

***DISEÑO ÓPTIMO ECONÓMICO DE LA ETAPA DE PREPARACIÓN
DE RESIDUOS DE DESTILERÍAS DE ETANOL PARA PRODUCIR
CREMA NUTRIENTE***

***OPTIMAL AND ECONOMIC DESIGN OF ETHANOL DISTILLERY RESIDUALS
IN THE PREPARATION STAGE FOR PRODUCING NUTRITIOUS CREAM***

Odenmy Jiménez López¹, Víctor Manuel González Morales^{1},
Juan Esteban Miño Valdés² y Erenio González Suárez¹*

¹ Departamento de Ingeniería Química, Facultad de Química y Farmacia. Universidad Central "Marta Abreu" de las Villas; Carretera a Camajuaní Km 5 ½ Santa Clara, Villa Clara. Cuba

² Facultad de Ingeniería. Universidad Nacional de Misiones. Calle Rosas Nº325. CP 3360 Oberá, Misiones, Posadas, Argentina.

Recibido: Enero 14, 2015; Revisado: Febrero 10, 2015; Aceptado: Marzo 6, 2015

RESUMEN

El objetivo de este trabajo fue realizar el diseño óptimo con mínimo costo de operación de los equipos que integran la etapa de preparación de la vinaza para obtener condiciones óptimas de fermentación en el proceso de producción de crema de Torula en una destilería de etanol. Se utilizaron balances de materia y energía, metodologías estandarizadas de cálculo de dimensiones y parámetros de operación de los equipos, el método de optimización del Sector Áureo y las hojas de cálculo Excel. Se obtuvo el diseño óptimo económico de los equipos constituyentes de la etapa de preparación de residuos de destilería de etanol para la producción de crema nutriente de Torula.

Palabras clave: diseño óptimo económico, residuos de destilería, crema nutriente de Torula, etanol

ABSTRACT

The work objective was to make, with minimum cost, the optimal design of the equipment in the preparation stage of vinasse for obtaining the optimal conditions for the fermentation stage in the process of production of torula cream in an ethanol distillery. It was used matter and energy balance, standard methodologies of

Copyright © 2015. Este es un artículo de acceso abierto, lo que permite su uso ilimitado, distribución y reproducción en cualquier medio, siempre que la obra original sea debidamente citada.

* Autor para la correspondencia: Víctor M. González, Email: victorgm@uclv.edu.cu

measurements and operation parameters of equipment calculation, the Sector Aureo optimization method and Excel worksheets. It was obtained the optimal and economic design of equipment of ethanol distillery residuals in the preparation stage of Torula nutritious cream production.

Key words: optimal and economic design, distillery residuals, nutritious torula cream, ethanol

1. INTRODUCCIÓN

Las vinazas constituyen un residuo en las producciones de etanol. Son un líquido agresivo al medio ambiente por lo que su utilización como materia prima para otros procesos fermentativos, como la producción de crema de levadura Torula, pudiera ser una opción a los grandes volúmenes obtenidos.

La levadura Torula se usa como fuente proteica en todas las especies animales incluido el hombre, aun cuando los mejores resultados son con proteína de origen animal, cada vez es más amplio el uso de la levadura como suplemento proteico.

La obtención de levadura Torula es un proceso fermentativo de la miel o las vinazas de destilería. Es del interés de este trabajo obtenerla a partir de vinazas de la destilería de etanol.

Las vinazas aportan sulfatos, fosfatos y otros nutrientes que son necesarios para cubrir los requerimientos nutricionales de la levadura en crecimiento, (Almazán et al., 1982). El proceso de producción de la levadura incluye fermentación aeróbica con desprendimiento de calor, Hernández (1986).

Por ello el crecimiento de la levadura es mucho más riguroso en presencia de oxígeno y se hace necesario suministrar grandes volúmenes de aire. Adicionalmente debe disponerse de algún sistema de evacuación del calor. Es necesario suministrar, además de oxígeno, azúcar, fósforo, nitrógeno y pequeñas cantidades de magnesio, potasio y calcio. El pH debe mantenerse en un rango de 3,5-4,0 para impedir el desarrollo de microorganismos contaminantes. En la producción de levaduras, deben asegurarse temperaturas permisibles, cercanas alrededor de la óptima de crecimiento (36 °C), para lograr la máxima eficiencia en el proceso de fermentación, ICIDCA (1988).

Las vinazas son recibidas con una temperatura entre 85-90 °C, por tanto se tiene un sistema de enfriamiento que permite que el medio fermentativo no sea afectado. Este enfriamiento se logra con intercambiadores de calor de placas que disminuyen entre 34 y 36 °C mediante intercambio de calor entre las vinazas y el agua procedente de las torres de enfriamiento, lográndose de este modo las temperaturas óptimas para el proceso de fermentación, Rodríguez (2010).

Dada la importancia de la preparación de las vinazas para la producción de crema de Torula, se planteó como problema científico la escasa información existente en la literatura, de un óptimo y económico diseño de la etapa de preparación de las vinazas.

Por este motivo, el objetivo general de este trabajo fue realizar un diseño óptimo y económico de la etapa de preparación de las vinazas residuales en el proceso de producción de crema de Torula en una destilería de etanol.

2. MATERIALES Y MÉTODOS

Para alcanzar el objetivo propuesto se emplearon balances de materia y energía para calcular los valores de los parámetros operacionales de estudio como caudal del agua de enfriamiento requerido para el tratamiento de las vinazas; metodologías estandarizadas de cálculo de intercambiadores de calor de placas, de Chemical Engineering, (1980), con adecuaciones de Espinosa (2015) y de torres de enfriamiento de agua, de Treybal (1978); se utilizó el método de optimización de Golden Section para la determinación de las óptimas condiciones de operación y el mínimo costo de operación de ambos equipos. Estos resultados fueron integrados para la optimización de la etapa de preparación de las vinazas en su conjunto. Se utilizaron las hojas de cálculo Excel para los balances de masa y energía y la aplicación de las metodologías mencionadas.

A continuación se muestra el esquema de la etapa objeto de análisis, con los correspondientes equipos e interconexión entre los mismos.

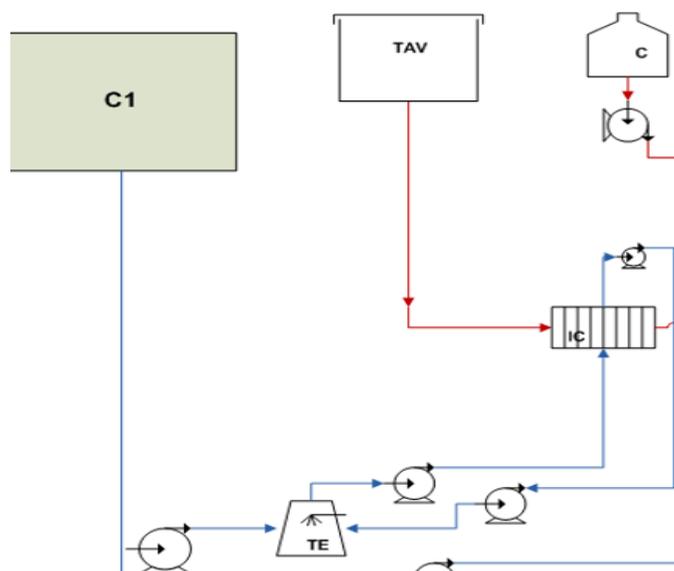


Figura 1. Esquema tecnológico de la etapa de preparación de vinaza

Leyenda:

C1- Cisterna

TE- Torre de enfriamiento

TAV- Tanque de almacenamiento de vinaza

IC- Intercambiador de calor de placas

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1 Balances de masa y energía de la etapa de preparación de las vinazas.

Los balances de masa en la destilería Santa Fe, en la Unidad Empresarial de Base (UEB) “Heriberto Duquesne”, se realizaron sobre la base de su producción de alcohol puro más alta en los últimos años (553 hLap/d), el porcentaje alcohólico promedio de esa campaña (5,62 por ciento) y la producción de levadura *Saccharomyces*, en sus fondajes, promedio. El año 2012 fue el considerado para diseñar con cobertura suficiente y que en todas las condiciones las vinazas producidas sean asimiladas por la planta de torula en

crema. Los volúmenes de producción proyectados, diario y anual, son de 8,4 t y 2772 t, respectivamente.

Se generan en la destilería 943 m³/día de vinazas, a una temperatura aproximada de 85 °C (González y Miño, 2015). Según ICIDCA (1988), la temperatura óptima para la etapa de fermentación es de alrededor de 36 °C, por lo que se realizaron los balances de materia y energía para determinar caudales de agua de enfriamiento requeridos, considerando variantes de temperaturas de salida del agua de enfriamiento de 40±2 °C, la alternativa de colocar 1 o 2 enfriadores de placas y considerando cambio de la temperatura intermedia de las vinazas de 60±2 °C, lo cual ocasionó variaciones poco significativas en los valores de los flujos máscicos de agua calculados, pero variaciones al fin.

Se dispuso de los siguientes datos:

Tabla 1. Datos para 1 IC¹ de placas

<i>Fluidos manejados</i>	<i>Flujo máscico (kg/h)</i>	<i>Calor específico (kcal/kg °C)</i>	<i>Temperatura de entrada (°C)</i>	<i>Temperaturas de salida (°C)</i>
Vinazas	40594,17	0,952	85	34,5
Agua	?	0,999	29,5	38; 40; 42

¹IC = intercambiador de calor

Tabla 2. Datos para 2 IC¹ de placas

<i>Fluidos manejados</i>	<i>Flujo máscico (kg/h)</i>	<i>Temperaturas intermedias (°C)</i>	<i>Temperatura de entrada (°C)</i>	<i>Temperaturas de salida (°C)</i>
Vinazas	40594,17	58; 60; 62	85	34,5
Agua	?		29,5	38; 40; 42

¹IC = intercambiador de calor

Rango del coeficiente Ud (kcal/h*m²*°C) para el proceso: (3000-5000) α-Laval, (2004)

Las ecuaciones a emplear según Kern, (1999) son:

$$\text{Calor sensible: } Q_{\text{vinazas}} = m * C_p * \Delta T \quad (1)$$

Diferencia media logarítmica de temperaturas:

$$MLDT = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \quad (2)$$

Ecuación general de diseño para la transferencia de calor:

$$Q = Ud * A * MLDT \quad (3)$$

Los mejores resultados obtenidos por concepto de menor flujo máscico de agua de enfriamiento requerido, aunque las diferencias entre los valores fueron mínimas, debido a la variación de la temperatura intermedia de las vinazas considerada, se resumen a continuación:

Tabla 3. Resultados de los balances de materiales y energía

<i>Para un IC¹</i>	<i>Para dos IC¹</i>
$T_{s_{agua}}=42\text{ }^{\circ}\text{C}$ $Q_{vinazas}=1\ 951\ 333,727$ kcal/h $MLDT=17,66\text{ }^{\circ}\text{C}$ $A_{TC}=36,83\text{ m}^2$ $m_{agua}=156\ 262,96\text{ kg/h}$	$T_{s_{agua}}=42\text{ }^{\circ}\text{C}$ $T_{int}=60\text{ }^{\circ}\text{C}$ $Q_{vinazas}=1\ 951\ 333,727\text{ kcal/h}$ $MLDT_1=36,39\text{ }^{\circ}\text{C}$ $MLDT_2=10,15\text{ }^{\circ}\text{C}$ $A_{TC}=41,21\text{ m}^2$ $m_{agua}=156106,6945\text{ kg/h}$
	$T_{s_{agua}}=42\text{ }^{\circ}\text{C}$ $T_{int}=58\text{ }^{\circ}\text{C}$ $Q_{vinazas}=1\ 951\ 333,727\text{ kcal/h}$ $MLDT_1=35,25\text{ }^{\circ}\text{C}$ $MLDT_2=9,46\text{ }^{\circ}\text{C}$ $A_{TC}=41,87\text{ m}^2$ $m_{agua}=156\ 106,667\text{ kg/h}$
	$T_{s_{agua}}=42\text{ }^{\circ}\text{C}$ $T_{int}=62\text{ }^{\circ}\text{C}$ $Q_{vinazas}=1\ 951\ 333,727\text{ kcal/h}$ $MLDT_1=37,505\text{ }^{\circ}\text{C}$ $MLDT_2=10,82\text{ }^{\circ}\text{C}$ $A_{TC}=40,63\text{ m}^2$ $m_{agua}=153\ 226,64\text{ kg/h}$

¹IC = intercambiador de calor

La temperatura de salida del agua de enfriamiento fue de 42 °C (Tabla 3), se obtuvo una $m_{agua}=153\ 226,64\text{ kg/h}$ (mínimo flujo másico de agua de enfriamiento requerido) para la combinación de dos intercambiadores de calor con temperatura intermedia de 62 °C. Con estos valores, se continuó con el diseño de los intercambiadores de placas.

3.2 Diseño óptimo de los equipos de la etapa de preparación de vinazas.

El diseño de los intercambiadores de placas se realizó a partir de la metodología reportada en Chemical Engineering (1980), con adecuaciones de Espinosa (2015).

Las dimensiones de las placas necesarias para los cálculos, longitud de la placa (L), ancho de placa (W1), fueron tomadas de Schimdt-Bretten (2006) en función de la elección de un modelo de equipo, el intercambiador modelo SB7, cuyas características principales son: capacidad máxima 175 gal/min, número máximo de placas 150, caudal máximo 40 m³/h; que cumple con los requerimientos de capacidad del proceso. El espesor (x) y el espaciado entre placas (b) se escogieron de α -Laval (2004).

Las propiedades físicas densidad (ρ), viscosidad (μ), conductividad térmica (k) fueron calculadas como funciones de la concentración en °Brix de las vinazas y la temperatura en el agua, mientras que la conductividad térmica de la placa (k_{placa}) así como los factores de obstrucción de ambos fluidos (Rd_c, Rd_f), se encontraron en Kern, (1999).

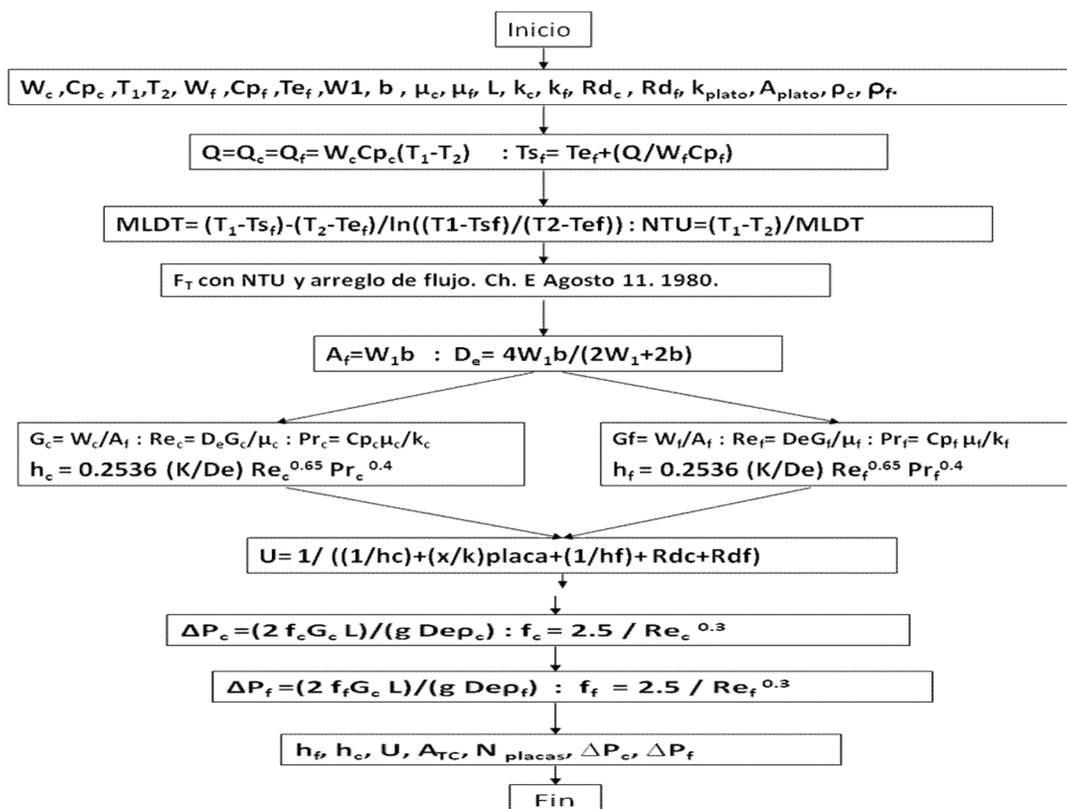


Figura 2. Metodología de diseño para intercambiadores de calor de placas

Tabla 4. Resultados del diseño de los intercambiadores de placas

IIC	2 IC	2 IC $T_{s_{agua}}=42^{\circ}C$	2IC
$T_{s_{agua}}=42^{\circ}C$	$T_{s_{agua}}=42^{\circ}C$	$T_{int}=58^{\circ}C$	$T_{s_{agua}}=42^{\circ}C$
$m_{agua}=156262,96$ kg/h	$T_{int}=60^{\circ}C$	$m_{agua}=156106,667$ kg/h	$T_{int}=62^{\circ}C$
	$m_{agua}=156106,6945$ kg/h		$m_{agua}=153226,64$ kg/h
$U=1094,6$ kcal/h*m ² *°C	$U=1080$ kcal/h*m ² *°C	$U=1080,4$ kcal/h*m ² *°C	$U=1080$ kcal/h*m ² *°C
$A_{TC}=100,96$ m ²	$A_{TC1,2}=20,98(89,85)$ m ²	$A_{TC1,2}=24,53(90,02)$ m ²	$A_{TC1,2}=24,62(90,80)$ m ²
$N_{placas}=10$	$N_{placas1,2}=2(9)=11$	$N_{placas1,2}=2(9,5)=12$	$N_{placas1,2}=3(9)=12$
$P_c=1,61$ Pa	$P_{c1,2}=1,61$ Pa	$P_{c1,2}=1,61$ Pa	$P_{c1,2}=1,61$ Pa
$P_f=4,04$ Pa	$P_{f1,2}=2,47(2,50)$ Pa	$P_{f1,2}=2,61(2,37)$ Pa	$P_{f1,2}=2,33(2,58)$ Pa

Como se observa en los resultados anteriores, considerando temperaturas intermedias en el enfriamiento de las vinazas se divide la operación en dos etapas de intercambio de calor, con la inclusión de un enfriador de placas en cada una. La alternativa de mejores resultados la constituye el enfriamiento en dos etapas de intercambio de calor considerando temperatura intermedia de las vinazas de $T = 62^{\circ}C$, para la cual se necesita una masa de agua de 153 226,64 kg/h y dos enfriadores de placas que proporcionen un área de transferencia de calor total de 115,42 m², con 12 placas y

caídas de presión por los lados de los fluidos frío y caliente promedio de 2,455 Pa y 1,61 Pa, respectivamente.

Por otra parte, el diseño de las torres de enfriamiento se rige por la metodología reportada en Treybal (1978):

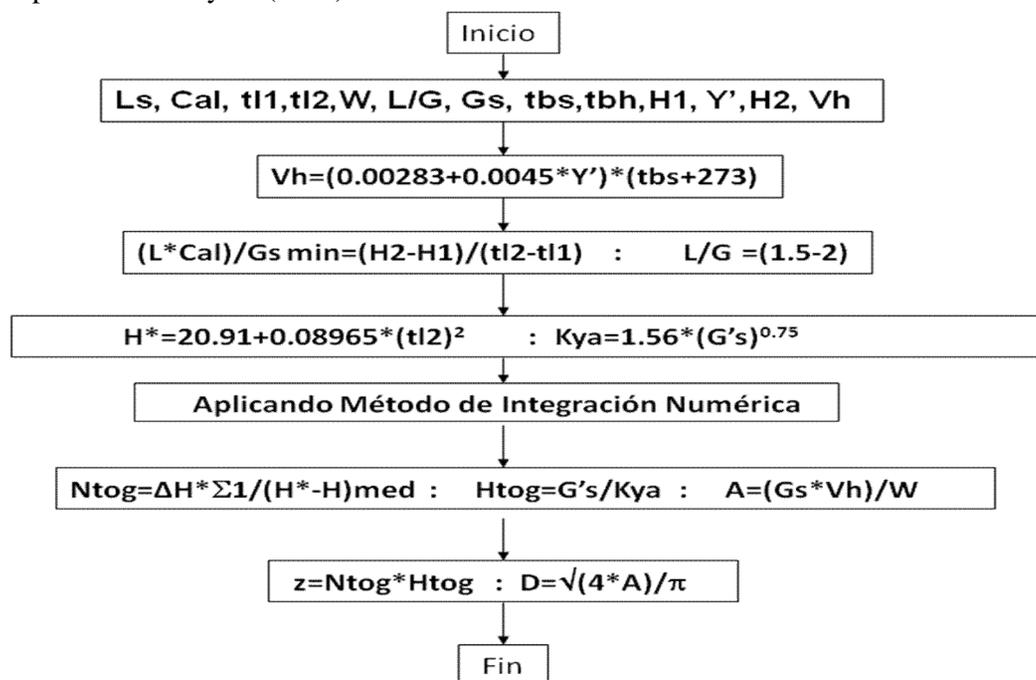


Figura 3. Metodología de diseño para torres de enfriamiento

La integración de ambos equipos demanda que el flujo de agua a tratar en la torre de enfriamiento sea el requerido para el intercambio de calor con las vinazas. De ahí que en la torre se trabaja con los flujos óptimos de agua y las temperaturas para enfriamiento hallados en el cálculo de los intercambiadores de calor.

Tabla 5. Resultados del diseño de la torre de enfriamiento

Parámetros de diseño para diferentes valores de L/G

$m_{\text{agua}} = 153226,64 \text{ kg/h}$

$T_{\text{ent agua}} = 42 \text{ }^{\circ}\text{C}$

L/G=1,927	L/G=1,955	L/G=1,97	L/G=1,9815
z=13,43 m	z=13,38 m	z=13,35 m	z=13,335 m
A=32,96 m ²	A=32,49 m ²	A=32,24 m ²	A=32,06 m ²
D=6,48 m	D=6,43 m	D=6,409 m	D=6,39 m

Como se observa en los resultados previos, fijando la masa de agua requerida para enfriamiento y la temperatura de entrada del agua a la cual el costo de operación es mínimo, la torre de enfriamiento óptima es la que cumple con una relación de flujos de alimentación de 1,97; con valores de sus parámetros de diseño altura de empaque de 13,35 m, área de 32,24 m² y diámetro de 6,409 m.

En el diseño de la torre de enfriamiento se aplicó el método de optimización del Sector Áureo para encontrar la relación de flujos de entrada L/G óptima para el equipo.

El método del Sector Áureo es un método directo, ligeramente menos eficiente que el de Fibonacci y consiste en poner las experiencias en distancias equidistantes de los

extremos, dado por $0,618 L$, donde L es la longitud del intervalo Mayo (1998). Se realizaron los cálculos de la función a optimizar y se desearon intervalos donde era improbable que se hallara el óptimo; repitiéndose el procedimiento hasta encontrar el valor óptimo de la variable analizada.

El valor de la relación L/G varía entre 1,5 y 2.

Los valores de dicha relación para los cuales se hicieron los cálculos de diseño fueron 1,927; 1,955; 1,97; 1,9815; obtenidos con la aplicación del método Sector Áureo, desechando los intervalos de la relación donde no era posible hallar el óptimo. El valor mínimo del costo de operación es, en última instancia, el que determina la relación óptima de flujos de trabajo para el equipo.

En la determinación de las condiciones de diseño y operativas óptimas de la torre de enfriamiento se procedió a determinar el comportamiento de los costos de operación para la variación de la relación L/G , como se muestra en la Figura 4.

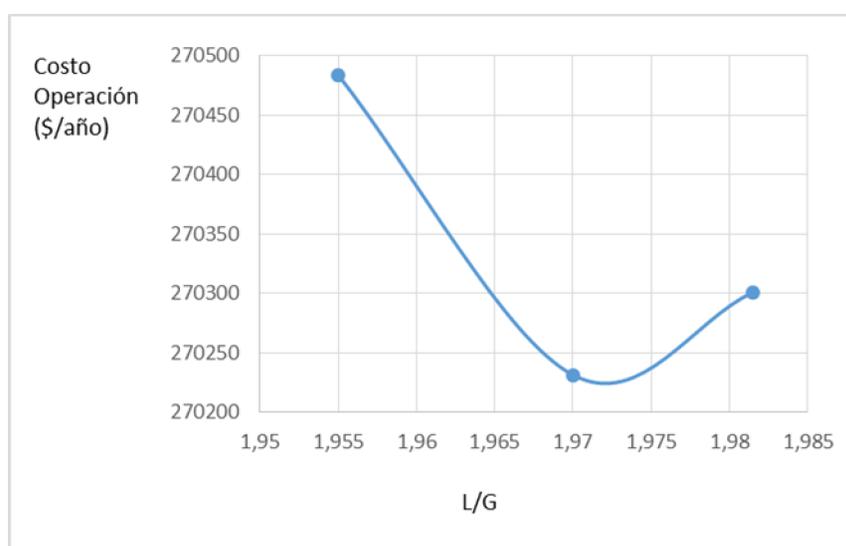


Figura 4. Comportamiento del costo de operación ante la variación de la relación L/G para $T = 42^\circ\text{C}$

Se pudo concluir del análisis del comportamiento del costo de operación ante la variación de la relación L/G es menor a la temperatura de entrada del agua a la torre de enfriamiento de $T=42^\circ\text{C}$ y al valor de la relación L/G de 1,97.

3.3. Cálculo del costo mínimo de operación para los equipos de la etapa de preparación de vinazas.

Por último, se efectuó el cálculo del costo de operación de ambos equipos, teniendo en cuenta que el costo de materias primas, en este caso agua total, relaciona ambos equipos. Por tanto se incluyó el costo del agua de enfriamiento en la torre de enfriamiento.

Se asumió en el costo de los suministros los costos de electricidad debidos a los consumos de potencia de los motores de las bombas en ambos sistemas y del ventilador de la torre de enfriamiento.

Se dispuso de los siguientes resultados parciales:

- La óptima temperatura del agua de enfriamiento a la salida del IC fue 42°C

- La óptima relación de flujos L/G de entrada a la torre de enfriamiento fue 1,97
- Las masas de agua de enfriamiento óptimas para uno y dos intercambiadores de placas fueron 156 262 y 153 226,64 kg/h, respectivamente.

Los datos necesarios como la potencia del ventilador y los motores de las bombas fueron localizados en Chilton (1960) y (Peters y Timmerhaus, 1980), respectivamente.

Los índices de costo actualizados fueron hallados en González (2012).

Los precios usados fueron, para el agua 0,10 \$/m³ de agua y para la electricidad 0,14 \$/kWh.

Se consideró en todos los casos duplicar las bombas de agua de enfriamiento y de agua de reposición, considerando la fiabilidad del sistema y la conveniencia de redundar los equipos con componentes móviles, más susceptibles a roturas y fallos.

El costo de inversión para adquirir las bombas requeridas en la etapa de preparación de vinazas fue de 19566,25\$.

Las ecuaciones a emplear fueron:

Regla de 0,6 (Actualización de costos):

$$Costo_{Actual} = Costo_{Original} \frac{\text{Índice}_{Actual}}{\text{Índice}_{Original}} \quad (4), \text{ según (Peters y Timmerhaus, 1980)}$$

Y según (Rosabal y Garcell, 2006):

Balance de energía mecánica:

$$H = \Delta Z + \left(\frac{\Delta P}{\rho} * g \right) + \left(\frac{\alpha * \Delta V^2}{2} * g \right) + hp \quad (5)$$

$$hp = f * \left(\frac{1}{D} + \sum K \right) * \left(\frac{V^2}{2} * g \right) \quad (6)$$

La metodología para el cálculo del costo de operación fue tomada de (Peters y Timmerhaus, 1980).

Los resultados obtenidos fueron los siguientes:

Tabla 6. Costos de materias primas (MP), suministros (S) y mínimos de operación del equipamiento

<i>Equipos y Condiciones de operación</i>	<i>Características del diseño o dimensionamiento</i>	<i>Costos (\$/año)</i>
Torre de enfriamiento acoplada a los intercambiadores de placas	z =13,38 m A=32,24 m ² D=6,409 m	(MP) 121381,117
T _{ent agua} =42°C m _{agua} =153 226,64 kg/h L/G=1,97		(S) 62716,2416 272393,3441
Intercambiadores de placas	U=1 MP080 kcal/h*m ² *°C A _{TC} =115,42 m ² N _{placas} =12 P _c =1,61 Pa P _f =2,455 Pa	(MP) 0 (S) 4961,07 37815,03

Los costos de operación de los equipos reportados anteriormente fueron los mínimos para las condiciones operativas óptimas determinadas para cada uno de ellos por separado, y para la etapa de preparación de vinazas en general e igualmente las características de diseño del equipamiento de la etapa fueron las óptimas para el sistema en conjunto.

4. CONCLUSIONES

1. Se comprobaron los valores de los parámetros operacionales flujo de agua de enfriamiento requerida, de 153226,64 kg/h; temperatura de salida del agua de enfriamiento, de 42 °C; relación de flujos de entrada a la torre L/G, de 1,97; óptimos para la etapa de preparación de las vinazas.
2. Con la aplicación de las metodologías seleccionadas se obtuvieron los diseños óptimos de un intercambiador de calor de placas y una torre de enfriamiento
3. Se determinó mediante la optimización la relación óptima de los flujos de alimentación L/G a la torre de enfriamiento y para esta y el enfriador de placas se obtuvieron los mínimos costos de operación.

RECOMENDACIONES

Se sugiere la aplicación de las metodologías de diseño y optimización descritas en proyectos afines para el logro de la operación óptima y económica de etapas determinantes o de la totalidad de un proceso.

REFERENCIAS

- Laval., Intercambiadores de calor de placas de Alfa Laval Catálogo de productos para una calefacción y refrigeración confortables., ECR00047ES 0602, 2004, pp. 3-5.
- Almazán, O., Klibansky, M., Otero, M.A., Producción de proteína unicelular a partir de subproductos de la industria azucarera., Revista ICIDCA, Vol. 16, No.1, 1982, pp. 5-7.
- Chemical Engineering, Operation of plate heat exchangers., Aug,11, 1980, pp. 1-3.
- Chilton, C., Cost Engineering in the Process Industries., Ed Mc Graw-Hill, New York, 1960, pp. 104-105.
- Espinosa, R., Valores del área de transferencia de calor de una placa para intercambiadores de calor., Comunicación Personal, 2015.
- González, E., Aspectos Técnicos- Económicos en la proyección de Plantas Químicas., Ed. Cooperación, Iberoamérica y Espacio Mediterráneo, España, 2012, pp. 41-42.
- González, E. y Miño J., Vías para la gestión de conocimientos con apoyo de la comunidad científica para contribuir a la mitigación del impacto ambiental de la industria química y fermentativa., Capítulo 7, Ed. Universidad Nacional de Misiones, Argentina, 2015, pp.147-157.
- Hernández, M. T., Microbiología de la producción azucarera. Producciones microbianas derivadas., Ed Pueblo y Educación, La Habana, 1986, pp. 30-33.

- ICIDCA, G., PNUD. Manual de los derivados de la caña de azúcar., Serie Diversificación, México, DF., 1988, pp. 179-183
- Kern, D., Procesos de transferencia de Calor., Capítulo 6, Ed. Continental SA, México, 1999, pp. 131-143.
- Mayo, O., Técnicas Básicas de Optimización., Capítulo 4, Ed. Pueblo y Educación, La Habana, 1998, pp. 170-173.
- Peters, M. and Timmerhaus, K.D., Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Chapter 1, Ed. Mc Graw -Hill, Singapore, Chemical Engineering Series, 1980, pp. 464-466.
- Rodríguez, Z., Conservación de la crema de levadura *Torula* y *Saccharomyces cerevisiae* con bacterias lácticas para uso animal., Trabajo de Diploma Universidad de Granma, 2010, pp. 36-40.
- Rosabal, J. y Garcell, L., Hidrodinámica y separaciones mecánicas., Capítulo 8, Editorial Félix Varela, La Habana, 2006, pp. 85-90.
- Schmidt-Bretten, Catálogo de Intercambiadores de Calor de Placas Sellados Schimdt-Bretten, Ed. API Heat Transfer, Inc., 2006, pp. 1-5.
- Treybal, R., Operaciones con transferencia de masa., Capítulo 7, Ed. Mc Graw-Hill, Mexico, 1978, pp. 214-281.