

HERRAMIENTAS ÚTILES PARA LA EVALUACIÓN DE LA EFICIENCIA DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE AZÚCAR DE UN CENTRAL AZUCARERO

Julio Ariel Dueñas Santana¹

1. Universidad de Matanzas – Sede “Camilo Cienfuegos”, Vía Blanca Km.3, Matanzas, Cuba. julio.ariel@umcc.cu



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

Resumen

En este trabajo se brinda una metodología general para evaluar la eficiencia de un central azucarero, a través de un ejemplo de análisis de eficiencia de un central, que está ubicado en la provincia de Matanzas. El objetivo general del proyecto es evaluar la eficiencia del proceso de producción de azúcar de este caso base, utilizando balances de masa y energía. Se describe el proceso de producción completamente, desde la entrada de la caña, hasta la salida del azúcar. Se analizan variables que inciden en la calidad del azúcar como producto final y su influencia en el proceso. Se realizan balances de masa y energía en todas las etapas del proceso. El recobrado es de casi 80% y el rendimiento de 7,53%. El uso de las herramientas estadísticas, los balances de masa y de energía, son indispensables para la evaluación de la eficiencia de un central azucarero.

Palabras claves: Central azucarero; Balances máxicos; Balances energéticos; Eficiencia energética.

Introducción

La caña de azúcar es un cultivo semipermanente de climas tropicales con un ciclo promedio de 6 años. Se produce mayormente en Asia y Latinoamérica. En el 2002, a nivel mundial, se utilizaron más de 26 millones de hectáreas para los cultivos, siendo la proporción actual de 75% para la caña de azúcar. El azúcar se produce en más de 130 países, y desde la década de los sesenta la producción mundial se ha más que duplicado. Actualmente, los principales productores son Brasil, India, Unión Europea, China, USA y Tailandia, cuya producción conjunta concentra más del 50% del total mundial, estimado en 143,3 millones de toneladas métricas.

En la actualidad existen centrales azucareros en Matanzas que no están automatizados totalmente, pero sí se han priorizado algunas áreas para su automatización, como los generadores de vapor, los turbogeneradores y los intercambiadores de calor de la etapa de purificación.

Para poder realizar un análisis crítico y serio de la zafra, se deben tomar los datos durante mínimamente, diez días, de las variables operacionales del central. Por lo general, el flujo de vapor directo que se pasa por la válvula reductora para posteriormente suministrarlo a tachos es elevado. Por esta razón se requieren balances de masa y energía que puedan ser empleados para analizar la eficiencia y mejorar el esquema energético de la industria. En esta monografía, se pretende brindar las herramientas necesarias para evaluar la eficiencia de un central azucarero y se propone un guía para el análisis de los resultados obtenidos.

Por lo que, se plantea el siguiente objetivo general: Evaluar la eficiencia del proceso de producción de azúcar en un Central Azucarero.

1- Descripción del proceso productivo y de generación y uso del vapor. Esquemas correspondientes para cada uno.

El primer paso es conocer detalladamente la descripción del proceso productivo y el esquema del caso base acerca de la generación y uso del vapor. Puesto que, al partir del mismo se podrán implementar, nuevas variantes energéticas que mejoren la eficiencia del ingenio.

El objetivo fundamental del proceso industrial es separar todos los componentes que no son sacarosa de la caña de azúcar, aislando la sacarosa en forma de cristales para su comercialización. En la figura 1 se muestra, un ejemplo del diagrama de flujo del proceso productivo.

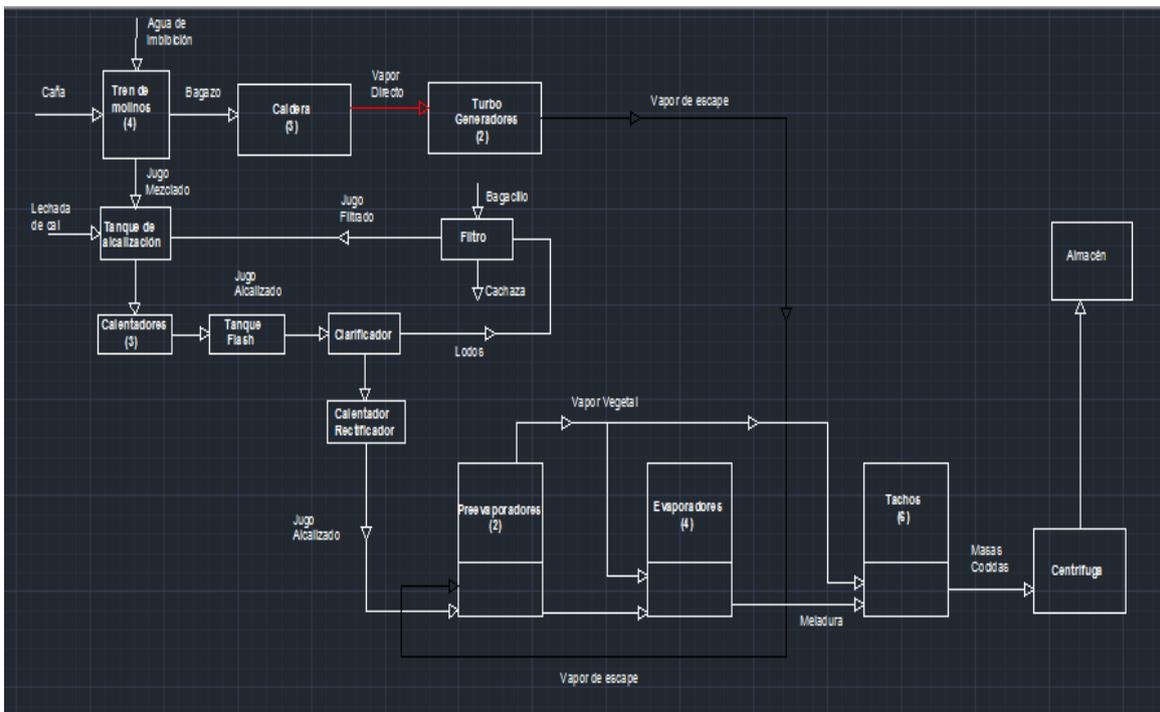


Figura 1: Diagrama de flujo del proceso productivo.

Primero la caña pasa al basculador y luego a las cuchillas desfibradoras. En la etapa de extracción la instalación cuenta con un tren de cuatro molinos con un sistema de imbibición compuesta. El bagazo que se obtiene se emplea como combustible en la generación de vapor. El jugo mezclado pasa a la etapa de purificación. Primero intercambia calor en el calentador líquido-líquido, luego pasa al tanque de alcalizar donde se añade cal para neutralizar el pH y al tanque flash. Posteriormente el jugo alcalizado pasa por una serie de cuatro calentadores, de los cuales, funcionan tres y uno está alternadamente de mantenimiento, por ser esta una industria altamente incrustante. Sigue al clarificador en el cual sedimentan las impurezas del jugo arrastradas por el floculo de fosfato de calcio formado. Los lodos que se obtienen en el clarificador pasan al filtro rotatorio al vacío y el jugo filtrado se recircula al tanque de alcalizar. Posteriormente el jugo clarificado pasa a un calentador rectificador para ajustar su temperatura. Luego el jugo clarificado pasa a la etapa de evaporación que cuenta con dos preevaporadores en serie y un cuádruple efecto. La meladura obtenida continúa a la etapa de cristalización compuesta por seis tachos y un sistema de tres masas cocidas. Finalmente se separa en la centrífuga el azúcar de la miel.

El central cuenta con tres generadores de vapor, de capacidades de 35, 18 y 18 toneladas por hora respectivamente. Estos generadores de vapor utilizan como combustible el bagazo. En los generadores de vapor se produce vapor directo (denominado también como vapor vivo o vapor de alta presión). La mayor parte de este vapor pasa a los turbogeneradores en los que se produce vapor de escape a través de un proceso de expansión y se genera electricidad con el uso del generador eléctrico. La instalación cuenta con dos turbogeneradores. El resto del vapor directo pasa por la válvula reductora para convertir el vapor sobrecalentado en vapor de escape saturado y que este pueda ser utilizado generalmente en el consumo de los tachos. El vapor de escape producido por los turbogeneradores pasa al colector de escape. El vapor de escape es empleado en los dos preevaporadores y en el calentador rectificador. Los dos preevaporadores operan en serie y producen vapor vegetal. Este vapor vegetal se emplea como medio de calentamiento en los calentadores. Parte del vapor vegetal producido en el pre 1 se emplea en los calentadores 1 y 2; mientras que parte del pre 2 se emplea en el calentador 3. La otra parte del vapor vegetal de los preevaporadores se utiliza en el cuádruple efecto. Los tachos operan con el resto del vapor vegetal de los preevaporadores y con el vapor de escape. En la figura 2 se muestra el esquema de distribución del vapor en el proceso.

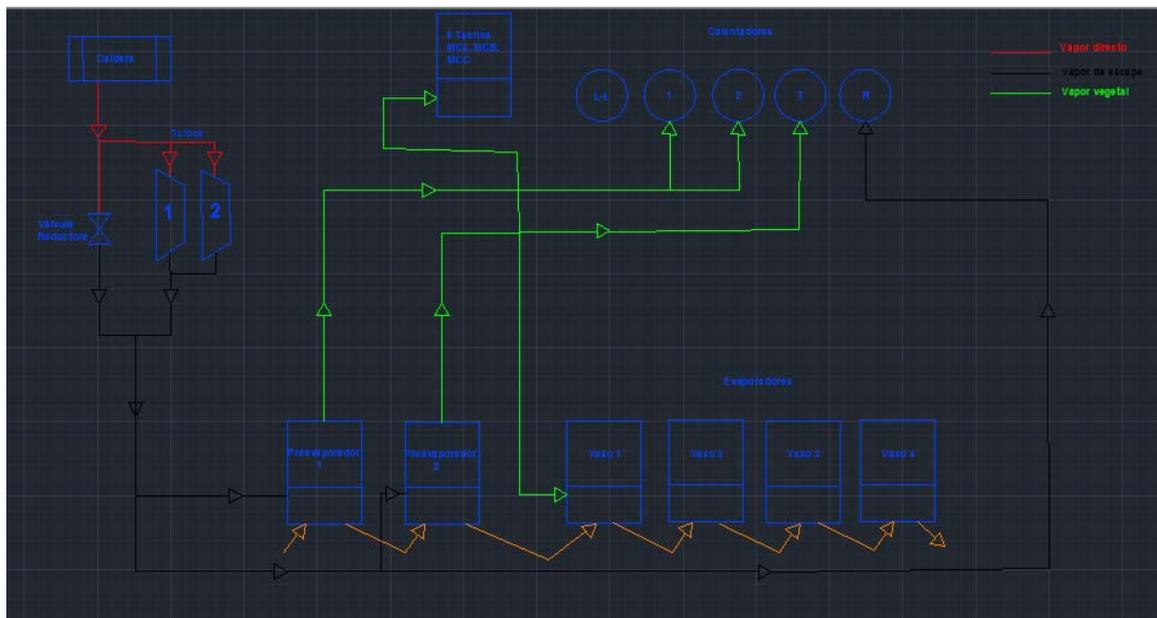


Figura 2: Esquema de distribución de calor en el proceso.

2- Análisis estadístico de los datos.

Se hace indispensable tomar los datos de todas las variables operacionales y determinaciones de laboratorio del Central Azucarero durante diez días. Se realiza el análisis estadístico de todas estas variables utilizando el software StatGraphics, con el objetivo de obtener la media de cada variable y conocer el coeficiente de variación para saber si la media es representativa de los datos. Se realizan pruebas de hipótesis a las variables analizadas, para estudiar si estas cumplen con la norma establecida por la misma industria.

3- Balances de masa.

Los balances de masa se realizan por etapa con el objetivo de determinar las pérdidas de sacarosa en el proceso. Además, se determinan los flujos de las corrientes intermedias y la eficiencia de cada una de las etapas. Los flujos se determinaron en kilogramos por hora. El balance en la etapa de cristalización se hace mediante la cruz de Cobenze.

3.1- Balances de masa en la etapa de extracción y molienda.

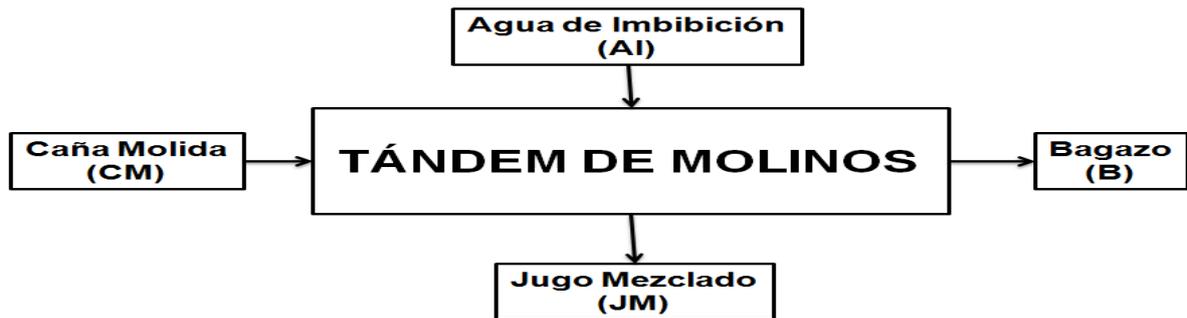


Figura 3: Esquema del área de extracción del proceso.

A partir del esquema mostrado en la figura 3 se plantea la ecuación 1 para el balance general.

$$CM + AI = JM + RL \dots\dots\dots (1)$$

Donde:

CM: Flujo de caña molida.

AI: Flujo de agua de imbibición.

JM: Flujo de jugo mezclado.

RL: Flujo de residuo leñoso (bagazo)

El balance por componentes teniendo en cuenta la fibra de cada corriente se muestra en la ecuación 2.

$$CM \cdot F_{CM} + AI \cdot F_{AI} = JM \cdot F_{JM} + RL \cdot F_{RL} \dots\dots\dots (2)$$

Donde:

F_{CM}: Fibra en C

F_{AI}: Fibra en AI

F_{JM}: Fibra en JM

F_{RL}: Fibra en RL

En la ecuación 2 se puede desprejar la fibra del agua de imbibición y del jugo mezclado, y se despeja el flujo del residuo leñoso. De esta forma con los datos de fibra en caña, flujo de caña molida, fibra en residuo leñoso: se determina el flujo de residuo leñoso como muestra la ecuación 3.

$$RL = \frac{CM \cdot F_{CM}}{F_{RL}} \dots\dots\dots (3)$$

Se realiza un balance por componentes para la sacarosa a través del Pol, este se muestra en la ecuación 4.

$$Pol_{CM} \cdot CM = Pol_{JM} \cdot JM + Pol_{RL} \cdot RL \dots\dots\dots (4)$$

Donde:

Pol CM: Pol de la caña molida.

Pol JM: Pol del jugo mezclado.

Pol RL: Pol del residuo leñoso.

De la ecuación 4 se tienen todos los datos excepto el flujo de jugo mezclado que se despeja de la misma y se muestra en la ecuación 5.

$$JM = \frac{Pol_{CM} \cdot CM - Pol_{RL} \cdot RL}{Pol_{JM}} \dots\dots\dots (5)$$

El flujo de agua de imbibición se determina despejando esta variable de la ecuación 1 de balance general.

Para determinar la eficiencia de esta etapa se calculan el porcentaje de pérdidas de Pol, el porcentaje de extracción de Pol y el porcentaje de extracción de jugo, mostrados en las ecuaciones 6, 7, 8 respectivamente.

$$\% Per Pol = \frac{RL \cdot Pol_{RL}}{CM \cdot Pol_{CM}} \cdot 100\% \dots\dots\dots (6)$$

$$\% Ext Pol = \frac{JM \cdot Pol_{JM}}{CM \cdot Pol_{CM}} \cdot 100\% \dots\dots\dots (7)$$

$$\% Ext Jugo = \frac{JM}{CM} \cdot 100\% \dots\dots\dots (8)$$

Donde:

% Per Pol: Porcentaje de pérdidas de Pol.

% Ext Pol: Porcentaje de extracción de Pol.

% Ext Jugo: Porcentaje de extracción de jugo.

La relación flujo de agua de imbibición-fibra en caña se determina por la ecuación 9.

$$\lambda = \frac{AI}{CM \cdot Fibr_{aCM}} \dots\dots\dots (9)$$

Donde:

λ : Relación entre el flujo de agua de imbibición y la masa de fibra en caña.

3.2- Balances de masa en la etapa de purificación.

En la etapa de purificación el balance es complejo, puesto que es una etapa dentro del proceso, en la cual existen recirculaciones. El esquema general de esta etapa que sirve como base para plantear las ecuaciones de balance general se muestra en la figura 4.

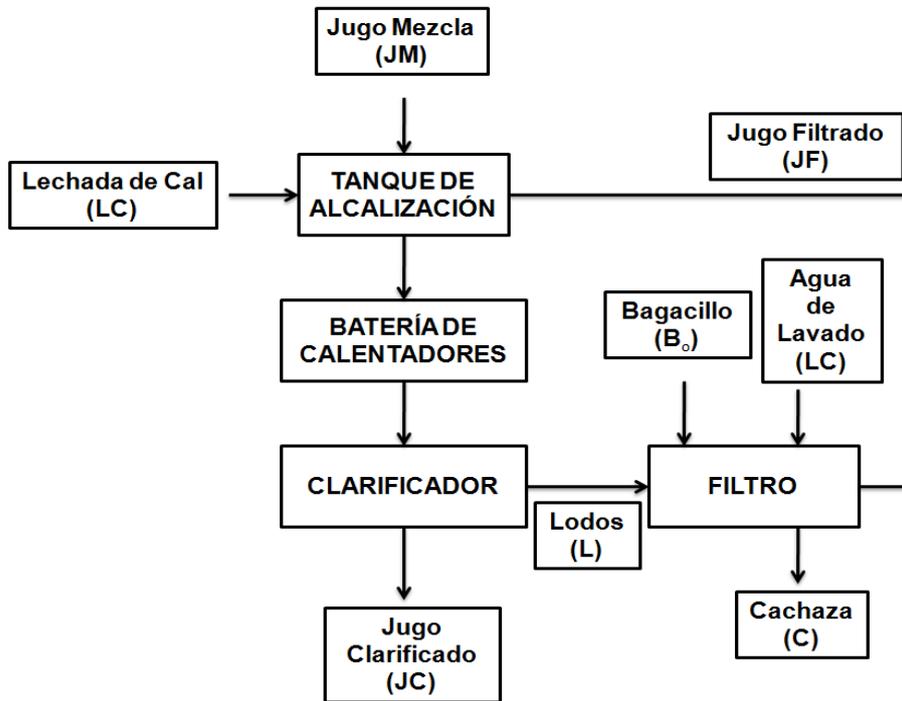


Figura 4: Esquema general del área de purificación.

Primero se realiza un balance de masa en el tanque de alcalización. Se plantean tres ecuaciones de balance: la 10 representa el balance general, la 11 el balance por componentes para los insolubles y la 12 el balance por componentes para el Brix.

$$JM + JF + LC = JA \dots\dots\dots (10)$$

$$InsJM \cdot JM + InsJF \cdot JF = InsJA \cdot JA \dots\dots\dots (11)$$

$$^{\circ}BrixJM \cdot JM + ^{\circ}BrixJF \cdot JF + ^{\circ}BrixLC \cdot LC = ^{\circ}BrixJA \cdot JA \dots\dots\dots (12)$$

Donde:

JF: Flujo de jugo filtrado.

LC: Flujo de lechada de cal.

JA: Flujo de jugo alcalizado.

Ins JM: Insolubles del jugo mezclado.

Ins JF: Insolubles del jugo filtrado.

Ins JA: Insolubles del jugo alcalizado.

Brix JM: *°Brix* del jugo mezclado.

Brix JF: *°Brix* del jugo filtrado.

Brix LC: *°Brix* de la lechada de cal.

Brix JA: °Brix del jugo alcalizado.

Esto se realiza con el objetivo de determinar el flujo de jugo alcalizado, por lo que se forma un sistema de tres ecuaciones lineales, en el cual se tienen tres incógnitas que son los flujos de jugo filtrado, de lechada de cal y de jugo alcalizado. Se tienen cero grados de libertad, porque se conocen los datos de insolubles y Brix de cada corriente y el flujo de jugo mezclado fue determinado con la ecuación 5, por lo que se procede a resolver el sistema. Se desprecian los insolubles de la lechada de cal.

Despejando se obtiene la ecuación 13, a partir de la cual se determina el flujo de jugo alcalizado.

$$JA = JM \cdot \left(\frac{\left(\frac{InsJM}{InsJF}\right)(1-\text{°BrixJF})+\text{°BrixJM}-\text{°BrixLC}}{\left(\frac{InsJA}{InsJF}\right)(1-\text{°BrixJF})+\text{°BrixJA}-\text{°BrixLC}} \right) \dots\dots\dots (13)$$

De la ecuación 14 se calcula el flujo de jugo filtrado (corriente que se recircula).

$$JF = \left(\frac{InsJA}{InsJF}\right)JF - \left(\frac{InsJM}{InsJF}\right)JM \dots\dots\dots (14)$$

El flujo de la lechada de cal se despeja de la ecuación 10.

Se realiza un balance de masa en el clarificador con el objetivo de determinar los flujos de jugo clarificado y de lodos. La ecuación 15 corresponde al balance general y la ecuación 16 al balance por componente para los insolubles.

$$JA = L + JC \dots\dots\dots (15)$$

$$JA \cdot InsJA = L \cdot InsL + JC \cdot InsJC \dots\dots\dots (16)$$

Donde:

L: Flujo de lodos.

JC: Flujo de jugo clarificado.

Ins JC: Insolubles del jugo clarificado.

Ins L: Insolubles de lodos.

Se tienen como datos los valores de los insolubles y el flujo de jugo alcalizado que fue determinado por la ecuación 13. Por lo que el sistema se resuelve. De la ecuación 17 se calcula el flujo de jugo clarificado y el flujo de lodos de la ecuación 15.

$$JC = JA \left(\frac{InsLodos - InsJA}{InsLodos - InsJC} \right) \dots\dots\dots (17)$$

Se realiza un balance por componentes en función del Brix, ecuación 18, para conocer el Brix de los lodos conociendo todos los Brix y el flujo de jugo alcalizado, jugo clarificado y lodos determinados anteriormente.

$$\text{°BrixL} = \frac{JA \cdot \text{°BrixJA} - JC \cdot \text{°BrixJC}}{L} \dots\dots\dots (18)$$

Conociendo la humedad y el Brix de la cachaza, se determinan los insolubles en la misma mediante la ecuación 19.

$$InsCZA = 100 - HumedadCZA - \text{°BrixCZA} \dots\dots\dots (19)$$

Donde:

Ins CZA: Insolubles en cachaza.

Humedad CZA: Humedad de la cachaza.

Brix CZA: Brix de la cachaza.

Los insolubles en el bagacillo corresponden con el porciento en fibra del bagazo. El Brix del bagacillo se determina por la ecuación 20.

$${}^{\circ}\text{BrixBo} = 100 - \text{Humedad RL} - \text{Fibra RL} \dots\dots\dots (20)$$

Donde:

Brix Bo: Brix del bagacillo.

Se realiza un balance de masa en el filtro y se obtienen tres ecuaciones. La ecuación 21 representa el balance global, la 22 el balance por componentes para el Brix, y la 23 el balance por componentes para los insolubles.

$$L + Bo + AL = JF + CZA \dots\dots\dots (21)$$

$$L \cdot {}^{\circ}\text{BrixL} + Bo \cdot {}^{\circ}\text{BrixBo} + AL \cdot {}^{\circ}\text{BrixAL} = JF \cdot {}^{\circ}\text{BrixJF} + CZA \cdot {}^{\circ}\text{BrixCZA} \dots\dots\dots (22)$$

$$L \cdot \text{InsL} + Bo \cdot \text{InsBo} + AL \cdot \text{InsAL} = JF \cdot \text{InsJF} + CZA \cdot \text{InsCZA} \dots\dots\dots (23)$$

Datos:

Bo: Flujo de bagacillo.

AL: Flujo de agua de lavado.

CZA: Flujo de cachaza.

Se tienen como datos los Brix e insolubles de las corrientes involucradas. Además se calcularon anteriormente los flujos de lodos y jugo filtrado. Se desprecia el Brix y los insolubles del agua de lavado. El objetivo es calcular los flujos de bagacillo, agua de lavado y cachaza. A través de la ecuación despejada 24 se determina el flujo de cachaza.

$$CZA = \frac{JF \cdot \text{InsJF} \cdot BxBo - L \cdot \text{InsL} \cdot BxBo - JF \cdot BxJF \cdot \text{InsBo} + L \cdot BxL \cdot \text{InsBo}}{BxCZA \cdot \text{InsBo} - \text{InsCZA} \cdot BxBo} \dots\dots\dots (24)$$

El flujo de bagacillo se determina por la ecuación despejada 25.

$$Bo = JF \left(\frac{BxJF}{BxBo} \right) + CA \left(\frac{BxCA}{BxBo} \right) - L \left(\frac{BxL}{BxBo} \right) \dots\dots\dots (25)$$

El flujo de agua de lavado se calcula despejando de la ecuación 21 del balance general.

La eficiencia del clarificador se determina por la ecuación 26, mientras que la eficiencia del filtro por la ecuación 27.

$$\varepsilon = \frac{\text{InsJA} \cdot JA - \text{InsJC} \cdot JC}{\text{InsJA}} \cdot 100\% \dots\dots\dots (26)$$

$$\varepsilon = \frac{\text{InsCZA} \cdot CZA}{\text{InsBo} \cdot Bo + \text{InsL} \cdot L} \cdot 100\% \dots\dots\dots (27)$$

3.3- Balances de masa en la etapa de evaporación.

El área de evaporación cuenta con dos preevaporadores y un cuádruple efecto. Al preevaporador 1 entra la corriente de jugo clarificado y del cuarto vaso del cuádruple sale meladura. Se realiza un balance general que se muestra en la ecuación 28 y uno por componente para el Brix 29.

$$JC = AE + M \dots\dots\dots (28)$$

$$JC \cdot \text{°Brix}_{JC} = AE \cdot \text{°Brix}_{AE} + M \cdot \text{°Brix}_M \dots\dots\dots (29)$$

Donde:

M : Flujo de meladura.

$\text{Brix } M$: Brix de la meladura.

AE : Flujo de agua evaporada total en el área de purificación.

De la ecuación 30 se determina el flujo de meladura, puesto que se conocen los Brix de las corrientes y el flujo de jugo clarificado que fue calculado por la ecuación 17.

$$M = JC \left(\frac{\text{Brix}_{JC}}{\text{Brix}_M} \right) \dots\dots\dots (30)$$

El flujo de agua evaporada total se calcula despejando de la ecuación 28.

3.4- Balances de masa en la etapa de cristalización-centrifugación.

En esta área se emplea una metodología para realizar balances denominada cruz de Cobenze. Se coloca en el centro de la cruz el material de valor intermedio de pureza, en este caso la meladura, en cada uno de los extremos se sitúan los materiales de valores inferiores y superiores, la miel final y la azúcar comercial respectivamente. Se restan algebraicamente los valores de pureza intermedios y extremos con respecto al central, ambos resultados se suman y se determina el porcentaje de cada uno con respecto al valor de la suma final. Este resultado implica que el porcentaje calculado es el de los sólidos presentes en el material de pureza intermedia que se encuentran en el material de pureza máxima o mínima del extremo opuesto.

Las purezas en el caso de todas las corrientes se determinan como la razón entre el Pol y el Brix.

La masa de sólidos en la meladura se determina por la ecuación 31.

$$\text{Masa de sólidos}_M = M \cdot \text{°Brix}_M \dots\dots\dots (31)$$

Posteriormente se calcula la masa de sólidos en azúcar y la masa de sólidos en miel final por las ecuaciones 32 y 33 respectivamente.

$$\text{Masa} \cdot \text{sólidos}_{Az} = \text{Masa.de.sólidos}_M \cdot \%1 \dots\dots\dots (32)$$

$$\text{Masa} \cdot \text{sólidos}_{MF} = \text{Masa.de.sólidos}_M \cdot \%2 \dots\dots\dots (33)$$

Donde:

Az : Flujo de azúcar producida según el balance de masa.

MF : Flujo de miel final.

%1: Razón entre la diferencia de pureza de la miel final y la meladura con respecto a la suma de la diferencia de pureza de la miel final y la meladura y la diferencia de pureza del azúcar y la meladura.

%2: Razón entre la diferencia de pureza del azúcar y la meladura con respecto a la suma de la diferencia de pureza de la miel final y la meladura y la diferencia de pureza del azúcar y la meladura.

Se determina el flujo de azúcar crudo producida mediante la ecuación 34 y el flujo de miel final por la ecuación 35.

$$AZ = \frac{\text{Masa de sólidos}_{AZ}}{Bx_{AZ}} \dots\dots\dots (34)$$

$$MF = \frac{\text{Masa de sólidos}_{MF}}{Bx_{MF}} \dots\dots\dots (35)$$

Se determinan los porcentajes de rendimiento y recobrado en la etapa, mediante las ecuaciones 36 y 37 respectivamente.

$$\text{Rendimiento} = \frac{AZ}{CM} \cdot 100\% \dots\dots\dots (36)$$

$$\text{Recobrado} = \frac{AZ \cdot Pol_{AZ}}{CM \cdot Pol_{CM}} \cdot 100\% \dots\dots\dots (37)$$

Se calculan las pérdidas totales en el proceso mediante la ecuación 38.

$$PT = CM \cdot Pol_{CM} - AZ \cdot Pol_{AZ\acute{u}car} \dots\dots\dots (38)$$

Donde:

PT: Pérdidas totales de sacarosa.

Conocido el valor de las pérdidas totales se pueden calcular las pérdidas en indeterminados por la ecuación 39.

$$PT = RL \cdot Pol_{RL} + CZA \cdot Pol_{CZA} + MF \cdot Pol_{MF} + PI \dots\dots\dots (39)$$

Donde:

PI: Pérdidas indeterminadas.

Finalmente, calculados los flujos de azúcar comercial y miel final como corrientes finales del proceso se calcula el porcentaje de error respecto a los valores reportados mediante la siguiente ecuación 40.

$$\text{Error} = \frac{|AZ - Az_{reportada}|}{Az_{reportada}} \cdot 100\% \dots\dots\dots (40)$$

4- Balances de energía.

Los balances de energía se realizan con el objetivo de conocer las demandas de vapor de cada equipo, así como el agua evaporada en la etapa de evaporación, que es utilizada como vapor vegetal. Las demandas de vapor se afectan por el flujo de caña molida para su posterior análisis. Se recomienda la utilización de una hoja de cálculo para facilitar la obtención de los resultados.

4.1- Balances de energía en equipos primarios.

Los equipos primarios con los que cuenta la instalación son dos turbogeneradores. El turbogenerador es el equipo donde el vapor directo producido por las calderas, sufre una expansión adiabática

realizando trabajo mecánico convirtiéndose en energía cinética a su paso por la tobera, la cual posteriormente a través de un generador eléctrico se transforma en energía eléctrica. De ellos sale el vapor de escape empleado posteriormente.

Para determinar el consumo de vapor de los turbogeneradores se utiliza la ecuación 41.

$$D_{turbo} = \frac{N \cdot 860}{N_T \cdot H_0 \cdot N_{Mec} \cdot N_{Elect}} \dots\dots\dots (41)$$

Donde:

D_{turbo} : Demanda de vapor del turbogenerador.

N : Cantidad de Energía eléctrica producida por la turbina se realiza cada turbogenerador. [kW-h]

N_T : Eficiencia termodinámica de la turbina.

H_0 : Diferencia de entalpía entre el vapor a la entrada de la turbina y después de la expansión adiabática ideal.

N_{Mec} : Eficiencia mecánica.

N_{Elect} : Eficiencia eléctrica

La eficiencia termodinámica de la turbina se determina por la ecuación 42.

$$N_T = \frac{H_1 - H_2}{H_1 - H_{2s}} \dots\dots\dots (42)$$

Donde:

H_1 :Entalpía del vapor a la entrada de la turbina.

H_2 : Entalpía del vapor a la salida de la turbina.

H_{2s} : Entalpía del vapor isentrópica.

Estos valores de H_1 , H_2 , H_{2s} se determinan en el Diagrama de Molliere con las condiciones de presión y temperatura del vapor a la entrada y salida del turbogenerador.

4.2- Balances de energía en calentadores.

El consumo de vapor de los calentadores se determina por la ecuación 43.

$$D_{cal} = \frac{JA \cdot Cp \cdot \Delta T \cdot X}{\lambda_{pre}} \dots\dots\dots (43)$$

Donde:

D_{cal} : Demanda de vapor de calentador en t/h.

Cp : Calor específico del jugo en kcal/kg. (ecuación 44)

ΔT : Diferencia entre la temperatura de salida y de entrada en $^{\circ}\text{C}$.

X : Factor que incluye un 4% de pérdidas de energía.

λ_{pre} : Calor de cambio de fase del vapor saturado que intercambia calor. (Tabla 2 de Keenan) (kJ/kg).

El calor específico del jugo se determina por la ecuación 44.

$$C_p = 1 - 0,0056 \cdot {}^{\circ}\text{Bx}_{\text{jugo}} \dots \dots \dots (44)$$

4.3- Balances de energía en preevaporadores.

Al preevaporador 1 se suministra el flujo de jugo clarificado proveniente del calentador rectificador y como agente de calentamiento vapor de escape sobrecalentado. Al preevaporador 2 entra el flujo de jugo clarificado menos el agua evaporada en el pre 1 y como fuente de calor vapor de escape. La demanda de vapor de cada preevaporador se determina por la ecuación 45.

$$D_{\text{pre}} = \frac{JC \cdot C_p \cdot \Delta T_{JC} + W_1 \cdot \lambda_{\text{VUEERPO}}}{C_{p_{\text{vapor}}} \cdot \Delta T_{\text{vapor}} + \lambda_s} \cdot X \dots \dots \dots (45)$$

Donde:

D_{pre} : Demanda de vapor del preevaporador (1 o 2) en kg/h.

JC : Flujo de jugo clarificado en kg/h.

C_p : Calor específico del jugo clarificado en kJ/kg $^{\circ}\text{C}$.

ΔT_{JC} : Diferencia entre las temperaturas de entrada y de salida del jugo teniendo en cuenta la elevación del punto de ebullición en $^{\circ}\text{C}$.

W_1 : Flujo de agua evaporada. Este es el vapor vegetal en kg/h.

λ_{VUEERPO} : Calor de cambio de fase buscado a la presión del cuerpo del preevaporador en kJ/kg.

$C_{p_{\text{vapor}}}$: Calor específico del vapor a la temperatura de entrada del mismo en kJ/kg.

ΔT_{vapor} : Diferencia de temperatura entre la entrada del vapor y la temperatura de saturación teniendo en cuenta la elevación del punto de ebullición.

λ_s : Calor de cambio de fase del vapor de escape en kJ/kg.

X : Término para considerar un 4% de pérdidas de energía.

Como las tablas de Keenan son para agua solamente, hay que tener en cuenta la elevación del punto de ebullición de los jugos. Este se determina por la ecuación 46.

$$EPE = EPE_{\text{conc}} + EPE_{\text{hidrd}} + EPE_{\text{hidrost}} \dots \dots \dots (46)$$

Donde:

EPE : La elevación del punto de ebullición total en $^{\circ}\text{C}$.

EPE_{conc} : EPE por la concentración del jugo.

EPE_{hidrod} : EPE debido a la hidrodinámica.

$EPE_{hidrost}$: EPE debido a la presión hidrostática del sistema.

Para el cálculo de la EPE_{conc} . (Manual de Energía para Fábricas de Azúcar, Figura 2/3 Elevación del punto de ebullición de soluciones técnicas de sacarosa-agua, en función del Brix a la salida y la presión en el cuerpo).

$$\Delta P_h = \rho \cdot g \cdot \Delta h \dots\dots\dots (47)$$

Donde:

ΔP_h : Caída de presión hidrostática

ρ : Densidad de la solución. (Figura 2/1 del Manual de Energía para Fábricas de Azúcar con los °Bx a la salida y la temperatura de saturación del jugo buscada con la presión del vapor en el cuerpo).

g : Aceleración de la gravedad.

Δh : Altura del líquido en el tubo.

$$h = \frac{1}{3} \cdot h_{cal} \dots\dots\dots (48)$$

$$h = 0,6m$$

Con el valor de la caída de presión hidrostática es posible calcular la presión en la capa media del líquido por la ecuación 49.

$$P_m = P_s + \Delta P_h \dots\dots\dots (49)$$

Donde:

P_s : Presión de saturación del vapor en el cuerpo.

P_m : Presión en la capa media de líquido.

La presión de vapor define la temperatura de saturación. Por lo que con el valor de P_m es posible buscar T_m .

T_s : Temperatura de saturación del jugo. (Se busca con la P_s en la Tabla 149ª del Hugot)

La EPE hidrostática se determina por la ecuación 50.

$$EPE_{hidros} = T_m - T_s \dots\dots\dots (50)$$

Finalmente la temperatura de ebullición del jugo se calcula a través de la ecuación 51.

$$T_{eb} = T_{sat} + EPE \dots\dots\dots (51)$$

Donde:

T_{eb} : Temperatura de ebullición del jugo teniendo en cuenta la elevación del punto de ebullición.

La elevación del punto de ebullición debido a la hidrodinámica del sistema se considera que es alrededor de 1°C.

El flujo de agua evaporada en cada preevaporador se determina por la ecuación 52.

$$W_1 = JC_1 \left(1 - \frac{BrixJC_1}{BrixJC_2} \right) \dots\dots\dots (52)$$

Donde:

W_1 : Flujo de agua evaporada en kg/h.

JC_1 : Flujo de jugo clarificado que entra al pre en kg/h.

JC_2 : Flujo de jugo clarificado que sale del pre en kg/h.

$BrixJC_1$: Brix de jugo clarificado que entra al pre.

$BrixJC_2$: Brix de jugo clarificado que sale del pre.

4.4- Balances de energía en el cuádruple efecto.

Al cuádruple efecto se le suministra el vapor vegetal de los preevaporadores. La demanda de vapor del cuádruple se determina por la ecuación 53. En el caso base no se realizan extracciones en el múltiple efecto, pero en las propuestas en el caso que se realice extracciones la demanda de vapor se calcula por la ecuación 54.

$$D_{cuadruple} = \frac{JC_2 \cdot Cp_{JC_2} \cdot (T_b - T_F) + W_1 \cdot \lambda_{v_{cuerpo}}}{Cp_{vapor} \cdot \Delta T_{vapor}} \cdot X \dots\dots\dots (53)$$

$$D_{cuadruple} = \frac{W_t}{n} + \frac{(n-1)}{n} \cdot E_1 + \frac{(n-2)}{n} \cdot E_2 \dots\dots\dots (54)$$

Donde:

$D_{cuadruple}$: Demanda de vapor del cuádruple efecto.

JC_2 : Flujo de jugo clarificado menos el agua evaporada en los preevaporadores.

Cp_{JC_2} : Calor específico del jugo clarificado.

T_b : Temperatura de salida del jugo teniendo en cuenta la EPE.

T_F : Temperatura de entrada del jugo al cuádruple.

W_1 : Flujo de agua evaporada en el vaso 1.

$\lambda_{v_{cuerpo}}$: Calor latente determinado a la presión del cuerpo del vaso 1.

Cp_{vapor} : Calor específico del vapor vegetal.

λ_{pre} : Calor latente del vapor vegetal que entra al vaso 1 del cuádruple.

W_i : Agua evaporada en el cuádruple efecto (kg/h).

n : número de efectos o evaporadores

E_1 : vapor extraído del vaso 1 del cuádruple efecto del cual se realiza la extracción (kg/h).

E_2 : vapor extraído del vaso 2 del cuádruple efecto del cual se realiza la extracción (kg/h).

El flujo de agua evaporada en el cuádruple efecto se puede determinar por varias vías. Una de ellas es la diferencia entre el flujo de meladura (que sale del cuádruple efecto) y el flujo de jugo alimentado al cuádruple. (Ecuación 55)

$$AE = M - JC_2 \dots\dots\dots (55)$$

4.5- Balances de energía en los tachos.

El central tiene 6 tachos, tres para masa cocida A (MCA), uno para masa cocida B (MCB) y dos para masa cocida C (MCC). Para determinar la demanda de vapor de cada uno de ellos se emplea la ecuación 56.

$$D \text{ tacho} = \left(\frac{W_{inicial} + W_{alim}}{T} \right) \cdot \phi \dots\dots\dots (56)$$

Donde:

T- Tiempo de cocción de la masa cocida (h)

ϕ - Coeficiente que tiene en cuenta las pérdidas de calor al medio ambiente y depende de la masa cocida.

Para la MCA $\phi = 1.1$

Para la MCB $\phi = 1.2$

Para la MCC $\phi = 1.3$

Winicial: Flujo de agua evaporada al material inicial.

El flujo de agua evaporada al material inicial se calcula por la ecuación 57.

$$W_{inicial} = P_{inic} \cdot \left(1 - \frac{Bx \text{ inin}}{Bx \text{ final}} \right) \dots\dots\dots (57)$$

Donde:

Pinic: Peso del material inicial, que depende de la densidad y el volumen inicial.

Walim: Flujo de agua evaporada al material alimentado.

El peso del material inicial y el flujo de agua evaporada al material alimentado se determinan por las ecuaciones 58 y 59 respectivamente.

$$P_{inin} = \rho_{inic} \cdot V_{inic} \dots\dots\dots (58)$$

$$W_{alim} = P_{alim} \cdot \left(1 - \frac{Bx \text{ alim}}{Bx \text{ final}} \right) \dots\dots\dots (59)$$

Donde:

Palim: Peso del material alimentado.

El peso del material alimentado se determina por la ecuación 60.

$$P_{alim} = (P_{final} - P_{inic} - W_{inic}) \cdot \frac{Bx \text{ final}}{Bx \text{ alim}} \dots\dots\dots (60)$$

Donde:

Pfinal: Peso del material final, que depende de la densidad y el volumen final.

El peso del material final se determina por la ecuación 61.

$$P_{final} = \rho_{final} \cdot V_{final} \dots\dots\dots (61)$$

4.6- Por ciento de vapor que pasa por la válvula reductora.

No todo el vapor de escape es suficiente para las necesidades tecnológicas, por esta razón se hace necesario pasar una parte del flujo de vapor directo por la válvula reductora. Esta transforma el vapor sobrecalentado producido en los generadores de vapor en vapor de escape saturado para poder ser utilizado en las necesidades tecnológicas. Es necesario plantear que se pierde el sobrecalentamiento de este vapor.

Para determinar el porcentaje de vapor que pasa por la válvula reductora, se emplea la ecuación 62.

$$\%Reductora = \frac{D_{tecnologica} - D_{EP}}{D_{tecnologica}} \dots\dots\dots (62)$$

Donde:

$\%Reductora$: Porcentaje de vapor directo que hay que pasar por válvula reductora.

$D_{tecnologica}$: Demanda de vapor que requieren los equipos tecnológicos.

D_{EP} : Demanda de vapor de los equipos primarios (turbogeneradores).

5- Resultados y análisis del procesamiento estadístico de los datos.

Los datos analizados siguen una distribución normal. El coeficiente de variación de la caña molida es elevado, esto es indicativo de la inestabilidad de molienda durante este período.

Otras variables con elevado coeficiente de variación son el Brix del bagazo, la temperatura del agua de imbibición, el pH del jugo alcalizado, el Pol en cachaza y los valores de presión en el cuerpo y calandria de los preevaporadores, esto implica alta variabilidad en el proceso en las áreas de purificación y evaporación. Además, la presión y temperaturas medidas en el colector de escape poseen alto coeficiente de variación, esto incide directamente en los balances enrgéticos del proceso.

La temperatura de agua imbibición no cumple con la norma establecida por el central de ser superior a los 70°C, pero la extracción no se ve afectada en gran medida. Además, no se recomiendan altas temperaturas de agua de imbibición por el desgaste que pueden sufrir las cuchillas de los molinos, y esto si afectaría directamente la extracción de jugo.

El Pol en caña es inferior a 10. Este valor es indica que al proceso entra menos azúcar que la usual, por lo que afecta directamente a la producción. Esto se debe fundamentalmente a las condiciones meteorológicas adversas en el período de zafra. Esto a su vez trae como consecuencia que el Pol del jugo mezclado sea inferior a 11,5.

El Brix del jugo mezclado es inferior a los 14⁰, por lo que se incumple con la norma establecida. Este Brix bajo trae mayor consumo de vapor en la etapa de evaporación para poder obtener una meladura con la pureza requerida. El pH del jugo mezclado incumple también con la norma establecida, puesto que es menor que 5,2. Esto trae como consecuencia mayor adición de lechada de cal en la etapa de purificación para lograr el pH requerido.

El pH del jugo alcalizado se ve también afectado. Este es un problema grave ya que siendo menor que la norma 7,8 provoca la inversión de la sacarosa, incrementando las pérdidas de la misma en el proceso; aunque el valor medio ronda el 7,7 por lo que el proceso no se ve afectado en mayor medida.

El Brix de los jugos filtrado y clarificado no cumplen con la norma establecida, pero esto se debe al bajo Brix del jugo mezclado, que es la corriente que entra a la etapa de purificación. Al igual que para el jugo mezclado, implica mayor consumo de vapor en la etapa de evaporación.

La Pol en cachaza incumple con la norma al ser mayor que 2. El procesamiento estadístico indica que la media es superior a 3. O sea, son considerables las pérdidas de sacarosa en cachaza, influyendo en el recobrado final del proceso.

El Brix y el Pol de la meladura y de las mieles A y B son inferiores a los establecidos. Esto se debe a los bajos Brix de los jugos precedentes y que el flujo de vapor suministrado no fue suficiente para eliminar toda el agua requerida. Indica masas flojas y mal trabajo inicial de agotamiento.

El resto de las variables cumplen con la norma establecida según el central.



6- Resultados y análisis del balance de masa.

Los balances de masas se realizaron para cada día analizado a partir del procesamiento estadístico de los datos y se hizo uno global a partir de las medias de todos los datos procesados. Los resultados obtenidos en el balance de masa global se muestran en la tabla 1. Los flujos están expresados en toneladas por hora.

Tabla 1: Resultados del balance de masa global.

Resultado	Valor	Respecto a CM (%)
Flujo de Caña Molida	93,23	
Flujo de Jugo Mezclado	78,63	84,34
Flujo de Residuo Leñoso	29,11	31,22
Flujo de Agua de Imbibición	14,51	15,57
Agua de Imbibición % Caña	15,57	
Relación AI-Fibra en caña	1,03	
Pérdidas en Pol	6,45	
Extracción en Pol	93,55	
Extracción del Jugo	84,34	
Flujo de Jugo Alcalizado	84,65	90,81
Flujo de Jugo Filtrado	3,08	3,31
Flujo de Lechada de Cal	2,94	3,15
Flujo de Lodos	10,49	11,25
Flujo de Jugo Clarificado	74,16	79,55
Eficiencia de los filtros	94,80	
Eficiencia del clarificador	45,75	
Flujo de Cachaza	12,45	13,36
Flujo de Bagacillo	2,68	2,87
Flujo de Agua de Lavado	2,36	2,54
Flujo de Meladura	19,80	21,24
Flujo de Miel Final	3,15	3,38
Flujo de Azúcar	7,02	7,53
Azúcar Reportada	7,22	7,75
Error relativo (%)	2,85	
Recobrado con Azúcar Calculada	79,09	
Recobrado con Azúcar Reportada	77,16	
Rendimiento con Azúcar Calculada	7,53	
Rendimiento con Azúcar Reportada	7,59	
Pérdidas en Cachaza	5,24	
Pérdidas Totales	1,84	
Pérdidas Indeterminadas	0,96	

El valor de fibra en caña es de 15,12. Este valor se encuentra entre los parámetros establecidos por Hugot, 1987; este señala que debe ser menor que 16. Es necesario aclarar que la fibra en caña depende en gran medida de la caña que se esté procesando. El valor medio de fibra en caña implica que la extracción en los molinos se realice con mayor eficiencia, puesto que al ser menor el residuo leñoso también es menor la cantidad de jugo y por tanto de sacarosa que queda retenido en la fibra por fenómeno de reabsorción. Este parámetro tiene una arista diferente si se analiza desde el punto de vista energético. Precisamente, si se produce menor cantidad de residuo leñoso, se ve afectada la generación de vapor directo en los generadores de vapor, puesto que estos consumen como combustible al bagazo (residuo leñoso).

Según lo señalado por Carrazana en 1975 el porcentaje de humedad del bagazo debe ser menor que un 48%. En este caso el valor medio de humedad de bagazo es de un 49,21%, por lo que se aleja ligeramente de lo sugerido. Este incremento en la humedad se puede resolver a partir de mejorar el trabajo en los molinos. Según este autor el último molino es el de mayor responsabilidad en cuanto a la humedad del bagazo. O sea, si se aumenta ligeramente la presión ejercida en el último molino, se podrá llevar la humedad del bagazo al valor deseado. La humedad del bagazo elevada influye negativamente en la generación de vapor.

El valor del Pol en bagazo es de 1,95. Según Hugot y Honing (1987), el valor de Pol en bagazo debe ser menor que 3,5. Por lo que las pérdidas de sacarosa en bagazo son aceptables. Es necesario analizar si aumentando el flujo de agua de imbibición se puede mejorar la extracción de Pol en la etapa de molienda. Este análisis se realiza porque la relación del flujo de agua de imbibición con el flujo de fibra en caña (λ) es 1,03 valor inferior a 2 que es el límite recomendado por Hugot. Este análisis se realiza mediante el uso de dos modelos determinados experimentalmente que se muestran en las ecuaciones 63 y 64.

$$\%Pol_{RL} = 2.239 - 0.01 \cdot AI\%C \dots\dots\dots(63)$$

$$Bx_{JM} = 17.65 - 0.175 \cdot AI\%C \dots\dots\dots(64)$$

Para un valor de $\lambda=2$, se obtuvieron los resultados mostrados en la tabla 2.

Tabla 2: Resultados obtenidos de los modelos aplicados.

Parámetro	Valor antes	Valor después	Diferencia
λ	1,03	2	0,97
AI (t/h)	14,51	28,19	13,68
AI% <i>C</i>	15,57	30,24	14,67
Pol RL	1,95	1,94	0,01
Brix JM	12,98	12,36	0,62
JM (t/h)	78,63	92,31	13,68
Azúcar en etapa de extracción (t/h)	6,5646	6,8698	0,3052
Consumo de vapor de escape de los preevaporadores	264,86	354,91	90,05
Consumo de vapor de escape del calentador rectificador	17,85	20,96	3,11
Consumo de vapor de tachos	-	-	67,26

Valor de azúcar recuperada (\$/h)	-	-	381,98
Valor de azúcar recuperada (\$/año)	-	-	1 375 136,24
Costo del vapor (\$/h)	-	-	220,97
Costo del vapor (\$/año)	-	-	795 488,24
Ganancia en el año			579 648,00

Por tanto, lo que se gana en azúcar recuperada es superior a lo gastado en vapor generado, siendo económicamente factible la adición de agua de imbibición. Solo con una disminución de 0,01 del Pol del residuo leñoso se logra aumentar la ganancia en la industria. Es factible añadir hasta alrededor de un 30% de agua de imbibición respecto a la caña molida. En los 150 días de zafra se obtiene una ganancia de casi 580 000 pesos.

Hugot (1987) plantea que el Brix del jugo mezclado debe ser superior a 14^o. En este caso el Brix es de 12,98 por lo que es inferior a lo recomendado por Hugot. Aunque a través del análisis realizado anteriormente lo que se gasta por consumo de vapor es válido para obtener mayor ganancia en el ingenio.

Pedroso Puertas (1983) establece que la temperatura del agua de imbibición debe encontrarse entre 75 y 80 °C, lo cual facilita la extracción y evita el desarrollo microbiano. Posada (1987), recomienda además que la temperatura del agua de imbibición no debe excederse de los 85 °C para evitar que el derretimiento de las ceras de la caña provoquen que patinen las mazas de los molinos y evitar el crecimiento microbiano. El valor medio es de 66,6 °C. Este valor es inferior a lo recomendado, pero también tiene como ventaja que el desgaste de las cuchillas de los molinos en el tiempo sea menor.

Pedroso Puertas (1983) plantea, además, que el agua de imbibición por ciento en caña debe estar entre un 25 y un 30%. En este caso es de solo un 15,57%, por lo que se hace necesario aumentar el flujo de agua de imbibición para mejorar la extracción de sacarosa.

Al realizar una correlación entre flujo de agua de imbibición añadida al proceso y el flujo de caña molida, se obtuvo como resultado que la relación entre ambos se puede considerar media, con un coeficiente de correlación de un 28,76%. Este valor tan bajo indica que no existe relación lineal significativa entre la caña molida y el agua de imbibición añadida. El agua de imbibición añadida debe estar en función de la caña molida, por lo que este coeficiente debería ser más elevado. Esto indica cierta indisciplina tecnológica en el área de extracción.

Según Morrel, (1985) la extracción de jugo mezclado debe estar entre un 90 y un 95%. En este caso el valor obtenido es de 84,34% lo que indica un valor menor que el reportado en esta literatura. Esto se puede resolver aumentando el flujo de agua de imbibición añadido. La extracción de Pol es de un 93,55%, el cual es mejorable.

Según Clark, (1975) la lechada de cal debe ser preparada a 200 grados Baumé y luego disminuirse hasta 4^oBé, lo que es igual a 7,68 Brix para la alcalización, en el central el valor medio es de 7,14 el cual es aceptable. Aunque este de menor concentración indica que se está

adicionando al proceso una mayor cantidad de agua que aumenta la demanda de vapor en los equipos tecnológicos.

La cachaza % en caña es de 13,36%. Este valor es elevado, según Carrazana (1975). En esta corriente ocurren pérdidas de sacarosa en el proceso calculadas posteriormente.

El valor del Brix del jugo filtrado depende del flujo de agua de lavado usada en el filtro. Este flujo asegura las menores pérdidas de sacarosa en cachaza, incorporando a su vez la menor cantidad de agua al proceso con el jugo filtrado, para disminuir el consumo de vapor en el área de evaporación. Según Díaz (1999) un Brix de 12,46°Bx representa un valor adecuado.

Jenkins plantea que los mejores valores de Pol en cachaza se encuentran cercanos a 1% y dependen en gran medida del tipo de filtro utilizado, del flujo de agua de lavado y de las características de la torta. Martínez (1985), considera que los valores de Pol en cachaza para lograr pérdidas no sensibles en el proceso no deben excederse de 3,5%. Un valor ligeramente superior a 3,7% de Pol en cachaza indica pérdidas significativas en esta corriente.

Se realiza una correlación entre Pol en cachaza y el parámetro Cachaza % Caña. El coeficiente de correlación es de 4,53% por lo que no existe relación entre el Pol en cachaza y la Cachaza % Caña, por lo que las pérdidas en Pol no se deben al flujo de cachaza. El coeficiente de correlación entre el Pol en cachaza y el flujo de bagacillo añadido es de 21,40%. Se obtiene como resultado, que la fluctuación del Pol en cachaza es debido al bagacillo añadido, pero no se encuentra una relación fuerte entre el Pol en cachaza y el bagacillo añadido.

Para un sistema tradicional de tres masas cocidas Honing (1987), plantea que la pureza de la miel final debe encontrarse alrededor de un 29,5%. En este proceso es de 37,55%, lo cual es una pérdida elevada de sacarosa dentro del proceso productivo.

En la tabla 3 se muestran los costos de la azúcar perdida a lo largo del proceso.

Tabla 3: Costos de la azúcar perdida a lo largo del proceso.

Corriente	Flujo de azúcar (t/h)	Costo horario	Costo anual
Residuo leñoso	0,5672	709,94	2 555 800
Cachaza	0,4613	577,36	2 078 488
Miel final	1,0519	1316,57	4 739 647
Pérdidas totales	1,8391	2301,78	8 286 407

La humedad en el azúcar crudo debe rondar al 0,2%, por lo cual un valor igual a 0,19% reportado por el central se considera aceptable y que cumple con la norma establecida. Valores superiores de humedad a un 0,2% provocarían descomposición del producto terminado por elevación de la acidez en el mismo, además de afectar la venta del producto e impedir su comercialización.

La Pol en azúcar de un 99,13% es un valor muy bueno con respecto a las normas, que, en el caso de este central, se norman valores superiores al 98%. A nivel internacional se exige un valor superior al 99%, por lo que este azúcar crudo cumple con este requisito.

El rendimiento en un central azucarero es precisamente la relación entre la azúcar producida y la caña molida. Siempre se trata de mejorarlo tratando de extraer mayor cantidad de azúcar de la caña, minimizando las pérdidas de sacarosa durante el proceso. En este caso el rendimiento es de un 7,53%. Es necesario aclarar que las condiciones climáticas en esa época, donde hubo numerosas precipitaciones, tuvieron influencia en este valor. Según Honing, (1987) y Hugot, (1987) el rendimiento debe ser mayor que el 10% y este valor depende de los meses en que se encuentre produciendo el central, así los meses lluviosos provocan caída en el rendimiento.

El recobrado es la cantidad de azúcar que se obtiene a partir del azúcar que trae la caña. En este caso es de casi 80%. Según Rodríguez (1977) el recobrado debe encontrarse superior al 80%, siendo aceptable el valor obtenido a partir del balance de masa realizado.

El valor de azúcar producido por balance es de 7,02 t/h, mientras que el reportado en el central es de 7,22 t/h, siendo un error de un 2,85%. Este error es aceptable para este caso, por lo que los análisis realizados a partir de los balances se corresponden con la realidad del central.

7- Resultados y análisis del balance de energía.

Según Espinosa Pedraja (1984) para una fábrica de azúcar crudo que produce la energía eléctrica para su consumo, los turbogeneradores deben estar en un rango de 280-90 kg/TCM, lo cual se cumple para cada turbogenerador, pero no para la suma de ambos. Esto se debe a que Espinosa considera además equipos como las máquinas de vapor, turbinas de vapor y bombas de vacío que son equipos que no se emplean en el central en cuestión.

El consumo de los calentadores debe ser 50-10 kg/TCM. Para este central es mayor que lo sugerido por Espinosa. El consumo de los preevaporadores entre un 190-90 kg/TCM. El consumo es ligeramente superior a lo planteado por Espinosa. El consumo de los evaporadores entre un 260-120, el cual está por debajo, puesto que en el caso base no se realizan extracciones en el cuádruple efecto.

Los tachos según Espinosa deben estar su consumo de vapor entre 210-130 kg/TCM. En este caso es superior.

El consumo de la etapa de evaporación y cristalización es mayor que el planteado por Espinosa, porque el Brix de los jugos analizados en el caso base son bajos comparados con los de la literatura consultada. Esto implica que estos jugos tienen mayor contenido de agua, que a su vez aumenta el consumo de vapor en estas áreas.

El Brix de la meladura reportado por Espinosa es entre 65 y 66, mientras que la meladura en este caso es de 49,52 °Brix.

El porcentaje que pasa por la reductora reportado por Espinosa es 38-8%. El valor determinado es de 20,23% el cual es aceptable.

8- Esquemas energéticos propuestos.

La variante 1 consiste en realizar una extracción al primer vaso del cuádruple efecto con el objetivo de que intercambie calor con el calentador primario (el 1). Haciendo esto, queda

disponible parte del vapor vegetal de los preevaporadores, que es enviado a los tachos 1, 2 y 4.

Con esta propuesta se reduce la necesidad de producción de vapor directo y por ende el residuo leñoso que es necesario combustionar para obtener dicho vapor. Por lo que es factible, ya que se ahorra un 31,37% del costo del bagazo.

La variante 2 consiste en realizar una extracción al primer vaso del cuádruple efecto con el objetivo de que intercambie calor con el calentador primario (el 1). Realizar otra extracción en el segundo vaso del cuádruple efecto que intercambie calor con el calentador 2. Con el vapor vegetal que queda de los preevaporadores, se le suministra vapor a los tachos 1, 4 y 5

Con la variante 2 se reduce la necesidad de producción de vapor directo y por ende el residuo leñoso que es necesario combustionar para obtener dicho vapor más que en el caso base. Por lo que es factible, ya que se ahorra un 31,37% del costo del bagazo.

La variante 3 consiste en realizar una extracción al primer vaso del cuádruple efecto con el objetivo de que intercambie calor con el calentador primario. Mantener la extracción en el vaso 2 del cuádruple que intercambia calor con el calentador 2. Parte del flujo de vapor vegetal de los preevaporadores pasarlo a intercambiar calor con el calentador rectificador. A los tachos 1, 3 y 5 se les suministra vapor vegetal de los preevaporadores.

Con esta propuesta se reduce la necesidad de producción de vapor directo y por ende el residuo leñoso que es necesario combustionar para obtener dicho vapor. Por lo que es factible, ya que se ahorra un 31,37% del costo del bagazo. En el gráfico 1 se muestra el porcentaje de ahorro en el costo del bagazo para el caso base y para cada una de las variantes propuestas.

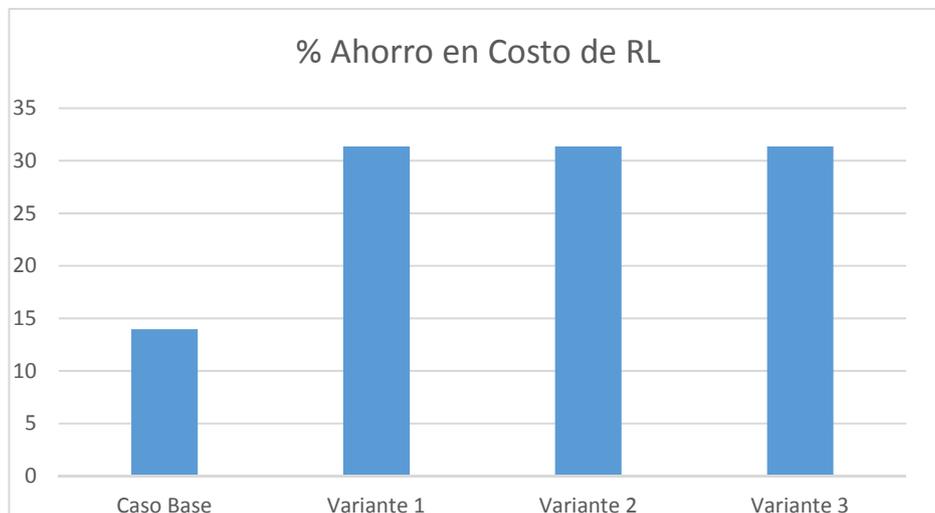


Gráfico 1: Porcentaje de ahorro en costo de RL del caso base y de las tres variantes propuestas.

A partir del análisis de este gráfico se concluye que, en cuanto a costo, cualquiera de las tres variantes es eficiente. Además de ser factibles energéticamente, porque en ninguna de las tres variantes es necesario pasar flujo por la válvula reductora. Hay que tener en cuenta que el

consumo en los tachos es variable en el tiempo, y son estos equipos los responsables de que sea necesario pasar vapor por la válvula reductora. Mientras mayor vapor vegetal quede en el proceso, menos necesidad habrá de pasar vapor por la válvula reductora. Solo por esta razón se recomienda utilizar de las tres variantes, la número dos, puesto que esta emplea vapor de escape en el calentador rectificador, dejando mayor flujo de vapor vegetal para el consumo en tachos.

Según Espinosa, el mejoramiento de la eficiencia en los esquemas térmicos de las fábricas de azúcar se puede lograr por diferentes vías interrelacionadas entre sí. Entre ellas se encuentra el aumento de la disciplina tecnológica, la búsqueda e instalación de equipos modernos, la implementación de una adecuada política de control operacional y el uso de los esquemas de vapor más eficientes. No basta con solo proponer estos esquemas, sin disciplina tecnológica, no se logra una mayor eficiencia. Por lo que esta, es fundamental dentro del proceso de producción de azúcar crudo del central.

Conclusiones

El uso de las herramientas estadísticas, los balances de masa y de energía, son indispensables para la evaluación de la eficiencia de un central azucarero. El proceso de producción de azúcar del caso base desde el punto de vista energético, es mejorable, debido a que se pasa por válvula reductora un 20,23% del vapor generado. El recobrado obtenido por balances de masa es de un 80%, que se considera aceptable en esta industria. Si se añaden 13,68 t/h además de agua de imbibición, se obtiene una ganancia anual de casi 580 000 pesos. Las tres propuestas energéticas propuestas son factibles económica y energéticamente, siendo la número 2 la más recomendable.

Bibliografía

- BALOH, T. *Manual de energía para fábricas de azúcar*. Berlín. 1975.
- CARRAZANA, L. *El proceso de purificación de los jugos en la industria azucarera*. Conferencia ATAC. Cuba. 1974.
- CLARK, J. *Tecnología General de la Producción de Azúcar Crudo*. Dpto. de Capacitación del MINAZ. Cuba. 1975.
- DÍAZ, S. *Comportamiento de los azúcares reductores en el proceso de obtención de azúcar crudo. Influencia en el agotamiento de la miel final*. Tesis de Maestría. 1999.
- ESPINOSA PEDRAJA, R. *Sistema de utilización del calor*. Editorial Pueblo y Educación. La Habana. Cuba. 1984.
- JENKINS, G. *Introducción a la tecnología del azúcar de caña*. Ediciones de ciencia y técnica. Instituto del Libro. La Habana. Cuba. 1971.
- HONING, P. *Principios de la Tecnología Azucarera*. Editorial Edición Revolucionaria. La Habana. Cuba. 1987.
- HUGOT, E. *Manual para Ingenieros Azucareros*. Tercera reimpresión. Editorial Edición Revolucionaria. Cuba. 1987.
- KEENAN, J. *Steam Tables*. Edición Revolucionaria. La Habana. Cuba. 1988.
- MARTÍNEZ, N. *Proceso de purificación del jugo en la industria azucarera*. Universidad de Camagüey, Facultad de Ingeniería Química. Cuba. 1985.
- MORREL, I. *Tecnología azucarera*. Editorial Pueblo y Educación. 1985.
- PEDROSO PUERTAS, R. *Fabricación de Azúcar Crudo*. Edición revolucionaria. 1983
- POSADA, E. *Tecnología de la Producción Azucarera*. ISPJAE. Edición 1987.
- RODRÍGUEZ. *Tecnología azucarera*. Editorial Pueblo y Educación. 1977
- Statgraphics Plus versión 5.0.