos casos en que la destilación resulta un método muy costoso de separación.¹ Tal es el caso de las disoluciones acuosas que presentan impurezas orgánicas, las cuales son generadas en las plantas de tratamientos de residuos.²⁻⁴ Usualmente la separación de estas mezclas por destilación no es factible económicamente debido al elevado calor de vaporización de los compuestos involucrados, lo que significa mayor energía de calentamiento. Por otra parte, la extracción

con disolventes resulta más viable que la destilación cuando presenta componentes que tienen una baja volatilidad relativa o son relativamente no volátiles. Otra aplicación la ha encontrado en aquellos compuestos que son sensibles al calor como hormonas, antibióticos, productos bioactivos naturales, etc.^{5,6} Esta técnica ha encontrado gran utilización en la separación de metales⁷ y nuevas sustancias encuentran aplicaciones como agentes de extracción.⁸

Generalmente existen al menos tres operaciones asociadas al proceso de extracción con disolventes: a) extracción líquido-líquido, b) recuperación del disolvente y c) purificación de la fase de refinado.

En la tecnología de obtención de la prostaglandina F2 α (PGF2 α),⁹ se genera la mezcla n-hexano-acetona dentro del esquema tecnológico propuesto por Rodríguez-Donis y col.,¹⁰ para la recuperación de la mezcla n-hexano-acetato de etilo. Este proceso está compuesto por una primera etapa de destilación azeotrópica homogénea con acetona seguido de un proceso de extracción líquido-líquido con agua. Posteriores etapas de destilación convencional permiten la recuperación final de los compuestos originales y del agente separador.

Las cantidades de estos residuales orgánicos generados en cada proceso tecnológico son regularmente de pequeños volúmenes pero con una gran variedad y elevadas concentraciones de compuestos tóxicos, por lo que no pueden verterse en plantas biológicas de tratamiento de residuos líquidos. Esto ha provocado que la política de recuperación de los disolventes requiera de la adquisición de conocimientos básicos y de experimentación para la solución de esta problemática, presente en la industria nacional.

El presente trabajo se propuso como objetivo la separación de la mezcla no ideal acetona-n-hexano. Para esto se hace necesario evaluar la posibilidad de elegir un nuevo disolvente de extracción que tenga un mayor grado de inmiscibilidad con el nhexano que el agua, que no forme mezcla azeotrópica heterogénea con él y que, además, tenga una mayor temperatura de ebullición. Este nuevo agente extractivo debe disminuir su consumo global en la etapa de extracción y facilitar la separación del n-hexano y la acetona en las posteriores etapas de destilación, con la consiguiente disminución de los costos del proceso.

MATERIALES Y MÉTODOS

Reactivos

Los reactivos acetona y n-hexano (SIGMA) que se emplearon en este estudio fueron de una pureza superior al 99,5 %. Se preparó una mezcla binaria acetona-n-hexano de composición igual a la que se genera en el proceso de obtención de prostaglandinas.

Métodos analíticos

La determinación de la composición de todos los compuestos se realizó en un cromatógrafo gaseoso acoplado a un detector FID. La temperatura del inyector y del detector fue de 473,15 K, mientras que la de la columna fue de 533,15 K. Las curvas de calibración fueron realizadas utilizando un estándar interno (acetona) y las muestras fueron preparadas por pesadas en una balanza SARTORIUS BP 211D con una precisión de 10 μ g.

Parte experimental

Selección del agente extractor

La selección del disolvente de extracción se realizó a partir de la búsqueda en la bibliografía especializada de

un agente extractor que fuese inmiscible con el n-hexano y miscible con la acetona, pero que adicionalmente tuviese la característica de no formar azeótropo con alguno de los compuestos antes mencionados.¹¹

Simulación del proceso de separación de la mezcla acetona-n hexano con etilenglicol

La simulación de la separación de la mezcla en estudio consta de tres etapas. Una de extracción líquido-líquido y dos de destilación para la purificación de los productos extracto y refinado obtenidos en la etapa 1.

Etapa 1. Separación de la mezcla acetona-n-hexano por extracción líquido-líquido utilizando etilenglicol como agente extractor.

El objetivo de esta etapa fue obtener como producto el n-hexano, con una composición superior al 0,97 molar, con el número mínimo de etapas y con la menor cantidad de agente extractor.

Para el establecimiento de la relación *moles alimentación/moles de disolvente* fueron evaluadas por simulación dos variantes y se consideró que esta relación no fuese superior a 2 y que el número máximo de etapas de contacto fuese menor o igual a 4. Estas consideraciones fueron asumidas teniendo en cuenta la experiencia práctica de los autores, en el desarrollo de esquemas híbridos de separación de mezclas, llevados a cabo anteriormente.^{1,10} De esta manera, se consideró que el número de etapas debía ser pequeño para garantizar poca pérdida de disolventes cuando se fuese a realizar el escalado del esquema combinado en la industria. Por otra parte, se debía seleccionar una relación alimentación/disolvente de extracción que generara la menor cantidad de disolvente, que permitiese su fácil manejo-trasiego a escalas superiores y que asegurara una correcta separación de la mezcla acetona-n-hexano.

Para la determinación de la relación alimentación/disolvente de extracción se tuvo en cuenta una metodología reportada.¹ Se realizó un balance de materiales en el extractor y se calculó la cantidad mínima y máxima de etilenglicol según las ecuaciones siguientes:

$$S_{min.} = \frac{F(x_{MRequil.} - x_F)}{x_s - x_{MRequil.}} \quad (1)$$

$$S_{máx.} = \frac{F(x_{MEquil.} - x_F)}{x_s - x_{MEquil.}} \quad (2)$$

Las composiciones en equilibrio $x_{MRequil.}$ y $x_{MEquil.}$ se determinaron a partir de la curva binodal, obtenida previamente.¹²

La simulación fue realizada en el programa SuperProg. La magnitud de la solubilidad mutua del n-hexano y del etilenglicol, necesaria para la simulación fue determinada con anterioridad.¹² La temperatura de trabajo seleccionada (298,15 K \pm 1 K) fue mantenida constante mediante el empleo de un baño termostataado. La carga de mezcla inicial fue aproximadamente de 13 mol. El tiempo de extracción y la velocidad de agitación fueron 15 min y 400 r/min respectivamente.

Etapa 2. Rectificación de la mezcla acetona-etilenglicol (fase extracto) por destilación discontinua.

El objetivo de la etapa es obtener como destilado la acetona con elevada pureza, mientras que en el ebullicor queda retenido el etilenglicol con una composición de 0,995 molar, lo cual es la calidad necesaria para su reutilización en el proceso tecnológico. La simulación

rigurosa fue realizada con el empleo del programa PRO-SIMBATCH. La columna de destilación cuenta con 12 etapas. La carga inicial fue de aproximadamente 37 mol. El valor del reflujo a la columna (determinado por simulación) se fijó a un valor constante e igual a 2 el cual permitió obtener al final del proceso al etilenglicol con una pureza molar del 99,5 %. El rendimiento del proceso de destilación fue determinado teniendo en cuenta la cantidad y la pureza de la acetona obtenida en el destilado y del etilenglicol retenido en el ebullidor, con respecto a la cantidad inicial empleada en la etapa 1.

Etapa 3. Purificación del n-hexano obtenido en la etapa 1 (fase refinado).

El objetivo de la etapa fue purificar el n-hexano obtenido como fase refino en la etapa 1 en la que su principal impureza es la acetona. Por tanto, la mezcla azeotrópica binaria es el producto destilado que se recicla a la etapa 1. El n-hexano queda retenido en el ebullidor como producto de fondo con una composición de 0,995 molar, lo cual es la calidad necesaria para su reutilización en el proceso tecnológico. La simulación rigurosa fue realizada con el empleo del programa PROSIMBATCH. La carga inicial fue de 5 mol. El valor del reflujo a la columna (determinado por simulación) fue constante e igual a 9 para lograr que el n-hexano al final del proceso quedara retenido con una pureza molar del 99,5 %. El rendimiento del proceso de destilación fue determinado teniendo en cuenta la cantidad y la pureza de la acetona y del n-hexano, obtenida en el destilado y retenido en el ebullidor respectivamente.

Evaluación experimental de la separación de la mezcla acetona-n-hexano por extracción líquido-líquido.

La evaluación experimental fue realizada en la etapa de extracción líquido-líquido (etapa 1), solamente, por ser la más importante en el esquema de separación propuesto para la mezcla binaria en estudio. Los experimentos fueron realizados en un reactor encaquetado con volumen nominal de 2 000 mL, equipado con motor de agitación y temperatura de extracción constante (298,15 ± 1 K) con el uso de un baño provisto de termostato. A 13,15 mol de mezcla binaria acetona-n-hexano, con una composición molar de 0,629 de acetona se le adicionaron 7,25 mol de etilenglicol, lo cual fue determinado por simulación. Se realizaron tres réplicas experimentales y obtuvieron los valores promedios de cada fase. El error máximo experimental obtenido fue de 0,1 mol para la cantidad global medida de cada fase y de 0,002 para las composiciones molares de los compuestos.

La evaluación experimental del proceso se realizó a partir de las condiciones de operación obtenidas en la simulación, realizada por el programa SuperProg. La recuperación de la acetona y el n-hexano en el proceso de extracción líquido-líquido fue calculado.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Elección de los candidatos a disolvente de extracción

Para la selección del disolvente de extracción se tuvo en cuenta aquellos disolventes de diferentes familias químicas que formaban azeótropos heterogéneos con el n-hexano y que aparecen reportados en la literatura.^{11,13} También se consideraron otros disolventes pertenecientes a las familias de los alcoholes, ácidos, cetonas e hidrocarburos, que si bien no formaban algún tipo de azeótropo heterogéneo debido a la gran diferencia de temperatura entre estos compuestos y el n-hexano, eran propensos a mostrar inmiscibilidad con él debido a su naturaleza química. Por otra parte, se tuvieron en

cuenta disolventes que no formaran azeótropos con la acetona, lo que garantizaría una adecuada recuperación del disolvente con el empleo de un proceso de destilación discontinua convencional. A partir de estas consideraciones fueron seleccionados tres candidatos a agentes de separación. El etilenglicol, el nitrometano y el acetonitrilo. De todos estos disolventes, solo el etilenglicol no formaba azeótropo heterogéneo con el n-hexano por lo que fue el compuesto elegido como agente extractivo. A su vez, todos son miscibles y forman mezcla ideal con la acetona.

Resultados de la simulación rigurosa y evaluación experimental del esquema tecnológico para la separación de la mezcla acetona-n-hexano con etilenglicol

A partir de las etapas de operación descritas anteriormente y con el empleo de los valores del equilibrio líquido-líquido y líquido-vapor para la mezcla acetona-n-hexano previamente reportados¹³ y los del sistema acetona-etilenglicol estimados por UNIFAC, se procedió a realizar la simulación del esquema de separación con el empleo de los programas Superprog y ProSimBatch.

Etapa 1. Extracción líquido-líquido de la mezcla acetona-n-hexano con etilenglicol.

El tipo de esquema de extracción líquido-líquido seleccionado fue de flujo cruzado, el cual incluye el empleo de disolvente fresco en cada etapa. Si bien fueron evaluadas dos variantes de procesos, las mejores condiciones de operación de la etapa de extracción líquido-líquido obtenidas por simulación tuvo en cuenta una relación *moles de alimentación/moles de disolvente* igual a 2 y cuatro etapas de contacto.

La carga inicial de la mezcla binaria acetona-n-hexano fue de 13 mol con una composición molar de acetona de 0,629.

A partir de los resultados de la simulación, se reporta la composición de cada compuesto, en cada fase producto, de cada etapa (Tabla 1). Se obtuvo una cantidad de n-hexano en la fase extracto con una pureza superior al 96 % molar. El porcentaje de recuperación de acetona alcanzado (98,09 %) resultó elevado, considerando la volatilidad de esta sustancia.

Se observó que la cantidad de acetona recuperada disminuye al incrementarse el número de etapas (Tabla 1). Teniendo en cuenta el bajo rendimiento de acetona obtenido en la etapa 4, se estableció que el proceso de extracción no debe incluir una etapa adicional.

Tabla 1. Resultados de la simulación de la etapa de extracción líquido-líquido.

Etapas	1	2	3	4
x ¹ acetona	0,304 2	0,1438	0,067 4	0,031 4
x ¹ n-hexano	0,695 7	0,855 9	0,932 9	0,968 6
x ² acetona	0,458 9	0,153 0	0,060 5	0,026 1
x ² etilenglicol	0,541 0	0,847 0	0,939 1	0,9745
Recuperación de acetona por etapas (%)	74,24	61,60	56,97	55,11
Recuperación total de acetona (%)			98,09	
Recuperación total de n-hexano			99,9	

de contacto entre fases. Por otra parte, subsiguientes procesos de purificación deben ser adicionados al esquema, ya que la fase refinado debe ser posteriormente destilada para obtener el n-hexano con una mayor pureza (96,86 en composición molar fue la obtenida al final de la etapa 4). La acetona y el etilenglicol contenidos en la fase extracto deben recuperarse para ser reutilizados en posteriores procesos.

Evaluación experimental de la separación de la mezcla acetona-n-hexano por extracción líquido-líquido

A partir de la evaluación experimental de la etapa de extracción líquido-líquido para la separación de la mezcla azeotrópica acetona-n-hexano se obtiene como resultados los valores de la cantidad total y la composición de los compuestos presentes en la fase *refinado*, obtenida en la etapa final de contacto (etapa 4) y en la fase *extracto total* (compuesta por cada una de las obtenidas en cada etapa) (Tabla 2).

De forma general, las cantidades y la composición de las sustancias en estudio son similares a los valores estimados por simulación. Las mayores diferencias se encontraron para la composición en la fase *extracto* (pesada), ya que en la evaluación experimental esta fase se encuentra ligeramente impurificada con n-hexano, aún cuando se realizó la separación de las fases heterogéneas con mucho cuidado y se le dio el tiempo de reposo suficiente para que se pudiera llevar a cabo la separación. Por otra parte, la cantidad de fase *refinado experimental*, así como, la recuperación de n-hexano y de acetona fue inferior a la determinada por simulación, lo que pudo deberse a pérdidas por evaporación de estos compuestos durante el mezclado efectuado dentro del reactor y en el posterior trasiego de fases entre las etapas de operación. Como se conoce, la acetona y el n-hexano tienen una temperatura de ebullición muy inferior a la del etilenglicol por lo que es lógico que las pérdidas en cantidades de la fase *refinado* fueran más significativas que las de la fase *extracto*. El n-hexano y la acetona forman una mezcla azeotrópica de temperatura mínima, lo que incrementa la volatilidad de ambos compuestos y, por tanto, las pérdidas por evaporación.

Las purezas de n-hexano y acetona obtenidas en las fases *refinado* y *extracto* fueron inferiores a los valores deseados (Tabla 2), por lo que cada una de estas fases deberá ser separada posteriormente por un proceso de destilación

discontinua convencional en una columna de rectificación para obtener estos compuestos en sus formas puras.

Etapa 2. Rectificación de la mezcla acetona-etilenglicol (fase extracto) por destilación discontinua.

La mezcla binaria acetona-etilenglicol es una mezcla que no forma azeótropo y, por tanto, puede ser separada en sus componentes puros por destilación convencional. Se estableció una política de reflujo constante durante todo el proceso de $R = 2$. Como resultado de la simulación (Fig. 1) se obtuvo que en 2,19 h es posible obtener la acetona como producto destilado con una pureza promedio superior a 0,995 molar y con un rendimiento del 96 %. En esta etapa, se logra un 99,65 % de recuperación del etilenglicol en el ebullicor por ser el compuesto menos volátil, con una pureza de 0,995 por lo que resulta apto para ser reutilizado en posteriores esquemas tecnológicos en los que solamente un 0,35 % de etilenglicol fresco deba ser adicionado. La acetona recuperada puede volver a emplearse como agente separador en el esquema de recuperación de la mezcla n-hexano-acetato de etilo por destilación azeotrópica.

Etapa 3. Purificación del n-hexano (fase *refinado*) obtenido en la etapa 1.

La fase *refinado* obtenida en la etapa 1, se sometió a un proceso de purificación con el objetivo de obtener el n-hexano con una pureza superior a 0,995 molar. Las condiciones de operación fueron establecidas por simulación considerando un reflujo constante durante todo el proceso de $R = 9$. Al final del proceso el 97,9 % del n-hexano es recuperado en el ebullicor con una pureza molar promedio de 0,995 (Fig. 2). La mezcla azeotrópica binaria obtenida como producto destilado se puede reciclar a la etapa 1 para iniciar un nuevo proceso de separación. De esta manera el n-hexano puede reutilizarse como fase móvil en la purificación de la prostaglandina PGF-2 α por cromatografía líquida.

CONCLUSIONES

Un nuevo proceso tecnológico fue seleccionado para la separación de la mezcla azeotrópica binaria acetona-n-hexano el cual involucra un esquema híbrido: extracción líquido-líquido y destilación discontinua para la purificación de los productos de las fases *refinado* y *extracto*. El etilenglicol fue seleccionado como un agente extractor efectivo teniendo en cuenta sus características físicas químicas.

Tabla 2. Resultados experimentales y de la simulación.

	Resultados de la simulación		Resultados experimentales	
	Cantidad (mol)	Fracción molar	Cantidad (mol)	Fracción molar
Mezcla inicial	13,15	x_1 0,629 0 x_2 0,371 0 x_3 0,000 0	13,15	x_1 0,629 x_2 0,371 x_3 0,000
Fase ligera (rica en n-hexano)	5,03	x_1 0,031 4 x_2 0,968 6 x_3 0,000 0	4,46	x_1 0,042 x_2 0,958 x_3 0,000
Fase pesada (rica en etilenglicol)	37,1	x_1 0,218 9 x_2 0,000 0 x_3 0,781 0	37,2	x_1 0,121 x_2 0,001 x_3 0,878
Recuperación de n-hexano (%)		99,86		87,58
Recuperación de acetona (%)		98,09		56,68

x_1 Acetona. x_2 n-Hexano. x_3 Etilenglicol.

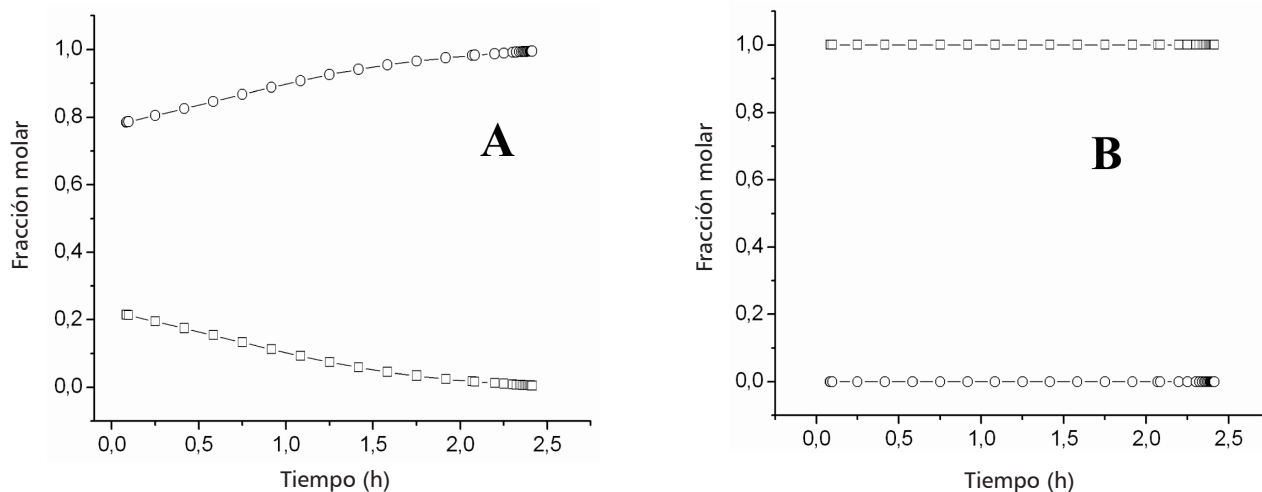


Fig. 1. Variación de la concentración de los componentes etilenglicol (O) y acetona (□) durante el proceso de destilación. A) Ebullición. B) Destilado.

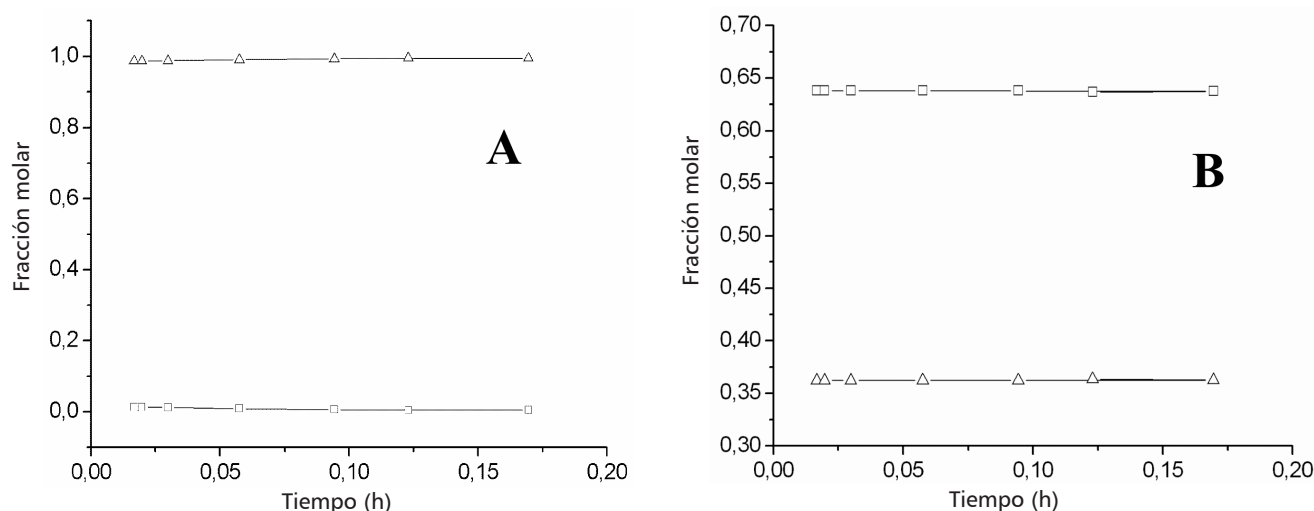


Fig. 2. Variación de la concentración de los componentes n hexano (Δ) y acetona (□) durante el proceso de destilación. A) Ebullición. B) Destilado.

Las variables de operación de las etapas de extracción líquido-líquido y destilación fueron realizadas por simulación, con el empleo de dos programas de computación específicos para el tema.

Se realizó la verificación experimental de la etapa de extracción líquido-líquido del esquema propuesto para la separación de la mezcla acetona-n-hexano con etilenglicol como agente de separación. Se obtuvo una adecuada correspondencia entre los resultados obtenidos por simulación y por experimentación. El esquema experimental permitió que el 87,9 % de n-hexano fuera recuperado en la fase refinada en el proceso de extracción con disolventes. Por otra parte, la acetona fue obtenida como destilado con una pureza de 99,5 % y el etilenglicol fue recolectado con el mismo valor de pureza. Este agente extractor puede ser reusado en el próximo experimento y solamente el 0,35 % de etilenglicol debe ser adicionado como disolvente fresco.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Acosta-Esquivarosa J, Rodríguez-Donis I, Jáuregui-Haza U, Nuevas-Paz L and Pardillo-Fontdevila E. Recovery of acetonitrile from aqueous waste by a combined process: Solvent extraction and batch distillation. *Separation and Purification Technology*. 2006;52:95-101.
2. Yongjin C, Jianping W, Gang X and Lirong Y. Separation of -cyano-3-phenoxybenzyl alcohol from -cyano-3-phenoxybenzyl acetate using solvent extraction. *Separation and Purification Technology*. 2006;51:424-429.
3. Wen-Shing C, Chien-Neng J and Kuo-Ming W. Recovery of dinitrotoluenes and trinitrotoluene from spent acid of toluene nitration process by solvent extraction. *Separation and Purification Technology*. 2005;43:95-101.
4. Marinova M, Kyuchoukov A, Albe J, Molinier J and Malmayb G. Separation of tartaric and lactic acids by means of solvent extraction. *Separation and Purification Technology*. 2004;37:199-207.
5. Arce A, Earle MJ, Katdare SP, Rodríguez H and Seddon KR. Phase equilibria of mixtures of mutually immiscible ionic liquids. *Fluid Phase Equilibria*. 2007;261:427-433.
6. Guo-guang N, Yu-chun X, Jian-feng L and Hui-zhou L. Isolation and purification of glycyrrhizic acid with solvent extraction. *Separation and Purification Technology*. 2005;44:189-196.
7. Venkateswaran P and Palanivelu K. Solvent extraction of hexavalent chromium with tetrabutyl ammonium bromide from aqueous solution chromium. *Separation and Purification Technology*. 2004;40:279-284.
8. Seiler M, Kohler D and Arlt W. Hyperbranched polymers: new selective solvents for extractive distillation and solvent extraction. *Separation and Purification Technology*. 2003;30:179-197.

9. González JA, Ribas MC, González JL, Alonso R, Orret E, Fernández O, Castro M. Una prostaglandina sintética con acción luteolítica. *Revista Cubana de Farmacia*. 2001;35:20-22.
10. Rodríguez I, Jáuregui U, Alvarez JC and Pardillo E. Separation of n hexane – ethyl acetate Mixture by Azeotropic Distillation. *Latin American Applied Research*. 1999;29:119-127.
11. Gmehling J, Menke J, Krafczyk J and Fischer K. *Azeotropic Data*. VCH Editor: Weinheim: 1994.
12. Lodeiro Prieto L. Tesis en opción del grado de doctor en Ciencias Biológicas, Centro de Química Farmacéutica, Ciudad de La Habana, Cuba, 2005.
13. Acosta-Esquijarosa J, Arce-Arce A, Martínez-Ageitos JM, Rodil-Rodríguez E and Soto-Campos A. Vapor-Liquid Equilibrium of the Ternary System Ethyl Acetate + Hexane + Acetone at 101.32 kPa. *Journal of Chemical and Engineering Data*. 2002;47:849-854.

XVII ESCUELA INTERNACIONAL DE VERANO EN CIENCIA Y TECNOLOGÍA DE MATERIALES

Instituto de Ciencia y Tecnología de Materiales, Universidad de la Habana
5 al 16 de julio de 2010.

El Instituto de Ciencia y Tecnología de Materiales (IMRE) de la Universidad de la Habana (UH), convoca a participar en la XVII Escuela Internacional de Verano en Ciencia y Tecnología de Materiales a realizarse en sus instalaciones del 5 al 16 de julio de 2010.

La Universidad de la Habana, fundada el 5 de enero de 1728, es el *Alma Máter* de la educación superior cubana y ha realizado durante 280 años una muy destacada contribución a la vida científica, cultural y política del país.

El IMRE, creado en 1985, es una institución universitaria de investigación científica, innovación tecnológica, postgrado y extensión, que trabaja en el campo de la Ciencia y la Tecnología de los Materiales y coordina los programas de Maestría y Doctorado en esta especialidad. Es la mayor de su tipo en la UH y acumula a lo largo de su existencia, una larga lista de resultados en la investigación científica, la formación de doctores y la innovación tecnológica. Esta XVII edición de la Escuela de Verano en el presente año estará dedicada a festejar el 25. Aniversario del IMRE

ORGANIZACIÓN

La Escuela se organiza sobre la base de cursos que son impartidos por prestigiosos profesores cubanos y extranjeros.

PARTICIPACIÓN

Los alumnos que reciban los cursos obtendrán certificados válidos para obtener créditos en los programas de Maestría y Doctorado en Ciencia de Materiales de la Universidad de la Habana.

IDIOMAS OFICIALES

Español e inglés.

CURSOS

1. Avances en la ciencia de los polímeros.
Coordinador: Ariel Martínez.
2. Sistemas coloidales y flujos complejos.
Profesores: Luis-Charles de Ménorval y Serge Lagerge, Universidad de Montpellier II, Francia.
3. Tendencias actuales de la estimación. Práctica de la Incertidumbre en Química Analítica.
Coordinador: Manuel Álvarez.
4. Introducción al Método de Rietveld.
Coordinador: Arbelio Pentón.
5. Corrosión y degradación de materiales. Métodos de protección, investigación y ensayo.
Coordinador: Francisco Corvo.
Profesores del Centro de Investigación en Corrosión (CICORR), Universidad Autónoma de Campeche, México, del CINVESTAV- Unidad Mérida, México; de la Pontificia Universidad Católica de Valparaíso y de la Escuela Politécnica Nacional, Ecuador.
6. Sensores ópticos: de la ingeniería molecular al análisis *in situ*.
Coordinadora: Nancy Martínez Alfonso. Profesora: María Cruz Moreno Bondi, Universidad Complutense de Madrid, España.
7. Microscopía de materiales.
Coordinador: Augusto Irribarren; Profesor Javier Piqueras de Noriega, Universidad Complutense de Madrid, España.
8. Cristalografía de proteínas.
Coordinador: Arbelio Pentón. Profesor: João Alexandre R.G. Barbosa, Centro de Biología Molecular Estructural (CeBiME), Campinas, S.P., Brasil.
9. Matemática aplicada a la Ciencia de Materiales.
Coordinadora: Mayra P. Hernández.

CONTACTOS

Lisette Navarrete (lise@imre.oc.uh.cu)
Instituto de Ciencia y Tecnología de Materiales, Universidad de la Habana
Calzada de Zapata entre Mazón y Calle G, El Vedado, Ciudad de La Habana, Cuba.
Teléfono: (+537) 8707666

