

***DISEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR PARA  
INTENSIFICAR EL PROCESO DE OBTENCIÓN DE GLUCOSA EN  
LA UEB "CHIQUITICO FABREGAT"***

***DESIGN OF HEAT EXCHANGERS TO INTENSIFY THE GLUCOSE PROCESS  
IN THE "CHIQUITICO FABREGAT" MILLING***

Mariano F. Cortés Falcón<sup>1\*</sup> <https://orcid.org/0000-0001-6227-9869>  
Isleidy de la C. Ruíz Pérez<sup>1</sup> <https://orcid.org/0000-0002-1830-4526>  
Inés de la C. Alomá Vicente<sup>1</sup> <https://orcid.org/0000-0001-7066-9285>  
Erenio González Suárez<sup>1</sup> <https://orcid.org/0000-0001-5741-8959>  
Liliana E. Carrillo Alomá<sup>2</sup> <https://orcid.org/0000-0003-0497-7313>

<sup>1</sup> Departamento Ingeniería Química. Facultad de Química y Farmacia. Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas Cuba. Carretera a Camajuaní. Km 5 ½. Santa Clara, Villa Clara, Cuba.

<sup>2</sup> Departamento de Licenciatura en Contabilidad y Finanzas. Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas. Carretera a Camajuaní. Km 5 ½. Santa Clara, Villa Clara, Cuba.

Recibido: Enero 7, 2019; Revisado: Febrero 8, 2019; Aceptado: Junio 12, 2019

**RESUMEN**

**Introducción:**

En la UEB "Chiquitico Fabregat" se propone la obtención de glucosa a partir de la inversión enzimática de la sacarosa, empleando invertasa inmovilizada; el proceso requiere una etapa de evaporación a múltiple efecto que reporta baja economía de vapor y el licor producido presenta alta temperatura lo que dificulta la velocidad de cristalización.

**Objetivo:**

Diseñar un intercambiador de tubo y coraza líquido-vapor y otro líquido-líquido, para ubicarlos a la entrada y salida del múltiple efecto, respectivamente, para mejorar la economía de vapor e intensificar la velocidad de cristalización de la siguiente etapa del proceso de obtención de glucosa.

**Materiales y Métodos:**

Para el diseño de los intercambiadores de calor se aplicó la metodología propuesta por Kern (1988), basada en el método tradicional de la media logarítmica de la diferencia de temperatura y se determinaron los costos total del equipamiento y de inversión aplicando la metodología propuesta por (Peters et al., 2003).



Copyright © 2020. 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: Mariano Cortés, Email: [marianocf@uclv.edu.cu](mailto:marianocf@uclv.edu.cu)



### **Resultados y Discusión:**

Se diseñan e intercalan en el múltiple efecto los intercambiadores de calor, líquido-vapor y líquido- líquido, lográndose un incremento de la economía de vapor de 2,63 a 3,59; el licor se enfría hasta 30°C favoreciendo la velocidad de cristalización.

### **Conclusiones:**

El diseño de intercambiadores de calor de tubos y coraza de tipo líquido-vapor y líquido –líquido con áreas 18,09 m<sup>2</sup> y 10,5 m<sup>2</sup> respectivamente, intercalados a la etapa de evaporación de la planta de producción de glucosa requiere de un presupuesto de \$ 98 753,79.

**Palabras clave:** azúcar refino; evaporación; glucosa; hidrólisis enzimática; intercambiadores de calor.

### **ABSTRACT**

#### **Introduction:**

It's proposed to obtain glucose from the enzymatic inversion of sucrose, using immobilized invertase in "Chiquitico Fabregat" UEB. The process requires a multi-effect evaporation step that reports low steam economy and produced liquor presents high temperature which makes difficult the crystallization speed.

#### **Objective:**

To design a tube and shell exchanger liquid-steam and a liquid-liquid exchanger, to place them respectively at the entrance and exit of multiple effect, in order to improve the steam economy and intensify the next stage crystallization speed in glucose obtaining process.

#### **Materials and Methods:**

The methodology proposed by Kern (1988) was applied for exchangers design, based on the traditional method of logarithmic mean of temperature difference and the total equipment and investment costs were determined applying the methodology proposed by (Peters et al., 2003).

#### **Results and Discussion:**

Heat exchangers, liquid-steam and liquid-liquid are designed and intercalated in the multiple effect, achieving an steam economy of 2.63 to 3.59; the liquor is cooled to 30°C favoring crystallization speed.

#### **Conclusions:**

Design of heat exchangers of tubes and shells of liquid type -vapor and liquid-liquid with areas of 18,09 m<sup>2</sup> and 10,5 m<sup>2</sup> respectively, intercalated in evaporation stage of the glucose production plant requires a budget of \$ 98 753.79.

**Keywords:** refined sugar; evaporation; glucose; enzymatic hydrolysis; heat exchangers.

## **1. INTRODUCCIÓN**

En Cuba la producción de glucosa se desarrolla a partir del almidón de maíz tanto por hidrólisis ácida como enzimática en la planta de Cienfuegos y del azúcar refino por

hidrólisis ácida en la Unidad Empresarial de Base "Chiquitico Fabregat" Villa Clara y "Argentina" de Camagüey.

En "Chiquitico Fabregat" existe una planta productora de glucosa y fructosa a partir de la inversión ácida de la sacarosa. La glucosa obtenida en dicha planta es empleada como materia prima en la obtención de sorbitol. Este proceso presenta dificultades en su tecnología, lo cual afecta el rendimiento y calidad de la glucosa obtenida. Según (Kurup et al., 2005) y (Nasef et al., 2005) la inversión de la sacarosa en medio ácido presenta los siguientes inconvenientes: bajo grado de inversión, alto consumo de sacarosa, elevado tiempo de reacción, aporta color y sabor no característico del azúcar invertido, origina corrosión y la presencia de residuos ácidos en el producto lo que representa un problema de salud.

Según estudios realizados por Hernández (2016) se propone sustituir la etapa de inversión ácida en el proceso de obtención de glucosa a partir de azúcar refinado por la de inversión enzimática empleando el conjugado invertasa-quitosano inmovilizado en un soporte sólido de quitina-carboximetilcelulosa.

Para la modificación que se propone, se requiere colocar dos tanques agitados para la preparación de la disolución de azúcar refinado y el reactor enzimático de lecho fijo.

La concentración del azúcar invertido obtenido en el reactor es de 30 °Bx, a continuación se requiere de una etapa de evaporación para concentrar el licor hasta 78-79 °Bx, concentración adecuada para la etapa de cristalización.

Según reporta Hernández (2016) la cantidad de glucosa producida por hidrólisis enzimática supera en 1,53 veces a la obtenida por vía ácida, lo que se atribuye a la efectividad de la acción enzimática en el rendimiento y productividad del proceso.

El diseño del sistema de evaporación para dicho proceso, propuesto por Rivero (2017), consta de un cuádruple efecto con área calórica de 14 m<sup>2</sup> para cada vaso, operando en paralelo, que tiene como ventajas las siguientes: mayor rendimiento del proceso, estabilidad microbiológica y química de la glucosa, se logra continuidad del proceso, no hay presencia de corrosión, se elimina el empleo de ácido y no se generan cenizas.

Según reportan Paret (2019) y Brizuela (2015), la obtención de glucosa por vía enzimática ofrece mayores ventajas que la glucosa obtenida por inversión ácida. La propuesta tecnológica para la obtención de glucosa por vía enzimática implica cambios en las etapas del proceso de disolución e inversión, además Rivero (2017) propone una etapa de evaporación para concentrar el jarabe invertido de 30 °Bx a 79 °Bx. Este trabajo tiene como objetivo diseñar un intercambiador de tubo y coraza (líquido-vapor) y otro líquido-líquido, para ubicarlos a la entrada y salida del múltiple efecto, respectivamente, a fin de mejorar la economía de vapor e intensificar la velocidad de cristalización de la siguiente etapa del proceso de obtención de glucosa.

## **2. MATERIALES Y MÉTODOS**

### **2.1. Diseño de intercambiadores**

Para el diseño de los intercambiadores de calor de tubo y coraza se aplicó la metodología propuesta por Kern (1988), basada en el método tradicional de la media logarítmica de la diferencia de temperatura (MLDT).

### **2.2. Análisis económico**

### **2.2.1. Costo de adquisición del equipamiento**

El cálculo del costo total del equipamiento se realizó siguiendo la metodología propuesta por (Peters et al., 2003).

### **2.2.2 Cálculo del Costo Total de Inversión**

Se puede determinar el Costo Total de Inversión (CTI), según la Ecuación 1,

$$CTI = CFI + 0,15 \cdot CFI \tag{1}$$

El Capital Fijo de Inversión, se calcula, según la expresión:

$$CFI = CD + CI \tag{2}$$

Los Costos Totales Directos e Indirectos se calculan mediante las siguientes expresiones:

$$CD = \text{Costo de instalación} + \text{Instrumentación y Control} + \text{Tuberías y accesorios} + \text{Sistema eléctrico} \tag{3}$$

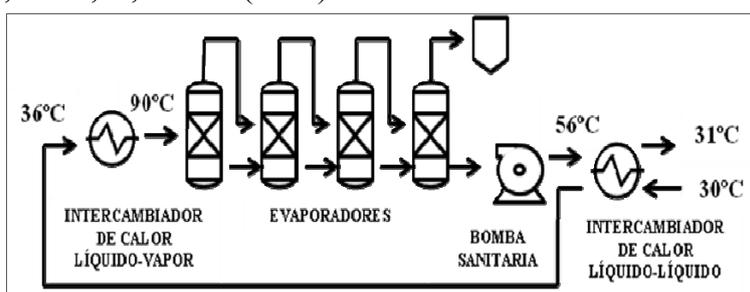
$$CI = \text{Ing y Supervisión} + \text{Construcc y Mantenimiento} + \text{Gastos Legales} \tag{4}$$

Siendo, CTI: Costo total de inversión (\$); CFI: Capital fijo de inversión (\$); CD: Costos directos (\$); CI: Costos indirectos (\$).

Tomando como referencia la Tabla 6-9 (Peters et al., 2003), se procede a estimar en función del costo de adquisición, cada uno de los restantes componentes de los costos directos, costos indirectos, capital fijo de inversión y el costo total de inversión.

## **3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN**

De la etapa de evaporación el licor sale concentrado a 79°Bx a una temperatura de 56°C, el mismo debe ser enfriado a temperatura ambiente en un tanque, lo cual demora dos días. Para intensificar esta etapa se propone colocar un intercambiador de calor líquido-líquido del tipo tubo y coraza donde dicho licor sea enfriado con el licor invertido a 30°Bx proveniente del reactor (Figura 1). Este licor precalentado (36°C) será calentado en un intercambiador líquido- vapor del mismo tipo hasta 90°C para ser alimentado al cuádruple efecto y se logra un incremento de la economía de vapor en esta etapa de 2,63 a 3,59, Rivero (2017).



**Figura 1.** Esquema tecnológico de la etapa de calentamiento del licor en el proceso de obtención de glucosa

### **3.1. Diseño del intercambiador de calor de tubo y concha para calentar la solución invertida a la entrada de los evaporadores (líquido- vapor)**

La circulación de los fluidos en el intercambiador será, por la coraza el vapor y por los tubos la disolución invertida; los fluidos se colocarán de esta forma para facilitar las operaciones de limpieza. Los datos de los flujos asociados al proceso se describen en la Tabla 1.

**Tabla 1.** Datos para los fluidos que circulan por el intercambiador

<i>Parámetro</i>	<i>Fluido caliente (vapor)</i>	<i>Fluido frío (disolución invertida)</i>
T <sub>1</sub> (°C)	115	36
T <sub>2</sub> (°C)	115	90
Flujo másico (kg/s)	0,052	0,6261
Calor latente (kJ/kg)	2 221	-
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	963,5	1127
Viscosidad (Pas)	0,052	0,0029
k (W/m°C)	0,304	0,268
a (m <sup>2</sup> )	0,0 085	0,031
G (kg/s*m <sup>2</sup> )	72,658	93,729
Cp (kJ/kg°C)	-	3,4 331

Las propiedades termofísicas de los fluidos que se reportan en la Tabla 1 fueron obtenidas en Pavlov (1981), Kern (1988) y de reportes de la industria en el período de estudio.

En las Tablas 2; 3; 4 y 5 se reportan los resultados del diseño y rechequeo del intercambiador líquido- vapor.

**Tabla 2.** Resultados del diseño del intercambiador líquido- vapor

<i>Nomenclatura</i>	<i>Datos</i>	<i>Ecuación</i>	<i>Resultado</i>
Q (W)	m= 0,6 261kg/s Cp=3,4 331 kJ/kg°C t <sub>e</sub> =36°C ; t <sub>s</sub> =90°C	$Q = m * Cp * \Delta t$ (5)	128 970,69
$\Delta t_{verd}$ (°C)	$\Delta t_1=85^\circ\text{C}$ $\Delta t_2=25^\circ\text{C}$	$MLDT = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)}$ (6)	49,02
A (m <sup>2</sup> )	Q = 128 970,69 W $\Delta t_{verd}= 49,02^\circ\text{C}$ Ud=568 W/m <sup>2</sup> °C	$A = Q / \Delta t_{verd} * Ud$ (7)	4,35
A de TC de un tubo (m <sup>2</sup> )	L=5 m Sup. de TC (STC)=0,1 963(pie <sup>2</sup> /pie)	$A_{tc\ tubo} = L * STC$ (8)	0,29
# de tubos	$A_{tc} = 3,08\text{m}^2$ $A_{tc} = 0,29\text{m}^2$	$Nt = (A_{tc} / A_{tc\ tubo})$ (9)	36,54
Área de TC real (m <sup>2</sup> )	Nt = 62 (Tabla 9) $A_{tc} = 0,29\text{m}^2$	$A_{real} = (N_{tubos} / A_{tc\ tubo})$ (10)	18,09
Ud (W /m <sup>2</sup> °C)	Q=128 970,69 W $\Delta t_{verd}=49,02^\circ\text{C}$ ATCreal= 18,09m <sup>2</sup>	$Ud = \frac{Q}{\Delta t_{verd} * A_{tc}}$ (11)	145,40

a<sub>s</sub> o a<sub>t</sub>, Área de flujo (m<sup>2</sup>); G, Velocidad másica (kg/s\* m<sup>2</sup>); Q, Calor transferido (W); DE, diámetro exterior (m); DI, Diámetro interior (m); L, Longitud de los tubos (m); MLDT, Media logarítmica de la diferencia de temperatura (°C); Cp, Calor específico (kJ/kg°C); T o t, Temperatura (°C); m, Flujo másico (kg/s); A, Área de transferencia de calor (m<sup>2</sup>); Ud, coeficiente global de transferencia de calor de diseño (W/°C\*m<sup>2</sup>).

El valor de  $U_d$  se selecciona en la Tabla 8, (Kern, 1988), se tomó sustancias orgánicas medias. Según se aprecia en la Tabla 2 el coeficiente global ( $U_d$ ) seleccionado es  $568 \text{ W/m}^2\text{°C}$  al que le corresponde un área de transferencia de calor de  $4,35\text{m}^2$ . Al seleccionar el intercambiador normalizado siguiendo la Norma TEMA, referenciada por Salazar (2001), se obtiene un intercambiador de área  $18,09 \text{ m}^2$ , este valor de área obtenido es superior al calculado lo cual posibilita trabajar un mayor período de tiempo sin incrustaciones y con mayores flujos de procesos.

**Tabla 3.** Datos del intercambiador de calor líquido- vapor seleccionado

<i>Parámetro</i>	<i>Valor</i>
Nt	62
n	2
D (pulg)	10
Arreglo triangular $\frac{3}{4}$ plg	18 BWG
A real TC ( $\text{m}^2$ )	18,09
$U_{d,real}$ ( $\text{W/m}^2\text{°C}$ )	145,40
DI(m)	0,016
DE(m)	0,2 049
Af( $\text{m}^2$ )	0,031
N	12

Nt, Número de tubos reales; n, Número de pasos por los tubos; D, Diámetro de la coraza (plg); A, Área de transferencia de calor ( $\text{m}^2$ );  $U_d$ , coeficiente global de transferencia de calor de diseño ( $\text{W/°C}\cdot\text{m}^2$ ); DE, diámetro exterior (m); DI, Diámetro interior (m); Af, Área de flujo de un tubo ( $\text{m}^2$ ); N, Número de deflectores.

**Tabla 4.** Resultados de rechequeo del intercambiador líquido- vapor

<b>Nomenclatura</b>	<b>Datos</b>	<b>Ecuación</b>	<b>Resultado</b>
$h_i$ ( $\text{W/m}^2\text{°C}$ )	$\mu=0,0029\text{Pas}$ $k=0,268 \text{ W/m}^2\text{°C}$ $jH=6,5$ (Fig.24 pág 939) $Re=527,78$ ; $\Phi=1$ ; $D=0,016 \text{ m}$	$h_i = jH * \left(\frac{k}{D}\right) * \left(\frac{C_p * \mu}{k}\right)^{1/3} * \varphi$ (12)	237,85
$h_o$ ( $\text{W/m}^2\text{°C}$ )	Coraza: Vapor	-	1 500
$h_{io}$ ( $\text{W/m}^2\text{°C}$ )	DI = 0,016m DE = 0,2 049 m	$h_{io} = h_i * \left(\frac{DI}{DE}\right)$ (13)	273,60
$U_c$ ( $\text{W/m}^2\text{°C}$ )	$h_i = 237,85\text{W/m}^2\text{°C}$ $h_{io} = 273,60\text{W/m}^2\text{°C}$	$U_c = \frac{h_i * h_{io}}{h_i + h_{io}}$ (14)	265,08
$R_{dreq}$ ( $\text{m}^2\text{°C/ W}$ )	$R_{di} = 0,001$ Tabla 12 pág.851 $R_{do} = 0,002$ Tabla 12 pág.851	$R_{dreq} = R_{di} + R_{do}$ (15)	0,003
$R_{dcalc}$ ( $\text{m}^2\text{°C/ W}$ )	$U_c = 265,08\text{W/m}^2\text{°C}$	$R_{dcalc} = \frac{U_c - U_d}{U_c * U_d}$	0,0034

	$U_d = 145,40 \text{ W/m}^2\text{C}$	(16)	
% área en exceso	$R_{dcalc} = 0,0034$ $R_{dreq} = 0,0030$	$\% = \frac{R_{dcalc} - R_{dreq}}{R_{dreq}} * 100$ (17)	3,48

$h_{o,i}$ , Coeficientes peliculares de transferencia de calor del fluido interno y fluido externo ( $\text{W/m}^2\text{C}$ );  $h_{io}$ , Valor de  $h_i$  corregido en función de diámetro interior y exterior de los tubos ( $\text{W/m}^2\text{C}$ );  $jH$ , Factor de transferencia de calor (adimensional);  $k$ , Conductividad térmica ( $\text{W/m}^2\text{C}$ );  $C_p$ , Calor específico ( $\text{kJ/kg}^{\circ}\text{C}$ );  $U_c$ , Coeficiente total de transferencia de calor limpio ( $\text{W/m}^2\text{C}$ );  $U_d$ , Coeficiente total de transferencia de calor de diseño ( $\text{W/m}^2\text{C}$ );  $\Phi$ , Razón de viscosidad (adimensional);  $R_{do,i}$ , Factores de obstrucción del lado exterior e interior de los tubos ( $\text{m}^2\text{C/W}$ ).

En la Tabla 4 se realiza el rechequeo del intercambiador que se propone en el diseño; el factor de obstrucción calculado según condiciones de diseño es superior al requerido de acuerdo a la Tabla 12. Kern (1988), esto significa que el intercambiador propuesto puede operar un tiempo suficiente cumpliendo las condiciones térmicas del proceso sin necesidad de parada para limpieza.

**Tabla 5.** Resultados del cálculo de la caída de presión en el intercambiador de calor líquido- vapor

<i>Nomenclatura</i>	<i>Datos</i>	<i>Ecuación</i>	<i>Resultado</i>
$\Delta P_{\text{tubos}}$ (Pa)	$\Delta P_r = 112,86 \text{ Pa}$ $\Delta P_l = 360,15 \text{ Pa}$	$\Delta P_t = \Delta P_r + \Delta P_l$ (18)	473,01
$\Delta P_r$ (Pa)	$\xi = 0,12$ $n = 2$ ; $L = 16 \text{ pie}$ ; $D = 0,652 \text{ plg}$ $G_t = 8,7075 (\text{kg/s} \cdot \text{pie}^2)$	$\Delta P_r = \xi * n * \frac{L}{D} * \frac{G_t^2}{2}$ (19)	112,86
$\Delta P_l$ (Pa)	$\zeta = 9,5$ $G_t = 8,7075 (\text{kg/s} \cdot \text{pie}^2)$	$\Delta P_l = \zeta * \frac{G_t^2}{2}$ (20)	360,15
$\Delta P_{\text{coraza}}$ (Pa)	$\Delta P_{\text{pent-sal}} = 336,40 \text{ Pa}$ $\Delta P_{\text{giros}} = 410,15 \text{ Pa}$ $\Delta P_{\text{cruce haz}} = 26979,16 \text{ Pa}$	$\Delta P_c = \sum \Delta P$ $\sum \Delta P = \Delta P_{\text{pent sal}} + \Delta P_{\text{cruce haz}} + \Delta P_{\text{giro}}$ (21)	27 725,72
$\Delta P_{\text{pent sal}}$ (Pa)	$\zeta = 3$ ; $G_s = 6,75$ $\text{kg/s} \cdot \text{pie}^2$	$\Delta P_{\text{pent sal}} = \zeta t * \frac{G_s^2}{2}$ (22)	336,40
$\Delta P_{\text{giros}}$ (Pa)	$\zeta = 1,5$ ; $G_s = 6,75$ $\text{kg/s} \cdot \text{pie}^2$	$\Delta P_{\text{giros}} = \zeta t * N * \frac{G_s^2}{2}$ (23)	410,15
$\Delta P_{\text{cruce haz}}$ (Pa)	$N = 12$ ; $\zeta = 91,07$ ; $G_s = 6,75 \text{ kg/s} \cdot \text{pie}^2$	$\Delta P_{\text{cruce haz}} = \zeta (N + 1) * \frac{G_s^2}{2}$ (24)	26 979,16

$\Delta P$ , Caída de presión (Pa);  $\Delta P_t$ , Caída de presión por los tubos (Pa);  $\Delta P_r$ , Caída de presión por rozamiento (Pa);  $\Delta P_l$ , Caída de presión por pérdidas locales (Pa);  $\xi$ , Coeficiente de resistencia local;  $\zeta$ , Factor de fricción;  $n$ , Número de pasos;  $L$ , Longitud de los tubos ( $\text{m}^2$ );  $D$ , Diámetro (m);  $G_{s,t}$ , Masa velocidad ( $\text{kg/s} \cdot \text{pie}^2$ );  $\Delta P_c$ , Caída de presión por la coraza (Pa).

Los cálculos hidráulicos reportados en la Tabla 5 muestran la caída de presión por el

lado de los tubos y por la coraza, según la metodología descrita por Pavlov (1981). Los resultados obtenidos cumplen con la norma establecida (menor que 68 947,6 Pa). Este parámetro debe tenerse en cuenta para la selección de la bomba a emplear en el sistema.

### 3.2. Diseño del intercambiador de calor de tubo y concha para enfriar la disolución invertida concentrada que sale de los evaporadores (Líquido- líquido)

La circulación de los fluidos en el intercambiador, sería, por la concha la disolución invertida de sacarosa a 79°Bx y por los tubos la disolución invertida de sacarosa a 30°Bx. Los datos de los flujos asociados al proceso se describen en la Tabla 6.

**Tabla 6.** Datos para los fluidos que circulan por el intercambiador

<b>Parámetro</b>	<b>Fluido Caliente(disolución invertida de sacarosa a 79°Bx)</b>	<b>Fluido Frío(disolución invertida de sacarosa a 30°Bx)</b>
T <sub>1</sub> (°C)	56	30
T <sub>2</sub> (°C)	31	36
Flujo másico(kg/s)	0,238	0,6261
C <sub>p</sub> (kJ/kg°C)	2,2 022	3,4 331
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	1 405,6	1 127
Viscosidad (Pas)	0,3 085	0,0 029
K (W/m°C)	0,253	0,268
a (m <sup>2</sup> )	0,0 038	0,027
G(kg/s*m <sup>2</sup> )	61,35	244,77

En las Tablas 7; 8; 9 y 10 se reportan los resultados del diseño y rechequeo de este intercambiador. Para el cálculo se emplearon las ecuaciones de la 5 a la 24.

**Tabla 7.** Resultados del diseño del intercambiador líquido- líquido

<b>Nomenclatura</b>	<b>Datos</b>	<b>Resultado</b>
Q (W)	F= 0,238 kg/s C <sub>p</sub> =2,2 022 kJ/kg°C T <sub>1</sub> =56°C ; T <sub>2</sub> =31°C	13 104,4
Δt verdadera (°C)	Δt <sub>1</sub> =19,9°C Δt <sub>2</sub> =1°C	5,37
Área de TC (m <sup>2</sup> )	Q = 13 103,4 W Δt <sub>verd</sub> = 5,37°C U <sub>d</sub> =227,2 W/m <sup>2</sup> °C	10,73
A de TC tubo (m <sup>2</sup> )	L=5 m Sup. de TC=0,1 963(pie <sup>2</sup> /pie)	0,29

**Tabla 8.** Datos del intercambiador de calor líquido- líquido seleccionado

<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>
Nt	36

n	2
D (pulg)	8
arreglo triangular $\frac{3}{4}$ plg	10 BWG
A real TC(m <sup>2</sup> )	10,50
Ud <sub>real</sub> (W/m <sup>2</sup> °C)	232,19
DI(m)	0,012
DE(m)	0,2 049
A <sub>f</sub> (m <sup>2</sup> )	0,016
N	12

**Tabla 9.** Resultados del rechequeo del intercambiador líquido- líquido

<i>Nomenclatura</i>	<i>Datos</i>	<i>Resultado</i>
Hi(W/m <sup>2</sup> °C)	$\mu=0,3\ 085\text{Pas};$ $k=0,253\ \text{W/m}^\circ\text{C}$ $jH=1,3$ $Re=385,53; \Phi=1; D=0,012\ \text{m}$	364,11
Ho (W/m <sup>2</sup> °C)	$\mu=0,0\ 029\text{Pas}; k=0,242$ $\text{W/m}^\circ\text{C}$ $jH=30; Re=1\ 162,91; \Phi=1;$ $D=0,15\ \text{m}$	2 033,07
Hio (W/m <sup>2</sup> °C)	$DI = 0,012\text{m}$ $DE = 0,2\ 049\ \text{m}$	6 098,51
Uc (W/m <sup>2</sup> °C)	$hi = 364,11\ \text{w/m}^\circ\text{C}$ $hio = 6\ 098,51\ \text{w/m}^\circ\text{C}$	1 524,76
Rd req (m <sup>2</sup> °C / W)	$Rdi = 0,001$ $Rdo = 0,002$	0,003
Rd calc (m <sup>2</sup> °C / W)	$Uc = 1\ 524,76\ \text{w/m}^\circ\text{C}$ $Ud = 232,19\ \text{w/m}^\circ\text{C}$	0,004
% área exceso	$Rdcalc = 0,004$ $Rdreq = 0,0030$	21,6

**Tabla 10.** Resultados del cálculo de la caída de presión en el intercambiador de calor líquido- líquido

<i>Nomenclatura</i>	<i>Datos</i>	<i>Resultado</i>
$\Delta P_{\text{tubos}}$ (Pa)	$\Delta P_r=5,20\ \text{Pa}$ $\Delta P_l=8,97\ \text{Pa}$	14,18
$\Delta P_r$ (Pa)	$\xi=0,17; n=2; L=16\ \text{pie};$ $D=0,482\ \text{pulg.}$ $G_t=5,70\ (\text{kg/s}\cdot\text{pie}^2)$	5,20
$\Delta P_l$ (Pa)	$\zeta=9,5$ $G_t=5,70\ (\text{kg/s}\cdot\text{pie}^2)$	8,97

$\Delta P_{\text{coraza}}$ (Pa)	$\Delta P_{\text{ent-sal}}=776,05\text{Pa}$ $\Delta P_{\text{giros}}=388,02\text{Pa}$ $\Delta P_{\text{cruce haz}}=97\,202,62\text{ Pa}$	98 366,71
$\Delta P_{\text{ent sal}}$ (Pa)	$\zeta=3$ $G_s=22,74\text{kg/s}\cdot\text{pie}^2$	776,05
$\Delta P_{\text{giros}}$ (Pa)	$\zeta=1,5$ $G_s=22,74\text{kg/s}\cdot\text{pie}^2$	388,02
$\Delta P_{\text{cruce haz}}$ (Pa)	$N=12$ $\zeta=28,90$ $G_s=22,74\text{kg/s}\cdot\text{pie}^2$	97 202,62

En la Tablas 8; 9 y 10 se muestran los resultados del diseño y rechequeo del intercambiador líquido-líquido propuesto, el equipo seleccionado cumple los requerimientos de área necesario para garantizar las condiciones térmicas del proceso, así como las condiciones hidráulicas.

### 3.3. Evaluación económica de la propuesta de inversión

Al proponer la instalación de un intercambiador de calor líquido-líquido a la salida del múltiple efecto se logra incrementar la temperatura del licor que se va a evaporar en 6°C, esto implica un ahorro de vapor que asciende a 88,128 t para un ciclo de trabajo de 170 días.

El consumo de vapor en el múltiple, alimentando el licor a 30°C, es de 0,058 kg/s; para un ciclo de 170 días se consumen 851,904 t, lo que implica un costo de \$ 3 492,8 064, según reporte del Departamento de Contabilidad en la fábrica, el precio del vapor es de 4,2 \$/t. Cuando el licor se alimenta a 36°C, el consumo de vapor es de 0,052 kg/s, por lo que el costo para un ciclo de 170 días asciende a \$ 3 131,4 816. Con la nueva propuesta la planta ahorra 360,3 248 \$/año.

#### 3.3.1. Costo de adquisición de los intercambiadores

El costo de adquisición de los intercambiadores de calor se determinaron según reporta (Peter et al., 2003) y se actualizan a través de la Ecuación 25. Los índices de costo original 1991 y actualizado 2018 según Ruíz (2018) son 356 y 572,9 respectivamente. Los resultados se resumen en la Tabla 11.

$$\text{Costo actual} = \frac{\text{Costo original} \cdot \text{índice actual}}{\text{índice original}} \quad (25)$$

**Tabla 11.** Costo del equipamiento

<i>Equipo</i>	<i>No de equipos</i>	<i>Costo original (\$)</i>	<i>Costo actual (\$)</i>
Intercambiadores de calor	2	18 000	28 966,85

#### 3.3.2. Cálculo del Costo Total de Inversión

El uso de la metodología propuesta por (Peters et al., 2003), permite la estimación del resto de los componentes del costo de inversión, según se reporta en la Tabla 12.

**Tabla 12.** Estimación de los costos de inversión de los intercambiadores propuestos

<b>Estimación de los Costos Directos (CD)</b>		
<b>Componentes</b>	<b>%</b>	<b>Costo (\$)</b>
Costo de equipamiento (E)		28 966,85
Instrumentación y control	26% (E)	7 531,38
Instalación	39% (E)	11 297,07
Instalaciones eléctricas	10% (E)	2 896,68
Tuberías	31% (E)	8 979,72
Facilidades de servicio	55% (E)	15 931,77
CD		75 603,47
<b>Estimación de los Costos Indirectos (CI)</b>		
<b>Componentes</b>	<b>%</b>	<b>Costo (\$)</b>
Ingeniería y supervisión	32% (E)	9 269,39
CI		9 269,39
CD+CI		85 872,86
<b>Otros Componentes</b>	<b>%</b>	<b>Costo (\$)</b>
Derecho de contrato	5% (CD+CI)	4 293,64
Contingencia	10% (CD+CI)	8 587,28
<b>Costo Fijo de Inversión (CFI)</b>		85 872,86
<b>Costo Total de Inversión(CTI)</b>		98 753,79

#### 4. CONCLUSIONES

1. El diseño de los intercambiadores de calor de tubo y coraza permitió determinar el área de transferencia de calor, siendo para el intercambiador líquido-vapor de 18,09 m<sup>2</sup> y 10,5 m<sup>2</sup> para el intercambiador líquido-líquido.
2. La incorporación de intercambiadores de calor al área de evaporación de la planta de producción de glucosa por vía enzimática reduce el consumo de vapor y mejora potencialmente la eficiencia de la etapa de cristalización.
3. La instalación de intercambiadores de calor a la etapa de evaporación de la planta de producción de glucosa requiere de un presupuesto de \$ 98 753,79.

#### REFERENCIAS

- Brizuela, L.G., Estabilización funcional y operacional de enzimas hidrolíticas de interés industrial., Tesis presentada en opción al Grado Científico de Doctor en Ciencias Técnicas, Centro de Estudios Biotecnológicos, Universidad de Matanzas, Cuba, 2015.
- Hernández, R., Propuesta tecnológica para la obtención de glucosa por hidrólisis enzimática a partir del azúcar refinado., Tesis en opción al título de Ingeniero Químico, Facultad de Química y Farmacia, Universidad Central “Marta Abreu” de las Villas, Cuba, 2016.
- Kern, D., Procesos de transferencia de calor., Editorial Pueblo y Educación, 1988, pp. 184-950.

- Kurup, A.S., Subramani, H.J., Hidajat, K., & Ray, A.K., Optimal design and operation of SMB bioreactor for sucrose inversion., *Chemical Engineering Journal*, Vol. 108, No. 1-2, 2005, pp. 19-33.
- Nasef, M.M., Saidi, H., & Senna, M., Hydrolysis of sucrose by radiation grafted sulfonic acid membranes., *Chemical Engineering Journal*., Vol. 108, No. 1-2, 2005, pp. 13-17.
- Paret, A., Propuesta tecnológica para la etapa de hidrólisis enzimática en la producción de glucosa a partir de azúcar refinado., Tesis en opción al título de Ingeniero Químico, Facultad de Química y Farmacia, Universidad Central “Marta Abreu” de las Villas, Cuba, 2019.
- Pavlov, K.F., Problemas y ejemplos para el curso de Operaciones Básicas y Aparatos en Tecnología Química, Editorial Mir, Moscú, 1981, pp. 583-585.
- Peter, M.S., Timmerhaus, K.D., West R.E., *Plant Design and Economics for Chemical Engineers.*, Editorial Pueblo y Educación, New York, 2003, pp. 117-119.
- Rivero, B., Diseño del sistema de evaporación en la producción de glucosa por vía enzimática en la UEB “Chiquitico Fabregat”., Tesis en opción al título de Ingeniero Químico, Facultad Química y Farmacia, Universidad Central “Marta Abreu” de las Villas, Cuba, 2017.
- Ruiz, I., Propuesta de modificaciones a la producción de glucosa por vía enzimática en la UEB "Chiquitico Fabregat"., Tesis en opción al título de Ingeniero Químico, Facultad Química y Farmacia, Universidad Central “Marta Abreu” de las Villas, Cuba, 2018.
- Salazar, J.F., Diseño de equipos de transferencia de calor., Tesis presentada en opción al Grado Científico de Máster en Ciencias, Especialidad Ingeniería Mecánica, Universidad Autónoma de Nuevo León, México, 2001.

## **CONFLICTO DE INTERÉS**

Los autores declaran que no existe conflicto de interés.

## **CONTRIBUCIONES DE LOS AUTORES**

- M.Sc. Mariano F. Cortés Falcón. Obtuvo los datos reales en la industria. Aplicó la metodología de diseño de intercambiadores. Colaboró en la escritura y corrección del artículo.
- Ing. Isleidy de la C. Ruíz Pérez: Colaboró en el diseño de intercambiadores y escritura del artículo. Colaboró en el cálculo de los costos de inversión.
- Dra.C. Inés de la C. Alomá Vicente. Realizó balance energético, colaboró en la escritura y corrección del artículo.
- Dr.Sc. Erenio González Suárez. Orientación científica y consultor.
- Lic. Liliana Estela Carrillo Alomá. Evaluación económica y cálculo de costos de inversión.