

## ***EVALUACIÓN DEL SISTEMA ENERGÉTICO EN EL CENTRAL AZUCARERO QUINTÍN BANDERA***

### ***ENERGY SYSTEM EVALUATION IN QUINTÍN BANDERA SUGAR FACTORY***

*Mariano Cortés Falcón<sup>1\*</sup>, Yeniset Comes Izquierdo<sup>2</sup>, Inés Alomá Vicente<sup>1</sup>  
y Erenio González Suárez<sup>1</sup>*

<sup>1</sup> 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.

<sup>2</sup> UEB Azucarera Quintín Bandera, 52100, Corralillo, Villa Clara, Cuba.

Recibido: Enero 15, 2019; Revisado: Febrero 8, 2019; Aceptado: Marzo 5, 2019

#### **RESUMEN**

El objetivo de este trabajo es evaluar el sistema energético y de circulación de agua de la Central Azucarero Quintín Bandera. Mediante la aplicación de metodologías de gestión eficiente de la energía y de condensados, para la reducción de estos consumos y el incremento de los indicadores de eficiencia. Como resultado de la evaluación energética y del sistema de condensados, se determinaron los consumos de vapor de los equipos obteniéndose que la generación de la caldera es 136 761,41 kg/h, su eficiencia es del 78%. Se determinaron la demanda de combustible y el índice de generación en las calderas obteniéndose valores de 57 628,10 kg bagazo/h y 2,38 kg de vapor por kg de bagazo respectivamente. La cantidad de condensados generados en el proceso es de 179 215,97 kg/h la cual es suficiente para suplir la necesidad de agua alimentar a las calderas. Mediante el balance energético se obtuvo que 19 291,92 kg/h son pérdidas de vapor en condensación, desde las línea de vapor general de las calderas a la planta eléctrica y desde la misma hasta el resto de los equipos del proceso. Estas pérdidas están determinadas por la ausencia de un colector de vapor general con las características idóneas para evacuar la producción de vapor de las tres calderas, así como el insuficiente aislamiento térmico en las tuberías y en los equipos consumidores, además de los salideros de vapor y las fugas a la atmósfera.

**Palabras clave:** generador de vapor; evaluación energética; turbogenerador; vapor.

---

Copyright © 2019. 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)

## **ABSTRACT**

This work objective is to evaluate the energy system and water circulation in Quintín Bandera factory. As a result of energy evaluation and the condensed system, the equipment's vapor consumption were determined. As a result the boiler generation was 136 761.41 kg/h, with an efficiency of 78%. Fuel demand and generation index in boilers were 57 628.10 kg bagasse/h and 2.38 kgv/kgb respectively. The condensed generated quantity was determined as 179 215.97 kg/h which is enough to replace the necessity of water to feed the boilers. By means of the energy balance it was determined that 19 291.92 kg/h are vapor losses in condensation, from the general boilers vapor line to the Electric Plant and from it until process equipment. These losses are determined by the collector for general vapor with the suitable characteristics to evacuate the production from three boilers absence, as well as the insufficient thermal isolation for pipes and equipment, besides vapor losses and atmosphere flights.

**Key words:** steam engine; energy evaluation; turbogenerador; steam.

## **1. INTRODUCCIÓN**

La situación energética que enfrenta el mundo de hoy no tiene comparación con nada de lo ocurrido en este aspecto en épocas pasadas. El sobreconsumo de portadores energéticos fósiles y el pobre empleo relativo, de acuerdo a sus potenciales, de las fuentes renovables de energía, ha conducido al mundo a una situación energética insostenible. Los frecuentes aumentos del precio del petróleo no son más que un reflejo de este fenómeno y no su causa como algunos pretenden hacer ver (Pérez, 2017).

Para llegar a conocer las condiciones actuales de los esquemas de las fábricas de azúcar es necesario la aplicación de un balance termoenergético integral, pues este puede señalar las dificultades existentes y conducir a economías, evitándose el consumo de combustible adicional, o en caso de sobrante estudiar las formas económicamente más ventajosas de su utilización (Abreu, 2015). La realización de un balance termoenergético en una fábrica de azúcar es una tarea compleja, por el gran número de variables y equipos consumidores de vapor que intervienen en el proceso de elaboración (González y col., 2016).

La realización de este trabajo tiene como objetivo evaluar el sistema termoenergético de la UEB "Quintín Bandera", mediante la aplicación de sistemas energéticos, para la reducción de pérdidas de materiales y consumo de agua.

## **2. MATERIALES Y MÉTODOS**

En la realización del balance de energía el cual incluye el balance de vapor de condensado y calor en los equipos del proceso, se realizó en orden inverso a partir de los consumidores de vapor de escape, los motores primarios, válvulas reductoras y finalmente las calderas. Se emplearon datos y mediciones reales del proceso, así como los resultados del balance de masa.

### **2.1. Balance de masa y energético.**

Para la realización de los balances de energía, materiales, condensados y vapor de calentamiento y jugo se utilizó la metodología descrita por (Espinosa, 1991), (Hernández, 2017), (Pérez, 2017), que se enumera a continuación:

**1. Efectuar los balances de materiales para cada una de las etapas a partir de los datos generales de la fábrica que se presentan a continuación.**

$$CM + A = B + JM \quad (1)$$

$$JM = CM + A - B \quad (2)$$

$$JA = LC + JM + JF \quad (3)$$

$$JF = (15 \div 20\%) \cdot JM \quad (4)$$

Donde:

CM: Caña molida (kg/h), A: Agua imbibición (kg/h), B: Bagazo (kg/h), JM: Jugo mezclado (kg/h), JA: Jugo alcalizado (kg/h), LC: Lechada de cal (kg/h), JF: Jugo filtrado (kg/h).

**2. Determinar los consumos de vapor en tachos de crudo y refino.**

$$P_{inicial} = \gamma \times V_{inicial} \quad (5)$$

$$P_{final} = \gamma \times V_{final} \quad (6)$$

$$W_{inicial} = P_{inicial} \left( 1 - \frac{Bx_1}{Bx_2} \right) \quad (7)$$

$$P_{mat} = (P_{final} - P_{inicial} - W_{inicial}) \times \frac{Bx_3}{Bx_2} \quad (8)$$

$$W_{mat} = P_{mat} \left( 1 - \frac{Bx_2}{Bx_3} \right) \quad (9)$$

$$D_{Tacho} = \frac{W_{inicial} + W_{mat}}{T_0} \times \delta \quad (10)$$

Donde:

$P_{inicial}$ : Masa del material inicial o pie de templa (kg),  $V_{inicial}$ : Volumen inicial del tacho ( $m^3$ ),  $\gamma$ : Peso específico del material. Se puede tomar como  $1450 \text{ (kg/m}^3\text{)}$  (Hugot, 1986) (Espinosa, 1991) valor promedio de acuerdo con la pureza y Bx de los materiales alimentados.  $W_{inicial}$ : Masa de agua evaporada (kg),  $Bx_1$ : Concentración inicial del material ( $^{\circ}\text{Bx}$ ),  $Bx_3$ : Concentración final de la masa cocida ( $^{\circ}\text{Bx}$ ),  $P_{final}$ : Masa del material final (kg),  $V_{final}$ : Volumen final de la templa ( $m^3$ ),  $Bx_2$ : Concentración del material alimentado (meladura o miel) ( $^{\circ}\text{Bx}$ ),  $W_{mat}$ : la cantidad de agua evaporada en el material a alimentar (kg),  $T_0$ : Tiempo de cochura de la templa (h),  $\delta$ : Coeficiente que tienen en cuenta las pérdidas al medio, en dependencia del tipo de masa cocida (Espinosa, 1991).  $D_{tacho}$ : Demanda de vapor en tachos (kg/h)

**3. Determinar el consumo de vapor en pre evaporadores (Vapor de escape).**

$$G_{pre} = \left[ W \times \frac{h_c}{h_v} + \frac{S_c \times C_p (t_b - t_f)}{h_v} \right] \times \phi \quad (11)$$

$$C_p = 1 - 0,056 \cdot Bxe \quad (12)$$

$$e = \frac{W}{G_{pre}} \quad (13)$$

Donde:

$G_{pre}$ : Consumo de vapor en los pre evaporadores (kg/h), W: Vapor de jugo a tachos y calentadores (kg/h),  $h_c$ : Calor latente del vapor en el cuerpo (kcal/kg),  $h_v$ : Calor latente del vapor en la calandria (kcal/kg),  $S_c=JC$ : Flujo de jugo clarificado, (kg/h) (del balance de

masa),  $C_p$ : Calor específico del jugo (kcal/kg°C),  $t_b$ : Temperatura de ebullición (°C),  $t_f$ : Temperatura del jugo alimentado (°C),  $\emptyset$ : Coeficiente de pérdida al ambiente (1,05÷1,08),  $e$ : Economía del pre, adimensional.

#### 4. Determinar el consumo de vapor en los calentadores

$$G_{cal} = \left[ \frac{S_j \times C_p (t_s - t_e)}{h_v} \right] \times X \quad (14)$$

Donde:

$G_{cal}$ : Consumo de vapor en los pre evaporadores (kg/h),  $S_j$ : Flujo de guarapo a licor determinado en el balance de materiales (kg/h),  $C_p$ : Calor específico del jugo (kcal/kg°C), determinado por la expresión (12),  $t_s$ : Temperatura de salida del jugo (°C),  $t_e$ : temperatura de entrada del jugo (°C),  $h_v$ : Calor latente del vapor utilizado (kcal/kg),  $X$ : Factor de pérdidas, (1,02-1,04).

#### 5. Determinar el consumo de vapor en el múltiple efecto (Cuádruple efecto con extracciones).

$$G_{evap} = \left[ W_1 \times \frac{h_{cu}}{h_{vc}} + \frac{S_{jc} \times C_p (t_{eb} - t_a)}{h_{vc}} + \frac{n-1}{n} E_1 + \frac{n-2}{n} E_2 + \frac{1}{n} E_n \right] \times 1,04 \quad (15)$$

$$W_1 = \frac{S_{jc}}{n} - \frac{S_{jc} \left( 1 - \frac{B_{xe}}{B_{xs}} \right)}{n} \quad (16)$$

Donde:

$G_{evap}$ : Consumo de vapor en los evaporadores (kg/h),  $W_1$ : Productividad total (kg/h),  $n$ : número de efectos,  $S_{jc}$ : Flujo de jugo clarificado (kg/h),  $B_{xe}$ : Concentración a la entrada del múltiple (°Bx),  $B_{xs}$ : Concentración a la salida del múltiple (°Bx),  $h_{cu}$ : Calor latente de vapor del 1er efecto, en el cuerpo (kcal/kg),  $h_{vc}$ : Calor latente de vapor del primer efecto, en la calandria (kcal/kg),  $c_p$ : Calor específico del jugo, (kcal/kg°C),  $t_{ab}$ : temperatura de ebullición del primer cuerpo (°C),  $t_a$ : temperatura de la alimentación (°C),  $E_1, E_2, \dots, E_n$  extracciones realizadas en los efectos (kg/h).

#### 6. Determinar el consumo parcial de vapor de escape, pérdidas y consumo de vapor total

$$D_{parcial} = S_{calentador\ de\ licor} + G_{Pre} + G_{Evap} \quad (17)$$

$$Pérdidas = \frac{4}{100} \times D_{parcial} \quad (18)$$

$$D_{TotalVE} = D_{parcial} + Pérdidas \quad (19)$$

$D_{parcial}$ : Consumo parcial de vapor de escape (kg/h),  $G_{evap}$ : Consumo de vapor en los evaporadores (kg/h),  $S_{calentador\ de\ licor}$ : Consumo de vapor en calentador de licor (kg/h),  $G_{pre}$ : Consumo de vapor en los pre evaporadores (kg/h),  $D_{total\ VE}$ : Consumo de vapor total (kg/h).

#### 7. Determinar cogeneración necesaria en los turbogeneradores

$$C_{v_{Turbos}} = \frac{860 \times N_T}{H_0 \times \eta_t \times \eta_m \times \eta_{eléct} \times \eta_{tub}} \quad (20)$$

Donde:

$C_{V_{turbo}}$ : Consumo de vapor específico del turbogenerador (kg/h),  $H_0$ : Diferencia de entalpía entre el vapor a la entrada de la turbina y después de la expansión ideal (kcal/kg), 860: conversión de kW.h a kcal,  $N_t$ : potencia real del turbogenerador (kW.h),  $\eta_t$ : eficiencia termodinámica.

$$\eta_t = \frac{h_0 - h'_2}{h_0 - h_2} = \frac{H'_0}{H_0} \quad (21)$$

Donde:

$h_0$ : entalpía del vapor en la entrada de la turbina (Keenan et al., 1990) (kcal/kg),  $h_2$ : Entalpía del vapor en el escape de la turbina (kcal/kg),  $h'_2$ : Entalpía del vapor después de una expansión adiabática real (kcal/kg). Los valores de  $H_0$  y  $H'_0$  se obtienen gráficamente representando en un diagrama de Mollier la expansión del vapor de la turbina.  $\eta_m$ : Eficiencia mecánica: 0,98;  $\eta_{el\acute{e}ct}$ : Eficiencia eléctrica: 0,90÷0,94;  $\eta_{tub}$ : Eficiencia de la tubería.  $C_{V_{Turbos}}$ : Consumo de vapor específico del turbogenerador (kg/h),  $N_T$ : Potencia real del turbogenerador (kW.h)

$$\eta_{Tub} = h_c - h_1$$

$$C_{V_{Turbos}} = \frac{DT_{Vapor\ escape}}{0,98} \quad (22)$$

$$N_T = \frac{C_{V_{Turbos}} \times H_0 \times \eta_t \times \eta_m \times \eta_{el\acute{e}ct} \times \eta_{tub}}{860} \quad (23)$$

**8. Calcular demanda de vapor directo, la cual está dada por las necesidades de vapor directo en escoba a tachos, secador de refino, Válvula reductora 10,5/1,1kg/cm<sup>2</sup>, otros consumos y las pérdidas.**

- Vapor al Secador de azúcar refino: 0,34 kg<sub>vapor</sub>/kg<sub>az.seca</sub> (4816kg<sub>vapor</sub>/h =4,8 t<sub>vapor</sub>/h) (Hernández, 2017),
- Escoba de tachos: 2178,10 kg/h (IPROYAZ, 2015).
- Otros consumos: 5%  $D_{parcial}$
- Válvula reductora 10,5/1,1kg/cm<sup>2</sup> =0 (en el esquema analizado)

Nunca ocurre que sobre vapor de escape de los turbogeneradores y se esté inyectando por reductora. Solo se inyecta por reductora cuando en determinado momento existe una deficiencia que puede ser por baja explotación de los turbos operativamente o baja explotación de los mismos por una avería en la línea del Sistema Electroenergético Nacional y se limita la generación de ellos, los cuales no abastecen con el vapor de escape al proceso y es cuando automáticamente la válvula reductora suple el déficit de vapor de los mismos.

- Otros consumos
- pérdidas (6%  $D_{parcial}$ )

**9. Calcular la demanda de vapor por reductora de 17,5/10,5kg/cm<sup>2</sup>.**

**10. Determinar la demanda total de vapor a generar por las calderas, así como la demanda de combustible necesario para producir dicho vapor.**

$$\eta_B = \frac{Q_{\acute{u}til} \times 100}{Q_{disp} \times B} \quad (24)$$

$$B = \frac{Q_{\text{útil}} \times 100}{Q_{\text{disp}} \times \eta_B} \quad (25)$$

Donde:

$\eta_B$ : Eficiencia bruta de las calderas,  $\eta_B = 0,75-1,78$  para calderas Retal con aumento del grado de apantallamiento. Q<sub>útil</sub>: Calor útil aprovechado para la generación de vapor (kcal/h).

$$Q_{\text{útil}} = D_{\text{Calderas}} (i_v - i_{aa}) - \frac{3}{100} \times D_{\text{Calderas}} (i_s - i_{aa}) \quad (26)$$

Donde:

$i_v$ : entalpía del vapor (kcal/kg),  $i_{aa}$ : entalpía del agua de alimentar (kcal/kg),  $i_s$ : entalpía del vapor saturado (kcal/kg),  $Q_{\text{disp}}$ : Calor disponible del bagazo (kcal/kg).

$$Q_{\text{disp}} = VCN = 4250 - 4850 \times W \quad (27)$$

Donde:

W: humedad del bagazo (%)

A continuación se calcula el índice de generación de las calderas mediante la expresión:

$$IG_{\text{Bruto}} = \frac{D_{\text{Total}}}{B}, \frac{Kg_{\text{Vapor}}}{Kg_{\text{Bagazo}}} \text{ ó } \frac{TM_{\text{Vapor}}}{TM_{\text{bagazo}}} \quad (28)$$

### 11. Determinar la cantidad de condesados puros y contaminados generados en el proceso.

## 3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Para la realización del balance energético, se tomaron en cuenta los datos generales de fábrica que se muestran en la Tabla 1, los cuales se obtuvieron a partir de resultados de laboratorio y aplicación de los balances de masa y energía propuestos en la metodología descrita anteriormente, además se tuvieron en cuenta algunos índices reportados por la literatura (Espinosa, 2016).

**Tabla 1.** Datos generales de fábrica

| <i>Datos de fábrica</i> | <i>Valor</i>     |
|-------------------------|------------------|
| Caña Molida: (kg/h)     | 191 660          |
| % de bagazo en caña     | 30               |
| % de fibra en caña      | 15               |
| % de agua de imbibición | 200% de la fibra |
| % Pol en cachaza        | 2                |
| Lechada de cal          | 1 kg cal/ ton CM |
| % de humedad del bagazo | 50               |
| % jugo filtrado         | 18% del JM       |

Siendo: JM, jugo mezclado; CM, caña molida

La cantidad óptima de agua de imbibición a aplicar debe ser de 1,8 a 2,0 veces el contenido de fibra en la caña, como compromiso entre la extracción de Pol y los requerimientos de evaporación. Un valor adecuado del °Bx del Jugo Mezclado debe oscilar entre 13°Bx y 15°Bx. Atendiendo a la clarificación no debe ser superior a los 15°Bx, debiéndose aplicar

más agua para no sobrepasar este valor. Por otra parte, el agua se debe reducir si el °Bx es inferior a 13°Bx. La cantidad de agua de imbibición está condicionada a obtener, como mínimo, entre 60 y 62 grados °Bx en la meladura, manteniendo la limpieza y operación correctas en la planta de evaporación (Barreiro, 2011).

### 3.1. Análisis de resultados de los balances de energía y materiales.

En la Tabla 2, se muestran los parámetros de operación y resultados fundamentales del balance de masa inicial.

**Tabla 2.** Parámetros de operación y resultados del balance de masa inicial

| <i>Parámetros</i>                               | <i>Valores</i> |
|---|----------------|
| Molida potencial Caña (t/d)                     | 4 600,00       |
| Molida potencial Caña (t/h) (caña molida)       | 191,67         |
| % agua imbibición                               | 26,00          |
| % bagazo en caña                                | 32,92          |
| Jugo mezclado (kg/h)                            | 178 403,33     |
| % Jugo de los filtros                           | 18,00 (JM)     |
| Flujo a calentadores de jugo mezclado (kg/h)    | 210 515,93     |
| Flujo a calentadores de jugo clarificado (kg/h) | 191 666,67     |

#### 3.1.1. Resultados de los balances de masa y energía en los calentadores.

En la Tabla 3, se resumen los resultados de la aplicación de la metodología descrita en el Epígrafe 2.1; se determinaron las corrientes de flujos de entrada a cada calentador, así como las temperaturas de entrada y salida en cada uno de ellos y la concentración del jugo que se alimenta, manteniéndose constante en los mismos. Se presenta además las características del vapor utilizado para el calentamiento en cuanto a temperatura, entalpía, presión y se determina además el flujo de vapor necesario a utilizar para el proceso en cada uno de los calentadores. De igual manera se determinó el flujo de condensado para cada etapa en kg/h. Se obtuvo el índice de consumo de vapor de los calentadores rectificadores y guarapo clarificado por tonelada de caña molida siendo el mismo de 54,38 kg vapor/t caña molida. Este valor se encuentra elevado dentro del rango permisible ya que debe estar entre 10 y 60 kg vapor/ t de caña molida (Espinosa, 1991). Este fenómeno viene dado por un insuficiente calentamiento en las etapas precedentes de calentamiento primario la cual se encuentra en función del grado de limpieza del cuádruple efecto, así como factores operativos del área de evaporación.

La temperatura obtenida en el calentador de guarapo clarificado es de 118,10°C, valor que se cataloga como bueno para aumentar la eficiencia en el área de evaporación.

**Tabla 3.** Resultados del balance de masa y energía en la etapa de calentamiento

| <i>Calentadores</i> |                                       |                                |                               |                               |                                   |
|---------------------|---------------------------------------|--------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|-----------------------------------|
| <i>Parámetros</i>   | <i>Calent. de guarapo clarificado</i> | <i>Calent. líquido-líquido</i> | <i>Calent. Primario No. 1</i> | <i>Calent. Primario No. 2</i> | <i>Calent. Rectificador No. 1</i> |
| <i>Jugo</i>         |                                       |                                |                               |                               |                                   |
| <i>Vapor de</i>     | <i>1er vaso</i>                       |                                | <i>2do Vaso</i>               | <i>2do vaso</i>               | <i>1er vaso</i>                   |

|                                      |            |            |            |            |            |
|--------------------------------------|------------|------------|------------|------------|------------|
| <b>calentamiento<br/>procede de:</b> |            |            |            |            |            |
| Fj (kg/h )                           | 191 666,67 | 242 596,67 | 242 596,67 | 242 596,67 | 242 596,67 |
| Tij (°C)                             | 95         | 35         | 39,95      | 69         | 93         |
| Tfj (°C)                             | 118,10     | 39,95      | 69         | 93         | 104        |
| Xj (°Bx)                             | 14,5       | 14,5       | 14,5       | 14,5       | 14,5       |
| Cp (kcal/kg°C)                       | 0,91       | 0,91       | 0,91       | 0,91       | 0,91       |
| <b>Vapor de calentamiento</b>        |            |            |            |            |            |
| Pv (kg/cm <sup>2</sup> )abs          | 1,60       |            | 1,11       | 1,11       | 1,60       |
| Tv (°C)                              | 112,73     |            | 102,02     | 102,02     | 112,73     |
| Fv (tn/h)                            | 3,46       |            | 12,48      | 6,44       | 7,29       |
| H (kcal/Kg)                          | 643,64     |            | 619,25     | 619,25     | 643,64     |
| <b>Condensados</b>                   |            |            |            |            |            |
| Fc (kg/h)                            | 3 459,84   |            | 12 476,20  | 6 444,3    | 7 296,34   |
| Tc (°C)                              | 108,10     |            | 89,21      | 96,01      | 108,10     |
| Fcs (kg/h )                          | 3 459,84   |            | 18 920,50  |            | 7 296,34   |
| Tcs (°C)                             | 108,10     |            | 91,53      |            | 108,10     |

Fj, Flujo de jugo de entrada a los calentadores, (kg/h); Tij, Temperatura inicial del jugo, (°C); Tfj, Temperatura final del jugo, (°C); Xj, Concentración del jugo, (°Bx); Cp, Calor específico del jugo (kcal/kg°C), Pv, Presión del vapor, (Kg/cm<sup>2</sup>)abs; Tv, Temperatura del vapor, (°C); Fv, Consumo de Vapor, (ton/h); H, Entalpía del vapor, (kcal/Kg); Fc, Flujo de condensados, (Kg/h); Tc, Temperatura de los condensados, (°C); Fcs, Flujo de agua a la salida de la columna de condensados, (Kg/h ); Tcs, Temperatura de los condensados a la salida de la columna, (°C).

### 3.2. Cálculo de la demanda de vapor de los turbogeneradores.

Los turbogeneradores actualmente instalados en la UEB Azucarera “Quintín Bandera”, utilizan vapor directo proveniente de la caldera, se encuentran operando 2 turbogeneradores de 4 MW.h y uno de 2,0 MW.h.

La temperatura del vapor de escape a la salida de los turbogeneradores 1 y 3 de 4MW cada uno es de 125°C, con un ligero sobrecalentamiento (ideal sería 121°C) que es admisible para suplir las pérdidas de temperatura en la línea de vapor de escape hasta los equipos consumidores. La temperatura del vapor de escape del turbogenerador 2 de 2MW es de 180°C, este equipo está diseñado para vapor saturado, condiciones a las cuales no se trabaja, por lo que el vapor es sobrecalentado. Este se mezcla con el escape de los turbogeneradores 1 y 3, alcanzando una temperatura aproximadamente de 140°C, a esta mezcla se atempera hasta alcanzar la temperatura de salida de 125°C.

Aplicando la metodología para el balance descrita anteriormente, se determina el consumo de vapor para cada uno de los turbogeneradores instalados en la UEB Azucarera “Quintín Bandera”. La Tabla 4, muestra los consumos de vapor específico ( $C_{v\text{turbo}}$ ) en kg/h para cada uno de los turbogeneradores instalados.

En la Tabla 5 se muestran los valores de demanda total de vapor directo, siendo la entrega de los turbogeneradores de 129 081,92 kg de vapor por hora. De acuerdo al balance de vapor en los demás equipos el proceso solo requiere 109 790 kg/h de vapor, eso significa que las restantes 19 291,92 kg/h son pérdidas de vapor en condensación, desde las línea de vapor general de las calderas a la planta eléctrica y desde la misma hasta el resto de los equipos del proceso. Estas pérdidas están determinadas por la ausencia de un colector de

vapor general con las características idóneas para evacuar la producción de vapor de las tres calderas, así como variedad en los diámetros de tuberías, el insuficiente aislamiento térmico en las tuberías y en los equipos consumidores, además de los salideros de vapor y las fugas a la atmósfera.

**Tabla 4.** Consumos de vapor específico de los turbogeneradores

| <i>Turbogeneradores</i>                   | <i>Consumos de vapor específico</i> |
|---|-------------------------------------|
| Turbogenerador Ruso No.1 de 4MW (kg/h)    | 51 633,86                           |
| Turbogenerador Inglés No.2 de 2MW (kg/h)  | 25 814,20                           |
| Turbogenerador Inglés No.3 de 4MW (kg/h)  | 51 633,86                           |
| <b>Demanda Total vapor directo (kg/h)</b> | <b>129 081,92</b>                   |
| <b>Demanda Total vapor directo (t/h)</b>  | <b>129,1</b>                        |

### 3.3. Determinación de los consumos de vapor directo al proceso

En la Tabla 5 se presentan los resultados de la demanda de vapor directo en el proceso, el cual está dado por la demanda de vapor del secador de refino, el vapor utilizado en la escoba de tachos, las pérdidas y otros consumos del mismo, siendo la demanda de vapor directo de 7 784,44 kg/h.

**Tabla 5.** Determinación consumo de Vapor directo de (10,5 kg/cm<sup>2</sup>)

| <i>Parámetros</i>  | <i>Valor</i>    |
|--|-----------------|
| Vapor al Secador de azúcar refino (kg <sub>vapor</sub> /h) | 4 816           |
| Escoba de tachos (kg/h)                                    | 2 178,10        |
| Otros consumos (kg/h)                                      | 349, 7          |
| Pérdidas (kg/h)  | 440, 63         |
| <b>Total (kg/h)</b>  | <b>7 784,44</b> |

### 3.4. Determinación de los consumos de Vapor por reductora.

En la Tabla 6 se presentan los resultados de la demanda de vapor por reductora, los cuales se determinaron aplicando la metodología propuesta por (Espinosa, 1991), siendo la demanda de vapor por reductora de 76 789,49 kg/h.

**Tabla 6.** Resultados demanda de vapor por reductora (17,5/10,5 kg/cm<sup>2</sup>)

| <b>Parámetros</b>     | <b>Valor</b> |
|-----------------------|--------------|
| m <sub>1</sub> (kg/h) | 7 679,49     |
| m <sub>a</sub> (kg/h) | 104,95       |
| m <sub>2</sub> (kg/h) | 7 784,44     |

m<sub>1</sub>, Flujo de vapor de 17,5 kg/cm<sup>2</sup> por reductora, (kg/h); m<sub>a</sub>, Flujo de agua a atemperar, (kg/h); m<sub>2</sub>; Flujo de Vapor directo de 10,5 kg/cm<sup>2</sup>, (kg/h).

Es necesario la utilización de una válvula reductora en el caso particular de los centrales refineras para el funcionamiento del secador de azúcar, escobas y otros usos de vapor directo. No se justificaría la instalación de una caldera solamente para trabajar a esta presión.

### 3.5. Determinación del vapor a generar en las calderas.

En la Tabla 7 se presentan los resultados del vapor a generar en las calderas. La misma está dada por la demanda de vapor de los turbogeneradores y por la demanda de vapor por reductora 17,5/10,5kg/cm<sup>2</sup>.

**Tabla 7.** Demanda de vapor a generar en las calderas

| <b>Parámetros</b>      | <b>Valor</b>      |
|------------------------|-------------------|
| F <sub>VT</sub> (kg/h) | 129 081,92        |
| m <sub>1</sub> (kg/h)  | 7 679,49          |
| <b>Dvc (kg/h)</b>      | <b>136 761,41</b> |

F<sub>VT</sub>, Vapor a turbogeneradores, (kg/h); m<sub>1</sub>, Flujo de vapor de 250 lbs/pulg<sup>2</sup> por reductora, (kg/h); Dvc, Demanda vapor calderas, (kg/h).

Teniendo en cuenta que trabajan las tres calderas de bagazo, con una capacidad nominal de 145 000 kg/h de vapor y la demanda de vapor a generar en las calderas según los balances realizados es de 136 761,41 kg/h, para un porcentaje de explotación de las calderas de 106%, este valor se encuentra admisible para el rango de operación y explotación de las mismas, por lo que el número de calderas instaladas es el recomendado para que el trabajo de estas sea el de mayor eficiencia.

### 3.6. Determinación de la demanda de combustible de las calderas.

En la Tabla 8 se presentan los resultados del combustible necesario para generar la demanda de vapor en las calderas, teniendo en cuenta una eficiencia práctica para el modelo de calderas retal con aumento del grado de apantallamiento es de 78% (Hugot, 1986).

**Tabla 8.** Necesidad de combustible en las calderas.

| <b>Parámetros</b>           | <b>Valor</b>     |
|-----------------------------|------------------|
| Q <sub>útil</sub> (kcal/h)  | 82 120 042,78    |
| η <sub>B</sub> (%)          | 78 %             |
| Q <sub>disp</sub> (kcal/kg) | 1 900            |
| <b>B (kg/h)</b>             | <b>57 628,10</b> |
| <b>Bm (kg/h)</b>            | <b>57 500,00</b> |

(Base de cálculo: Relación: bagazo- % caña: 30%)

Q<sub>útil</sub>, Calor útil aprovechado para la generación de vapor (kcal/h); η<sub>B</sub>: Eficiencia bruta de las calderas (%); Q<sub>disp</sub>, Calor disponible del bagazo (kcal/kg); B, Flujo de bagazo necesario para suplir las necesidades de vapor del proceso (kg/h); Bm, Bagazo generado en la molida (kg/h).

La necesidad de bagazo que demanda el proceso es mayor que la generada en la molida en 128 kg/h, este fenómeno viene dado por la gran cantidad de equipos instalados que se corresponden con un proceso de fabricación de azúcar crudo y refino que se lleva a cabo en la fábrica, por cual es necesario la recirculación de bagazo en el área de las calderas desde la casa de bagazo y comprar este subproducto de otras industrias cercanas. En ocasiones se recupera bagazo de acuerdo a la demanda de vapor del proceso, pues la operación en tachos es discontinua y existe variación en su demanda de vapor.

### 3.7. Estación de evaporación.

La estación de evaporación está compuesta por un cuádruple efecto, integrado a su vez por 3 vasos como un primer vaso grande de 3010,05 m<sup>2</sup> de superficie calórica, por lo cual a los efectos del balance de masa y energía solo se calcula las corrientes de entrada al vaso #1 del primer vaso y las de salida del vaso #3 del primer vaso. Está compuesto además por dos vasos de 1579,35 m<sup>2</sup> de superficie calórica en total que conforman un segundo vaso. Además de un tercer y cuarto vaso de 557,42 m<sup>2</sup> de superficie calórica cada uno que conforman la estación de evaporación de 5704,24 m<sup>2</sup> de superficie calórica. En la Tabla 9 se muestran los resultados de los balances de energía y materiales de la estación de evaporación, así como algunos parámetros de eficiencia de la misma para cada uno de los vasos analizados.

**Tabla 9.** Resultados del cálculo de los balances de energía y materiales en la estación de evaporación

| <b>Cálculo de la estación de evaporación</b> |                       |                 |                 |                       |                 |                    |                    |
|--|-----------------------|-----------------|-----------------|-----------------------|-----------------|--------------------|--------------------|
| <b>Nomenclatura</b>                          | <b>Primeros Vasos</b> |                 |                 | <b>Segundos Vasos</b> |                 | <b>Tercer Vaso</b> | <b>Cuarto Vaso</b> |
|  | <b>Vaso # 1</b>       | <b>Vaso # 2</b> | <b>Vaso # 3</b> | <b>Vaso # 1</b>       | <b>Vaso # 2</b> |                    |                    |
| <b>Jugo</b>                                  |                       |                 |                 |                       |                 |                    |                    |
| Fje (Kg/h)                                   | 191<br>666,67         | -               | -               | 91<br>065,85          | -               | 63<br>973,91       | 54<br>545,16       |
| Tji (°C)                                     | 118,10                |                 |                 | 113,73                | -               | 103,2              | 89,19              |
| Xje (°Bx)                                    | 14,5                  |                 |                 | 30,73                 | -               | 43,74              | 51,30              |
| Flujos (Kg/h)                                | -                     |                 | 91 065,85       | -                     | 63 973,91       | 54<br>545,16       | 43<br>051,97       |
| Tjf (°C)                                     | -                     |                 | 113,73          | -                     | 103,20          | 89,19              | 55,06              |
| Xjs (°Bx)                                    | -                     |                 | 30,73           | -                     | 43,74           | 51,30              | 65,00              |
| Pcv (Kg/cm <sup>2</sup> )                    | 1,60                  | 1,60            | 1,60            | 1,11                  | 1,11            | 0,62               | 0,13               |
| Tcv (°C)                                     | 112,73                | 112,73          | 112,73          | 102,02                | 102,02          | 86,29              | 50,66              |
| (mcs)  | 1 003,35              | 1 003,35        | 1 003,35        | 836,13                | 743,22          | 557,42             | 557,42             |
| R (kg/h.m <sup>2</sup> )                     | 30,73                 | 30,73           | 30,73           | 17,15                 | 17,15           | 16,92              | 20,62              |
| <b>Vapor de calentamiento</b>                |                       |                 |                 |                       |                 |                    |                    |
| Pve (Kg/cm <sup>2</sup> ) <sub>abs</sub>     | 2,09                  | 2,09            | 2,09            | 1,60                  | 1,60            | 1,11               | 0,62               |
| Tve (°C)                                     | 121                   | 121             | 121             | 112,73                | 112,73          | 102,00             | 86,29              |
| Fva (tn/h)                                   | 34,86                 | 34,86           | 34,86           | 12,955                | 12,955          | 8,17               | 9,43               |
| Hv (kcal/kg)                                 | 646,52                | 646,52          | 646,52          | 643,64                | 643,64          | 619,25             | 633,77             |
| <b>Retornos</b>                              |                       |                 |                 |                       |                 |                    |                    |
| Far (kg/h)                                   | 104 565,00            |                 |                 | 25 910,38             |                 | 8 171,71           | 9 428,74           |
| Tar (°C)                                     | 118,10                |                 |                 | 109,81                |                 | 98,03              | 75,54              |

Fje Flujo de jugo de entrada del vaso (kg/h); Tji Temperatura inicial del jugo (°C); Xje Concentración del jugo entrada (°Bx); Fjs Flujo de jugo de salida del vaso (kg/h); Tjf Temperatura final del jugo (°C); Xjs Concentración del jugo salida (°Bx); Pcv Presión en el cuerpo del vaso (kg/cm<sup>2</sup>); Tcv Temperatura en el cuerpo del vaso (°C), Superficie Calórica, (m<sup>2</sup> de superficie calórica); R, Razón de evaporación (kg/h.m<sup>2</sup>); Pve Presión del vapor entrada (Kg/cm<sup>2</sup>)<sub>abs</sub>; Tve Temperatura vapor entrada (°C), Fva Flujo de vapor alimentado (t/h); Hv Entalpía del vapor (kcal/kg); Far, Flujo agua retorno (kg/h); Tar Temperatura agua retorno (°C).

Se determinó el consumo de vapor de escape por tonelada de caña molida en los pre evaporados siendo el mismo de 545,63 kg vapor/t caña molida, este valor es elevado ya que debe encontrarse en el rango de 110 a 136 kg vapor/t caña (Espinosa, 1991). Este fenómeno se explica de acuerdo al nivel de incrustación de los mismos en la etapa para la cual se evaluó dichos equipos.

La economía de los pre-evaporadores es de 0,617 valor aceptable, que se encuentra en el rango establecido, que debe ser menor que 1 (Espinosa, 1991) considerando los tres preevaporadores como un gran vaso, en dependencia de la temperatura del jugo de entrada a los mismos. La economía para el cuádruple efecto evaluado es de 3,71, valor aceptable para este esquema de evaporación, en la cual teóricamente para un cuádruple efecto la economía debe ser menor que 4 (Espinosa, 1991).

Los vapores de jugo de los primeros vasos, con un total de 100,60 t/h, pasan a un colector de vapor general, los cuales son distribuidos para los tachos de crudo, tachos de refino, para los segundos vasos, calentadores rectificadores, calentador de jugo clarificado y calentador de licor de la refinería. Los vapores de jugo de los segundos vasos se utilizan en el tercer vaso y a los calentadores primarios. El vapor de jugo del tercer vaso es utilizado en el cuarto vaso y los de este último van al condensador del cuádruple efecto.

### ***3.8. Análisis de los condensados puros y contaminados generados en el proceso.***

Los condensados puros y contaminados juegan un papel fundamental en todo el proceso de fabricación del azúcar. Teniendo en cuenta la metodología de balance para determinar la cantidad de condensados puros y contaminados propuesta por (Espinosa, 1991), (Hernández, 2017), (Pérez, 2017) se obtiene un flujo de condensados puros al sistema presurizado para la alimentación a calderas de 179 215,97 kg/h, con una temperatura de 118,10°C. Los mismos provienen de los primeros y segundos vasos, del calentador de jugo clarificado, de los calentadores rectificadores y de los tachos de crudo, estos últimos se utilizan de acuerdo a la necesidad real de condensados en el proceso. Los condensados contaminados provienen del retorno de los tachos de refino, del calentador de licor de la refinería, el retorno del tercer y cuarto vaso, de los calentadores primarios. En dependencia de las necesidades de condensados del proceso pueden provenir también de los primeros y segundos vasos, con un flujo total de condensado contaminado de 56 397,43 kg/h y una temperatura de 92,23 °C, los cuales son utilizados para uso tecnológico como agua de lavado de las centrífugas de crudo y refino, para la disolución de azúcar crudo en el mangle y los disolutores, así como para la limpieza de las templas en los tachos de crudo y refino.

La necesidad de condensados puros a calderas, teniendo en cuenta la metodología propuesta anteriormente es de 140 864,26 kg/h, con un flujo de condensados puros sobrantes de 38 351,71 kg/h. Este excedente va al tanque de reserva de agua alimentar de las calderas, el cual es utilizado para la arrancada de las mismas y para continuidad de producción de refino en caso de parada de la molida. La planta de tratamiento de agua tiene una capacidad de 45 t/h de agua tratada, la cual es utilizada en las calderas para período inactivo y para el sistema de enfriamiento de los turbogeneradores.

## **4. CONCLUSIONES**

1. El índice de consumo de vapor de los calentadores rectificadores y guarapo clarificado por tonelada de caña molida es de 54,38 kg vapor/t caña molida, elevado dentro del

- rango permisible, debido a un insuficiente calentamiento en las estas precedentes de calentamiento primario, así como factores operativos del área de evaporación.
2. El consumo de vapor de escape por tonelada de caña molida en los pre evaporadores es de 545.63 kg vapor/t caña molida, este valor es elevado y viene dado de acuerdo al nivel de incrustación de los mismos en la etapa para la cual se evaluó dichos equipos.
  3. La demanda de combustible y el índice de generación en la caldera es de 57 628,10 kg bagazo/h y 2,38 kg vapor/kg bagazo respectivamente.
  4. Se determinó que 19 291,92 kg/h son pérdidas de vapor en condensación, desde las línea de vapor general de las calderas a la Planta Eléctrica y desde la misma hasta el resto de los equipos del proceso.
  5. Los condensados puros generados en el proceso suplen las necesidades de agua de alimentar calderas con un excedente de 38 351,71 kg/h que van al tanque de reserva de agua alimentar el cual se utiliza para la arrancada de las mismas y para continuidad de la producción de refino en caso de parada de la molida.

## **REFERENCIAS**

- Abreu, H., Análisis energético y exergético de esquemas de cogeneración para la industria azucarera., Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico en la Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas, Cuba, 2015.
- Barreiro, J., Manual de Operación de las áreas de Manipulación de Caña y Planta Moledora., Santiago de Cuba, 2011, pp. 28-30.
- Espinosa, R., Sistemas de utilización del calor en la industria azucarera., Ediciones ENPES, 1991, pp. 287-305.
- Espinosa, R., Algunos índices usados en la producción del azúcar de caña., Universidad Central "Marta Abreu" de las Villas, Samuel Feijóo, 2016, pp. 31-33.
- González, M., Abreu, H., Rico, O., Zamora, M., Espinosa, R., Evaluación de esquemas de cogeneración de energía a partir de bagazo de caña de azúcar., Centro Azúcar, Vol. 43, No.1, 2016, pp. 87-98.
- Hernández, O., Análisis energético en la Empresa Azucarera Quintín Bandera., Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico en la Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas, Cuba, 2017.
- Hugot, E., Handbook of cane sugar engineering, New York, Elsevier Science, 1986, pp. 793-795.
- IROYAZ., Informe Esquema de Evaporación UEB CA Quintín Bandera., 2015, pp. 4-10.
- Keenan, J., Keyes, F., Hill, P., Steam Tables, Thermodynamic Properties of water including Vapor, Liquid and Solid Phases, 1990, pp. 2-14.
- Pérez, C., Evaluación del sistema energético en la fábrica de azúcar Panchito Gómez Toro. Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico en la Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas, Cuba, 2017.