

## Costo exergoeconómico de calentadores de jugo

Ing. Ulises Gabriel García, Fuerza Mexicana de Generación, SA de C.V, Veracruz, México.

Dr. Oscar M. Cruz Fonticiella, Universidad Central de Las Villas, Santa Clara, Cuba.

Dr. Jorge L. Moya Rodríguez, Universidad Central de Las Villas, Santa Clara, Cuba.

MSc. Jesús Betancourt Mena, Universidad Central de Las Villas, Santa Clara, Cuba.

### Resumen

Empleando el concepto de exergoeconomía a través de la Teoría del Costo Exergético, se determinan los costos exergéticos unitarios y exergoeconómicos unitarios de algunos de los intercambiadores de calor más utilizados en la Industria Azucarera, los calentadores de jugo mezclado. En un trabajo posterior se aborda la minimización de estos costos.

**Palabras claves:** Exergoeconomía; intercambiadores de calor; calentadores de jugo.

### Exergoeconomics of sugar juice heat exchangers

#### Abstract

Using the exergoeconomic concept, through the Exergetic Cost Theory, the exergetic unit costs and exergoeconomic unit costs are determined for mixed sugar juice heat exchangers, extensively used in the Sugar Industry. In a later work the minimization of these costs is approached.

**Key words:** Exergoeconomics; heat exchangers; sugar juice heaters.

### Nomenclatura

- A Matriz característica del sistema térmico de calentadores de jugo
- A Superficie de transferencia de calor del calentador de jugo,  $m^2$
- B Flujo exergético, kW
- $B^*$  Costo exergético del flujo exergético B, kW
- $\mathbf{B}^*$  Vector de costos exergéticos, kW
- $B_x$  Concentración (Brix) de sólidos solubles en la solución azucarada,  $^{\circ}B_x$
- $b_i$  Exergía física específica en los puntos i, kJ/kg
- BB Aumento de la exergía física para el jugo mezclado que se calienta, kW
- BW Flujo de exergía relacionado con el trabajo eléctrico o mecánico de la Bomba de Jugo, kW
- $BW^*$  Costo exergético del flujo de exergía BW, kW.
- c Costo exergoeconómico unitario, \$/GJ
- $c_o$  Costo unitario de la energía eléctrica, \$/GJ
- $c_p$  Calor específico del jugo mezclado, kJ/(kg.K)
- E Vector de valoración externa, kW o \$/s
- $e_j$  Exergía de la solución azucarada, kJ/kg
- $h_i$  Entalpía específica de los puntos i, kJ/kg
- $i_r$  Tasa de descuento, %

$k_j^*$	Costo exergético unitario del flujo $j$
$m$	Flujo másico, kg/s
$n$	Número de horas de operación en un año, h
$N_y$	Vida útil de la instalación, años
$P$	Flujo de trabajo mecánico o potencia, kW
$p$	Presión del jugo mezclado, Pa ( $\Delta p$ = Caída de presión, Pa, kPa)
$p_o$	Presión del Ambiente de Referencia, bar
$Q_{cal}$	Calor transferido en el calentador de jugo mezclado, kW
$r$	Calor latente de condensación, kJ/kg
$S$	Flujo másico de jugo mezclado que circula por el calentador, kg/s
$s_i$	Entropía específica de los puntos $i$ , kJ/(kg.K)
$t_i$	Temperatura en los puntos $i$ , °C
$T_o$	Temperatura absoluta del Ambiente de Referencia, K
$U$	Coefficiente global de transferencia de calor, kW/(m <sup>2</sup> .K)
$V$	Flujo volumétrico de jugo, m <sup>3</sup> /s
$X$	Factor que considera las pérdidas térmicas del calentador en función del aislamiento
$Y$	Vector de costos exergéticos (kW) o de costos económicos (\$/s)
$W$	Flujo de trabajo mecánico o eléctrico, kW
$Z_j$	Costo económico del componente $j$ , no relacionado con la exergía, \$ ( $Z_{oj}$ = Costo de referencia para los intercambiadores de calor, \$/kW)
$\varepsilon$	Efectividad térmica del calentador de jugo, %
$\eta$	Eficiencia de la bomba o del motor eléctrico, %
$\zeta$	Factor de amortización, s <sup>-1</sup>
$\Pi_j$	Costo económico del flujo $j$ , \$/s
$\mathbf{II}$	Vector de costos económicos, \$/s

### Subíndices

$b_j$	Bomba de jugo mezclado
$fin$	Final
$me$	Motor eléctrico
$i$	Punto “i” del sistema térmico analizado
$in$	Inicial
$j$	Jugo, componente del sistema térmico, flujo
$o$	Ambiente de Referencia
$oj$	Referencia del componente básico
$P_j$	Referido al Producto del componente $j$
$pc$	Pre-evaporador de jugo
$v$	Vapor

ve Vapor de escape

t Total

### **Superíndices**

mbj Exponente para la relación de potencias de la bomba de jugo

nbj Exponente para la relación de eficiencias de la bomba de jugo

### **Introducción**

En la literatura consultada (5,6) aparecen tres factores que condicionan la necesidad de *una efectividad térmica más alta al más bajo costo* para los componentes de los sistemas térmicos entre los cuales se encuentran los intercambiadores de calor: la escasez de combustible fósil, las preocupaciones medioambientales y el creciente estándar de vida de la población. Incluso habiendo suficiente combustible fósil, los otros dos factores obligan a alcanzar una efectividad térmica más alta. La efectividad térmica (4,12,16) más alta reclama por un análisis multicriterial (9,10) aún poco investigado en la fase de diseño y operación de los intercambiadores de calor.

Entre los intercambiadores de calor de mayor empleo en la Industria Azucarera se encuentran los calentadores de jugo (7,8,9,10,11). Ellos, unidos a los evaporadores de múltiple efecto y a los equipos de purificación (1,21), conforman un sistema intensivo-energético que requiere operar al más bajo costo y a la eficiencia más alta posible. En este artículo se aplica un principio en donde la exergía (4,6,14,16) es transformada a través de la Teoría del Costo Exergético (23) desde una herramienta que revela oportunidades de efectividad térmica más alta a una herramienta que también revela oportunidades de bajar el costo exergoeconómico total además del propio aumento de efectividad de dichos calentadores.

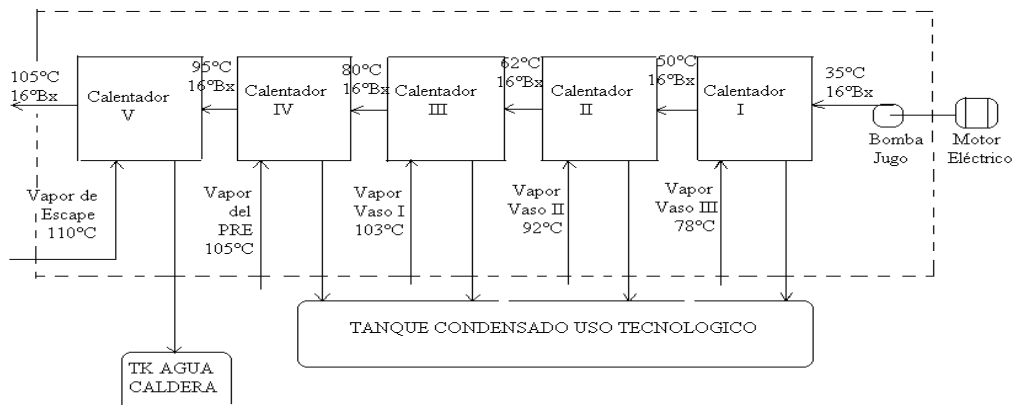
Existen trabajos reportados en la literatura especializada (8,15,19,20,22) que emplean la tecnología Pinch y programas de computación para el diseño de redes integradas de intercambiadores de calor en refinerías de petróleo, pero son de difícil acceso y de alto costo. En otros trabajos, ya aplicados a la Industria Azucarera (8) se encuentra que los esquemas tecnológicos actuales de algunos ingenios azucareros violan las reglas fundamentales de la tecnología Pinch, provocando un uso de vapor de escape adicional al mínimo requerido y proponen nuevos esquemas tecnológicos pero no determinan los costos exergoeconómicos de tales esquemas. Por todo ello, en este trabajo se aplica la Teoría del Costo Exergético (23) la cual permite, de manera simplificada, conducir la investigación hacia la minimización del costo exergoeconómico unitario. En este primer trabajo se logran dichos costos para un sistema térmico de calentadores en serie, de jugo mezclado, del CAI "Pablo Noriega", Quivicán, Provincia Habana reflejados en la literatura de la utilización del calor (7).

## Desarrollo

La minimización de los costos individuales de los dispositivos de conversión de energía de un sistema con respecto a sus variables de decisión de eficiencia (principio, introducido por Yehia M. El-Sayed en el 2002 (5,6) conlleva a un costo minimizado del sistema y a un óptimo de la eficiencia, o efectividad térmica (4,9,10,12,16) del sistema global.

El costo total de un dispositivo tal como un calentador de jugo es la suma de sus costos fijos y sus costos de operación. Los autores de este artículo parten de la hipótesis de que: *el costo de la destrucción de la exergía de un calentador de jugo es su mayor costo de operación*, aspecto poco investigado en la literatura reportada del tema.

En este trabajo se utiliza la Teoría del Costo Exergético mediante el concepto de exergoeconomía, determinándose, primeramente, los costos exergéticos unitarios y exergoeconómicos unitarios de los calentadores de jugo mezclado que más se utilizan en los esquemas tradicionales de calentamiento en las áreas de Purificación-Evaporación de los centrales azucareros y después se determinan los costos mínimos, lo cual aparecerá en un trabajo posterior. En este primer trabajo se tomó como Caso Base o Inicial un sistema térmico de calentadores en serie, de jugo mezclado, del CAI “Pablo Noriega”, Quivicán, Provincia Habana (Figura 1):



**Figura 1.- Sistema térmico de calentadores de jugo en serie, con un pre-evaporador y un triple efecto, CAI “Pablo Noriega”, Quivicán, Provincia Habana.**

Este esquema presenta los siguientes datos adicionales a la figura:

Calentador I: Consumo de vapor de jugo del Vaso III a 78°C: 2 534 kg/h

Calentador II: Consumo de vapor de jugo del Vaso II a 92°C: 2 060 kg/h

Calentador III: Consumo de vapor de jugo del Vaso I a 103°C: 3 129 kg/h

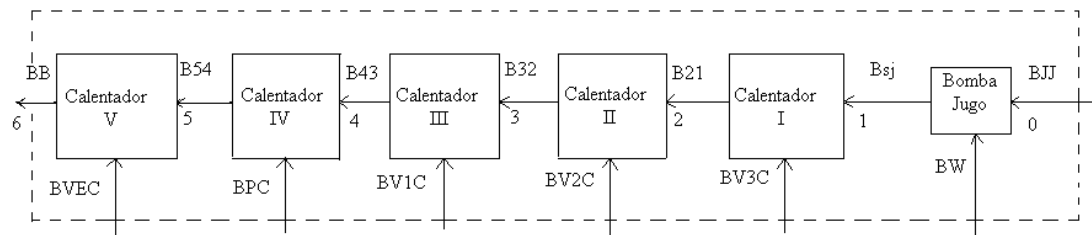
Calentador IV: Consumo de vapor del Pre-evaporador a 105°C: 2 615 kg/h

Calentador V: Consumo de vapor de escape a 110°C: 1 753 kg/h = 0,487 kg/s

El jugo mezclado entra a 35°C y 16°Bx como aparece en al Figura 1 y se va calentando paulatinamente hasta salir hacia el Área de Purificación, con 105°C y 16 Bx.

Partiendo de un balance térmico en el Calentador V:  $Q_{cal} = m_{ve} \cdot r_{ve} = S \cdot c_p \cdot (t_{fin} - t_{in}) \cdot X$  y conociendo que  $c_p = 1 - 0,0056 \cdot ^\circ Bx$  y  $1,02 \leq X \leq 1,04$ , tomando  $X = 1,03$ ;  $t_{fin} = 105^\circ C$ ;  $t_{in} = 95^\circ C$ , se despeja  $S = 27,68 \text{ kg/s}$  de jugo mezclado. El calor latente de condensación  $r_{ve} = 2\,230,2 \text{ kJ/kg}$  se toma de las Tablas de las propiedades termodinámicas del vapor de agua (13,17).

Para analizar mejor la formación del costo del producto final (jugo mezclado caliente) se muestra un Diagrama Estructural Productivo del sistema (Figura 2):



**Figura 2.- Diagrama estructural productivo del sistema de calentadores en serie**

En donde aparece que el propósito fundamental del sistema es calentar el jugo gradualmente, mediante el consumo de calor del vapor de escape y de las extracciones de vapor de jugo de los vasos evaporadores, así como del consumo de energía eléctrica o mecánica para el bombeo de dicho jugo. El conjunto de ecuaciones (1) de los flujos exergéticos es:

$$\begin{aligned}
 BW &= \Delta p_t \cdot V_j / (\eta_{bj} \eta_{me}) & B54 &= m_j \cdot (b_5 - b_4) \\
 BJJ &= m_j \cdot b_1 & BB &= m_j \cdot (b_{BB} - b_5) \\
 B_{sj} &= m_j \cdot b_1 & BV3C &= m_{v3} \cdot (b_{v3} - b_{cv3}) \\
 B21 &= m_j (b_2 - b_1) & BV2C &= m_{v2} \cdot (b_{v2} - b_{cv2}) \\
 B32 &= m_j (b_3 - b_2) & BV1C &= m_{v1} \cdot (b_{v1} - b_{cv1}) \\
 B43 &= m_j (b_4 - b_3) & BPC &= m_{Pc} \cdot (b_P - b_{cP}) \\
 & & BVEC &= m_{VE} \cdot (b_{VE} - b_{cVE})
 \end{aligned} \tag{1}$$

Los flujos de exergía del jugo azucarado se determinan mediante la Tabla 1 (Ver Anexo)(Ref. 3). Para hacer más cómodo el cálculo de las exergías del jugo se utilizó un Software de ajustes de curvas (18) obteniéndose el siguiente polinomio a partir de la Tabla 1:

$$Y = a + b \cdot x_1 + c \cdot x_2 + d \cdot x_1^2 + e \cdot x_2^2 + f \cdot x_1 \cdot x_2 + g \cdot x_1^3 + h \cdot x_2^3 + i \cdot x_1 \cdot x_2^2 + j \cdot x_1^2 \cdot x_2 \tag{2}$$

Coefficiente de determinación múltiple ( $R^2 = 0.9998149432$ )

**Resultados de las variables de regresión**

Variable	Valor
a	9187635817
b	-1952372606
c	-0.208889076
d	132072264.5
e	0.006551211

<b>f</b>	-0.001728199
<b>g</b>	-2871136.185
<b>h</b>	-6.51527E-06
<b>i</b>	-1.40058E-05
<b>j</b>	-2.21846E-09

$X_1 = \text{°Bx}$  = Concentración de sólidos solubles, °Bx (Límites: 10 a 20°Bx)

$X_2 = t_j$  = Temperatura de la solución azucarada, °C (Límites: 20 a 110°C)

$Y = e_j = b_i$  = Exergía de la solución azucarada, kJ/kg (Límites: 14 a 65 kJ/kg)

Para el vapor de agua se utilizó la expresión  $b_i = [(h_i - h_o) - T_o(s_i - s_o)]$ , tomándose los valores de  $h$  y  $s$  de las Tablas de Vapor tradicionales (13,17). El Ambiente de Referencia se tomó como  $p_o = 1$  bar,  $T_o = 298,15$  K de acuerdo a las investigaciones (2,14,17).

**Tabla 2. Definiciones FUEL-PRODUCTOS**

Componente	Fuel	Productos
Bomba de Jugo (BJ)	BW + BJJ	Bsj
Calentador I (Cal I)	BV3C + Bsj	B21
Calentador II (Cal II)	BV2C + B21	B32
Calentador III (Cal III)	BV1C + B32	B43
Calentador IV (Cal IV)	BPC + B43	B54
Calentador V (Cal V)	BVEC + B54	BB

**Tabla 3. Balance de costos económicos (\$/s)**

$$\Pi_{BSJ} = \Pi_{BW} + \Pi_{BJJ} + \zeta \cdot Z_{BJ}$$

$$\Pi_{B21} = \Pi_{BV3C} + \Pi_{Bsj} + \zeta \cdot Z_{Cal I}$$

$$\Pi_{B32} = \Pi_{BV2C} + \Pi_{B21} + \zeta \cdot Z_{Cal II} \quad (3)$$

$$\Pi_{B43} = \Pi_{BV1C} + \Pi_{B22} + \zeta \cdot Z_{Cal III}$$

$$\Pi_{B54} = \Pi_{BPC} + \Pi_{B43} + \zeta \cdot Z_{Cal IV}$$

$$\Pi_{BB} = \Pi_{BVEC} + \Pi_{B54} + \zeta \cdot Z_{Cal V}$$

Siendo  $\zeta = [[i_r(1 + i_r)^{N_y}]/[(1 + i_r)^{N_y} - 1][1/(N_y \cdot n \cdot 3600 \text{ s/h})]]$ ,  $s^{-1}$ , el factor de amortización (16),

$Z_j = [Z_{oj} [Q_j/(U_{oj} \cdot A_{oj})[-\ln(1 - \epsilon_j)]]B_{Pj}/T_o]\zeta$ , \$/s, el flujo de costo no relacionado con la exergía (16) para los calentadores y  $Z_{bj} = [Z_{obj} (P_{bj}/P_{obj})^{mbj}(\eta_{bj}/(1 - \eta_{bj}))^{nbj}] \zeta$ , \$/s, el flujo de costo no relacionado con la exergía (4) para la bomba de jugo.

Con vistas al análisis, se tomaron los valores (16) de  $i_r = 15$  % (Tasa de descuento);  $N_y = 10$  años de vida útil de la instalación; una zafra de de 5 meses x 30 días x 24 h/día = 3600 h ( $n = 3600$  h);  $U_{oj} = 0,2$  kW/(m<sup>2</sup>.K),  $A_{oj} = 100$  m<sup>2</sup>,  $Z_{oj} = 1000$  \$/kW; y los valores (4) de  $mbj = 0,26$ ,  $nbj = 0,50$  y una eficiencia  $\eta_{bj} = 80$ % para la bomba de jugo.

La efectividad térmica de cada calentador,  $\epsilon = (t_{fin} - t_{in})/(t_v - t_{in})$  Ref (4,12,16) arroja los valores  $\epsilon_{Cal I} = 35$  %,  $\epsilon_{Cal II} = 28,6$  %,  $\epsilon_{Cal III} = 43,9$  %,  $\epsilon_{Cal IV} = 60$  %,  $\epsilon_{Cal V} = 67$  % para las temperaturas  $t_1 = 35$ °C,  $t_2 = 50$ °C,  $t_3 = 62$ °C,  $t_4 = 80$ °C,  $t_5 = 95$ °C,  $t_6 = 105$ °C,  $t_{v3} = 78$ °C,  $t_{v2} = 92$ °C,  $t_{v1} = 103$ °C,  $t_{vp} = 105$ °C y  $t_{ve} = 110$ °C, mostradas en la Figura 1.

Aplicando el procedimiento matricial de la Teoría del Costo Exergético:

$$Y = A^{-1} \times E \quad (4)$$

Donde **A** es el valor inverso de la matriz característica o de incidencias del sistema, **E** es el vector de valoración externa (bien para tener en cuenta los costos exergéticos, **E'**, o para los costos económicos, **E''**) dependiendo de la selección del vector **E**. La Tabla 4 muestra la matriz característica o de incidencias **A** correspondiente a la estructura productiva considerada:

**Tabla 4. Matriz característica o de incidencias A (13 x 13)**

	BW	BV3C	BV2C	BV1C	BPC	BVEC	BJJ	Bsj	B21	B32	B43	B54	BB
BJ	1	0	0	0	0	0	1	-1	0	0	0	0	0
Cal <sub>I</sub>	0	1	0	0	0	0	0	1	-1	0	0	0	0
Cal <sub>II</sub>	0	0	1	0	0	0	0	0	1	-1	0	0	0
Cal <sub>III</sub>	0	0	0	1	0	0	0	0	0	1	-1	0	0
Cal <sub>IV</sub>	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0	1	-1	0
Cal <sub>V</sub>	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0	1	-1
BW	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
BV3C	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
BV2C	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
BV1c	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0
BPC	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0
BVEC	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0
BJJ	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0

En la Tabla anterior, cada columna de la matriz **A** tiene el nombre del flujo, el costo del cual será calculado resolviendo el conjunto de ecuaciones (4).

**Tabla 5. Vectores E' y E''**

	<b>E'</b>	<b>E''</b>	
<p>Son consideradas dos posibilidades valoración externa <b>E</b>, Si <math>E = E'</math> se recursos energéticos consumidos por el energéticas y, entonces, las ecuaciones (4) brindarán el costo exergético de los <math>Y = B^*</math> ) vector de costos exergéticos y, unitarios <math>k^* = B^*/B</math>. Si los recursos consumidos son valorados en unidades donde <math>c_0</math> es el costo unitario de la</p>	<div style="border: 1px solid black; padding: 5px;"> <p>0 0 0 0 0 0 0 <b>BW</b> <b>BV3C</b> <b>BV2C</b> <b>BV1C</b> <b>BPC</b> <b>BVEC</b> <b>BJJ</b></p> </div>	<div style="border: 1px solid black; padding: 5px;"> <p><math>-\zeta Z_{BJ}</math> <math>-\zeta Z_{CalI}</math> <math>-\zeta Z_{CalII}</math> <math>-\zeta Z_{CalIII}</math> <math>-\zeta Z_{CalIV}</math> <math>-\zeta Z_{CalV}</math> <math>c_0 BW</math> <math>\Pi_{BV3C}</math> <math>\Pi_{BV2C}</math> <math>\Pi_{BV1C}</math> <math>\Pi_{BPC}</math> <math>\Pi_{BVEC}</math> <math>\Pi_{BJJ}</math></p> </div>	<p>para el vector de tienen en cuenta los sistema, en unidades dadas por el conjunto flujos (en este caso, de ahí,, sus valores energéticos monetarias, <math>E = E''</math> energía eléctrica que</p>

acciona la bomba de jugo,  $\Pi_{BJJ}$  es el costo del jugo mezclado proveniente del tándem de molinos y, por conveniencia, se les da costo cero a los flujos del vapor de escape y de jugo proveniente de los vasos del evaporador ( $\Pi_{BV3C} = 0$ ;  $\Pi_{BV2C} = 0$ ;  $\Pi_{BV1C} = 0$ ;  $\Pi_{BPC} = 0$ ;  $\Pi_{BVE} = 0$ ). Se consideran, también, los costos de amortización de la bomba y de cada calentador,  $\zeta \cdot Z$ , siendo  $\zeta$  el factor de amortización y  $Z$  el costo de cada componente. De esta manera, se obtienen los costos económicos de los mismos flujos,  $\mathbf{Y} = \mathbf{\Pi}$ , vector de costos económicos y, de ahí, sus valores unitarios,  $c = \Pi/B$ , o costos exergoeconómicos unitarios.

La Tabla 6, muestra un resumen de los resultados alcanzados:

**Tabla 6.- Costos exergéticos y económicos para las condiciones de operación del Caso Base**

	<b>B, kW</b>	<b>B*, kW</b>	<b>k*=B*/B</b>	<b><math>\Pi</math>, \$/s</b>	<b>c=<math>\Pi/B</math>, \$/GJ</b>
<b>BW</b>	26	26	1	0.00026	10
<b>BV3C</b>	246	246	1	0	0
<b>BV2C</b>	239	239	1	0	0
<b>BV1C</b>	405	405	1	0	0
<b>BPC</b>	345	345	1	0	0
<b>BVEC</b>	241	241	1	0	0
<b>BJJ</b>	482.2	482.2	1	0.00581	12.05
<b>Bsj</b>	482.2	508.2	1.05	0.00607315	12.60
<b>B21</b>	110.17	1236.4	11.22	0.01190308	108.04
<b>B32</b>	136.46	1475.4	10.81	0.01191852	87.34
<b>B43</b>	280.4	1880.4	6.71	0.01200017	42.80
<b>B54</b>	299.22	2225.4	7.44	0.01211527	40.49
<b>BB</b>	230.57	2466.4	10.70	0.01218683	52.86

Como se aprecia, el costo del producto final (jugo mezclado caliente) BB (52,86 \$/GJ) se integra bien con el costo alcanzado para el jugo clarificado caliente (113,34 \$/GJ) de otros trabajos (113,34 \$/GJ) (1,21). La diferencia entre ambos costos se explica porque para que el jugo mezclado se purifique hay que agregarle el costo de la Cal y la separación de la Cachaza.

## Conclusiones

- 1.- Los altos costos exergéticos unitarios y exergoeconómicos unitarios del producto final (Jugo Mezclado calentado hacia el Área de Purificación, 10,7 y 52,86 \$/GJ respectivamente) indican un alto margen para el perfeccionamiento exergético, en particular para el esquema analizado, presentando altos potenciales de mejora todos los calentadores del sistema.
- 2.- Los calentadores, en general, operan con una baja efectividad térmica, acentuándose esta situación en los calentadores I, II y III, los cuales deberán ser remodelados preferentemente con técnicas de elementos finitos (MEF) y de CFD (Computer Fluid Dynamic) para detectar dónde están sus principales irreversibilidades y cómo disminuirlas.
- 3.- Se debe ir hacia una optimización multi-criterial del sistema teniendo como principales variables de decisión independientes del diseño y la operación, a la eficiencia de la bomba, la



efectividad térmica de los calentadores y otras variables concernientes a la geometría y aspectos mecánicos (resistencia, esfuerzos, peso, espacio, etc.) presentes en la instalación.

## **Fuentes de referencias consultadas**

- 1.- Benítez Fundora, A.J., **Método termoeconómico aplicado a nuevas soluciones energéticas para la industria azucarera**, Tesis Doctoral, Universidad de Matanzas, Facultad de Química-Mecánica, CECYEN, 2000.
- 2.- Benítez Fundora, A.J.; Calvo González, A.E. **Ambiente de Referencia y Exergía: definición para una fábrica de azúcar crudo**, Centro Azúcar, 2, 2000, pp.59-64, ISSN: 0253-5777.
- 3.- Castellanos Estupiñán, J.E y otros. **Balances de masa y energías. Métodos clásicos y Técnicas No Convencionales**, Editorial Feijóo, 2001, ISBN: 959-250-014-2.
- 4.- Dentice d'Accadia, M et al. **Thermoeconomic optimization of a refrigeration plant**, International Journal of Refrigeration, Vol. 21, No. 1, pp. 42-54, 1998.
5. - El-Sayed, Yehia M., **“Application of exergy to design”**, Energy Conversion and Management 43 (2002) 1165-1185.
6. - El-Sayed, Yehia M., **“Revealing the cost-efficiency trends of the design concepts of energy-intensive systems”**, Energy Conversion & Management, 40, 1599-1615, 1999.
- 7.- Espinosa, R. y otros. **Sistemas de Utilización del Calor**, Ediciones ENPES, La Habana, 1993.
- 8.- Espinosa, R y otros. **La tecnología Pinch en la industria azucarera cubana**, Centro Azúcar 3, 1999, pp. 35-40, ISSN: 0253-5777.
- 9.- Gabriel García, U., Cruz Fonticiella, O.M, Moya Rodríguez, J.L, **Análisis multicriterial de intercambiadores de calor**, Tesis Doctoral en preparación, Universidad Central de Las Villas, 2006.
- 10.- Gabriel García, U., Cruz Fonticiella, O.M, Moya Rodríguez, J.L, **Optimización exergoeconómica de intercambiadores de calor de tubo y coraza**, Centro Azúcar, Abril-Mayo 2006, No 3, Vol. 33, ISSN: 0253-5777.
11. - Hugot, Emile., **Handbook of cane sugar engineering**, Sugar Series 7, ISBN: 0-444-42438-5, 1186 págs., Elsevier, Amsterdam, 1986.
- 12.- Incropera, F.R., **Fundamentals of Heat and Mass Transfer**, University of Purdue, New York, Ed. John Wiley and Sons, 1993.
13. - Keenan, J.H and Keyes, F.G., **Steam Tables: Thermodynamic Properties of Water Including Vapor, Liquid, and Solid Phases in SI Units**, 2<sup>nd</sup> Ed. 1978, Reprint Ed. 1992.
14. - Kotas, T.J. **The Exergy Method of Thermal Plant Analysis**, Krieger Publishing Company, Malabar, Florida, 1995.

15. - Linnhoff B. et al. **User guide on process integration for the efficient use of energy.** Ed. Institute Chemical Engineering, London, United Kingdom, 1992.
- 16.- Misra, R.D et al. **Application of the exergetic cost theory to the LiBr/H<sub>2</sub>O vapour absorption system**, Energy 27 (2002) 1009-1025.
- 17.- Moran, M. J; Shapiro, H.N., **Fundamentos de Termodinámica Técnica**, Primer Tomo, Editorial Reverté, S.A., 1996.
18. - **Oakdale Engineering**, Software Data Fit, Version 7.1, Copyright 1995-2001.
- 19.- Ozkam, S. Dincer, S. **Application for Pinch design of heat exchanger networks by use of a computer code employing an improved problem algorithm table**, Energy Conversion & Management 42 (2001), 2043-2051.
20. - Ozkam, S. **Heat integration by using Pinch technology**, PhD Thesis, Yildiz Technical University, 1998 (in Turkish).
- 21.- Romero, Osvaldo y otros. **El método termoeconómico como una herramienta para los análisis de fiabilidad**, Centro Azúcar 29 (3), pp. 89-96, Julio-Septiembre 2002, ISSN: 0253-5777.
22. - Smith, R. **Chemical process design**, New York, Mc Graw Hill, 1995.
23. - Valero, A., Lozano, M.A and Muñoz, M. **A general theory of exergy saving. Part I: On the exergetic cost. Part II: On the thermoeconomics cost and Part III: Energy saving and thermoeconomics.** In Computer-Aided Engineering of Energy Systems, Vol. 3-Second Law Analysis and Modeling, ed. R.A. Gaggioli, ASME, New Cork, 1986, pp. 1-22.

## ANEXO

**Tabla 1**

**Tabla 7.4. Exergía de soluciones azucaradas de 94,3 % de pureza (kJ/kg) (la concentración (C) se expresa en por ciento (%)) de sólidos solubles y la temperatura en °C)**

	20	40	50	60	70	80	90	100	110	120	130	140
0	27	31	34	39	44	51	58	67	75	85	95	-
10	19	22	25	29	34	41	48	56	65	74	85	-
20	14	16	19	23	28	34	40	48	57	66	76	88
30	9	12	14	18	23	28	34	42	50	59	68	79
40	5	7	10	13	18	23	29	36	42	52	61	71
50	2	4	6	9	14	18	24	31	38	47	55	64
60	1	2,5	4	8	11	16	21	27	34	41	49	58
70	0	1,5	3,5	6	9,5	14	19	24	31	39	47	53
80	-	1	3	5	9	13	18	23	28	34	42	49
90	-	1	2	4	8	10	14	18	24	31	39	45
100	-	0,5	1,5	3	5	7,5	10	13	18	22	27	37

**Fuente:** Castellanos Estupiñán, J.E y otros. **Balances de masa y energías. Métodos clásicos y Técnicas No Convencionales**, pág. 106, Editorial Feijóo, 2001, ISBN: 959-250-014-2.