

Optimización estructural y operativa de sistemas de evaporación

Pablo M. Jeger², Humberto Heluane¹, María R. Hernández¹ y Alberto Bandoni³

¹ Departamento de Ingeniería de Procesos y Gestión Industrial, FACET, UNT (4000) Tucumán, Argentina
{hheluane, rhernandez}@herrera.unt.edu.ar

² CONICET

pmjeger@gmail.com

³ Planta Piloto de Ingeniería Química, PLAPIQUI (UNS – CONICET)
Camino La Carrindanga km. 7, (8000) - Bahía Blanca, Argentina
abandoni@plapiqui.edu.ar

Resumen. En este trabajo se estudia la optimización simultánea de la estructura y la planificación operativa y de mantenimiento (por limpieza) de sistemas de evaporación con múltiples unidades, teniendo en cuenta el efecto del ensuciamiento de los equipos, utilizando programación matemática. Como estrategia de optimización se utilizó el concepto de ciclo de operación y limpieza, que debe ser repetido tantas veces como sea necesario para alcanzar la producción de planta requerida. El modelo matemático de optimización desarrollado utiliza variables continuas y binarias por lo que resulta de tipo no lineal mezcla entera (MINLP). Se presentan resultados de la comparación de un caso práctico correspondiente a un ingenio azucarero, con la solución óptima resultante del modelo, mostrando una reducción del orden del 2 % en términos de costo anual equivalente y del 5,5 % los costos horarios.

Palabras Clave: Evaporación, optimización, programación matemática

1 Introducción

La industrialización de la caña de azúcar en el noroeste argentino es una de las actividades productivas de mayor tradición y antigüedad y comprende la producción de azúcar, alcohol, papel, y energía. En Tucumán existen 15 ingenios capaces de procesar más de 13 millones de toneladas de caña. En 2013, estos ingenios produjeron, en conjunto, más de 1 millón de toneladas de azúcar, lo cual representó el 65% de la producción nacional. En la campaña 2012/13, Argentina exportó cerca de 250.000 toneladas de azúcar que representa el 1,5% de la exportación mundial. Por otro parte, la Ley 26.093 de promoción de biocombustibles impone que la nafta se debe vender como una mezcla con 5% de alcohol.

La planificación de las operaciones de procesos continuos y semicontinuos cobra importancia en la actualidad debido a que permite optimizar la utilización de los recursos disponibles. La eficiencia en los equipos industriales suele depender tanto de las condiciones de operación como de la aparición de fenómenos que evitan un

funcionamiento óptimo, y que suelen presentar un carácter transitorio. Ante esto, suele ser necesario detener periódicamente los equipos involucrados para restablecer las condiciones iniciales de operación. Es de esperar entonces que la programación de las actividades a realizar en la planta pueda permitir un óptimo aprovechamiento de la energía. Este es el caso de la concentración de jugo claro en evaporadores que pierden eficiencia debido al ensuciamiento por el depósito de sólidos sobre la superficie de calentamiento. En consecuencia los equipos deben detenerse periódicamente para efectuar una limpieza, que permita contrarrestar este fenómeno. Además, la eliminación de agua en forma de vapor no sólo tiene como fin la concentración del jugo claro, sino también la reutilización de este vapor como medio de calefacción en otras unidades de evaporación e incluso en otras etapas de la producción de azúcar en las que existe una demanda de calor. De modo que un funcionamiento ineficiente de los evaporadores puede comprometer también la operación de otros equipos en la planta.

En efecto, en los últimos años la programación matemática ha sido utilizada con el fin de planificar procesos y operaciones presentes en la industria [1,2,3,4]. En la mayoría de estos casos, la optimización requerida involucra la utilización no sólo de variables continuas (temperaturas, presiones, etc.) sino también variables binarias, que determinan la estructura del sistema estudiado. Luego, el desarrollo de modelos de programación matemática no lineal mezcla entera (MINLP) permite la resolución de un gran número de problemas de ingeniería de procesos. Heluane y col. [5] desarrollaron un modelo no lineal mezcla entera con representación discreta del tiempo para rediseñar la estructura de un sistema de evaporación existente, y simultáneamente se encontró la política óptima para realizar el mantenimiento/limpieza de las líneas de evaporación.

En base a lo planteado, este trabajo se propone el desarrollo de un modelo matemático que permita definir la estructura, es decir el área de intercambio de cada equipo, número de equipos por línea y número de líneas en la red, así como la planificación en la operación del sector de evaporación, para garantizar la optimización de una función de carácter económico. Dicho modelo deberá tener en cuenta el principio de funcionamiento de los equipos en cuestión, el fenómeno de ensuciamiento y su importancia en la pérdida de eficiencia de las unidades, las características tanto del jugo claro inicial como del producto final requerido y los precios de mercado necesarios para una evaluación económica.

2 Descripción de la evaporación

La evaporación es una operación donde un solvente volátil se separa de una solución, es decir que una corriente diluida se concentra mediante la evaporación de una fracción del solvente con el objetivo de obtener un producto concentrado. Frecuentemente, los sistemas de evaporación están diseñados con varias líneas de evaporadores operando en paralelo y donde cada línea cuenta con varios equipos trabajando en serie. El consumo energético para evaporar una solución es sumamente importante, lográndose una disminución de los costos de vapor cuando se utilizan evaporadores con múltiples unidades. En un esquema múltiple-efectos, varios

evaporadores se conectan en serie y el producto a ser tratado se bombea desde una unidad a la siguiente. Generalmente, el vapor generado en calderas es utilizado para calefaccionar solamente el primer efecto, mientras que en las siguientes unidades se utiliza el vapor generado en la unidad anterior. Para conseguir el intercambio de calor, las unidades de evaporación deben operar con vacío decreciente, y en consecuencia a menores temperaturas de ebullición. En ciertos procesos industriales varias series de evaporadores deben utilizarse en paralelo para cumplir con la producción deseada.

3 Formulación matemática

El problema de optimización para la operación de sistemas de evaporación estudiado puede ser definido de la siguiente manera:

Dados

- Cantidad de materia prima a procesar
- La concentración de la alimentación
- El incremento de la resistencia a la transferencia de calor en cada unidad
- El valor del coeficiente global de transferencia de calor a tiempo cero

Determine

- Las dimensiones de los equipos de evaporación necesarios
- La estructura de la red de evaporación
- Política de operación y limpieza de las líneas de evaporación
- Caudales de alimentación a la red y concentraciones finales

La formulación matemática del modelo adopta las siguientes hipótesis:

- a) El sistema opera en estado pseudo-estacionario y sin pérdida de masa
- b) Las pérdidas de energía son despreciables en los equipos
- c) Se considera despreciable el incremento del punto de ebullición

3.1 Balances de masa y energía

A continuación se presentan los balances de masa y energía planteados para un sistema de i líneas de evaporadores operando en paralelo.

La Ec. (1) representa el balance de masa global para el primer efecto y la Ec. (2) para los siguientes efectos.

$$F_{0i} \bar{V}_{i,1} = \bar{F}_{i,1} + \bar{V}_{i,1} \quad \forall i \quad (1)$$

$$\bar{F}_{i,j-1} = \bar{F}_{i,j} + \bar{V}_{i,j} \quad \forall i, \forall j > 1 \quad (2)$$

La Ec. (3) representa el balance de masa por componente para el primer efecto de cada línea de evaporación y la Ec. (4) para los siguientes efectos.

$$\bar{F}_{i,1} = \frac{x_0}{\bar{x}_{i,1}} F_{0i} \quad \forall i \quad (3)$$

$$\bar{F}_{i,j} = \frac{\bar{x}_{i,j-1}}{\bar{x}_{i,j}} \bar{F}_{i,j-1} \quad \forall i, \forall j > 1 \quad (4)$$

La Ec. (5) calcula la concentración media de melado a la salida de la red de evaporación.

$$x_M = \frac{\sum(Azúcar)_i}{\sum(Melado)_i} \quad (5)$$

La Ec. (6) garantiza que la cantidad total de jugo claro a procesarse anualmente debe distribuirse entre todas las líneas existentes. El modelo permite que las líneas tengan tiempos de operación distintos y por lo tanto operen una cantidad de ciclos distinta en el periodo anual de trabajo (zafra).

$$J_{Tot} = \sum_i F_{0i} \cdot t_{op_i} \cdot \left(\frac{\theta_{zafra}}{\theta_{op_i} + \theta_{limp}} \right) \quad (6)$$

La Ec. (7) representa el balance de energía en cada evaporador, considerando que el vapor generado es siempre saturado.

$$\bar{V}_{i,j} \lambda_{i,j} \approx U_{i,j} \cdot A_{i,j} \cdot \Delta T_{i,j} \quad (7)$$

Para calcular el coeficiente global de transferencia de calor se utilizó la ecuación (8) que es una expresión empírica que depende de la temperatura, de la concentración del jugo y además de un factor de ensuciamiento que refleja el aumento de la resistencia a la transferencia de calor en el tiempo (θ). Este factor de ensuciamiento solo depende de la ubicación de la unidad en la línea.

$$U_{i,j} = \frac{\alpha T_{i,j}}{x_{i,j}} \cdot \frac{1}{1+b_j \theta_i} \quad (8)$$

Para garantizar que el vapor generado en cada unidad es suficiente para calefaccionar la unidad siguiente, debe cumplirse la restricción dada por la ecuación (9).

$$\bar{Q}_{i,j-1} \geq \bar{Q}_{i,j} \quad \forall j > 1, \forall i \quad (9)$$

En el caso del primer efecto, el vapor de calefacción es vapor de escape, y por lo tanto debe cumplirse la restricción (10).

$$V_{E_i} \lambda_E \geq Q_{i,1} \quad \forall i \quad (10)$$

3.2 Diseño estructural de la red de evaporación

En la Figura 1 se muestra un esquema de un sistema de evaporación con varias líneas en paralelo.

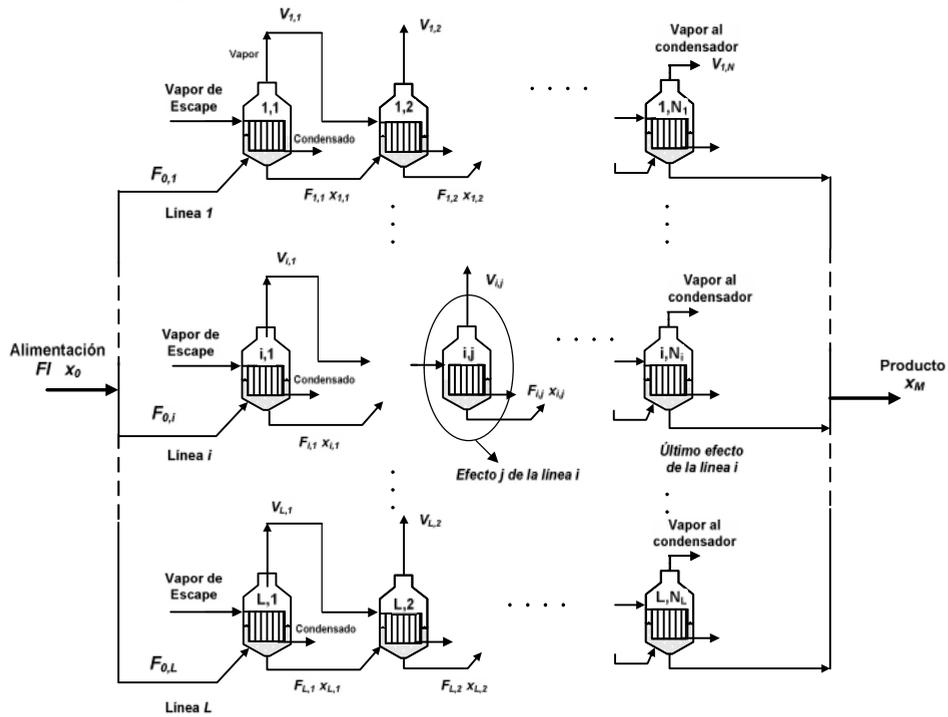


Figura 1: Esquema de un sistema de evaporación mostrando la nomenclatura utilizada.

Para determinar si en una determinada posición de la red de evaporación existe una unidad, se utiliza la variable binaria $y_{i,j}$. Esta variable es igual a 1 si existe el j -ésimo efecto de la i -ésima línea, y es igual a 0 si no existe dicho efecto. De esta forma, el número de efectos de la i -ésima línea se calcula según la ecuación (11).

$$N_i = \sum_j y_{i,j} \quad \forall i \quad (11)$$

Para que exista una unidad de evaporación en una línea i dada, deben existir todas las unidades anteriores en esta línea. Esta condición viene dada por la ecuación (12).

$$y_{i,j-1} \geq y_{i,j} \quad \forall j > 1, \forall i \quad (12)$$

La ecuación (13) garantiza que exista por lo menos una línea de evaporación.

$$\sum_i y_{i,1} \geq 1 \quad (13)$$

Debido a que la presión y la temperatura de ebullición decrecen a lo largo de la línea de evaporación, las condiciones de operación de cada unidad dependen de su posición relativa en la línea. Por otro lado, el número de unidades en la línea determina las condiciones de operación dado que la caída de presión total debe ser distribuida uniformemente entre todas las unidades [6]. Por lo tanto, al ser conocida la presión del vapor de escape (p_0) y la presión de trabajo del último evaporador (p_F), es posible calcular la presión de trabajo de cualquier unidad a partir del número de unidades de la línea (N_i), como se expresa en las ecuaciones (14) y (15).

$$p_{i,1} = p_0 - \left(\frac{p_0 - p_F}{N_i} \right) \quad \forall i \quad (14)$$

$$p_{i,j} = p_{i,j-1} - \left(\frac{p_0 - p_F}{N_i} \right) \quad \forall j > 1, \forall i \quad (15)$$

Para el cálculo de la temperatura de trabajo de cada unidad se utiliza la ecuación de Antoine, y para el cálculo del calor latente de evaporación se utiliza la ecuación de Watson.

3.3 Diseño estructural de la red de evaporación

En este modelo se consideró como función objetivo el Costo Anual Equivalente (CAE) [7], dado por la ecuación (16).

$$CAE = \left[\frac{r(1+r)^{vu}}{(1+r)^{vu}-1} \right] \cdot \left[-I + \sum_{k=1}^n \frac{(-C_k - D_k)(1-t) + D_k}{(1+i)^k} \right] \quad (16)$$

El costo de operación anual C_k tiene en cuenta el consumo de vapor de escape utilizado y el costo de limpieza de cada línea de evaporación.

El cálculo de la inversión I se estimó según el método de los factores relativos [8]. Para ello se determinó el costo de cada unidad de evaporación a partir de su área de intercambio A mediante la Ec. (17), que utiliza como parámetro el precio C_B de catálogo de un equipo de área B conocida. El costo de los equipos debe actualizarse en el tiempo según índices de Marshall & Swift [9] ya que el precio obtenido de catálogo es FOB para el año 2007.

$$C_A = f_{imp} \cdot \frac{IM\&S_{2012}}{IM\&S_{2007}} \cdot \left[C_B \left(\frac{A}{B} \right)^n \right] \quad (17)$$

Donde:

n es un exponentes característico del tipo de equipo y en el caso de evaporadores es 0,5

f_{imp} es un factor que tiene en cuenta gastos de flete, seguros e importación

Aplicando el método de los factores relativos la inversión se estimó mediante la Ec. (18).

$$I = (\sum f_i) \cdot (\sum C_A) \quad (18)$$

Donde

f_i son factores porcentuales para determinar costos asociados a la inversión como ser instalación de los equipos, obra civil, instrumentación, etc.

4 Caso de Estudio

Se considerará el caso de un ingenio azucarero que debe procesar 2.000.000 t de jugo claro anualmente. El ingenio opera 150 días al año y para cada línea de evaporación se considera que el tiempo de una limpieza es 12 horas y el tiempo de operación en cada ciclo no debe ser inferior a 6 días.

La red de evaporación debe concentrar jugo claro a 16 °Bx, y el melado obtenido debe tener una concentración media entre 65 y 75 °Bx. El vapor de escape utilizado se encuentra a una presión de $2,0 \frac{kg}{cm^2}$, y el último efecto trabaja a $0,16 \frac{kg}{cm^2}$. El área de las unidades debe ser superior a 100 m² e inferior a 1.000 m² y se supone que cada línea debe tener al menos 3 unidades de evaporación. Por restricciones del proceso el caudal de vapor de escape consumido en ningún momento debe ser superior a $120 \frac{t}{h}$. En la Tabla 1 se muestran los valores de los coeficientes de ensuciamiento para cada efecto de una línea. Estos valores se obtuvieron de regresión lineal a partir de datos experimentales de un ingenio azucarero de la Provincia de Tucumán [10].

Tabla 1: Coeficientes de ensuciamiento de cada efecto.

Efecto	Coefficiente de Ensuciamiento (b) [h ⁻¹]
1	3,261 x10 ⁻³
2	5,971 x10 ⁻³
3	5,890 x10 ⁻³
4	5,722 x10 ⁻³
5	5,158 x10 ⁻³

El costo unitario de vapor de escape se estima en $8,386 \frac{\$}{t}$, y el costo de limpieza de una línea de evaporación es igual \$ 4.500 [11]. Para el cálculo del costo de los equipos se tomó como referencia el precio de un evaporador de 100 m², cuyo precio de catálogo es \$ 287.000. Se consideró un 35% de costos de importación, fletes y

seguro. La vida útil del proyecto es de 20 años, y los equipos se deprecian en 10 años. La tasa de corte se estimó en 15%, y la tasa de impuestos a las ganancias se consideró igual a un 35%.

Para casos de plantas que procesan fluidos los factores relativos suman el 181% para la estimación de la inversión.

4.1 Solución del problema

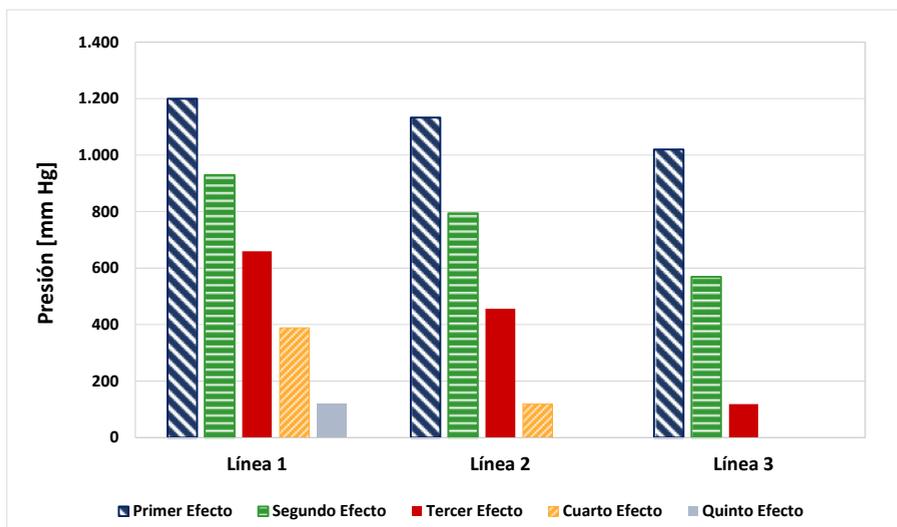
El problema resultante es del tipo MINLP (Programa No Lineal Mixto Entero), tiene 329 variables continuas, 30 variables binarias y 517 ecuaciones. Fue implementado en GAMS utilizando DICOPT como solver y CONOPT para los subproblemas no lineales. La solución fue obtenida en 0,109 segundos, en una PC con un procesador Intel Core i5 y una memoria RAM de 4 Gb.

La solución obtenida presenta una red de evaporación con 3 líneas de evaporación. La línea 1 es quintuple efecto, la línea 2 tiene 4 unidades y la línea 3 es triple efecto. La Tabla 2 presenta el área de intercambio de las unidades de evaporación obtenidas como solución del problema, el tiempo de operación y el número de ciclos anuales de cada línea.

Tabla 2: Áreas de intercambio de las unidades de evaporación [m²], tiempos de operación [h] y Números de Ciclos Anuales (NCA).

Línea	Primer Efecto	Segundo Efecto	Tercer Efecto	Cuarto Efecto	Quinto Efecto	Tiempo de operación	NCA
1	346,1	411,5	427,5	436,5	390,1	147,7	22,5
2	360,8	439,1	461,4	433,1	-	162,4	20,6
3	300,8	362,6	313,8	-	-	185,9	18,2

Las presiones de trabajo de las unidades en cada línea se presentan en la Figura 2.



Línea	Caudal de Jugo $\left[\frac{t}{h}\right]$	Caudal de Vapor de escape $\left[\frac{t}{h}\right]$	Concentración del melado Obtenido [$^{\circ}$ Bx]
1	208,3	33,7	71,9
2	208,3	42,0	70,2
3	179,8	44,3	54,4

La Tabla 4 presenta el valor de las variables económicas de la solución y como es de esperar, el principal componente del costo de operación del sistema es el vapor generado en la caldera, mientras que el costo de limpieza de los equipos es apenas un 7.5 % de los costos totales

Tabla 4: Valores de las variables económicas en el punto óptimo.

Costo de Limpieza Anual $\left[\frac{\$}{\text{año}}\right]$	276.200
Costo de Vapor Anual $\left[\frac{\$}{\text{año}}\right]$	3.378.000
Inversión[\$]	32.985.000
Costo Anual Equivalente $\left[\frac{\$}{\text{año}}\right]$	6.719.000

4.2 Comparación con un caso práctico de operación

En el caso práctico, la estructura de la red es la obtenida para el óptimo pero se opera de la siguiente manera: cada línea de operación se alimenta con la tercera parte del jugo claro total, y el tiempo de operación de todas las líneas es de 8 días. Como resultado la concentración media del melado obtenido disminuye con respecto al punto óptimo, lo cual implica un mayor consumo de vapor de escape para lograr la concentración deseada. Además, el vapor generado en las unidades de la tercera línea de evaporación es insuficiente como medio de calefacción, por lo cual existe un consumo adicional de vapor de escape en los efectos 2 y 3 de esta línea. La Tabla 5 resume la comparación entre el caso óptimo y el caso práctico. Como puede observarse, existe un aumento del 5,4% en el costo de operación anual y un aumento del 2% en el CAE (función objetivo del problema).

Tabla 5: Comparación del caso óptimo con un caso práctico de operación.

	Caso Óptimo	Caso Práctico
Concentración media del melado obtenido [° Bx]	65	62
Vapor de Escape utilizado $\left[\frac{t}{h}\right]$	120	127,6
Costo de Operación $\left[\frac{\$}{\text{año}}\right]$	3.654.000	3.863.000
Costo Anual Equivalente $\left[\frac{\$}{\text{año}}\right]$	6.720.000	6.850.000

5 Conclusiones

En este trabajo se desarrolló un modelo matemático para optimizar simultáneamente la estructura y la operación de sistemas de evaporación en la industria azucarera. El modelo contempla la pérdida de eficiencia de los equipos debido al ensuciamiento durante la operación.

Como función objetivo se utilizó el Costo Anual Equivalente, para lo cual se debió estimar la inversión necesaria a partir del costo de equipos y además los costos operativos de sistema de evaporación.

El modelo resultó ser no lineal mezcla entera (MINLP) y permite determinar las unidades de evaporación necesarias dentro de una línea de múltiple efecto, además de determinar la cantidad de líneas en paralelo que hacen falta para cumplir con la producción requerida. Por otra parte, el modelo permite la planificación de la operación del sistema de evaporación, teniendo en cuenta las paradas para la limpieza de los equipos.

Se tomó como caso de estudio un ingenio azucarero y se comparó el caso optimizado con un caso práctico. Los costos operativos del caso optimizado fueron menores lo que implica un CAE menor.

Nomenclatura

A	Área de intercambio de la unidad
b	Coefficiente de ensuciamiento del efecto
C_A	Costo de la unidad de área A
D	Depreciación lineal anual
\bar{F}	Caudal de salida del evaporador
F_0	Caudal de jugo alimentado a la línea de evaporación
J_{Tot}	Cantidad anual de jugo a concentrar
p	Presión de trabajo del evaporador
Q	Calor intercambiado en el evaporador
r	Tasa de rendimiento mínima aceptable
t	Tasa de impuestos a las ganancias
T	Temperatura de trabajo del evaporador
U	Coefficiente global de transferencia de calor
V	Caudal de vapor generado en el evaporador
V_E	Caudal de vapor de escape
\bar{x}	Concentración a la salida del evaporador
x_0	Concentración inicial del jugo
x_M	Concentración media a la salida de la red de evaporación

Letras griegas

α	Constante de proporcionalidad
Δ	Incremento

λ	Calor latente de evaporación
θ_{limp}	Tiempo de limpieza de una línea de evaporación
θ_{op}	Tiempo de operación de una línea de evaporación en un ciclo
θ_{zafra}	Tiempo de operación anual de la planta

Agradecimientos

Los autores desean agradecer el financiamiento obtenido por el “Consejo de Investigaciones de la Universidad Nacional de Tucumán” (CIUNT), la “Universidad Nacional del Sur” y “Consejo Nacional de Investigaciones Científicas y Técnicas de Argentina” (CONICET).

Referencias

1. Flores-Tlacuahuac, A. , Grossmann, I.E., “Simultaneous cyclic scheduling and control of tubular reactors: Parallel production lines”, *Ind. Eng. Chem. Res.*, 50 (13), 2011.
2. Yadav, S., Shaik, M.A., “Short-term scheduling of refinery crude oil operations”, *Ind. Eng. Chem. Res.*, 51 (27), 2012.
3. Baumann, P., Trautmann, N., “A continuous-time MILP model for short-term scheduling of make-and-pack production processes”, *Int. J. Prod. Res.*, 51 (6), 2013.
4. Hazaras, M.J., Swartz, C.L.E., Marlin, T.E., “Industrial application of a continuous-time scheduling framework for process analysis and improvement”, *Ind. Eng.Chem. Res.*, 53 (1), 2014.
5. Heluane, H., A.M.Blanco, M.R. Hernández y J.A. Bandoni, “ Simultaneous re-design and scheduling of multiple effect evaporator systems”, *Comp. Oper. Res.*, 39, 2012.
6. Honig P. (1969). Principles of Sugar Technology. Vol 3, Elsevier, Amsterdam, Holanda.
7. Riggs J.L., D.D. Bedworth y S.U. Randhawa. Ingeniería Económica, 4ª Edición, Alfaomega, Mexico, 2002.
8. Peters M.S. y K.D. Timmerhaus, Diseño de plantas y su evaluación económica para Ingenieros Químicos, Geminis SRL, Buenos Aires, Arg., 1978.
9. Chemical Engineering, Access Intelligence, Nueva York, E.E.U.U..
10. Cárdenas G., Ruiz R. M., Diez O. & Aso G. “Influencia del Ensuciamiento en el Coeficiente Global de Transferencia de Calor en Evaporadores”. *Internat. Sugar J.*, 97 (1164S), 1995.
11. Heluane H., Colombo M., Hernández M.R., Graells M. y Puigjaner L. “Enhancing Sugar Cane Process Performance through Optimal Production Scheduling”, *Chem. Eng. Proc.*, 46 (3), 198-209, 2007.