

Número Óptimo de Etapas de Equilibrio en un Proceso de Destilación Extractiva Etanol-Agua-Etilenglicol

Resumen: Este trabajo aborda el diseño óptimo de un proceso de producción de etanol anhidro mediante destilación extractiva utilizando etilenglicol como solvente. El proceso cuenta con dos torres de destilación, una extractiva donde se separa el etanol y otra de recuperación a partir de la cual se recircula el solvente. Se propone un modelo matemático de optimización mixto entero no lineal (MINLP) basado en una superestructura que embebe todas las configuraciones atractivas y factibles tecnológicamente. El modelo propuesto permite determinar el número óptimo de etapas de equilibrio, la ubicación de la alimentación y las condiciones óptimas de operación de ambas torres en simultáneo. El modelo se implementó en GAMS, y los resultados obtenidos fueron validados satisfactoriamente con aquellos arrojados por simuladores comerciales (HYSYS). Un caso de aplicación es presentado para mostrar la capacidad del modelo y discutir los resultados.

Palabras Claves: Etanol Anhidro; Destilación Extractiva; Síntesis y Diseño Óptimo; MINLP; GAMS.

Abstract: This paper deals with the optimal design of a production process of anhydrous ethanol by extractive distillation using ethylene glycol as a solvent. The process has two distillation towers, an extractive where ethanol is separated and a recovery from which the solvent is recycled. A mixed integer nonlinear programming (MINLP) model based on a superstructure that embeds all the attractive and technologically feasible configurations is proposed. The proposed model allows to determine the optimal number of equilibrium stages, the feed location and optimal operating conditions of both towers simultaneously. The model is implemented in GAMS, and the results were successfully validated with those thrown by commercial simulators (HYSYS). A case of application is presented to show the ability of the model and discuss the results.

Keywords: Anhydrous Ethanol; Extractive Distillation; MINLP; GAMS.

Juan I. Manassaldi⁽¹⁾, Nicolás J. Scenna⁽¹⁾, Sergio F. Mussati^(1,2)

⁽¹⁾Centro de Aplicaciones Informáticas y Modelado en Ingeniería (CAIMI), Zeballos 1346, Rosario, Argentina.

⁽²⁾Instituto de Desarrollo y Diseño (INGAR), Avellaneda 3657, Santa Fe, Argentina.

Mail: mussati@santafe-conicet.gov.ar

INTRODUCCIÓN

El etanol anhidro es ampliamente utilizado en la industria química como materia prima en la síntesis de ésteres y éteres, y como solvente en la producción de pinturas, cosméticos, perfumes, medicinas, entre otras cosas. Por otro lado es actualmente uno de los biocombustibles más utilizados, su mezcla con gasolina ayuda a disminuir la contaminación ambiental y representa una fuente importante de energía renovable (Gil et al., 2014).

El etanol diluido que se obtiene en los procesos de fermentación solo puede ser rectificado hasta alcanzar la composición azeotrópica (89.4% mol aprox.), por lo que se deben aplicar técnicas distintas de la destilación tradicional para quitar el remanente de agua de la mezcla (Kumar et al., 2010). Una de las técnicas utilizadas, que es la que se aborda en este trabajo, corresponde a la destilación extractiva utilizando etilenglicol como solvente.

La destilación extractiva es una técnica ampliamente utilizada en la industria química para separar mezclas no ideales. En la misma, se agrega un solvente que provoca un incremento de la volatilidad relativa del componente clave y la ausencia de azeótropos (Ravagnani et al., 2010). El solvente debe tener baja

volatilidad para asegurar su permanencia en la fase líquida y se debe alimentar en una de las etapas cercanas al condensador, por encima de la etapa de mezcla azeotrópica. La Figura 1 presenta un esquema típico de destilación extractiva.

El principal inconveniente de estas mezclas es que presentan un comportamiento altamente no ideal por lo que requieren modelos termodinámicos complejos para su representación. Existen numerosos trabajos y enfoques sobre el diseño óptimo de torres de destilación que con el tiempo han ido aumentando su complejidad y rigurosidad.

Sargent y Gaminibandara (1976) pioneros en el tema, basaron su trabajo en la búsqueda de la ubicación óptima del plato de alimentación para una determinada cantidad de etapas fijas. Posteriormente, surgieron otros enfoques que permitieron no solo optimizar la ubicación de la alimentación sino también el número de platos (Viswanathan y Grossmann, 1993a, 1993b; Yeomans y Grossmann, 2000a, 2000b). Un análisis detallado sobre la evolución de estos modelos pueden encontrarse en Grossmann et al. (2005).

Debido a la complejidad en las mezclas no ideales, trabajos publicados recientemente han presentado como metodología separar el cálculo termodinámico del problema matemático de optimización. Se han establecidos vínculos entre el software de optimización y paquetes termodinámicos externos que reducen el tamaño del modelo y facilitan su resolución (Caballero, 2015; Caballero y Grossmann, 2010).

El objetivo de este trabajo es desarrollar un modelo matemático de optimización capaz de determinar el número de etapas de equilibrio, ubicación de la alimentación y condición de operación de las torres que intervienen en el proceso de destilación extractiva. Como ejemplo de implementación se adopta la producción de

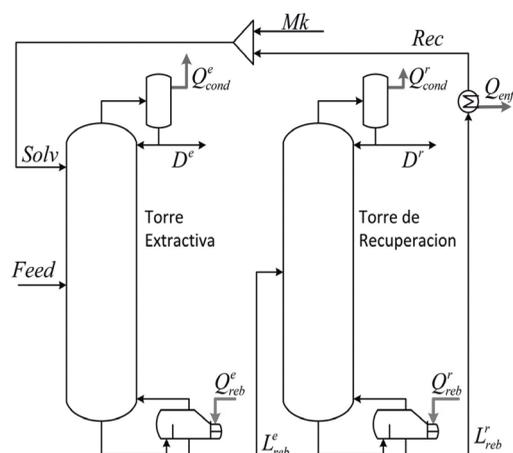


Figura 1. Esquema de un proceso de destilación extractiva.

etanol anhidro con etilenglicol como solvente.

El trabajo se organiza de la siguiente manera: En la Sección 2 se introduce la formulación del problema. La Sección 3 contiene las ecuaciones principales del modelo. En la Sección 4 se plantea la discusión de los resultados. Finalmente, en la Sección 5 se presentan las conclusiones y trabajos futuros.

FORMULACIÓN DEL PROBLEMA

Dada un corriente compuesta por etanol y agua que ingresa a un sistema de destilación extractiva y la superestructura planteada en la Figura 2, el objetivo es encontrar la configuración óptima de ambas torres de manera de producir etanol anhidro (99.07% molar) minimizando una función objetivo vinculada al costo.

Para ello se propone la superestructura ilustrada en la Figura 2 la que embebe diferentes configuraciones posibles para el proceso de separación analizado y se deriva el correspondiente modelo matemático con el principal objetivo de seleccionar las etapas óptimas necesarias, ubicar la corriente de alimentación y determinar las variables operativas que minimicen el costo total de producción.

Como se observa en la Figura 2, en cada una de las torres se asume un máximo posible de etapas: 30 en la columna de extracción y 10 en la columna de recuperación. A su vez, algunas de las etapas se las asumen fijas, (1-14 y 29-30 en la columna de extracción y 1-2 y 9-10 en la columna de recuperación), las cuales siempre están presentes en la solución, y otras condicionales (15-28 en la columna de extracción y 3-8 en la columna de recuperación), las cuales son tratadas como decisiones discretas y modeladas mediante variables binarias. En el caso que el valor de la variable binaria asociada a un plato sea 1, dicha etapa formará parte de la solución óptima, de lo contrario será eliminada.

Las etapas fijas en el modelo aseguran la existencia de al menos un número mínimo de etapas de equilibrio. Se podría optar por fijar solamente la existencia de los condensadores y rehervidores siendo el resto de la columna condicional pero traería a consecuencia un aumento innecesario de la cantidad de variables binarias. En la superestructura propuesta las etapas fijas han sido seleccionadas siguiendo criterios heurísticos basados en tamaños publicados en trabajos específicos del tema.

Por otra parte, ambas torres consideran varias etapas candidatas para recibir la alimentación. En la primera, la alimentación principal puede ingresar en las etapas 12 a 22 y el solvente en las etapas 3 a 6 mientras que en la segunda torre la única alimentación puede ingresar en las etapas 3 a 8.

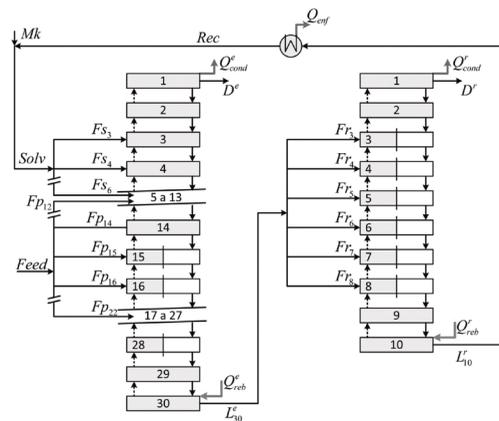


Figura 2. Superestructura planteada.

MODELO MATEMÁTICO

Balances de Materia y Energía

A continuación se detallan los balances de materia y energía de cada una de las etapas de la torre de destilación extractiva. Restricciones similares se aplican para la torre de recuperación.

Condensador

La primera etapa corresponde al condensador. En el mismo, todo el vapor que ingresa es condensado y parte se devuelve a la torre como reflujo y parte se extrae como destilado. Las ecuaciones (1) a (3) representan los balances de materia, de materia por componentes y de energía respectivamente.

$$V_2^e = L_1^e + D^e \tag{1}$$

$$V_2^e y_2^{e,j} = (L_1^e + D^e) x_1^{e,j} \quad \forall i \tag{2}$$

$$V_2^e H_2^e = (L_1^e + D^e) h_1^e + Q_{cond}^e \tag{3}$$

Rehervidor

La última etapa corresponde al rehervidor. Las ecuaciones (4) a (6) representan los balances de materia, de materia por componentes y de energía respectivamente.

$$L_{29}^e = V_{30}^e + L_{30}^e \tag{4}$$

$$L_{29}^e x_{29,i}^e = V_{30}^e y_{30,i}^e + L_{30}^e x_{30,i}^e \quad \forall i \tag{5}$$

$$L_{29}^e h_{29}^e + Q_{reb}^e = V_{30}^e H_{30}^e + L_{30}^e h_{30}^e \tag{6}$$

Platos sin Alimentación

Los balances en las etapas intermedias que no son candidatas a recibir alimentación externa se representan mediante las ecuaciones (7) a (9).

$$L_{s-1}^e + V_{s+1}^e = V_s^e + L_s^e \quad \forall s = 2, 7-11, 23-29 \tag{7}$$

$$L_{s-1}^e x_{s-1,i}^e + V_{s+1}^e y_{s+1,i}^e = V_s^e y_{s,i}^e + L_s^e x_{s,i}^e \quad \forall i; \forall s = 2, 7-11, 23-29 \tag{8}$$

$$L_{s-1}^e h_{s-1}^e + V_{s+1}^e H_{s+1}^e = V_s^e H_s^e + L_s^e h_s^e \quad \forall s = 2, 7-11, 23-29 \tag{9}$$

Platos con Alimentación

Estas etapas deben considerar el ingreso de una corriente en sus balances de materia y energía. Las ecuaciones (10) a (12) se aplican para la alimentación principal y las ecuaciones (13) a (15) para el ingreso de solvente.

$$Fp_s + L_{s-1}^e + V_{s+1}^e = V_s^e + L_s^e \quad \forall s = 12-22 \tag{10}$$

$$Fp_s x_{p,i} + L_{s-1}^e x_{s-1,i}^e + V_{s+1}^e y_{s+1,i}^e = V_s^e y_{s,i}^e + L_s^e x_{s,i}^e \quad \forall i; \forall s = 12-22 \tag{11}$$

$$Fp_s h_p + L_{s-1}^e h_{s-1}^e + V_{s+1}^e H_{s+1}^e = V_s^e H_s^e + L_s^e h_s^e \quad \forall s = 12-22 \tag{12}$$

$$F_s + L_{s-1}^e + V_{s+1}^e = V_s^e + L_s^e \quad \forall s = 3-6 \tag{13}$$

$$F_s x_s + L_{s-1}^e x_{s-1,i}^e + V_{s+1}^e y_{s+1,i}^e = V_s^e y_{s,i}^e + L_s^e x_{s,i}^e \quad \forall i; \forall s = 3-6 \tag{14}$$

$$F_s h_s + L_{s-1}^e h_{s-1}^e + V_{s+1}^e H_{s+1}^e = V_s^e H_s^e + L_s^e h_s^e \quad \forall s = 3-6 \tag{15}$$

Propiedades Físicoquímicas y Termodinámicas

La entalpia de cada una de las fases depende de su presión, temperatura y composición. Las ecuaciones (16) y (17) representan el cálculo de cada una para la torre principal (extractiva).

$$h_s^e = f(T_s^{e,liq}, P_s^e, x_s^e) \quad \forall s = 1-30 \tag{16}$$

$$H_s^e = f(T_s^{e,vap}, P_s^e, y_s^e) \quad \forall s = 1-30 \tag{17}$$

La fugacidad del componente i en cada fase depende de su temperatura, presión y composición. Para la fase líquida se utiliza un modelo de actividad (NRTL) mientras que la fase vapor se considera ideal.

$$f_{i,s}^{e,liq} = f(T_s^{e,liq}, P_s^e, x_s^e) \quad \forall i; \forall s = 1-30 \tag{18}$$

$$f_{i,s}^{e,vap} = f(T_s^{e,vap}, P_s^e, y_s^e) \quad \forall i; \forall s = 1-30 \tag{19}$$

Para las etapas que siempre están presentes (1-14,29-30 torre extractiva) ambas fases deben estar

en equilibrio. Por lo que las temperaturas de cada fase y las fugacidades de cada componente deben ser iguales.

$$T_s^{e,liq} = T_s^{e,vap} \quad \forall s = 1-14, 29-30 \quad (20)$$

$$fug_{s,i}^{e,liq} = fug_{s,i}^{e,vap} \quad \forall i; \forall s = 1-14, 29-30 \quad (21)$$

Decisiones Discretas

Las decisiones discretas están relacionadas con la selección de la alimentación y la existencia de las etapas. Si una etapa condicional está presente deben cumplirse las ecuaciones (20) y (21) caso contrario ambas corrientes (líquido y vapor) deben atravesar la etapa sin mezclarse ni llegar al equilibrio (pasan sin sufrir modificaciones). Las ecuaciones (22) a (31) cumplen con este objetivo.

$$T_s^{e,liq} - T_s^{e,vap} \leq (1 - n_s^e)M \quad \forall s = 15-28 \quad (22)$$

$$T_s^{e,liq} - T_s^{e,vap} \geq -(1 - n_s^e)M \quad \forall s = 15-28 \quad (23)$$

$$fug_{s,i}^{e,liq} - fug_{s,i}^{e,vap} \leq (1 - n_s^e)M \quad \forall i; \forall s = 15-28 \quad (24)$$

$$fug_{s,i}^{e,liq} - fug_{s,i}^{e,vap} \geq -(1 - n_s^e)M \quad \forall i; \forall s = 15-28 \quad (25)$$

$$T_s^{e,liq} - T_{s-1}^{e,liq} \leq n_s^e M \quad \forall s = 15-28 \quad (26)$$

$$T_s^{e,liq} - T_{s-1}^{e,liq} \geq -n_s^e M \quad \forall s = 15-28 \quad (27)$$

$$x_{s,i}^e - x_{s-1,i}^e \leq n_s^e M \quad \forall s = 15-28 \quad (28)$$

$$x_{s,i}^e - x_{s-1,i}^e \geq -n_s^e M \quad \forall s = 15-28 \quad (29)$$

$$I_s^e - I_{s-1}^e \leq n_s^e M \quad \forall s = 15-28 \quad (30)$$

$$I_s^e - I_{s-1}^e \geq -n_s^e M \quad \forall s = 15-28 \quad (31)$$

Las restricciones (22) a (31) son del tipo Big-M y en cada una de las mismas se utiliza un valor diferente del parámetro de relajación "M". Este parámetro ha sido seleccionado según los valores extremos que toman las

variables involucradas los cuales son conocidos por la fisicoquímica del problema a resolver. Por ejemplo, en las ecuaciones (22) y (23) se adopta como valor de M la diferencia entre la temperatura máxima y la mínima que puede alcanzar la mezcla en la torre extractiva.

Analizando las ecuaciones anteriores se observa que si una etapa existe (ns=1) las ecuaciones (22) a (25) se transforman en igualdades y se cumplen las condiciones de equilibrio. Notar que para este caso las ecuaciones (22) a (25) se transforman en las ecuaciones análogas a las (20) y (21) (se fuerzan las condiciones de equilibrio) mientras que las ecuaciones (26) a (31) generan desigualdades que siempre son satisfechas.

Por otro lado, si una etapa no existe (ns=0) las ecuaciones (26) a (31) se transforman en igualdades y la corriente líquida que ingresa a la etapa s sale con igual flujo, composición y temperatura. Como estas etapas cumplen con los balances de materia y energía, la misma suerte correrá la corriente de vapor. Esto significa que ambas atraviesan la etapa sin mezclarse (la etapa en la realidad no existe). De manera similar las ecuaciones (22) a (25) siempre son satisfechas cuando ns es igual a cero.

Como se observa en la Figura 2, existen algunas etapas condicionales que son candidatas a recibir la alimentación principal (no así de solvente). Obviamente si la etapa no existe no puede recibir alimentación. Mediante la ecuación (32) si el plato no existe (ns=0) la posible alimentación es igual a cero.

$$Fp_s \leq n_s^e M \quad \forall s = 15-22 \quad (32)$$

Para la selección de la alimentación debemos introducir una ecuación similar a la (32). La nueva variable binaria decide si la etapa es de alimentación (nps=1) o no (nps=0). Lo mismo se aplica para la alimentación de solvente.

$$Fp_s \leq np_s M \quad \forall s = 12 - 22 \quad (33)$$

$$Fs_s \leq ns_s M \quad \forall s = 3 - 6 \quad (34)$$

Solo puede ser elegida una sola etapa de alimentación para cada caso, las ecuaciones (35) y (36) representan estas restricciones.

$$\sum_{s=12}^{22} np_s = 1 \quad (35)$$

$$\sum_{s=3}^6 ns_s = 1 \quad (36)$$

La experiencia muestra que las variables binarias para seleccionar la alimentación en general no son necesarias (Grossmann et al., 2005) por lo que a menudo son relajadas.

Un inconveniente que suele aparecer en este tipo de problemas es la presencia de soluciones alternativas desde el punto de vista matemático pero equivalentes desde el punto de vista físico. Por ejemplo, en el caso hipotético en que la solución óptima involucrase 29 etapas en la torre extractiva, debiera eliminarse 1 etapa de las 14 candidatas (etapas 15 a 28). Luego, no habría diferencia en eliminar la etapa 15 o 16 o cualquiera de las restantes. De aquí se desprende fácilmente que existen numerosas soluciones alternativas que representan físicamente una misma torre. Para evitar esto se realiza una eliminación ordenada de las etapas. La ecuación (37) obliga a que las etapas se eliminen de mayor a menor.

$$n_s^e + 1 - n_{s+1}^e \geq 1 \quad \forall s = 15 - 27 \quad (37)$$

Analizando la ecuación (37) se observa que si se elimina una sola etapa esta será la 28 y si desaparecen dos serán la 27 y la 28 y así sucesivamente hasta la etapa 15.

Modelo Completo

Las ecuaciones (1) a (37) corresponden a la torre extractiva. Aplicando una lógica similar pero analizando las etapas propuestas en la superestructura de la Figura 2 se plantean las mismas restricciones para la torre de recuperación.

Para completar el modelo, se formulan los balances de materia y energía del resto de los equipos.

Por último, como el objetivo de este trabajo es presentar el modelo desarrollado, sin pérdida de generalidad, se asume que el costo total anual es una función simple de la energía intercambiada y de la cantidad de platos en cada torre (Caballero y Grossmann, 2010). Por lo tanto, se propone la siguiente función objetivo:

$$Min : 0.2(Q_{enf} + Q_{com1}^e + Q_{com1}^r) + Q_{reb}^e + Q_{reb}^r + 90 \left(14 + \sum_{s=15}^{28} n_s^e \right) + 60 \left(2 + \sum_{s=3}^8 n_s^r \right) \quad (38)$$

El modelo matemático resultante fue implementado en GAMS con un tamaño de 1125 restricciones (igualdades y desigualdades), 793 variables continuas y 41 variables binarias (21 corresponden a la alimentación y se relajan como primera aproximación). El modelo resultó del tipo mixto entero no lineal (MINLP) y se utilizó SBB como revolvedor (branch and bound).

Siguiendo con la tendencia actual de aislar el cálculo termodinámico (Caballero, 2015; Caballero y Grossmann, 2010), se desarrolló una librería de enlace dinámico (DLL) que contiene un paquete termodinámico que representa a la mezcla utilizada. El archivo DLL se vincula con GAMS y reduce drásticamente el número de variables y ecuaciones.

RESULTADOS

En la Figura 3 se muestran los resultados obtenidos para la función objetivo propuesta. Como se observa,

el número de etapas óptimo en la torre extractiva y de recuperación resultó ser 24 y 6, respectivamente. El solvente es alimentado en la etapa 3 y la alimentación principal en la 15. El lugar óptimo de alimentación para la segunda torre es en la etapa 4. Para una verificación de resultados se procedió a comparar la solución obtenida por el modelo MINLP con una solución obtenida por HYSYS mediante simulación. La Tabla 1 compara los valores de las corrientes energéticas. Por su parte, se realizó también una comparación de los perfiles etapa por etapa entre los del simulador y los del modelo presentado. Debido a la cantidad de etapas involucradas en ambas torres, la Tabla 2 solamente reporta los errores porcentuales promedio y máximo existente entre ambas soluciones.

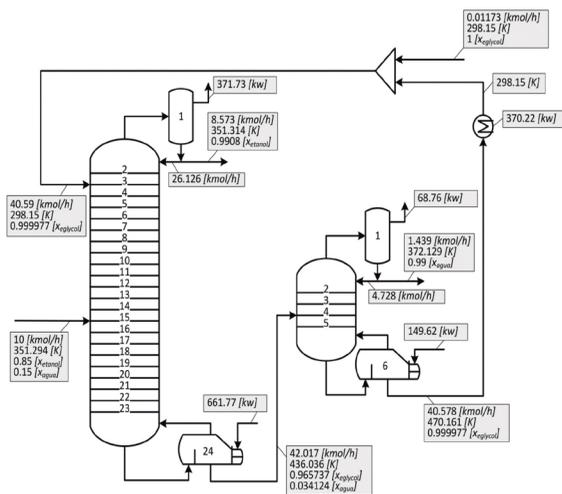


Figura 3. Resultados.

El valor óptimo de la función objetivo es de 3193, utilizando 150.707 seg de tiempo de cómputo. El GAP de la solución es del 0 % pero respecto de la mejor solución NLP encontrada. Esto no garantiza el óptimo global porque mejores soluciones pueden haber sido descartadas en el transcurso del algoritmo de branch and bound utilizado.

	Modelo MINLP	HYSYS	Error %
Q_{cond} [kW]	371.72 [*] / 68.77 ^{**}	371.46 [*] / 69.98 ^{**}	0.07 [*] / 1.73 ^{**}
Q_{reb} [kW]	661.77 [*] / 149.62 ^{**}	661.52 [*] / 151.22 ^{**}	0.04 [*] / 1.06 ^{**}
Q_{enf} [kW]	370.22	370.64	0.11

^{*} Columna de extracción / ^{**} Columna de recuperación

Tabla 1. Comparación de resultados. Corrientes energéticas.

	Error % promedio	Error % máximo
Temperatura	0.0108 [*] / 0.0237 ^{**}	0.0426 [*] / 0.1079 ^{**}
Flujo de Líquido	0.2238 [*] / 0.2988 ^{**}	0.9396 [*] / 1.3781 ^{**}
Flujo de Vapor	0.4272 [*] / 0.4904 ^{**}	1.7835 [*] / 1.0878 ^{**}

^{*} Columna de extracción / ^{**} Columna de recuperación

Tabla 2. Error promedio y máximo en los perfiles de cada torres.

Si se utilizan todas las etapas disponibles el valor de la función objetivo resulta de 3658, en este caso el consumo energético es menor pero la cantidad de etapa es mayor. La relación entre el consumo energético y el tamaño de las torres depende fuertemente de la importancia que se le dé a cada uno de estos factores en la función objetivo. En consecuencia, un cálculo detallado del costo total anual del proceso resulta de gran utilidad para la futura implementación definitiva del modelo.

CONCLUSIÓN Y TRABAJOS FUTUROS

Se presentó un modelo matemático del tipo MINLP que permite optimizar en forma simultánea el número total de platos, posición de la alimentación y condiciones de operación de las columnas que intervienen en un proceso de destilación extractiva. Como principal característica se destaca la creación de un paquete termodinámico que representa la mezcla etanol-agua-etilenglicol y su vinculación con el software utilizado para la implementación del modelo.

La reproducción en simuladores comerciales de los resultados obtenidos concuerda en gran exactitud

con los valores arrojados por el modelo presentado. Es importante destacar que debido a la presencia de restricciones altamente no-lineales y no-convexas no se puede garantizar el hallazgo de soluciones óptimas globales.

Como tarea de investigación para próximos trabajos se propone realizar un cálculo detallado de los costos involucrados (Inversión y Operación). Debido a la gran cantidad de equipos involucrados, los modelos a desarrollar aumentarán considerablemente de tamaño y sus complejidades serán mayores no sólo desde el punto de vista de la formulación matemática sino de su resolución.

AGRADECIMIENTOS

Los autores agradecen los recursos brindados tanto por la UTN (Rectorado UTN y FRRO), como así también por CONICET.

NOMENCLATURA

Variables

- V* Flujo de vapor a través de la columna [kmol/hr].
- L* Flujo de líquido a través de la columna [kmol/hr].
- D* Destilado que abandona la columna [kmol/hr].
- Q* Calor intercambiado [kW].
- H* Entalpia de la mezcla líquida [kJ/kmol].
- h* Entalpia de la mezcla vapor [kJ/kmol].
- x* Fracción molar del líquido.
- y* Fracción molar del vapor.
- T* Temperatura [K].
- fug* Fugacidad [Bar]

- Fp* Alimentación principal a las etapas [kmol/hr].
- Fs* Alimentación de solvente a las etapas [kmol/hr].
- Fr* Alimentación a las etapas de rec. [kmol/hr].
- P* Presión [Bar].
- xp* Fracción molar de la alimentación principal.
- xs* Fracción molar de la alimentación de solvente.
- hp* Entalpia de la alimentación principal [kJ/kmol].
- hs* Entalpia de la alimentación de solvente [kJ/kmol].
- Rec* Reciclo enfriado [kmol/hr].
- Mk* Reposición de solvente [kmol/hr].
- Solv* Flujo de alimentación de Solvente [kmol/hr].
- Feed* Flujo de Alimentación principal [kmol/hr].

Variables Binarias

- n* Existencia de una etapa.
- np* Existencia de la alimentación principal.
- ns* Existencia de la alimentación de solvente.

Subíndices

- s* Etapa de equilibrio.
- i* Componentes.
- cond* Condensador.
- reb* Rehervidor.
- enf* Enfriador.

Superíndices

- e* Columna extractiva.
- r* Columna de recuperación.
- liq* Fase líquida.
- vap* Fase vapor.

REFERENCIAS

- Caballero, J.A. (2015). *Logic hybrid simulation-optimization algorithm for distillation design*. *Comput. Chem. Eng.* 72, 284-299.
- Caballero, J.A., y Grossmann, I.E. (2010). *Hybrid Simulation-Optimization Algorithms for Distillation Design*. In *Computer Aided Chemical Engineering*, S.P. and G.B. Ferraris, ed. (Elsevier), pp. 637-642.
- Gil, I.D., García, L.C., y Rodríguez, G. (2014). *Simulation of ethanol extractive distillation with mixed glycols as separating agent*. *Braz. J. Chem. Eng.* 31, 259-270.
- Grossmann, I.E., Aguirre, P.A., y Barttfeld, M. (2005). *Optimal synthesis of complex distillation columns using rigorous models*. *Comput. Chem. Eng.* 29, 1203-1215.
- Kumar, S., Singh, N., y Prasad, R. (2010). *Anhydrous ethanol: A renewable source of energy*. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 14, 1830-1844.
- Ravagnani, M.A.S.S., Reis, M.H.M., Filho, R.M., y Wolf-Maciel, M.R. (2010). *Anhydrous ethanol production by extractive distillation: A solvent case study*. *Process Saf. Environ. Prot.* 88, 67-73.
- Sargent, R.W.H., y Gaminibandara, K. (1976). *Optimum design of plate distillation columns*. *Optim. Action* 267-314.
- Viswanathan, J., y Grossmann, I.E. (1993a). *An alternate MINLP model for finding the number of trays required for a specified separation objective*. *Comput. Chem. Eng.* 17, 949-955.
- Viswanathan, J., y Grossmann, I.E. (1993b). *Optimal feed locations and number of trays for distillation columns with multiple feeds*. *Ind. Eng. Chem. Res.* 32, 2942-2949.
- Yeomans, H., y Grossmann, I.E. (2000a). *Disjunctive Programming Models for the Optimal Design of Distillation Columns and Separation Sequences*. *Ind. Eng. Chem. Res.* 39, 1637-1648.
- Yeomans, H., y Grossmann, I.E. (2000b). *Optimal Design of Complex Distillation Columns Using Rigorous Tray-by-Tray Disjunctive Programming Models*. *Ind. Eng. Chem. Res.* 39, 4326-4335.