

Universidad de Matanzas
"Camilo Cienfuegos"
Facultad de Ingenierías
Departamento de Química e Ingeniería Química



EVALUACIÓN ENERGÉTICA DE LOS CENTRALES ACTIVOS DE LA PROVINCIA DE MATANZAS

Tesis presentada en opción del título de Ingeniero Químico.

Autor: Claudia Rodríguez Vázquez.

Tutor: Dr. Sc. Jesús Orozco.

Matanzas, Junio 2012.

Nota de aceptación

Presidente del tribunal

Tribunal

Tribunal

Declaración de Autoría

Yo, Claudia Rodríguez Vázquez, declaro que soy la única autora de este Trabajo de Diploma y lo pongo a disposición del Departamento de Ingeniería Química de la Facultad de Ingenierías de la Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”, para hacer uso del mismo con la finalidad que se estime conveniente.

Claudia Rodríguez Vázquez

*Se puede medir la valentía de un hombre por el trabajo que
cuesta desalentarlo.*

Savage

Dedicatoria

- ✓ A mis padres Niurka y Jesús por darme todo el amor y el apoyo que necesito, y más.

Agradecimientos

- ✓ A mi tutor Doctor Jesús Orozco por su paciencia y apoyo.
- ✓ A mi familia por estar ahí siempre que necesito.
- ✓ A mi novio por confiar en mí.
- ✓ A mis amigos por aceptarme como soy y estar siempre a mi lado.
- ✓ A los compañeros del Banco Popular de Ahorro de Pedro Betancourt que han sido parte de cada paso que he dado en mi vida.
- ✓ A mi profesor Yoney por sacarme de mis apuros.
- ✓ A todos:

Muchas Gracias

Resumen

Esta investigación tiene como objetivo general evaluar energéticamente los tres centrales activos de la provincia de Matanzas. Para lograr este fin se realizó una revisión bibliográfica, donde se consultaron revistas prestigiosas como la *International Sugar Journal*, *Centro Azúcar*, *ATAC*, internet y las literaturas más convencionales; con el interés de mostrar el estado actual de la generación y uso de la energía en la industria azucarera. Se caracterizaron los tres centrales objetos de estudio. Se evalúa la situación energética en cada central auxiliado del tabulador electrónico *Microsoft EXCEL* (2007), obteniendo resultados como: el central Jesús Rabí expulsa a la atmósfera 236.36 kgvapor/Tcaña, situándolo en condiciones idóneas para ser cogenerador, los centrales Mario Muñoz y René Fraga pasan por reductora 212.19 kgvapor/Tcaña y 159.81 kgvapor/Tcaña respectivamente. Se demostró que la estación de tachos es el área que mayor cantidad de vapor consume para el central René Fraga, sin embargo en el Jesús Rabí y en el Mario Muñoz lo constituyen la estación de evaporación.

Summary

This investigation has as a general objective to evaluate energetically the three present sugar mills in Matanzas's province. A bibliographic revision, where they looked up prestigious magazines like the International Sugar Journal, accomplished Center Azúcar, ATAC, internet and the most conventional literatures in order to achieve this end; With the interest of showing the present condition of the generation and use of the energy at the sugar industry. They characterized the three sugar mill objects of study. The Microsoft evaluates the energetic situation at each main station helped of the electronic tabulator EXCEL (2007), obtaining results like: the sugar mill Jesús Rabí throws out 236,36 kgvapor/Tcaña to the atmosphere, placing it in suitable conditions to be cogenerator, the sugar mill Mario Muñoz and René Fraga go by for reducing 212,19 kgvapor/Tcaña and 159,81 kgvapor/Tcaña respectively. It was proven that the station of taxis is the area that bigger steam-driven quantity consumes for the sugar mill René Fraga, however in the Jesús Rabí and in the Mario Muñoz constitutes the station of evaporation.

Índice

Introducción.....	1
Capítulo 1: Revisión Bibliográfica.....	4
1.1.La industria azucarera como fuente de energía.....	4
1.2.Principales esquemas de generación, distribución y uso del vapor en la industria azucarera.....	9
1.3.Esquemas de cogeneración para la industria azucarera.....	15
1.4.Metodología de evaluación.....	19
1.5.Conclusiones de la revisión bibliográfica.....	21
Capítulo 2: Caracterización y metodología de evaluación energética para los tres centrales en activos de la provincia de Matanzas.....	23
2.1.Descripción del proceso general de la industria azucarera.....	25
2.2.Descripción de la metodología de cálculo empleada para la evaluación energética de un central azucarero.....	32
Capítulo 3: Presentación y análisis de los resultados.....	40
3.1.Presentación y análisis de los resultados del balance de masa.....	40
3.2.Presentación y análisis de los resultados del balance de energía.....	43
3.3.Balance entre necesidades tecnológicas y equipos primarios en cuanto uso de vapor.....	52
Conclusiones.....	55
Recomendaciones.....	56
Bibliografía.....	57
Anexos	

Introducción

En los países de Iberoamérica se practica la producción de azúcar a partir de la caña o de la remolacha azucarera, siendo la caña de azúcar la planta que permite la mayor utilización agroindustrial de los principales componentes que la integran: fibra, agua y azúcares. En la región se destinan unos 8000 millones de hectáreas para el cultivo de la caña de azúcar, alcanzando la producción de 450 millones de toneladas de caña anualmente. (BAZDREAM, 2004)

Una de las tendencias que tiene el mundo, reciente, es el abaratamiento de esta producción, a partir de la introducción de tecnologías de menor gasto energético y aprovechamiento de los residuos, de cosecha (la paja y los cogollos secos) y del proceso de molienda (el bagazo) como energético principal en la producción industrial intentando eliminar o al menos reducir en grado extremo el uso de combustibles fósiles que por su alto precio encarecían la producción, haciéndolo irrentable. (García, 2008)

En Cuba, uno de los renglones principales de la agricultura es la caña de azúcar, cuyo procesamiento industrial genera un volumen considerable de biomasa residual de alto valor como combustible, el bagazo de caña, cuya cifra, en los años noventa para una zafra de ocho millones de toneladas de azúcar, es aproximadamente de 16,05 millones de toneladas de bagazo (64,2 millones de toneladas de caña), de acuerdo al rendimiento de la industria azucarera cubana, cuyo valor energético equivalente es no menor al contenido en 3,6 millones de toneladas de petróleo convencional/año. Una cifra de biomasa similar es la contenida en la paja de caña y otros residuos de su cosecha. (Valdés, 2000)

Esta industria es la fuente más significativa de energía renovable en Cuba, ya que la caña de azúcar además de ser el principal cultivo del país, es el captador vivo más eficiente de la energía solar, lo que determina los altos rendimientos agrícolas que se pueden obtener como cultivo anual. (Arzola, 2004)

Dentro de los países que generan energía a partir de la biomasa cañera, se destacan dos productores que alcanzan resultados asombrosos: la isla de Kauai en Hawai e isla Mauricio en el Atlántico occidental, que son capaces de

autoabastecer de energía eléctrica, tanto en el período de cosecha como en el período de inactividad industrial, hasta el 90% de la demanda total de electricidad de ambas islas, produciendo azúcar crudo, alcoholes y automatizando el riego de las áreas cañeras a partir de la energía eléctrica que generan sus centrales, y cubriendo casi totalmente los volúmenes de agua para riego con la producida durante el proceso fabril, economizando por tanto los recursos hidráulicos de sus subsuelos. Todo ello a partir de una fuente inagotable de energía que se renueva anualmente: la caña de azúcar. (García, 2008)

Según Marichal y otros (2006), un central balanceado energéticamente se caracteriza porque el bagazo sea suficiente para el procesamiento industrial y además se produzca un excedente para las paradas y arrancadas. Este excedente puede ser utilizado también en plantas derivadas y en el Sistema Electroenergético Nacional (SEN). Además, García (2008) comenta, que una inestabilidad puede representar afectaciones en la eficiencia térmica que signifiquen consumo de otro combustible hasta niveles equivalentes al 20%, o más del bagazo producido.

Según Benítez, (2000), la fábrica de azúcar además de ser un productor neto de crudos, electricidad, bagazo, mieles y agua; goza del privilegio de ser una de las pocas ramas dentro del espectro industrial que no requiere de un energético además de la materia prima para realizar su producción, puesto que el mismo es un subproducto del tratamiento de la materia prima fundamental.

En el caso de Cuba, la utilización del bagazo para la obtención de derivados y en particular para la producción de energía eléctrica se convierte incluso en una necesidad estratégica para el desarrollo del país dadas las limitaciones en la producción nacional de otros combustibles y la necesidad de importar grandes cantidades de *fuel oil*. (Villegas 2000)

Por estas razones la realización de un balance termoenergético en una fábrica de azúcar permite dar a conocer las condiciones actuales de los esquemas térmicos de las mismas, para prevenir una inestabilidad en el proceso tecnológico, emisiones a la atmósfera de vapor o mayor consumo del mismo a expensas de

otro combustible distinto al bagazo, teniendo presente estas afectaciones, se plantea como **problema de la investigación**:

¿Cómo determinar la situación energética en cuanto a uso del vapor de los tres centrales azucareros que actualmente se encuentran en activo en la provincia de Matanzas?

La presente propuesta tiene como **hipótesis** de trabajo:

A partir de la evaluación energética de los centrales azucareros en funcionamiento de la provincia de Matanzas se podrá conocer si sus esquemas tecnológicos se encuentran balanceados o no en cuanto el uso del vapor.

Objetivo general:

Evaluar energéticamente los tres centrales activos de la provincia de Matanzas.

Objetivos específicos:

1. Realizar una revisión bibliográfica que muestre el estado actual de la generación y uso de la energía en la industria azucarera.
2. Caracterizar los centrales objetos de estudio.
3. Evaluar la situación energética en cada central.

Capítulo1: Revisión bibliográfica.

Este capítulo aborda contenidos en correspondencia con la industria azucarera como productora de energía, esquemas de cogeneración, generación, distribución y usos del vapor en estas. Haciendo especial énfasis en la importancia de los balances energéticos y las metodologías de cálculo, donde se discutió cual era la más indicada para desarrollar en la investigación.

1.1. La industria azucarera como fuente de energía.

El rápido crecimiento industrial y el aumento de las demandas de la sociedad moderna en cuanto a confort y movilidad han dado como resultado un incremento del consumo de energía, donde los suministros mundiales de esta están basados fundamentalmente en los combustibles fósiles, que son limitados. (Pérez, 2005)

El calentamiento global debido a las emisiones de gases de efecto invernadero es la consecuencia más drástica del uso de los combustibles fósiles, por lo que se trazaron varias estrategias para enfrentar el uso de estos como fuentes principales de energía primaria. La solución más lógica a este problema es el uso de fuentes de energía renovables. (Pérez, 2005)

Las fuentes renovables de energía son diversas: solar, eólica, hidráulica, marina y la energía química de la biomasa. En la actualidad, resultan competitivas con las fuentes no renovables a nivel de sistemas eléctricos de potencia: la eólica, la hidráulica y la energía química de la biomasa. En el caso de la biomasa, cuyos orígenes son muy diversos, las más prometedoras por su magnitud a nivel mundial, son las de origen forestal y las de la caña de azúcar. En el concepto de biomasa procedente de la caña de azúcar se incluye su bagazo (fibra), sus residuos agrícolas (principalmente hojas) con otros residuos industriales y la propia azúcar, todos estos componentes con una cierta humedad y contenido de sales (cenizas). (Rubio, et. al. 2006)

La agroindustria de la caña de azúcar produce una gama creciente de otros productos de uso final y materias intermediarias, que amplían su significado económico y permiten, mediante sinergias interesantes, agregar valor al proceso

como un todo. Entre esos productos, se destacan el azúcar, producto pionero y tradicional de esta industria, y en los últimos años, la energía eléctrica. (BNDES et. al, 2008)

La caña de azúcar es una de las plantas que tienen la mayor eficiencia de bioconversión de la captura de la luz solar a través de la fotosíntesis y es capaz de fijar alrededor de 55 toneladas de seca por hectárea de tierra en virtud de este cultivo sobre la base renovable anualmente. En el proceso de recobro de azúcar de la caña el residuo fibroso, bagazo, contiene alrededor de un 50% de fibras, 48% de humedad y un 2% de azúcar e impureza. Su combustión puede llegar a proveer la suficiente energía necesaria en el proceso azucarero. Hasta hace poco tiempo las calderas no eran diseñadas para quemar todo el bagazo. No obstante, a lo largo de las tres últimas décadas más o menos, algunas fábricas de azúcar en Hawai, Reunión y Mauricio, advirtieron el valor potencial del bagazo para la generación de electricidad. (Deepchand, 2001)

En el caso del bagazo, principal combustible que se emplea actualmente en la industria, representa la mejor alternativa para la generación de vapor en las fábricas de azúcar de caña. Su uso es directo del tándem de molinos a los generadores de vapor sin preparación previa. En el momento actual se utiliza en Cuba de un 8 a un 10% del total producido para usos tecnológicos o para alimentación animal. Las soluciones tecnológicas conocidas para aumentar los niveles de ahorro indican valores del orden de 40-50% cuando se combinan las alternativas más factibles a usar en la generación y uso del vapor. (García 2008)

El bagazo constituye la principal fuente de energía en la producción de azúcar, representa el 30% de los tallos verdes molidos y es el residuo fibroso de este proceso. (García, 2008). Este es el residuo separado después de la extracción del jugo de la caña de azúcar y es el principal subproducto de la industria azucarera (Banerjee y Pandey, 2002).

Dentro de la industria de la caña de azúcar existe un enorme potencial para la generación de energía sobre la base de desechos de combustibles. Anualmente se cosechan unos 1200 millones de toneladas de caña azucarera, lo que corresponde a una producción potencial de electricidad a escala mundial de 40

000 MW ó 300 TWh/año en los 80 países donde se cultiva caña de azúcar de manera significativa. (Morris, et.al.2002)

Una serie de países, en particular los que carecen de cualquier combustible fósil, tienen implementadas las medidas de conservación de energía y la eficiencia para reducir al mínimo la cogeneración de energía (vapor y electricidad) utilizados en el procesamiento de caña de azúcar y para exportar el exceso de electricidad a la red. (Deepchand, 2001)

Las plantas de cogeneración de bagazo y carbón, en asociación con la industria azucarera de Mauricio se han convertido en elementos importantes en el sector de producción electricidad. En las mayores plantas el carbón se emplea como combustible en el período de no-zafra para posibilitar la exportación de electricidad a todo lo largo del año, asegurando una operación óptima de las plantas y ganancias. En el año 2003, la venta de energía a la red, empleando bagazo y carbón como combustible fue de alrededor de 300 GWh y 430 GWh respectivamente. (Lau, et. al. 2005)

En Mauricio, las rentas resultantes de la energía generada del bagazo suman un 22% de las ganancias del azúcar obtenidas por el molinero en el procesamiento de caña. La red eléctrica contribuye a unas 100 Rupias (1USD = 29.50 Rupias mauricianas) por cada tonelada de bagazo equivalente utilizado para la exportación de electricidad en la red. (Deepchand, 2001)

La producción de azúcar muestra una amplia gama de costos de producción. Brasil presenta el menor costo entre todos los países productores, lo que se debe en gran parte al desarrollo de la tecnología agrícola e industrial asociada a la expansión de la producción de bioetanol. (BNDES et. al, 2008)

El éxito de Brasil se basa en el hecho de que el país no centró su análisis en el azúcar, sino en la caña de azúcar y su potencial energético; la caña de azúcar es una materia prima con características especiales: es la única materia prima (para la producción de azúcar) que produce su propio combustible (energía), apoyando el proceso industrial. Sin embargo la producción de azúcar de remolacha requiere enormes cantidades de energía externa para ser producida, lo que desestimula su producción como energético. (Lamoth, 2006)

A inicios de 2008, la capacidad instalada en los ingenios de azúcar y bioetanol en Brasil era de 3,1 GW, con perspectivas de que la generación de energía eléctrica para la red pública a base de bagazo pueda alcanzar los 15 GW hasta el 2015, o un 15% de la actual potencia instalada en las centrales eléctricas brasileñas. La producción de energía eléctrica a base de bagazo es elegible para la obtención de créditos de carbono, presentando una metodología aprobada para cuantificación y certificación de esos créditos, en los términos del Mecanismo de Desarrollo Limpio. (BNDES et. al, 2008)

La industria azucarera en la India posee una significativa capacidad potencial para la producción de energía de cogeneración para exportar a la red eléctrica, a partir de bagazo. La producción potencial de unos 575 molinos azucareros en funcionamiento es actualmente de 3500 MW de electricidad excedente y podría ser incrementada a un valor por encima de 500 MW mediante la implementación de medidas adicionales de eficiencia. (Natu, 2005)

A nivel mundial existe un potencial colosal no realizado para generar electricidad de considerable beneficio, a partir de bagazo. Si las fábricas procesadoras de azúcar alrededor del mundo establecieran instalaciones capaces de una producción combinada de calor electricidad (PCCE) a partir del bagazo y en base a una tecnología avanzada, el sector representaría un potencial de energía eléctrica equivalente a un 10% del consumo anual de electricidad en la Unión Europea. (Bell, 2005)

Para un país como Cuba, que posee una infraestructura energética basada en los combustibles fósiles y que con la desaparición del campo socialista de Europa perdió varios acuerdos comerciales de beneficio mutuo con estos países, la búsqueda de alternativas de utilización de estas fuentes energéticas es una de las principales vías para poder incrementar el suministro de energía y responder a los incrementos de la demanda. (Romero, et. al. 2005)

Por lo que el país, ha incluido entre sus estrategias el uso de la biomasa cañera como combustible a mayor escala, para la producción de energía eléctrica, en la propia industria donde se produce la biomasa, lo que puede representar un considerable aporte al balance nacional de generación de energía eléctrica, dados

los grandes volúmenes de biomasa existentes y la disseminación de los ingenios a lo largo de la isla. (Puerta, et. al.2005)

La mayor parte del bagazo producido en la industria azucarera es utilizado para generar la energía requerida en las fábricas de azúcar, lo que representa un considerable ahorro de divisas para Cuba. Como el bagazo históricamente ha sido un residual, la eficiencia térmica de las calderas no ha sido una preocupación, ya que mientras más ineficiente sea una caldera mayor cantidad de bagazo será consumido y menor será el problema de disposición del residual (Martín, 2002).

La producción de electricidad en Cuba la realizan en lo fundamental, las plantas generadoras del MINBAS a partir de la combustión de crudo cubano, gas acompañante y fuel oil importado además de los grupos electrógenos, también aportan al sistema eléctrico nacional, las mini hidroeléctricas y los centrales azucareros en época de zafra. En el 2005 el MINAZ representó el 4.5% de la electricidad que generó el país. (Marichal, 2006)

En el caso de cubano, donde la producción azucarera se ha estructurado en complejos agroindustriales, que atienden tanto las labores agrícolas de cultivo, riego, fomento y cosecha, como la actividad industrial y de derivados, se puede considerar aproximadamente que, en términos de toneladas de combustible equivalente, del 100% de la energía total, el 75% se obtiene de la biomasa y el 25% restante se deriva de los combustibles fósiles. (de Armas, et. al. 2000)

Son muchas las ventajas que se obtienen cuando la producción azucarera se realiza desde un sistema de generación eléctrico sincronizado a la red nacional. Es de Armas, (et al. 2000) quienes muestran ejemplos de industrias azucareras sincronizadas que entregan a la red un promedio de 8 a 10 GWh anuales, siendo equivalente a mantener en operación durante todo un año un generador de 1.0 MW de potencia, alimentado desde una fuente de energía no renovable. Por otra parte, si se considera que en Cuba, el costo de la generación en el SEN es próximo a 57 USD/MMh, los gastos evitados al sistema se aproximan a 500 mil USD/año.

Romero (et al. 2005, a) demuestra la viabilidad de una nueva alternativa energética para generar después de la zafra, utilizando bagazo de caña, con muy

alto contenido de fibra, que será procesada por el tándem del central al terminar la zafra azucarera. Con esta alternativa se logra extender la operación de la planta a más de 300 días anuales.

Desde 1996 el Centro de estudios de Energía y Procesos Industriales del Centro Universitario “José Martí”, trabaja en un proyecto que consiste en extender la generación de energía eléctrica en la industria azucarera, y lograr así la factibilidad económica de inversiones para las plantas modernas de cogeneración de bagazo de caña en esta industria. Este Centro desarrolló un trabajo que plantea un procedimiento de análisis de fábricas de azúcar que desean incrementar la entrega de electricidad al Sistema Electroenergético Nacional (SEN), donde un electro balance de la instalación, le permitió determinar, entre otras cosas, las pérdidas energéticas en los circuitos de la instalación y evaluar las potencialidades de ahorro. (Romero, et. al. 2005, a)

Sánchez (et al. 2007), aplica la metodología utilizada para calcular el costo de la energía eléctrica obtenida por cogeneración en centrales azucareros, llegando a la conclusión de que el costo oscila desde décimas hasta unos pocos centavos, este se abarata si el combustible utilizado en la cogeneración es el bagazo.

1.2. Principales esquemas de generación, distribución y uso del vapor en la industria azucarera.

Aparte de la literatura azucarera tradicional en la que solo se reconoce que los mayores consumos de calor del proceso tecnológico vienen dados por las áreas de evaporación y cocción; no se proporcionan esquemas eficientes de evaporación además de los usuales, aunque se ratifica, que es necesario disminuir el consumo de vapor en el proceso, para hacer más eficiente la conservación de energía y el incremento del sobrante en bagazo. (Benítez 2000)

Para llegar a conocer las condiciones actuales de los esquemas de las fábricas de azúcar es necesario aplicar un balance termoenergético integral. En Cuba se han publicado en los últimos años, algunos artículos realizados por diferentes autores (Gutiérrez et al. 2001), (Pérez 2005), (Castro et al. 2001), (Betancourt & Pérez 2003), (González et al. 2000), (Romero et al. 2002), (Castro & Espinosa 2002),

(Puertas et al. 2003), (Espinosa et al. 2004c) en centrales azucareros cubanos con el objetivo de alcanzar mejoras en los esquemas energéticos.

Son Marín y Ezquerro (2003), los que determinan a través de la aplicación del Método Exergético y la Tecnología Pinch la irreversibilidad de los generadores de vapor consumidores de bagazo en Cuba, para que sean más eficientes.

Según Espinosa (Espinosa et al. 2004a) (Espinosa et al. 2004b) (Espinosa et al. 2004c) la mayoría de los hornos instalados queman el bagazo en pila. Por lo general no logran la combustión completa, requiriéndose hasta un 100% de aire en exceso y más, lo que significa un consumo mayor de calor para calentar este aire. La baja eficiencia de estas unidades (menores del 65%) se debe en que la generalidad de los casos no poseen elementos recuperadores del calor sensible de los gases de la salida.

El uso de hornos que queman el bagazo en suspensión permite eficiencias en el rango de un 15- 30% de aire en exceso. Esto significa incrementos en la eficiencia hasta de un 15%, logrando ahorros del bagazo del mismo orden. (García, 2008)

Los equipos requeridos para la recuperación del calor sensible de los gases de chimenea son los convencionales (economizadores, calentadores de aire, entre otros). (Espinosa 1998)

También tiene gran influencia en la influencia de los generadores de vapor la humedad del bagazo que debe de oscilar entre un 45-48% para una operación normal. Además un incremento del agua de imbibición del 5% aumenta notablemente esa humedad, si no existe un buen trabajo en los molinos, resultando también un incremento del mismo orden en el consumo de vapor general. (García, 2008)

Los detalles antes mencionados y otros se han considerado en las modernas calderas de bagazo, que alcanzan niveles de eficiencia térmica de un 82%. Un diseño de la fábrica que corresponda a una concepción de alta eficiencia térmica, requiere para su éxito la estabilidad de la operación y el cumplimiento de los parámetros tecnológicos que norman la producción. (García, 2008)

Morris (et al. 2002), analiza la recompresión de vapores en un múltiple efecto de la industria de remolacha y la economía que se logra al compensar el déficit de vapor

de bajos parámetros, disponible para este fin; describiendo los valores de presión en el último efecto, cercano a 28 pulgadas de vacío. Turn (et al. 2002), analiza cómo reducir los consumos de energía en el proceso de concentración de licor dulce y en el secado de cosetas de remolacha, mediante la detección de los focos de irreversibilidades en ambos procesos de la industria azucarera de remolacha; destacando la influencia del incremento en el número de efectos y la reducción de los diferenciales de temperaturas para el intercambio térmico en el mejoramiento de la eficiencia; así como el uso del calor residual para el secado.

Rojas (2009) describe la simulación de sistemas de evaporación de múltiple efecto para el análisis de instalaciones existentes o de nuevos diseños, pero no considera extracciones de vapor de bajos parámetros para otros usos; ni la influencia del vacío en el último efecto. También detalla los tipos de estaciones de evaporación más utilizadas en la tecnología química y de alimentos, particularizando los límites estudiados en su aplicación a la industria azucarera.

Solo Benítez (2000), analiza las posibilidades que brinda una instalación industrial para variar su esquema base de evaporación; logrando estudiar variantes *in-situ*, definiendo la mejor alternativa de explotación, reduciendo el consumo de vapor original en el área de evaporación parcialmente integrada a los tachos.

Es preciso concluir en este aspecto, que no existen estudios profundos de integración de las áreas de evaporación y tachos en la industria azucarera cubana, a parte de los esquemas instituidos tradicionalmente, y como indica Benítez (2000), las tendencias erróneas de compensar los defectos de vacío en los ingenios cubanos con incremento de capacidades en bombas de anillo líquido, no incluyen el efecto subsiguiente de reducción de consumo de la estación; por tanto, es interesante estudiar nuevos esquemas de integración de ambas áreas con incrementos en el vacío por encima de los valores tradicionalmente usados y que a *grosso modo* tienen viabilidad técnica suficiente. Por lo que será una alternativa, objeto de estudio, en este trabajo

Según el autor, en la industria azucarera cubana, al no haber una estandarización de las estaciones de evaporación de múltiples efectos, se encuentran diferentes tipos de estas, pudiendo tener tres, cuatro o cinco vasos y llegando a tener, en

algunos casos, hasta seis vasos, siendo este tipo de evaporador el menos común. En la práctica industrial, el diseño más difundido, es el de cuatro y cinco vasos componentes de una estación de evaporación.

El autor pudo comprobar que, a su vez, varía mucho al nivel industrial, el punto de donde se toma vapor para la estación de tachos, siendo frecuente la extracción de vapor de un Pre-evaporador o del primer vaso de un múltiple efecto para estos fines, ya que ha sido demostrado que la toma de vapor de escape directamente de las líneas de descargas de turbogeneradores y máquinas de vapor, trae consigo grandes oscilaciones de la presión de escape, por una gran oscilación de la demanda de vapor por parte del área de tachos que provoca el funcionamiento inestable y las paradas frecuentes de la fábrica por operación.

Las variantes de esquema de evaporación que se muestran en las siguientes figuras se corresponden con las más difundidas no solo desde el punto de vista de evaporación, sino de integración con el área de tachos.

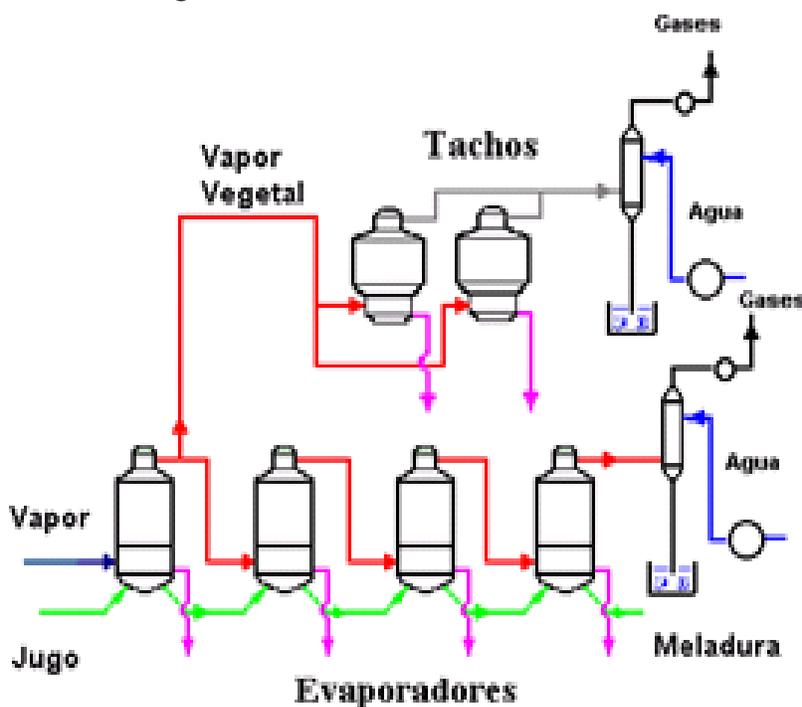


Figura 1.1. Patrón de Cuádruple Efecto.

Fuente: Benítez, 2000.

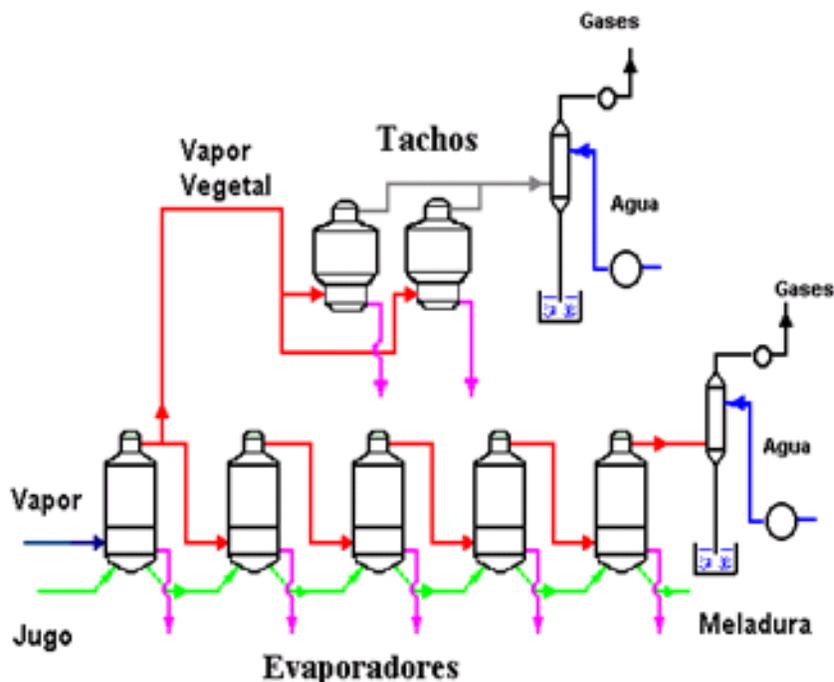


Figura 1.2. Patrón de Quintuple Efecto.

Fuente: Benítez, 2000.

Como se aprecia de ambos esquemas, existe una conexión entre el área de evaporación y el área de tachos; siendo la primera quien tributa vapor a la última para la formación del grano. Estos tipos de esquemas se encuentran muy difundidos, y han constituido una alternativa ingenieril que amortigua considerablemente las oscilaciones de la presión de escape por la periodicidad de funcionamiento de los tachos, con respecto a una conexión directa de los mismos a la línea de vapor de escape.

Puerta (et al. 2001), muestra la integración energética de un ingenio azucarero y una fábrica de papel, ilustrando otras soluciones imperantes que propician las condiciones favorables para la integración, como es el caso de la posibilidad de utilizar jugo de los filtros en la producción de alcohol, lo que se reduce el consumo de vapor en la casa de calderas en una cantidad cercana a la que se estima consuma la planta de alcohol, del escape de los turbogeneradores, teniendo en cuenta las características del central analizado. También demuestra que empleando un esquema de evaporación-calentamiento en el que se extraiga del segundo vaso del cuádruple efecto la cantidad de vapor necesaria para el

calentamiento primario del jugo y el resto de las etapas de calentamiento del pre-evaporador, se puede también lograr una reducción de vapor en procesos, en comparación con el esquema actual. Esto contribuiría a suplir el déficit de bagazo. Puerta (et al. 2001) propone un esquema térmico que aparece en la figura 1.3, en el que las transformaciones básicas están dadas por la situación de los turbogeneradores de contrapresión actuales por una unidad turbogeneradora de condensación, con dos extracciones intermedias reguladas para el suministro de calor al proceso.

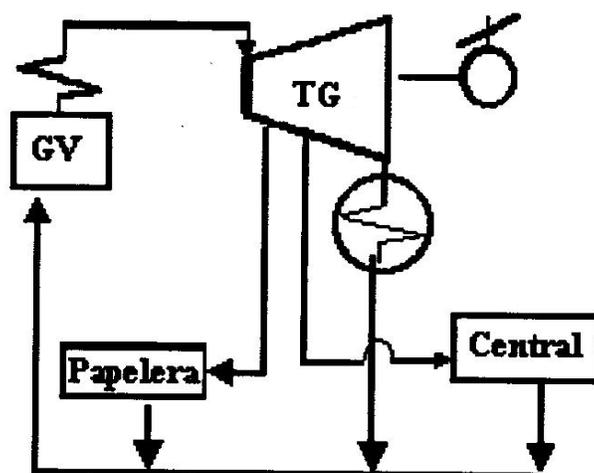


Figura 1.3. Esquema térmico para los procesos integrados energéticamente
Fuente: Puerta et al. 2001

Donde;

GV: generador de vapor.

TG: turbogeneradores.

Prias (et al. 2006), desarrolla una estrategia para analizar las posibilidades de integración material y energética de los procesos de la cadena productiva azúcar-etanol-hidrógeno-celda combustible, logrando a través de tecnologías más limpias, un complejo eficiente tecnológicamente y competitivo. En la figura 1.4 se muestran las posibilidades de intercambio material y energético entre los procesos señalados anteriormente.

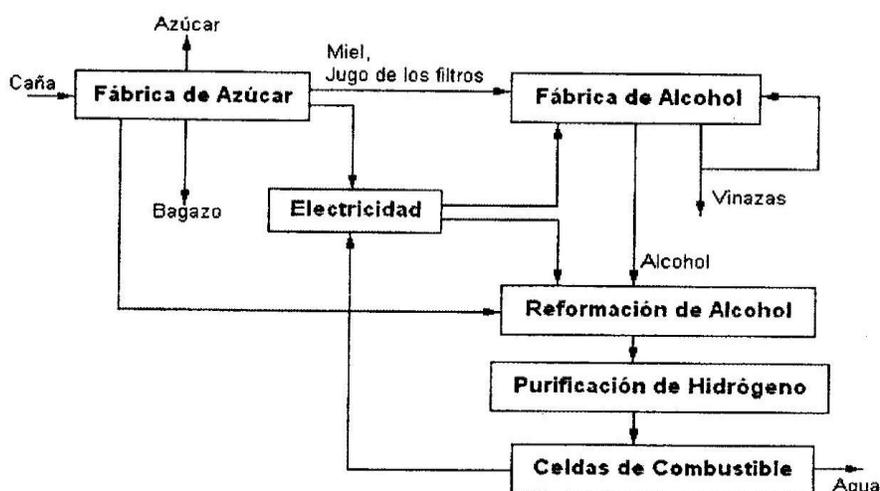


Figura 1.4. Esquema de integración material y energética propuesto.

Fuente: Prias et al. 2006

Según la información recopilada, el autor plantea que la solución más inmediata que tiene la industria azucarera del país, para contribuir con el aporte de generación de energía eléctrica al SEN y el ahorro de combustibles fósiles es: una disminución del consumo de vapor de las necesidades tecnológicas. Dicha disminución se logra con una serie de actividades técnicas como:

- ✓ El ordenamiento de esquemas y aislamiento de las tuberías.
- ✓ Limpieza con calidad de la superficie de calentamiento.
- ✓ Utilización racional de los condensados.
- ✓ Ordenamiento de trabajo de los esquemas de vacío de la estación de tachos y evaporadores.

Una disminución del consumo de vapor permitirá un aumento de los parámetros de las calderas, con el autoabastecimiento económicamente racional de la energía eléctrica y la posible entrega de un excedente a la red nacional.

1.3. Esquemas de cogeneración para la industria azucarera.

El concepto de cogeneración de calor y potencia eléctrica o mecánica, tradicionalmente utilizado, se limita al hecho de, en una misma instalación industrial, producir el calor o la potencia eléctrica o mecánica que se necesita en

ella. Hoy día, el término cogeneración ha sumado una nueva acepción, siendo esta la idea de producir en una instalación industrial (no prevista originalmente en lo fundamental para estos fines) electricidad y calor para su comercialización en un sistema externo. Es con este concepto que se han desarrollado en la actualidad un gran número de proyectos para la cogeneración en la industria azucarera a nivel mundial, empleando la biomasa cañera como combustible. (Rubio, et. al. 2006)

La limitación fundamental para incrementar el uso energético de la caña de azúcar en Cuba y en otros países productores de la misma, está asociada a la necesidad de realizar grandes inversiones en plantas de cogeneración, con vapores de mayor presión y turbinas de extracción-condensación y también a la ejecución de zafra de menos de 300 días. La causa es que debido al monto de las inversiones, se necesita que estas plantas generen energía eléctrica durante más de 300 días al año, para hacer rentable la inversión realizada. En países como Hawaii, islas Reunión y otros se realiza la zafra azucarera y al terminar esta, se continúa generando energía eléctrica utilizando un combustible fósil como el fuel oil, carbón o gas. (Romero, et. al. 2005)

En la actualidad existe un elevado número de tecnologías en procesos de evaluación a nivel de proyectos pilotos, que podrían valorarse como alternativas en los procesos inversionistas de cogeneración en la industria sucroenergética en el futuro, entre ellas se tiene: ciclos combinados con el empleo de la gasificación de la biomasa (diferentes variantes), ciclo Rankine orgánico y sistemas Stirling; sin embargo, realmente madura y comercial solo se dispone de la tecnología del ciclo Rankine con sus dos variantes tradicionales: de turbina de contrapresión y turbina de extracción-condensación. (Rubio, et. al. 2006)

Los proyectos con turbinas de extracción-condensación recurren generalmente a la variante de dos extracciones buscando mejor compensación entre el consumo en los sistemas de potencia y la demanda del proceso de cocción y evitar el empleo de válvulas reductoras por sus indeseables pérdidas, aunque también existen con una sola extracción. (Rubio, et. al. 2006)

Según Subramanian (2005), las fábricas de azúcar de caña que, por bastante tiempo ya, han estado generando energía para uso interno quemando bagazo en la temporada de molienda/trituración, han aprovechado la situación como una oportunidad para fortalecer la fuente de ingresos produciendo energía durante todo el año e intercambiándola por créditos de carbono. Esto se logró adoptando un ciclo de energía más eficiente utilizando una caldera de alta presión y una turbina de extracción/condensación.

En las islas Mauricio se realiza una búsqueda para optimizar el comportamiento de las plantas de cogeneración de bagazo, donde se analizan factores que influyen en la producción de energía sobrante. Todo parece indicar que la gran diferencia entre las menos y las más eficientes plantas de cogeneración es no solamente una cuestión de superioridad tecnológica. La producción de electricidad y la recuperación de azúcar, son indicadores técnicos para la evaluación de las áreas con ineficiencia energética. Existen cifras típicas de las plantas de cogeneración de Mauricio, que se emplean como referencia para las plantas con calderas de baja, mediana y alta presión. Objetivos alcanzables con tecnologías probadas, muestran que esta oscila entre 76kWh/Tcaña y 143kWh/Tcaña (443 a 815 kWh/Tfibra) en el rango de calderas de baja y alta presión. (Lau, et. al. 2005)

Briceño (et al. 2001) analiza dos sistemas de producción de energía eléctrica utilizando los residuos de la cosecha en verde de la caña de azúcar en Colombia. El primero es la fermentación anaeróbica en basureros, y el otro sistema es el ciclo combinado gasificación integrada (IGCC) y combustión directa en calderas de bagazo.

El análisis de los sistemas de basureros indicó que ésta no es una condición económicamente viable en las condiciones de Colombia. La aplicación de un sistema de turbinas integradas de gasificación/gas de biomasa podría, con el tiempo, resultar la mejor solución para el uso de los residuos generación de energía. No obstante no hay sistemas comercialmente viables que utilicen biomasa gasificada con valor calórico relativamente bajo para generar energía a través de turbinas de gas. Por esta razón, la industria colombiana continuará

observando el progreso en los proyectos que se están llevando a cabo en Brasil, India y Australia. (Briceño, et. al. 2001)

El uso de residuos como combustibles en calderas tradicionales o modificadas para producir energía, es la opción más atractiva para la industria azucarera de Colombia. El análisis demuestra que la generación de energía es técnicamente factible en muchos molinos y con poca inversión. (Briceño, et. al. 2001)

Figuroa y Arriola (2004), evalúan alternativas de ahorro de energía en la industria azucarera de México, mediante el uso óptimo de la biomasa cañera. Se analiza el producto de una planta eficiente de cogeneración, independiente del ingenio la cual es capaz de suministrar todo el vapor y la electricidad requerida para la fábrica de azúcar, quemando únicamente bagazo durante el período de zafra, y bagazo y residuos agrícolas en el período de no zafra. Este sistema, puede además suministrar energía eléctrica a la red nacional durante todo el año, sin el uso de combustible fósil. Se establece el potencial de cogeneración de 5 ingenios, así como el ahorro de energía primaria obtenido de la implementación del sistema de cogeneración. Los resultados muestran que con la instalación de plantas de cogeneración modernas (en particular con calderas y turbinas de alta eficiencia) y el aprovechamiento de los residuos agrícolas de la caña, existe un potencial de generación de 5 veces la potencia de generación instalada por planta (un promedio 25.1 MW).

Es Morris (et al. 2002), quienes ofrecen un análisis de la evaluación y trabajo de desarrollo de sistemas avanzados de gasificación aplicados al bagazo y a los residuos agrícolas cañeros (RAC), además describe la integración de dicho sistema a un molino azucarero en Brasil. Donde la disponibilidad de RAC en las principales áreas productoras es de aproximadamente 40 millones de toneladas secas, la mayoría de las cuales hoy en día son quemadas antes de la cosecha. Ensayos realizados en una planta piloto de gasificación de 2 MW, mostraron que el bagazo y el RAC de caña pueden ser utilizados como materia prima en el proceso de gasificación, donde una planta de energía de ciclo combinado basada en una turbina de gas General Electric LM 2500, es integrada con un típico molino

azucarero en Brasil, con una exportación neta de energía de 28 MW (o más de 160 kWh/toneladas de caña).

Turn (et al. 2002), presentan una tecnología de gasificación de biomasa, acoplada con una turbina con ciclo de cabecera y una turbina generadora de vapor con ciclo de cola, estas tienen el potencial de incrementar la eficiencia de generación de electricidad cuando se integra con una fábrica de azúcar. Además presentan los resultados de un estudio llevado a cabo aun gasificador de lecho fluido de burbujeo presurizado (20 bar), un sistema de ciclo combinado integrado con una fábrica de azúcar de 2800 toneladas de caña por día. Utilizando este sistema las casi 400 toneladas de fibras generadas por día para generar 22 MW para exportación, una eficiencia del 22%. Con la configuración actual de la fábrica de azúcar, el proceso requiere una caldera suplementaria con encendido a fuel oil para generar vapor con presión baja adecuada para satisfacer las demandas térmicas.

1.4. Metodología de evaluación

Honig (1988), Hugot (1986), Jenkins (1971), Spencer (1982) y más tarde el MINAZ (1972), desarrollan metodologías para el cálculo de consumos y dimensionamiento de equipos y maquinarias de la Industria Azucarera de Caña, pero que adolecen de una elevada precisión por las concesiones que estos deben hacer para simplificar la complejidad matemática que adquieren los modelos, en aras de hacer accesible el cálculo manual, teniendo en cuenta los medios de cálculo disponibles para la época en que estos textos fueron escritos; no obstante se les confiere amplia vigencia en el actual mundo azucarero.

Desde 1988, en la Universidad de Matanzas, se han desarrollado aplicaciones de cálculo de propiedades termofísicas de las sustancias de mayor uso en la Industria Azucarera, a partir de bibliotecas de soporte para TK Solver (1994), que toman como base los trabajos de otros autores, que son en la actualidad de uso común en los análisis energéticos que realizan las Fábricas de Azúcar en la provincia de Matanzas, conjuntamente con un programa desarrollado para el balance de materiales general para crudos.

Según Benítez (2000), en Cuba se han publicado varias metodologías para la evaluación térmica de los centrales azucareros, siendo las más utilizadas las publicadas por Honig (1988), Hugot (1986), Jenkins (1971) y Espinosa (1998).

La metodología desarrollada por Espinosa (1998), se basa en la aplicación de un balance termoenergético integral, ya que puede señalar las dificultades existentes y conducir a economías, evitando el consumo de combustible adicional, o en caso de sobrantes, a estudiarse las formas económicamente más ventajosas de su utilización. La realización de un balance termoenergético en una fábrica de azúcar es una tarea compleja, por el carácter continuo y variable de la producción y por el gran número de variables y equipos consumidores de vapor que intervienen en el proceso de elaboración, empleándose en la producción una cantidad de vapor promedio del 55% de la masa de caña procesada.

En la mayoría de los ingenios no se dispone de la instrumentación necesaria para ejecutar a plenitud el balance térmico, no obstante la metodología de Espinosa (1998) hace posible realizar el balance de vapor y calor a partir de tablas, índices y los reportes de laboratorios y fabricación, obteniendo valores con una aproximación aceptable. Esta se basa en las desarrolladas por otros autores principalmente en Hugot (1986); recoge lo más acertado de cada una, unido a las experiencias adquiridas por su autor, formando así una metodología que es capaz de recrear, una vez aplicada, las cuantificaciones de mayor incertidumbre en un proceso azucarero. Particulariza fundamentalmente el cálculo de consumo de vapor en la estación de tachos a partir de las diferencias de peso, obteniendo un valor lo más real posible. También ofrece resultados de la aplicación de la metodología a 19 unidades, que permite clasificar a los centrales azucareros de acuerdo con:

Clase #1. Centrales azucareros de crudo que consumen energía eléctrica de la red nacional.

Clase #2. Centrales azucareros de crudo que consumen energía eléctrica propia.

Clase #3. Centrales azucareros con crudo y refino.

Dentro de los resultados que ofrece se encuentran los consumos por equipos en % del vapor a los motores primarios y a las necesidades tecnológicas. También

brinda valores del % de reductora y del consumo de vapor a tachos y general sobre la base de la caña procesada.

Estos resultados, según la clasificación del central, permiten establecer una comparación que aporte el conocimiento del comportamiento de los parámetros del central, para así determinar si estos se encuentran dentro del rango de lo aceptable.

Una comparación de las metodologías anteriores, Benítez (2000), Rojas (2009) demuestran que los resultados que se obtienen son similares, encontrándose las mayores diferencias en la forma de calcular equipos primarios, generadores de vapor y tachos, no siendo grandemente significativas las diferencias que se alcanzan en los consumos de vapor.

Según el autor, basado en lo anterior y en el gran número de trabajos publicados en los últimos veinte años que aplican la metodología de Espinosa Pedraja, se define la misma como la más adecuada para calcular los consumos de vapor, calor y las eficiencias de cada uno de los equipos en el proceso. Con la diferencia que el cálculo del consumo de vapor en el área de tachos se realiza a partir de un balance de materiales y energía usando el método de Cruz De Cobenze, dado que el método de estimación del consumo de vapor en tacho, usando esta metodología tiende a tener diferencias con respecto al valor real de estos equipos.

1.5. Conclusiones de la revisión bibliográfica.

La evaluación de la información recopilada en el capítulo permite arribar a las conclusiones siguientes.

1. Dentro de las energías renovables la más prometedora para nuestro país es la biomasa de la caña de azúcar, esta representó en el 2005 el 4.5% de la electricidad que generó el país.
2. Se comprobó que dentro de los esquemas de distribución de vapor los más utilizados son: en los que el vapor para la estación de tachos es una extracción de un preevaporador o del primer vaso del múltiple.
3. Las plantas de cogeneración requieren de tecnologías de avanzada que se basen en el ciclo de Rankine; ya sean turbinas de contrapresión o turbinas

de extracción-condensación. Estas plantas deben generar energía más de 300 días al año, utilizando como combustible, bagazo durante la zafra y carbón o *fuel oil* cuando esta culmine.

4. La metodología seleccionada es la de Espinosa Pedraja

Capítulo 2: Caracterización y metodología de evaluación energética para los tres centrales en activo de la provincia de Matanzas.

En este capítulo se ofrece una descripción de las etapas generales de una fábrica azucarera, la caracterización de los centrales activos de la provincia de Matanzas, Jesús Rabí, Mario Muñoz y René Fraga. También se explica la metodología propuesta por Espinosa Pedraja para evaluar energéticamente los centrales antes mencionados.

Para la caracterización de los centrales, fue necesario dar un recorrido por las instalaciones, donde con ayuda del jefe de área se describieron cada uno de los equipos que intervienen en el proceso.

Se realizaron corridas experimentales distribuidas de la forma siguiente: durante diez días consecutivos se midieron las variables asociadas a los diferentes equipos, cada una hora.

Las variables medidas fueron:

- Generador de vapor: temperatura de vapor directo, presión del vapor directo.
- Turbogeneradores: presión del vapor directo, temperatura del vapor directo, presión del vapor de escape, temperatura del vapor de escape y los kW producidos en una hora.
- Calentadores: presión de los calentadores y temperatura de salida.
- Tachos: volumen inicial, volumen del material alimentado, volumen final, tiempo de residencia, concentración del pie de semilla, concentración del producto alimentado (miel meladura) y concentración del producto final (masa cocida).
- Evaporadores: presión en la calandria, presión en el cuerpo, concentración de entrada y salida.

Los datos fueron tomados en una decena debido a que el tiempo de limpieza en los centrales mayormente es cada diez días, garantizando de esta forma una muestra lo más representativa posible de los procesos objeto de estudio.

Una vez realizadas las corridas se procedió al cálculo de consumo de vapor. El procesamiento estadístico de los resultados se realizó a través del *Software Statgraphics* (2000). El cálculo de los consumos de vapor se desarrolló a partir de la metodología de Espinosa Pedraja, auxiliado del tabulador electrónico *Microsoft EXCEL* (2007). La figura 2.1 muestra de forma esquemática el proceder investigativo.

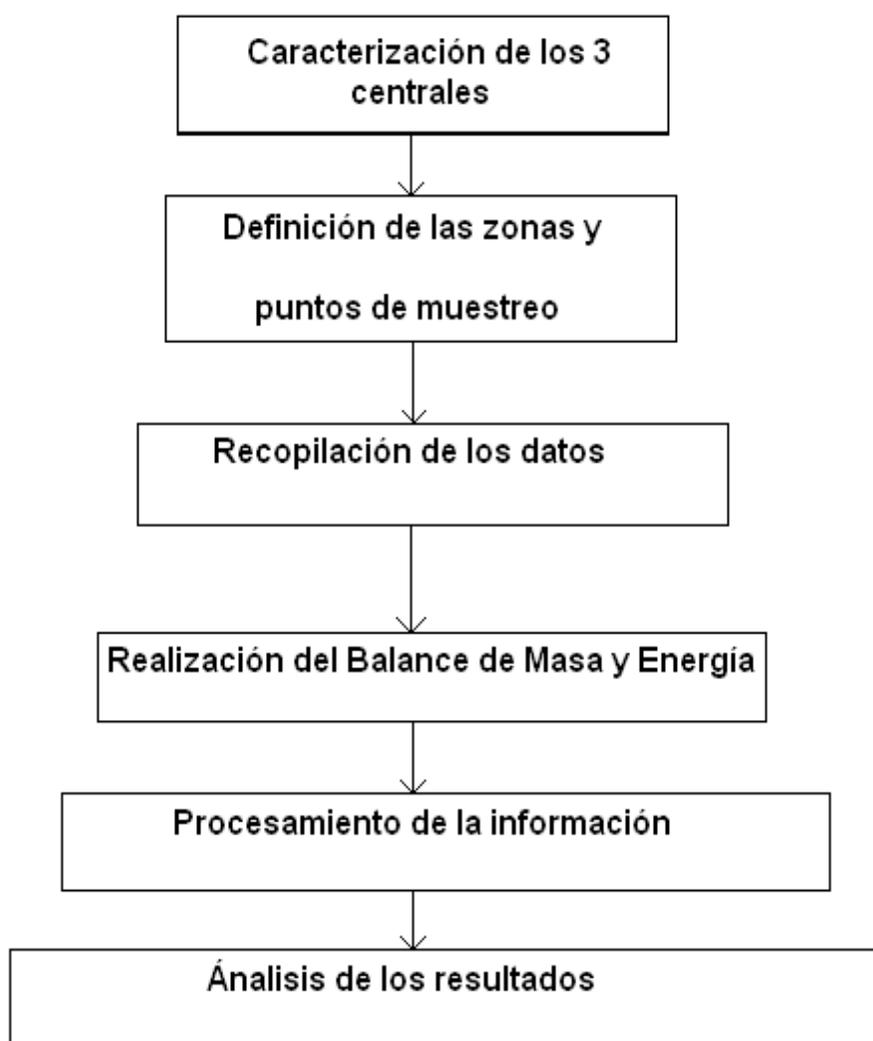


Figura 2.1. Proceder investigativo

Fuente: Elaboración propia

2.1. Descripción del proceso general de una industria azucarera.

El ingenio azucarero está compuesto por ocho etapas fundamentales y claves en la industria, a partir de estas es que se agregan o no otras etapas, en dependencia de las necesidades y objetivos de cada central, donde el producto fundamental es el Azúcar Crudo para la exportación o consumo nacional, siendo esta la misión fundamental de la empresa, logrando una producción eficiente con calidad para la satisfacción de las necesidades del cliente.

La primera etapa es la **preparación de la caña**, esta tiene como objetivo fundamental romper la corteza exterior de la caña y llegar hasta las celdas donde se encuentra contenida la sacarosa para facilitar su extracción. Generalmente este proceso se realiza por medio de la acción de dos juegos de cuchillas picadoras, que golpean ininterrumpidamente sobre el colchón en la estera que transporta la caña.

La segunda etapa consiste en la **extracción del jugo**, la planta moledora es la encargada de esta etapa, donde a partir de presiones hidráulicas, maceración y una buena preparación del colchón se logra la extracción del jugo. La eficiencia del tándem se evalúa a partir de la extracción de sacarosa y jugo mezclado.

Esta etapa se resume en la **purificación de jugos** que tiene como objetivo fundamental separar la mayor cantidad posible de impurezas del mismo, a su vez esta etapa se desglosa en subprocesos que se describen a continuación:

- ✓ Alcalización: aquí se adiciona la lechada de cal, con el objetivo de neutralizar el jugo que proviene de los molinos con carácter ácido y favorecer la formación del floculo de fosfato tricálcicos al que se adhieren las impurezas orgánicas e inorgánicas que contiene el mismo.
- ✓ Calentamiento: se eleva la temperatura del jugo favoreciendo la formación del floculo.
- ✓ Sedimentación o clarificación: consiste en completar la reacción de formación y sedimentación de los floculos, logrando una perfecta separación en dos fases, la primera jugo claro y la segunda cachaza.

Cuarta etapa **evaporación**, en esta fase se evapora del 73 al 75% del agua que contiene el jugo, concentrándolo desde 15°Bx hasta 65°Bx. La operación puede realizarse en evaporadores de simple o múltiple efecto.

La etapa quinta de **crystalización y cocción** es la más importante del proceso ya que es donde se obtiene el grano de sacarosa cristalizado. A partir de aquí, el proceso deja de ser continuo pues la cristalización y el crecimiento de los granos de sacarosa en los tachos es hasta hoy, en la mayoría de los ingenios, un proceso discontinuo o a *batch*.

Última etapa **centrifugación**, con esta operación se logra separar el cristal de su licor madre. Las masas cocidas que producen azúcar comercial, se centrifugan en máquinas a *batch*, con posibilidades de lavarlas a dos velocidades diferentes, con un tiempo total de centrifugación que permita un secado adecuado a las especificaciones de calidad que se debe cumplir en el ingenio.

El anexo 1 muestra el diagrama de flujo de un central azucarero, compuesto de las etapas más generales que conforman este proceso.

2.1.1. Caracterización del central azucarero Jesús Rabí.

El central Jesús Rabí tiene una molienda promedio de 4320 toneladas de caña al día (TCD), donde la caña llega en camiones de gran capacidad que se vuelcan con una grúa hilo, lateralmente, en un conductor de tablillas metálicas, que a su vez entrega casi perpendicular al basculador actual. Esta estera permite amortiguar posibles baches en el acarreo de caña al ingenio, que entrega a la estera receptora y esta a su vez a la estera elevadora, donde están colocados los juegos de cuchillas.

La preparación de la caña se realiza en dos juegos de cuchillas, con machetes rectos, tipo Perré, ambos juegos de cuchillas están movidos por un motor eléctrico de 400 kW y 600 rpm cada uno.

El tándem existente está compuesto por cuatro molinos, de cuatro masas, con un diámetro medio de 1.016 m y una longitud de 2.134 m. Todos los molinos tienen tolvas Donnelly y están accionados por motores eléctricos de rotor bobinado, un motor por unidad de molienda. El primer molino se alimenta del segundo juego de

cuchillas y el cuarto molino entrega el bagazo a un conductor de banda que lo eleva al repartidor de las calderas y el jugo pasa a un colador rotatorio. En esta etapa se aplica la imbibición compuesta que consiste en agregar agua antes del último molino, retornando el jugo obtenido de este al penúltimo, el jugo del penúltimo al precedente, y así sucesivamente.

El jugo mezclado que sale de los molinos es bombeado al área de purificación, donde la alcalización se realiza en frío, ya que se obtienen menos espumas y el jugo claro es mucho más brillante, la cachaza filtra mejor y produce tortas secas y porosas, los coloides nitrogenados se eliminan alrededor de un 80% y las ceras se eliminan en un 90%.

Luego el jugo alcalizado pasa a los calentadores que están compuestos por 6 baterías tipo Webre, donde se calienta en 3 etapas, usando una batería y la otra queda en limpieza, alternando así los equipos cada día. La primera etapa se alimenta del vaso 1 del cuádruple, la segunda del preevaporador y la tercera con vapor de escape, esta última es la encargada de rectificar la temperatura del jugo. En la tabla 2.1 se dan algunas especificaciones de los calentadores.

Tabla 2.1. Datos técnicos de los calentadores de jugo

Calentamiento de Jugo		Jugo Mezclado		
2	Equipo	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3
3	Modelo	Webre	Webre	Webre
4	Vapor procede de	Vaso 1	Pre Evaporador	Escape
5	Material de los tubos	Cobre	Cobre	Cobre
6	Longitud de Tubos	<i>mm</i>	4950	4950
7	Diámetro de Tubos	<i>mm</i>	32	32
8	Espesor de los tubos	<i>mm</i>	1.5	1.5
9	Numero de Pases	<i>U</i>	8	8
10	Tubos por pase	<i>U</i>	33	33
11	Cantidad de Tubos	<i>U</i>	264	264
12	Superficie Calórica	<i>m²</i>	131.2	131.2
		<i>pie²</i>	1412.2	1412.2

Fuente: Rojas 2009.

De aquí el jugo se bombea al clarificador del tipo “2 en 1” de 227.125m³, de donde salen dos corrientes, una es el jugo claro que pasa a los evaporadores y los “lodos” que es el nombre que adoptan las impurezas precipitadas en el

clarificador. Los lodos pasan a dos filtros rotatorios al vacío, de 3.05 m de diámetro y 6.1 m de longitud, de estos se obtiene cachaza y jugo filtrado, este último se recircula al inicio de la etapa de purificación.

El jugo claro pasa a dos preevaporadores conectados en paralelo y de aquí a los evaporadores, que están formados por 4 vasos y trabajan como un múltiple efecto. La superficie total de evaporación instalada es de 6,521 m². Los pree proporcionan vapor a la estación de tachos y calentador secundario, mientras que el primer vaso del cuádruple tiene una extracción al calentador primario.

Al jugo concentrado en los evaporadores se le denomina meladura que es bombeada a la estación de tachos. En esta se trabaja con un sistema de doble semilla, donde se elaboran tres masas cocidas, la masa cocida A (MCA), la masa cocida B (MCB) y la masa cocida C (MCC), con una sola masa comercial. Este sistema ha permitido tener un apreciable aumento en la calidad del azúcar, con más de 98.80%Pol y con menos de 18 UCH de color. En la tabla 2.2 se dan algunas especificaciones de esta área.

Tabla 2.2. Datos de la estación de tachos al vacío

Equipo	Tubos				Área		Esquema de trabajo	Volumen de Operación	
	Largo (mm)	Diámetro (mm)	Espesor (mm)	Cantidad (U)	(m ²)	(pie ²)		m ³	pie ³
Tacho 1	1 204	102	1.5	610	235	2 530	Cristaliza, prepara pie y MCC	42.5	1 500
Tacho 2	1 326	102	1.5	834	354	3 809	Elabora MCB	45.3	1 600
Tacho 3	1 326	102	1.5	689	292	3 147	Elabora MCC	36.8	1 300
Tacho 4	1 326	102	1.5	749	318	3 421	Elabora MCA	43.9	1 550
Tacho 5	1 506	102	1.5	398	192	2 065	Prepara pie de semilla	26.3	930
Tacho 6	1 506	102	1.5	398	192	2 065	Elabora MCA	26.3	1 550

Fuente: Rojas 2009.

En las centrífugas es donde se separan la miel y el azúcar que componen las masas. En el ingenio existen dos baterías; una con 4 centrífugas continuas polacas, marca ACW 1000, utilizadas para la masa C y la otra con 4 discontinuas de 650 kg de carga para azúcar comercial.

En cuanto a los equipos primarios, existen dos generadores de vapor o calderas de 45 toneladas por hora, con una presión de trabajo nominal de 18kg/cm² y una temperatura de vapor directo de 320°C como promedio. Los turbogeneradores trabajan con el vapor directo y entregan un vapor de escape con una presión de 1.266kg/cm², se encuentran instalados 3 máquinas alemanas de 1.5 MW y una capacidad total de 4.5 MW.

2.1.2. Caracterización del central azucarero René Fraga.

El central René Fraga es un central de azúcar crudo, con una molida potencial de 3000 TCD. La caña cortada ya sea de forma manual o mecanizada es transportada a la fábrica por ferrocarril, carretas o camiones, la cual es pesada por unas romanas de gran capacidad y de aquí se procede a su descarga en el basculador, que tiene la función de depositarla sobre la estera conductora, que consta de una parte horizontal denominada conductor alimentador y otra parte inclinada llamada conductor elevador. En su tránsito hacia los molinos, la caña pasa a través de las esteras por los rompe bultos, niveladores o gallegos que giran a 750 rpm, dos juegos de cuchillas que giran a 600 rpm en el mismo sentido de la caña, estas se encargan de formar un colchón espeso y uniforme que pasa a la desmenuzadora y luego a los molinos.

Este ingenio cuenta con un Tándem de 4 molinos. La caña pasa sucesivamente de uno a otro molino mediante conductores intermedios, facilitando la extracción del jugo mediante la imbibición compuesta.

El jugo mezclado que se extrajo de los molinos es bombeado al área de purificación, y el bagazo mediante unos conductores pasa directamente a los generadores de vapor para ser usado como combustible.

Para la alcalización del jugo (que es la primera etapa que compone el área de purificación) se utiliza el mezclador de jugo y cal, este es una canal circular de 0.3 m de longitud y 0.3 m de diámetro, situado sobre el tanque con un tiempo de retención de 10 minutos. El jugo alcalizado pasa por 3 calentadores de tipo Honolulu modificados a Vampiro, de 168 tubos con un diámetro exterior de 0.045

m y un largo de 6 m. Cada intercambiador tiene 42 tubos por pase (con 4 pases en cada calentador). Existe un calentador primario, uno secundario y un rectificador. El jugo que sale de los calentadores pasa al clarificador, este tiene forma cilíndrica, con un volumen de 100.000 m³ e interiormente cuenta con dispositivos mecánicos apropiados para facilitar la sedimentación de las impurezas de modo continuo.

Después de que el jugo ha sido clarificado es bombeado al área de evaporación, que está compuesta por un preevaporador y un cuádruple efecto, en la tabla 2.3 se muestran datos del área de evaporación:

Tabla 2.3. Características del área de evaporación.

Vaso	Área (m ²)	Presión del cuerpo (kg/cm ²)	Brix salida (%)
Pre-evaporador	111,48	1,33	21
Vapor-cell	592,72	0,79	24
1	707,92	0,98	26
2	719,07	0,79	30
3	631,74	0,47	55
4	631,74	0,13	64

Fuente: García. 2008

La meladura que proviene del cuádruple pasa al área de tachos, que son evaporadores a simple efecto y operan de forma semicontinua, utilizando el sistema de doble semilla. De los tachos las masas cocidas pasan a los cristalizadores donde ocurre el proceso de agotamiento, estos están dotados de un mecanismo de agitación muy lenta y en los casos de masa cocida C, estos equipos poseen tubos, por el interior de los cuales se puede circular agua para enfriar la masa cocida hasta 40-45°C. Posteriormente estas masas cocidas pasan a las centrífugas donde se separan los cristales de azúcar de las mieles. Para las masas cocidas A y B se utilizan las centrífugas de primera que son de acción discontinua y las centrífugas de tercera y segunda para masa cocida C son de acción continua.

En el área de generación de vapor existen 3 calderas alemanas (Evelma), una de 35 T/h de capacidad nominal, que producen vapor directo a 15 kg/cm² y 330°C, con una temperatura del agua de alimentación de 130°C, combustión en parrilla,

con sobrecalentador y economizador. Las dos restantes de 22 T/h de capacidad nominal, que producen vapor directo a 15 kg/cm² y 320°C, con temperatura del agua de alimentación de 110 °C, combustión en pila, no tienen módulo de eficiencia. El vapor directo es consumido por 2 turbogeneradores que entregan un vapor de escape con una presión de 1.10 kg/cm². Del vapor de escape se alimenta el preevaporador, cuádruple efecto y el rectificador; el calentador secundario, el vapor-cell y los tachos se alimentan del vapor vegetal producido en el preevaporador. Los calentadores primarios reciben el vapor generado en el vapor-cell.

2.1.3. Caracterización del central azucarero Mario Muñoz.

El central azucarero Mario Muñoz es la instalación más grande que existe en la provincia de Matanzas, con una molienda promedio de 6000 TCD. Aquí la caña se transporta mediante ferrocarril y camiones, esta se descarga en el basculador, donde mediante esteras, pasa a través de rompe bultos, niveladores y cuchillas Skoda de 400 kW y 600 rpm, hacia los molinos.

La fábrica cuenta con un tándem de 6 molinos, compuesto por motores eléctricos que se encargan de su movimiento, el primero es chino de 400 kW y 600 rpm; el #2, #3, #4, #5 y #6 son AKZ de 400 kW y 600rpm. De los molinos se obtienen dos corrientes, el jugo mezclado que es enviado a la etapa de purificación y el bagazo que se utiliza como combustible para generar vapor.

La etapa de purificación comienza con la alcalización del jugo, que en este central se realiza en frío. Luego se bombea al área de calentadores que cuenta con 6 baterías de tipo Webre, donde 3 baterías quedan en limpieza. El calentador primario se alimenta de vapor a partir de una extracción del segundo vaso del cuádruple, el secundario se nutren del preevaporador y el rectificador de vapor de escape. Más tarde pasa a 3 clarificadores de tipo BTR, donde los lodos, como aún contienen sacarosa, son dirigidos a 3 filtros rotatorios al vacío y el jugo filtrado se recircula al inicio de esta etapa.

El jugo claro que se obtiene en los clarificadores es bombeado al área de concentración. Esta cuenta con 2 preevaporadores, 2 cuádruples y 7 tachos, de

los que se utiliza un preevaporador, un cuádruple y los demás permanecen de limpieza. Los tachos el #2 y #3 son para MCC, el #7 y #8 para MCB y para MCA el #4, #5 y #6, con un sistema de doble semilla. Existen dos baterías de centrífugas una para masas comerciales de acción discontinua y la otra para las masas de agotamiento continuas.

En cuanto a los equipos primarios, existen 3 generadores de vapor, dos unidades de 45 T/h y una de 60 T/h, con una presión y temperatura del vapor a la salida de 21.4 kg/cm² y 384.3 °C respectivamente. Se encuentran instalados 3 turbogeneradores que se alimentan del vapor directo producido por las calderas y entregan un vapor de escape de 1.4 kg/cm² y 120 °C, con una capacidad instalada de 4MW cada uno.

2.2. Descripción de la metodología de cálculo empleada para la evaluación energética de un central azucarero.

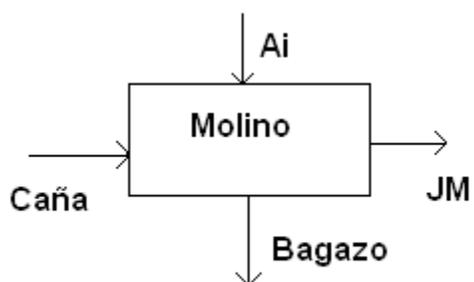
El balance energético de un proceso de producción azucarera, es la información fundamental para conocer el rendimiento térmico de este. Consiste en una comparación entre las sumas de las diferentes formas de energía que entran y salen del proceso, todos referidos a la misma unidad de tiempo y térmicas. El balance de calor se apoya en el de masa, y, a su vez este está condicionado por el diagrama de flujo de la fábrica, donde deben estar presentes todas las corrientes, ya que ciertas anomalías en los cálculos pueden explicarse en la mayoría de los casos por los flujos no controlados.

2.2.1. Proceder metodológico del balance de masa.

El proceso de producción de azúcar se divide en dos etapas, una continua conformada por la extracción, clarificación y evaporación, seguida de otra discontinua, donde se encuentra la cristalización y centrifugación. A continuación se hará una breve descripción de cómo se plantea el balance de masa en los equipos que conforman el proceso.

Balance de masa en la etapa de extracción

La figura 2.2 representa las corrientes de entrada y de salida de la etapa de extracción del jugo de caña.



Donde;

Ai: Flujo de agua de imbibición, T/h

JM: Flujo de jugo mezclado, T/h

Caña: Flujo de caña, T/h

Bagazo: Flujo de bagazo, T/h

Figura 2.2. Esquema de la etapa de extracción.

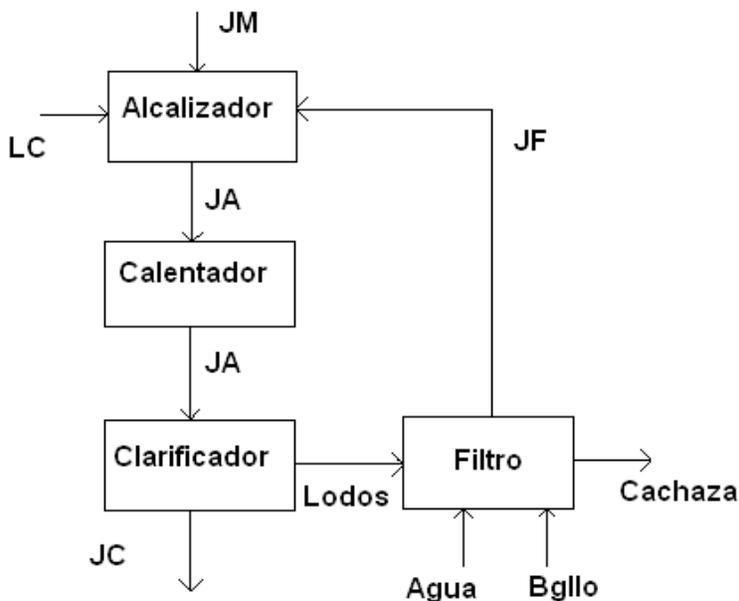
Fuente: Elaboración propia

La ecuación 2.1 muestra un balance masa general en esta etapa, es válido aclarar que también se pueden realizar balances por componentes referidos a sólidos solubles y fibra.

$$Caña + Ai = Bagazo + JM \quad (\text{Ecuación 2.1})$$

Balance de masa en la etapa de purificación

La purificación del jugo ocurre en 4 etapas, la alcalización, el calentamiento, la clarificación y el filtrado; la figura 2.3 representa esta área.



Donde;

JM: Flujo de jugo mezclado, T/h

LC: Flujo de lechada de cal, T/h

JA: Flujo de jugo alcalizado, T/h

JC: Flujo de jugo claro, T/h

Lodos: Flujo de lodos, T/h

Agua: Flujo de agua, T/h

Bgllo: Flujo de bagacillo, T/h

JF: Flujo de jugo filtrado, T/h

Cachaza: Flujo de cachaza, T/h

Figura 2.3. Esquema del área de purificación

Fuente: Elaboración propia

Las ecuaciones que se muestran a continuación, representan el balance de masa general y en cada uno de los equipos que intervienen en esta etapa, respectivamente.

$$JM + LC + Agua + Bgllo = JC + Cachaza \quad (\text{Ecuación 2.2})$$

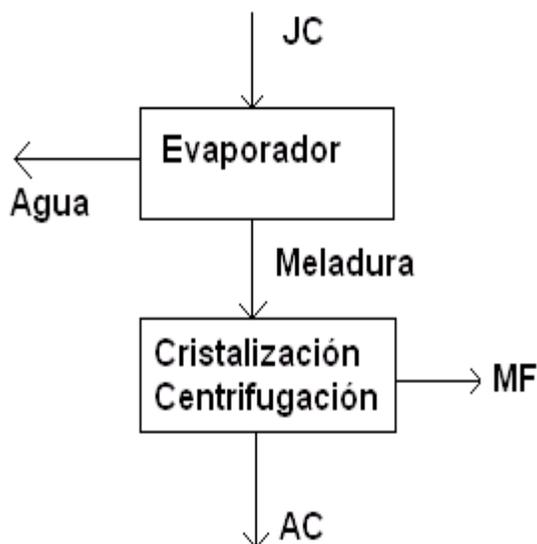
$$Lodos + Agua + Bgllo = Cachaza + JF \quad (\text{Ecuación 2.3})$$

$$JM + LC + JF = JA \quad (\text{Ecuación 2.4})$$

$$JA = JC + Lodos \quad (\text{Ecuación 2.5})$$

Balance de masa en la etapa de concentración

La concentración del jugo ocurre en los evaporadores y tachos. La figura 2.4 representa dicha área.



Donde;

JC: Flujo de jugo claro, T/h

Agua: Flujo de agua, T/h

Meladura: Flujo de meladura, T/h

MF: Flujo de miel final, T/h

AC: Flujo de azúcar comercial, T/h

Figura 2.4. Esquema del área de concentración - cristalización.

Fuente: Elaboración propia.

La ecuación 2.6 representa el balance general en la etapa de concentración y la 2.7 el balance en el área de evaporación.

$$JC = Agua + MF + AC \quad (\text{Ecuación 2.6})$$

$$JC = Agua + Meladura \quad (\text{Ecuación 2.7})$$

2.2.2. Balance de energía.

Para realizar un balance de energía en un central azucarero es necesario conocer de forma general cuales son los equipos primarios y cuales los tecnológicos, estos últimos son los principales consumidores de energía.

El vapor producido por las calderas es llamado vapor directo y es consumido por los equipos primarios, dentro de los que se encuentran:

- Turbogeneradores
- Otros consumidores
- Válvula reductora

Cuando la cantidad de vapor de escape que entregan los equipos primarios no es suficiente para cumplimentar las necesidades tecnológicas, es necesario alimentar cierta cantidad de vapor (directo) adicional, mediante la válvula reductora. Este vapor es consumido en los siguientes equipos tecnológicos:

- Calentadores
- Planta de evaporación
- Tachos
- Otros consumidores

Las características de inestabilidad del suministro de caña a la fábrica, hacen que la estabilidad de la operación sea vital en el cumplimiento de los parámetros de diseño de un ciclo energético, ya que en estos el vapor requerido en la parte discontinua es suministrado por la parte continua.

Es por ello, que cuando se produce un desbalance en estas dos etapas, se hace necesario expulsar vapor a la atmósfera, consumir otro combustible, o más del bagazo producido.

Balance de energía en los calentadores

La cantidad de calor necesario para el calentamiento del jugo se calcula por la siguiente ecuación:

$$D_{cal} = \frac{(m_{jugo} * Cp * \Delta T) X}{\lambda} \quad (\text{Ecuación 2.8})$$

Donde;

D_{cal} : consumo de vapor en calentadores, [kg/TC]

m_{jugo} : cantidad de jugo que se calienta, [kg/TC]

C_p : calor específico del jugo, [kcal/kg°C]

ΔT : variación de la temperatura del jugo, [°C]

X : coeficiente de pérdidas de calor al medioambiente, $X=1.02 \div 1.08$.

λ : calor latente del vapor de calentamiento, [kcal/kg]

Balance de energía en los turbogeneradores

El gasto de vapor de los turbogeneradores puede ser calculado por la siguiente ecuación:

$$D_{Turbo} = \frac{N * 860}{N_t * H_0 * N_{mec} N_{elec}} \quad (\text{Ecuación 2.9})$$

Donde;

D_{Turbo} : consumo de vapor en tacho, [kg/TC]

N : cantidad de energía eléctrica producida por el turbogenerador, [kW-h].

860: coeficiente de conversión de kcal en kW-h.

N_t : eficiencia termodinámica de la turbina de vapor.

H_0 : diferencia de entalpía entre el vapor a la entrada del turbo y después de la expansión adiabática ideal, [kcal/kg].

N_{mec} : eficiencia mecánica de la turbina y generador. El cálculo de este parámetro se determinó siguiendo la metodología reportada por Hugot (1986).

N_{elec} : eficiencia eléctrica del generador.

Balance de energía en los evaporadores y preevaporadores

La estación de evaporación debe asegurar, en las condiciones de trabajo de un central, la evaporación del agua que tiene el jugo hasta una concentración de 60 – 65 °Bx, la producción de vapor secundario para abastecer otros consumidores y el abastecimiento de condensados a las calderas, entre otros.

El gasto de vapor en los evaporadores con “N” vasos y sin extracción de vapores secundarios, se determina por la ecuación 2.10.

$$D_{evaporadores} = \frac{m_{jugo} * C_p * (T_e - T_a) + m_{agua} * \lambda_{ve}}{\lambda_{vg}} \quad (\text{Ecuación 2.10})$$

Donde;

$D_{\text{evaporadores}}$: consumo de vapor en los evaporadores, [kg/TC]

m_{jugo} : cantidad de jugo que se alimenta, [kg/TC]

C_p : calor específico del jugo, [kcal/kg°C]

T_e : temperatura de ebullición, [°C]

T_a : temperatura de alimentación, [°C]

m_{agua} : masa de agua evaporada, [kg/h]

λ_{ve} : calor latente del vapor de escape, [kcal/kg]

λ_{vg} : calor latente del vapor producido, [kcal/kg]

En cambio, el gasto de vapor para una planta de evaporación con “N” vasos y extracción de vapores secundarios, puede calcularse por la ecuación 2.11.

$$D_{\text{evaporadores}} = \frac{W}{n} + \frac{n-1}{n} E_1 \dots \frac{1}{n} E_{n-1} \dots \quad (\text{Ecuación 2.11})$$

Donde;

W : agua evaporada, [T/h]

n : cantidad total de vasos

E : extracción en el vaso que corresponde, [T/h].

Balance de energía en los tachos

Para el cálculo del consumo de vapor de los tachos se efectúan balances de materiales, a fin de determinar la cantidad de agua evaporada del material inicial (pie de templa) y del material alimentado (meladura o miel), utilizando las siguientes ecuaciones:

$$P_{inc} = \rho * V_{inc} \quad (\text{Ecuación 2.12})$$

Donde;

P_{inc} : peso del material inicial o pie de templa, [kg]

V_{inic} : volumen inicial del tacho, [m³]

ρ : peso específico del material, [kg/m³]

El agua evaporada inicialmente en este material se calcula mediante la ecuación 2.13:

$$W_{inc} = P_{inc} \left(1 - \frac{Bx_1}{Bx_3}\right) \quad (\text{Ecuación 2.13})$$

Donde;

W_{inc} : agua evaporada del material inicial, [kg]

Bx_1 : concentración del material inicial

Bx_3 : concentración final de la MC

El peso del material final será:

$$P_{fin} = \rho * V_{fin} \quad (\text{Ecuación 2.14})$$

Donde;

V_{fin} : volumen final de la templa, [m³]

Para el cálculo del peso del material alimentado se utiliza la ecuación 2.15:

$$P_{mat} = (P_{fin} - P_{inc} - W_{inc}) \frac{Bx_3}{Bx_2} \quad (\text{Ecuación 2.15})$$

En este caso, la magnitud Bx_2 representa la concentración del material alimentado, ya sea meladura o miel.

La cantidad de agua evaporada en el material se determina por la siguiente ecuación:

$$W_{mat} = P_{mat} \left(1 - \frac{Bx_2}{Bx_3}\right) \quad (\text{Ecuación 2.16})$$

Por lo que el gasto total de vapor en el tacho será:

$$D_{Tacho} = \frac{W_{inc} + W_{mat}}{t} \varphi \quad (\text{Ecuación 2.17})$$

Donde;

D_{Tacho} : consumo de vapor en tacho, [kg/TC]

t : tiempo de cochura de la templa, [hrs]

φ : coeficiente que tiene en cuenta las pérdidas al medio, puede ser tomado un valor de:

$\varphi = 1.3$ masa cocida C

$\varphi = 1.2$ masa cocida B

$\varphi = 1.1$ masa cocida A

Este procedimiento es utilizado en cada tacho en dependencia del tipo de masa cocida que se esté elaborando.

Los consumos calculados fueron referidos a caña molida para poder contar con patrones de comparación que dieran fe del comportamiento de estos en cada central analizado

Capítulo 3: Presentación y análisis de los resultados.

En este capítulo se muestran los resultados obtenidos a partir del cálculo termoenergético que se efectuó en los centrales azucareros Jesús Rabí, Mario Muñoz y René Fraga. También se ofrece un análisis de los parámetros calculados.

3.1. Presentación y análisis de los resultados del balance de masa.

La realización de los balances de masas presenta gran importancia para el desarrollo del balance termoenergético en la industria azucarera, debido a que existen parámetros que definen las tecnologías de producción y a su vez inciden mayormente sobre la eficiencia térmica.

La tabla 3.1 ofrece un resumen de las principales corrientes y composiciones de los balances de masa realizados, estas corrientes son las de mayor incidencia en el balance de energía.

Tabla 3.1. Resultados del balance de masa.

Centrales	JR			MM			RF		
Parámetros	VM	CV%	DE	VM	CV%	DE	VM	CV%	DE
Flujo de caña, T/día	2664	13,91	370	4586	15,67	718	2025	29,73	602
Fibra en caña, %	14,02	1,52	0,21	17,01	2,69	0,46	15,61	2,41	0,38
Fibra en bagazo, %	48,12	0,61	0,29	46,13	1,19	0,55	48,66	0,99	0,48
Pol en bagazo, %	2,04	0,70	0,01	2,58	6,04	0,14	2,34	3,76	1
Flujo de jugo mezclado, T/día	2545	13,6	346,1	4076	16,19	660,1	1904	29,81	660
Flujo de agua de imbibición, T/día	659,4	13,83	91,22	1056	17,79	209,8	528,72	30,59	528,7
Flujo de bagazo, T/día	778,4	14,02	109	1566	15,22	257	649,88	29,93	194,5
Flujo de jugo clarificado, T/día	2208	13,39	295,6	3792	14,05	532	1649	29,83	492
Concentración de jugo mezclado, °Bx	14,49	0,99	0,14	15,21	2,04	0,31	14,19	4,18	0,61
Concentración de jugo clarificado, °Bx	14,52	1,41	0,21	15,37	1,98	0,3	15,03	4,14	0,62
Flujo de la meladura, T/día	516	14,62	75,43	864	15,51	134	400,59	33,68	134,9
Concentración de la meladura, °Bx	62,28	0,81	0,51	66,23	2,71	1,8	62,67	4,53	7,22

Donde; JR: Jesús Rabí; MM: Mario Muñoz; RF: René Fraga; VM: Valor Medio; CV: Coeficiente de Variación; DE: Desviación Estándar.

Fuente: Elaboración propia.

Según el análisis estadístico que se realiza a los resultados del balance de masa, se puede observar que las corrientes de los flujos de caña, jugo mezclado, bagazo, jugo clarificado y meladura, en los tres centrales, presentan una alta variabilidad, siendo más visible en el central René Fraga. Esto se debe a una ineficiente extracción de jugo, un flujo variable de agua de imbibición y sobre todo a una molido no uniforme.

En cuanto a las composiciones porcentaje de fibra en caña y bagazo, concentración del jugo mezclado, jugo clarificado y meladura, se observa que estas presentan una baja variabilidad, donde el valor más alto lo muestra la concentración de la meladura en el central René Fraga y el más bajo pertenece al porcentaje de fibra en bagazo del central Jesús Rabí.

De los porcentaje de fibra en caña se puede observar que el valor más alto lo muestra el central Mario Muñoz con 17,1 %, seguido por René Fraga con 15,61% y por último Jesús Rabí con 14,02%. Un alto valor de este parámetro (por encima del 13 %) significa que junto con la caña se introdujo una gran cantidad de materia extraña, lo que favorece la producción de vapor, pues se dispone de mayor cantidad de bagazo, aunque también propicia las pérdidas de sacarosa. Esto se demuestra utilizando la ecuación 3.1.

$$\text{Flujo de bagazo} = \frac{\text{fibra en caña} * \text{Flujo de caña}}{\text{Fibra en bagazo}} \quad (\text{Ecuación 3.1})$$

Donde:

Flujo de bagazo, T/día

Flujo de caña, T/día

Fibra en bagazo, %

fibra en caña, %

Por la ecuación 3.1 se calcularon dos flujos de bagazo, uno de 1691 T/día, correspondiente al cálculo con los valores propios del central Mario Muñoz, que aparecen en la tabla 3.1, y el otro de 1292 T/día, para este cálculo se tomó un valor de fibra en caña de 13%. La diferencia de los dos flujos de bagazo multiplicados por el porcentaje de sacarosa en bagazo (%Pol), como muestra la

ecuación 3.2, ofrece el resultado de las pérdidas de sacarosa en T/día, que serían evitables si la caña no hubiese llegado al central con tanta materia extraña.

$$P_{sacarosa} = \text{diferencia de bagazo} * \% Pol_{\text{Bagazo}} \quad (\text{Ecuación 3.2})$$

Donde:

Diferencia de bagazo: diferencia entre los flujos de bagazo, T/día

P_{sacarosa}: pérdidas de sacarosa, T/día

Pol_{bagazo}: porcentaje de sacarosa aparente en bagazo, %

Según el cálculo, un valor de fibra en bagazo de 17.1% representa, que las pérdidas de sacarosa se eleven hasta 102,94 T/día.

Una comparación entre los valores de concentración en las corrientes de jugos mezclados, muestra que el más elevado, con 15,21°Bx es del central Mario Muñoz. Esto significa que en el proceso de extracción del jugo a la caña, no se añadió la cantidad de agua de imbibición necesaria para este fin, lo que implica pérdidas de sacarosa. Desde el punto de vista energético es positivo, ya que es menor el agua que se evapora en el área de concentración, por lo tanto disminuye el flujo de vapor a utilizar en la misma. Para demostrar este análisis se utiliza la ecuación 3.3.

$$Ai / Caña = \frac{\text{Flujo de Ai}}{\text{Flujo de caña}} \quad (\text{Ecuación 3.3})$$

Donde;

Ai/caña: Relación entre los flujos de agua de imbibición y caña

Flujo de agua de imbibición, T/día

Flujo de caña, T/día

Los resultados que se derivan de la ecuación anterior demuestran, que en el caso de los centrales Jesús Rabí y René Fraga, se añade la cantidad de agua de imbibición necesaria para una eficiente extracción, dando como resultado una relación entre los flujos de agua de imbibición y caña de 25% y 26% respectivamente. El Mario Muñoz tiene una relación de 23%, este resultado justifica la alta concentración del jugo mezclado.

3.2. Presentación y análisis de los resultados del balance de energía

La realización del balance termoenergético es de gran importancia, este proporciona la herramienta de trabajo necesaria para lograr ahorro en el consumo de combustible, mejorar la eficiencia térmica de la fábrica y obtener, en consecuencia, menores costos de producción.

Una vez que se conocen las corrientes del balance de masa, se puede realizar el balance termoenergético en los centrales azucareros analizados, de los que se muestran los resultados y análisis correspondientes en las tablas que se exponen a continuación.

Lo que se pretende con el balance de energía es alcanzar un equilibrio entre los equipos primarios y el proceso tecnológico, para ello se realiza el cálculo de los consumos primarios para verificar si estos entregan la cantidad de vapor suficiente que necesitan las necesidades tecnológicas.

En la tabla 3.2 se muestra la relación que existe entre los consumidores de vapor directo y vapor de escape de cada uno de los centrales objetos de estudio.

Tabla 3.2. Relación de consumidores de vapor directo y escape para los tres centrales objeto de estudio.

Centrales	Equipos Primarios (VD)	Necesidades tecnológicas (VE)
Jesús Rabí	Turbogeneradores Válvulas reductoras Otros consumidores	Calentador rectificador Preevaporador Múltiple efecto Tachos
Mario Muñoz	Turbogeneradores Válvulas reductoras Otros consumidores	Calentador rectificador Preevaporador Múltiple efecto Tachos
René Fraga	Turbogeneradores Válvulas reductoras Otros consumidores	Calentador rectificador Preevaporador Múltiple efecto Tachos
Donde; VD: vapor directo; VE: vapor de escape.		

Fuente: Elaboración propia.

3.2.1. Consumo de vapor de los equipos primarios

En la tabla 3.3 se presentan los resultados de los consumos de vapor de escape de los turbogeneradores en cada uno de los centrales objeto de estudio.

Tabla 3.3. Consumo de vapor de los turbogeneradores.

Centrales	JR			MM			RF		
	VM	CV%	DE	VM	CV%	DE	VM	CV%	DE
1	293,18	12,20	34,42	312,70	12,64	39,53	275,68	28,64	78,96
2	282,10	12,11	35,41	157,48	14,12	22,24	279,85	29,34	82,11
3	278,90	12,72	35,49	314,45	12,78	40,20			
Consumo kgvapor/Tcaña	854,18			784,63			555,53		
Donde; JR: Jesús Rabí; MM: Mario Muñoz; RF: René Fraga; VM Valor Medio; CV: Coeficiente de Variación; DE: Desviación Estándar.									

Fuente: Elaboración propia.

El vapor directo que se consume en los turbogeneradores del central René Fraga, presenta una alta variabilidad, al igual que el segundo turbo del Mario Muñoz, esto incide en la fluctuación de la entrega de vapor de escape a los equipos del proceso tecnológico.

Los promedios de los consumos de vapor sobrepasan los valores establecidos, como consumos normales, por Espinosa (1998), esto se debe a que en la actualidad se han incorporado más turbogeneradores debido a la sustitución de equipos como bombas de vacío, máquinas de vapor, eyectores, bombas de pistones. Actualmente en la industria azucarera estos son los únicos equipos que consumen vapor directo, además de la válvula reductora y otros consumidores.

En cuanto a otros consumidores, Espinosa (1998) considera que el consumo de vapor de los mismos, representa el 10% del vapor de escape. En la figura 3.1 se muestran los valores de consumo para estos equipos en cada uno de los centrales objeto de estudio.

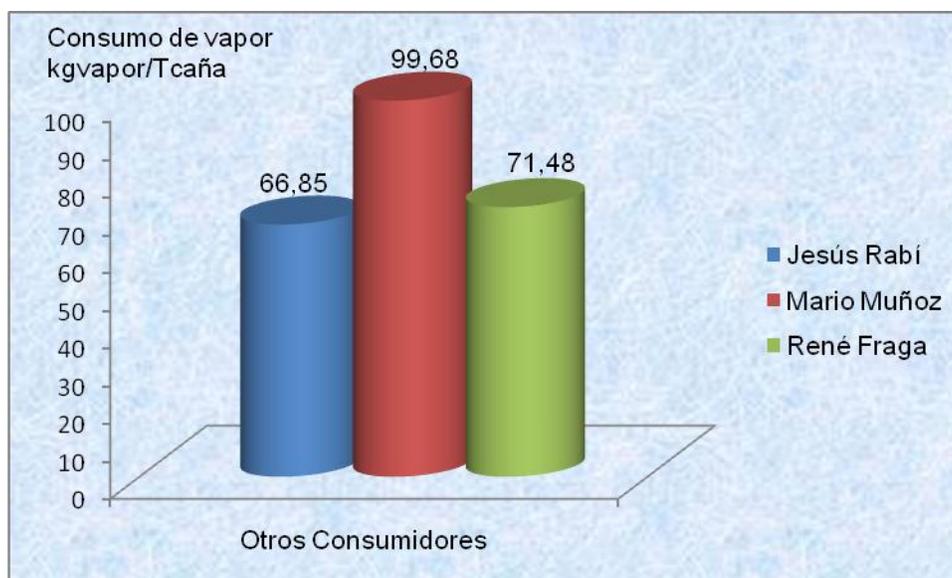


Figura 3.1. Consumo de vapor directo por otros consumidores en cada central
Fuente: Elaboración propia.

En esta figura se observa que el central Mario Muñoz es el que presenta mayor consumo de vapor con 99.68 kgvapor/Tcaña, seguido del Jesús Rabí con 66.85 kgvapor/Tcaña y por último el René Fraga con 71.48 kgvapor/Tcaña.

Los valores que establece Espinosa (1998), como norma, para centrales de segunda clase, en estos equipos son de 112-25 kgvapor/Tcaña, por lo que el central René Fraga y el Jesús Rabí se encuentran dentro del rango establecido. En cuanto al central Mario Muñoz, el valor que establece Espinosa (1998) es de 90-40 kgvapor/Tcaña, este se encuentra fuera del rango con 99,68 kgvapor/Tcaña.

3.2.2. Consumo de vapor de las necesidades tecnológicas.

La tabla 3.4 muestra los consumos de vapor de los calentadores que aunque solo intervienen en el balance, como consumidores de vapor de escape, los rectificadores, se realizó el cálculo del vapor vegetal consumido por los calentadores primarios y secundarios, proveniente de los preevaporadores y múltiple efecto.

Tabla 3.4. Consumo de vapor en los calentadores.

Centrales	JR			MM			RF		
	VM	CV%	DE	VM	CV%	DE	VM	CV%	DE
Primario	14,23	5,19	0,74	5,96	12,3	0,73	15,79	4,17	0,66
Secundario	10,38	9,02	0,94	6,93	13,9	0,96	7,85	11,67	0,92
Rectificador	4,65	10,54	0,49	45,7	4,02	0,63	6,78	8,96	0,61
Consumo VG kgvapor/Tcaña	24.61			12.89			23.64		
Consumo VD kgvapor/Tcaña	4.65			45.7			6.78		

Donde; JR: Jesús Rabí; MM: Mario Muñoz; RF: René Fraga; VM: Valor Medio; CV: Coeficiente de variación; DE: Desviación Estándar; Consumo VG: consumo de vapor vegetal (kgvapor/Tcaña); Consumo de VE: consumo de vapor de escape (kgvapor/Tcaña)

Fuente: Elaboración propia

En esta tabla se observan los consumos de vapor de escape por los calentadores rectificadores y los consumos de vapor vegetal por los calentadores primarios y secundarios, donde este último presenta, en el central Mario Muñoz, una elevada fluctuación, mientras que los demás se encuentran en el rango de lo aceptable. La variabilidad del consumo de vapor se debe a la inestabilidad en la molida fundamentalmente, entre otras razones.

También se realiza una comparación de los promedios de los consumos vapor de escape con los propuestos por Espinosa (1998), donde los consumos de los centrales Jesús Rabí y René Fraga se encuentran dentro del rango de 50-10 kgvapor/Tcaña con 29.26 kgvapor/Tcaña y 30.42 kgvapor/Tcaña respectivamente, y el Mario Muñoz también se encuentra dentro del rango de 60-10 kgvapor/Tcaña, con 58.59 kgvapor/Tcaña.

En la figura 3.2 se exhiben los consumos de vapor de escape de los calentadores rectificadores en cada uno de los centrales.

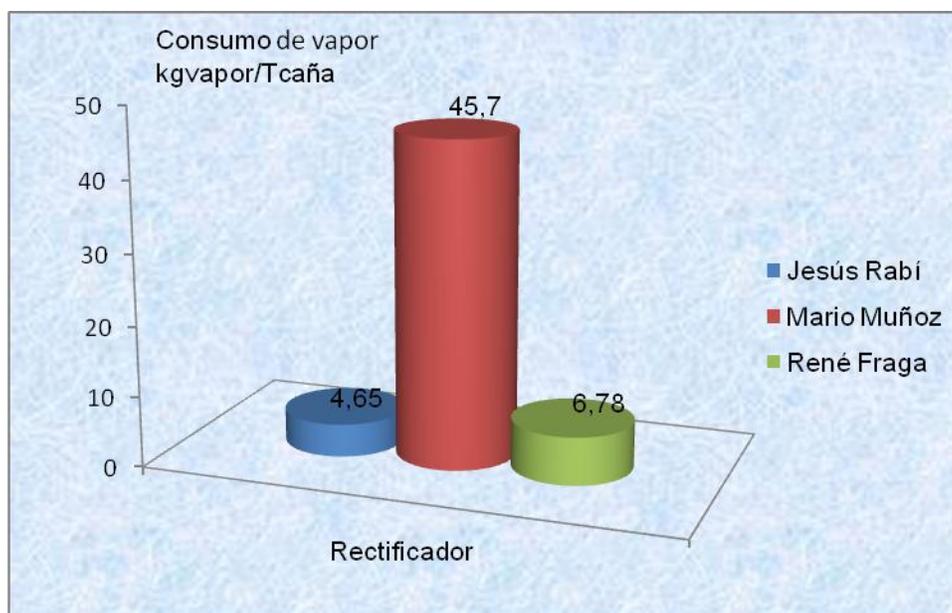


Figura 3.2. Consumos de vapor de los calentadores rectificadores.

Fuente: Elaboración propia

Aquí se puede observar que el consumo mayor lo realiza el rectificador del Mario Muñoz con 45.7 kgvapor/Tcaña, mientras que el rectificador del Jesús Rabí con 4.65 kgvapor/Tcaña es el de menor consumo.

A continuación se muestran en la tabla 3.5 los resultados de los consumos de vapor en los preevaporadores.

Tabla 3.5. Consumo de vapor en los preevaporadores.

Centrales	JR			MM			RF		
	VM	CV%	DE	VM	CV%	DE	VM	CV%	DE
Consumo kgvapor/Tcaña	164,86	11,32	18,66	128,52	11,84	15,23	135,96	21,26	28,91

Donde; JR: Jesús Rabí; MM: Mario Muñoz; RF: René Fraga; VM: Valor Medio; CV: Coeficiente de Variación; DE: Desviación Estándar.

Fuente: Elaboración propia.

El consumo de vapor para los preevaporadores en los tres centrales se considera dentro de los límites normales, pues Espinosa (1998) plantea que los consumos normales son de 190-90 kgvapor/Tcaña para los centrales Jesús Rabí y René Fraga y de 136-110 para el Mario Muñoz.

Para el análisis de consumo de vapor, en el múltiple efecto, es necesario tener en cuenta que en los centrales Mario Muñoz y Jesús Rabí hay extracciones de vapor

secundario, en el segundo y primer vaso respectivamente, por lo que aumenta el consumo de vapor de escape que luego se repone con el ahorro en los calentadores. En la tabla 3.6 se muestran los consumos de vapor de cada uno de los vasos del múltiple efecto.

Tabla 3.6. Consumo de vapor en el múltiple efecto.

Centrales	JR			MM			RF		
	VM	CV%	DE	VM	CV%	DE	VM	CV%	DE
Evaporadores									
Consumo kgvapor/Tcaña	335,67	8,89	29,83	228,98	12,71	29,1	227,42	50,66	115,21

Donde; JR: Jesús Rabí; MM: Mario Muñoz; RF: René Fraga; VM: Valor Medio; CV: Coeficiente de Variación; DE: Desviación Estándar.

Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo a los resultados del consumo de vapor en los evaporadores, se observa que en el caso del central René Fraga este presenta una amplia variabilidad.

Una comparación de estos valores con los establecidos, por Espinosa (1998) como norma, permite observar que en el caso del Jesús Rabí sobrepasa el rango de 260-120 kgvapor/Tcaña con 335.67 kgvapor/Tcaña, esto se debe a las extracciones realizadas en el primer vaso.

La tabla 3.7 muestra el comportamiento medio de los consumos de vapor en la estación de cristalización para cada central objeto de estudio.

Tabla 3.7. Consumos y evaluación estadística de la estación de tachos

Centrales	JR			MM			RF		
	VM	CV%	DE	VM	CV%	DE	VM	CV%	DE
Tachos									
1	45,05	7,12	3,21	20,69	13,06	2,18	89,89	34,72	31,21
2	54,64	6,9	3,77	20,33	12,99	2,12	36,8	31,99	11,77
3	32,7	7,31	2,39	37,09	10,66	3,95	34,43	56,84	19,57
4	65,5	7,31	3,15	38,74	13,05	5,05	32,72	38,86	12,72
5	42,39	9,85	4,18	37,76	13,24	5	74,42	32,45	24,15
6	68,16	6,86	4,68	23,82	10,83	2,58	76,34	30,06	22,95
7				23,26	12,36	2,86			
Consumo kgvapor/Tcaña	308,4			201,69			344,6		

Donde; JR: Jesús Rabí; MM: Mario Muñoz; RF: René Fraga; VM: Valor Medio; CV: Coeficiente de Variación; DE: Desviación Estándar.

Fuente: Elaboración propia.

Se puede observar que la estación de cristalización en el central Jesús Rabí muestra una variabilidad aceptable en los consumos de vapor, mientras que los tachos 1, 4 y 5 del central Mario Muñoz presentan valores elevados, y en el caso del ingenio René Fraga la fluctuación de los consumos es sumamente apreciable. Esta variación es producto a una estrategia irregular de trabajo en éstos, es decir, la arrancada o descarga de dos o más tachos a la vez, entre otros factores, lo que pone en crisis el consumo de vapor de escape.

Se realiza una comparación con los valores establecidos por Espinosa Pedraja, según las clasificaciones de los centrales azucareros, donde se comprobó que los ingenios Jesús Rabí y René Fraga están por encima del rango para centrales de segunda clase, con un consumo de 308,4 kgvapor/Tcaña y 344,6 kgvapor/Tcaña respectivamente. El Mario Muñoz se encuentra dentro de los de tercera clase, ya que estos son los que contienen crudos y refinados, con un rango de consumo para tachos de crudo de 350 kgvapor/Tcaña a 200 kgvapor/Tcaña, por lo que se encuentra en el nivel con un valor de 201,69 kgvapor/Tcaña.

En la figura 3.3 se ilustran los consumos de vapor calculados durante los diez días en la estación de cristalización del central Jesús Rabí, para la elaboración de los diferentes tipos de masa cocida que se elaboran. (Ver anexo 2 y 3 para observar estos comportamientos en el resto de los centrales)

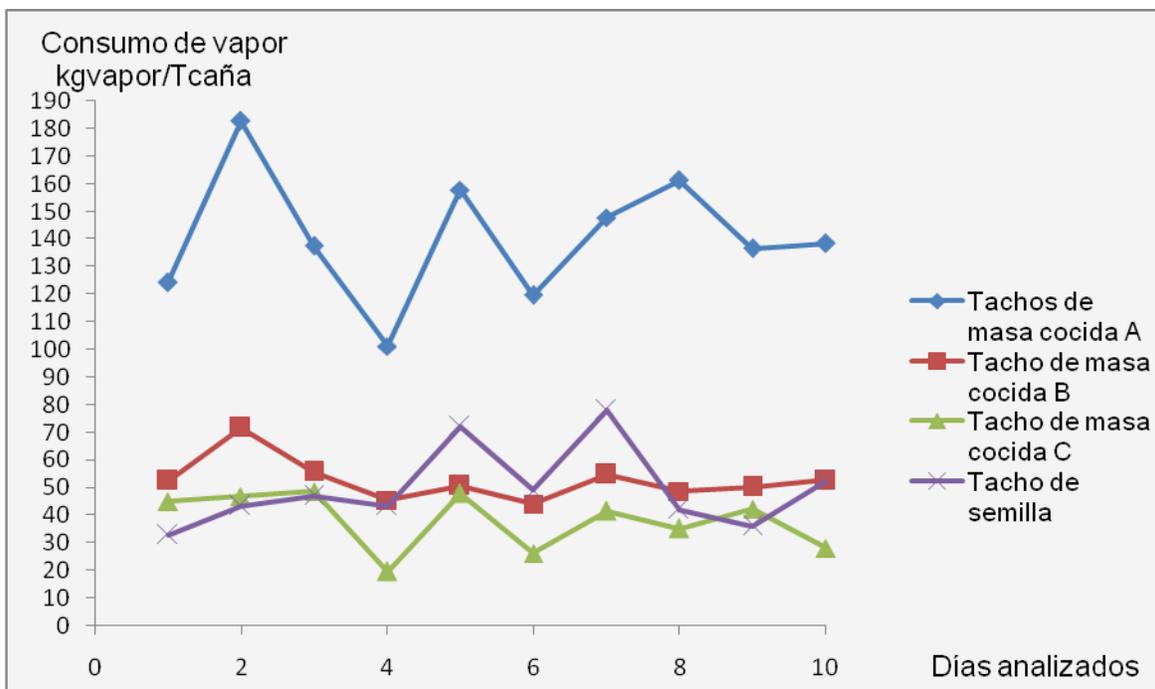


Figura 3.3. Comportamiento del consumo de vapor de los tachos del central Jesús Rabí

Fuente: Elaboración propia.

Esta figura demuestra que en la estación de tachos, los que elaboran masas cocidas A, son los que reportan el mayor consumo de vapor en el central, estos son los que mayor cantidad de masas elaboran, con un valor máximo de consumo de 182.68 kgvapor/Tcaña. Una comparación de los picos de consumo con la producción de vapor en los preevaporadores se muestra en la tabla 3.8.

Tabla 3.8. Relación entre consumo de vapor en tachos y producción de vapor en el preevaporador del central Jesús Rabí.

Días	PV preevaporador	CV tachos	Diferencia
1	152,14	254,83	-102,69
2	152,50	344,54	-192,04
3	143,74	289	-145,26
4	130,71	209,66	-78,95
5	135,96	328,67	-192,71
6	157,14	239,25	-82,11
7	182,23	322,08	-139,85
8	184,72	286,94	-102,22
9	154,33	264,95	-110,62
10	145,35	271,77	-126,42

Donde; PV: preevaporador: producción de vapor en el preevaporador (kg agua/Tcaña); CV tachos: consumo de vapor en los tachos (kgvapor/Tcaña)

Fuente: Elaboración propia.

Esta tabla demuestra que el vapor producido por los preevaporadores no supe la demanda de vapor de la estación de tachos, por lo que la diferencia debe ser suplantada por vapor de escape.

Si se realiza una comparación de los picos más elevados de consumo con las concentraciones de la meladura, se podrá distinguir que estos pertenecen a los valores más bajos de esta última. En la tabla 3.9 se muestran los resultados del cálculo de consumo de vapor en el tacho #6 del central Jesús Rabí, para un día de medición.

Tabla 3.9. Cálculo del consumo de vapor en el tacho #6 del central Jesús Rabí

Bxini	Bxmat	BxMC	Tpo	Pini	Pfinal	Palim	Wini	Walim	Dtac
91,15	59	91,96	2,35	24,23	61,58	57,89	0,21	20,75	115,87
91,64	62,93	92,76	3	21,39	67,09	66,99	0,26	21,54	93,44
90,4	64	93,06	3	24,23	65,25	58,64	0,69	18,31	82,29
91,46	61,25	92,86	3	24,23	65,7	62,32	0,37	21,21	94,4

Donde: Bxini: concentración del material inicial (°Bx), Bxmat: concentración del material alimentado (°Bx), BxMC: concentración de la masa cocida (°Bx), Tpo: tiempo (h), Pini: peso del material inicial (T/h), Pfinal: peso del material final (T/h), Palim: peso del material alimentado (T/h), Wini: agua evaporada del material final (T/h), Walim: agua evaporada del material alimentado (T/h), Dtac: consumo del tacho (kgvapor/Tcaña).

Fuente: Elaboración propia.

Esta tabla demuestra que valores bajos de concentración de meladura contribuyen con los consumos elevados de vapor, tal es el caso que para una concentración de material alimentado (meladura) de 59°Bx se consumen 115.87 kgvapor/Tcaña, mientras que para una concentración de material alimentado (meladura) de 64°Bx se consumen 82.29 kgvapor/Tcaña. Esta tabla pertenece a los cálculos realizados para los consumos de vapor en el segundo día de medición en el tacho #6 del central Jesús Rabí.

3.3. Balance entre necesidades tecnológicas y equipos primarios en cuanto uso de vapor.

La cantidad de vapor necesaria para cubrir las necesidades tecnológicas de la fábrica de azúcar, proviene del vapor de escape entregado por los turbogeneradores, completándose con el vapor suministrado por la válvula reductora. La figura 3.4 muestra un esquema general de suministro y consumo de vapor en un central azucarero.

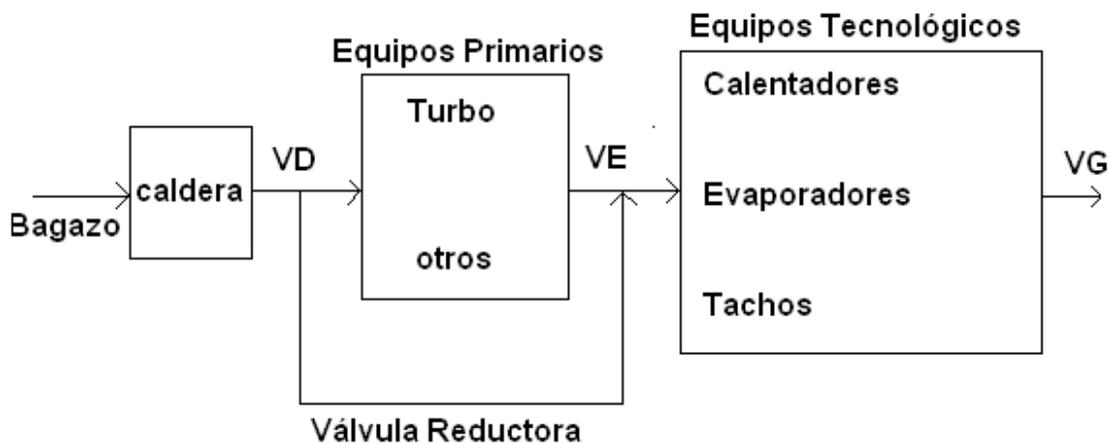


Figura 3.4. Suministro de vapor.

Fuente: Elaboración propia.

Donde;

VD: Flujo de vapor directo.

VE: Flujo de vapor de escape.

VG: Flujo de vapor vegetal.

En la tabla 3.10 se muestran los consumos totales de las necesidades tecnológicas en cada uno de los centrales objeto de estudio.

Tabla 3.10. Consumos totales de vapor de escape por las necesidades tecnológicas

Vapor de escape consumido en las necesidades tecnológicas, (kgvapor/Tcaña)	Centrales		
	Jesús Rabí	Mario Muñoz	René Fraga
Calentadores rectificadores	4,65	45,7	6,78
Preevaporadores	164,86	128,52	135,96
Evaporadores	335,67	228,98	227,42
Tachos	127,29	55,75	344,6
Otros consumidores de vapor de escape	54	140	
Totales	686,47	996,82	714,76

Fuente: Elaboración propia

Estos Otros consumidores de vapor de escape corresponden a la refinería del central Mario Muñoz y la destilería Jesús Rabí. Estos consumos fueron estimados a partir de la información histórica que se disponía en ambas instituciones.

En la tabla 3.11 se muestran los totales de los consumos de vapor directo para los centrales objetos de estudio.

Tabla 3.11. Consumos de vapor directo de los equipos primarios.

Vapor directo consumido por los equipos primarios, (kgvapor/Tcaña)	Centrales		
	Jesús Rabí	Mario Muñoz	René Fraga
Turbogeneradores	854,18	784,63	555,53
Inyección directa a escape necesario para cumplimentar las necesidades tecnológicas	—	212,19	159,81
Otros consumidores	68,65	99,68	71,48
Totales	922,83	1096,5	786,24

Fuente: Elaboración propia.

Como se puede observar en la tabla 3.11 aparentemente el central Jesús Rabí no necesita pasar vapor directo por reductora para satisfacer las necesidades tecnológicas, todo lo contrario tiene un excedente de vapor de escape de 236.36 kgvapor/Tcaña. Si bien es cierto, este resultado da una idea de un adecuado balance y de un esquema de distribución y uso del vapor eficiente, no se debe perder de vista la variabilidad que presenta esta industria en su régimen de molido y que debido a ello en momentos determinados puedan surgir picos en el consumo de vapor que hagan necesario el uso de la válvula reductora.

A pesar de estas observaciones que deben ser estudiadas con más profundidad, de acuerdo a los resultados obtenidos, es el central Jesús Rabí el único que está en condiciones de convertirse en cogenerador de vapor para otros procesos.

Una comparación de los valores obtenidos de inyección directa a escape en los centrales René Fraga y Mario Muñoz, con los establecidos, por Espinosa (1998), como norma, muestra que René Fraga se encuentra dentro del rango de 230-60 kgvapor/Tcaña con 159.81 kgvapor/Tcaña, y para el caso del Mario Muñoz está por encima del rango de 155-50 kgvapor/Tcaña con 212.19 kgvapor/Tcaña, se debe en parte al alto consumo de vapor en los tachos, producto de mantener una estrategia irregular de trabajo en éstos, entre otros factores.

Conclusiones

La evaluación energética de los centrales azucareros en funcionamiento de la provincia de Matanzas se permitió conocer si sus esquemas tecnológicos se encuentran balanceados o no en cuanto al uso del vapor lo cual corrobora la hipótesis planteada.

1. El esquema de distribución y uso del vapor del central Jesús Rabí garantiza que las necesidades del vapor del proceso tecnológico sean suplidas por la entrega que realizan los equipos primarios y que exista un sobrante de vapor de escape de 236.36 kgvapor/Tcaña que se expulsa a la atmósfera. Este resultado sitúa al central Jesús Rabí en condiciones idóneas para ser cogenerador de vapor.
2. Los centrales Mario Muñoz y René Fraga presentan una situación menos favorable en cuanto al consumo de vapor se refiere, pues necesitan pasar por reductora 212.19 kgvapor/Tcaña y 159.81 kgvapor/Tcaña respectivamente.
3. Se demostró que la estación de tachos es el área que mayor cantidad de vapor consume para el central René Fraga, sin embargo en el Jesús Rabí y en el Mario Muñoz lo constituyen la estación de evaporación.

Recomendaciones

- ✓ Realizar un estudio más profundo desde el punto de vista energético en el central Jesús Rabí que incluya el área de destilación de forma tal que se pueda validar sus posibilidades como cogenerador.
- ✓ Valorara posibilidad de una reestructuración del esquema del uso y energía en el central René Fraga.

Bibliografía

1. Arzola, Pina Nelson. 2004. Clasificación de la actitud de los suelos para la producción de biomasa y energía mediante la caña de azúcar. EPICA, Villa Clara. Revista Centro Azúcar. Editorial Feijóo. enero-marzo.
2. Banerjee, R; Pandey, A. 2002. *Bio-industrial applications of sugarcane bagasse: A technological perspective*. Revista *International Sugar Journal*.
3. BAZDREAM. 2004. Biomasa como fuente de alimento, energía, derivados y su relación con la preservación del medioambiente. Revista ATAC. Editorial ATAC. julio-diciembre.
4. Bell, Jeff. 2005. *Sweetening the power sector: Current experience and future potential for bagasse CHP around the world*. Revista *International Sugar Journal*. Julio.
5. Benítez, Fundora Artemio Jesús, M. Sc. Marzo 2000. método termoeconómico aplicado a soluciones energéticas para la industria azucarera. Universidad de Matanzas Camilo Cienfuegos. Tesis presentada en opción al grado científico de doctor en ciencias técnicas.
6. BNDES, CGEE, FAO, CEPAL. 2008. Bioetanol de caña de azúcar, una energía para el desarrollo sostenible.
7. Briceño, C.O; Cock, J.H; Torres, J.S. 2001. *Electric power from green harvesting residues of sugar cane in Columbia*. Revista *International Sugar Journal*. Marzo.
8. Betancourt, J. & Pérez, R. 2003. Principales aspectos medioambientales y económicos de la cogeneración en la industria azucarera. Revista Centro Azúcar.
9. Castro, M. & Espinosa, R. 2002. Gestión energética en un central azucarero no electrificado. Revista Centro Azúcar.
10. Castro, M., Gutiérrez, O., Gómez, L. & Espinosa, R. 2001. Influencia de la recirculación de los jugos filtrados sobre la capacidad de clarificación, los volúmenes de producción y el comportamiento energético de un ingenio azucarero. Revista Centro Azúcar.

11. Cuzens, J. C.; Miller, J. R. 1996. *Acid hydrolysis of bagasse for ethanol production. Renewable Energy.*
12. de Armas, Teyra Marcos A; Borroto, Nordelo Anibal; Jiménez, Hernández Adrián; Martínez, Viches Ernesto. 2000. Papel sincronizado de pequeños centrales azucareros. *Revista International Sugar Journal.* Diciembre.
13. Deepchand, Kassiap Dr. 2001. *Sharing of revenue from cogenerated bagasse energy in Mauritius.* *Revista International Sugar Journal.* Diciembre.
14. Espinosa, Pedraja R. 1998. Estudio para el incremento de la eficiencia energética en nueve Complejos Agroindustriales de Villa Clara. *Revista Centro Azúcar.*
15. Espinosa, R., Castellanos, J. & Esquerra, Y. 2004a. Análisis de algunos índices del trabajo energético en centrales azucareros. *Revista Centro Azúcar.*
16. Espinosa, R., Castellanos, J. & Esquerra, Y. 2004b. Análisis de algunos índices de trabajo energético en centrales azucareros. *Revista Centro Azúcar.* abril-junio.
17. Espinosa, R., Esquerra, Y. & Castellanos, J. 2004c. Análisis de algunos índices del trabajo energético en centrales azucareros. *Revista Centro Azúcar.* abril - junio.
18. Figueroa, Ibarra Luis R; Arriola, Medellín Alejandro M. 2004. *Energy saving and cogeneration potential in Mexican sugar mills.* *Revista International Sugar Journal.* Abril.
19. García, Rodríguez Yuniel. Julio 2008. Optimización del sistema energético del central azucarero René Fraga para maximizar el sobrante de bagazo. Universidad de Matanzas Camilo Cienfuegos. Tesis de diploma presentada en opción del título de Ingeniero químico.
20. González, F., Castellanos, J. A. & Puertas, J. F. 2000. Remodelación para la cogeneración de un ingenio azucarero de la provincia de Cienfuegos. *Revista Centro Azúcar.*

21. Gutiérrez, O, Perera, O & Espinosa, R. 2001. Auditoría energética en un ingenio de azúcar crudo para incrementar su eficiencia energética y cogeneración. *Revista Centro Azúcar*.
22. Honig, P. 1988. Principios de la Tecnología Azucarera. Tomo 2. Editorial Ciencia y Técnica. La Habana.
23. Hugot, E. 1986. *Handbook of cane sugar engineering*. Elsevier. Amsterdam.
24. Irvine, T; Liley, P & E. Peter. 1984. *Steam and gas tables with computer equations*. Academic Press, Orlando.
25. Jenkis, G.H. 1971. Introducción a la tecnología del azúcar de caña. Editorial Ciencia y Técnica. La Habana.
26. Lamoth, Medero Yurima. 2006. Análisis energético de la zafra 2005-2006 de la empresa azucarera Jesús Rabí. Trabajo diploma. Universidad de Matanzas Camilo Cienfuegos
27. Lau, A.F; Kong, Wing Chang K.T.K.F; Gunnes, D. 2005. *An integral approach to evaluate the performance of bagasse co-generation plant*. *Revista International Sugar Journal*. Julio.
28. Marichal, Lorenzo Dairilys; Hernández, Viart Marelys; Zulueta, Fierro Marileydis. 2006. Estudio energético de la zafra azucarera 2005-2006 en la empresa Méjico. Trabajo diploma. Universidad Camilo Cienfuegos.
29. Marín, J. & Ezquerro, Y. 2003. Aplicación del método exergético y la Tecnología Pinch para determinar irreversibilidades en las calderas bagaceras. *Revista Centro Azúcar*.
30. Martín, Medina Carlos O. 2002. Estudio de la inhibición de la fermentación de hidrolizados de bagazo de caña de azúcar para la producción de etanol. Tesis presentada en opción al grado científico de Doctor en Ciencias Técnicas. Universidad de Matanzas Camilo Cienfuegos.
31. *Microsoft Corporation*. 2007. *Microsoft Office Excel*
32. MINAZ. 1972. Índice de capacidades para ingenieros de crudos de Cuba. Editorial Ciencia y Técnica. La Habana.

33. Morris, M; Waldheim, L; Linero, F.A.B; Lamonica, H.M. 2002. *Increased power generation from sugar cane biomass- The results of a technical and economic evaluation of the benefits of using advanced gasification technology in typical Brazilian sugar mil.* Revista *International Sugar Journal*. Junio.
34. Natu, S. C. 2005. *Bagasse based cogeneration, India marching ahead.* Revista *International Sugar Journal*. Julio.
35. Pérez, Bermúdez Raúl A. 2005. Análisis energético del proceso de gasificación de biomasa en lecho fluidizado. Revista *Centro Azúcar*. Editorial Feijóo. octubre-diciembre.
36. Prias, Omar Freddy; González, Corté Meilyn, León, Aliz Tamara, González, Suárez Erenio, Kafarov, Viatcheslav. 2006. Definición de macroproyectos de investigación en la cadena productiva de bioetanol e hidrógeno, mediante la vigilancia económica. Revista *Centro Azúcar*. Editorial Feijóo. enero-marzo
37. Puerta, Fernández Juan F.; Castellano, Álvarez Juan A; Arbelo, de la Barca Allán, González, Pérez Félix. 2005. Selección de alternativas y variables de integración energética entre un ingenio azucarero y una fábrica de papel. Revista *Centro Azúcar*. Editorial Feijóo. enero-marzo
38. Puerta, Fernández Juan F., Castellanos, Álvarez Juan A., González, Pérez Félix. 2001. Análisis de alternativas de integración de un ingenio de producción de azúcar crudo con una fábrica de papel. Revista *Centro Azúcar*. Editorial Feijóo. febrero-abril.
39. Puertas, J. F., Castellanos, J. A., Arbelo, A. & González, F. 2003. Selección de alternativas y variables de integración energética entre un ingenio y una fábrica de papel. Revista *Centro Azúcar*.
40. Rojas, Valdés Manuel. 2009. Estudio integral participativo para la industria. Empresa azucarera Jesús Rabí. INGEMAT.
41. Romero, Romero Osvaldo; Douglas, Peter; Lutargo, Ríos Juan; Quintero, Concepción Esteban Jesús. 2005. Optimización de la operación anual de

- una planta de cogeneración con bagazo. *Revista Centro Azúcar*. Editorial Feijóo. julio-septiembre.
42. Romero, Romero Osvaldo; Barrera, Cardoso Ernesto; Hernández, León Rolando A., Pérez de Alejo, Victoria Héctor. 2005 a. Posibilidades de ahorro energético con la en de electricidad al Sistema Electroenergético Nacional por fábricas de azúcar. *Revista Centro Azúcar*. Editorial Feijóo. octubre-diciembre.
43. Romero, Romero O., Pérez de Alejo, H. & Hernández, R. A. 2002. Estudio energético para el desarrollo de una planta de cogeneración en la industria azucarera. *Revista Centro Azúcar*.
44. Rubio, González Ángel; Roque, Díaz Pablo; Pérez, Egusquiza Félix. 2006. Estado del arte en la cogeneración de electricidad en la industria de la caña azúcar. Primeros pasos hacia una industria sucroenergética. *Revista Centro Azúcar*. Editorial Feijóo. abril-junio
45. Sánchez, Jiménez Juan J.; Martínez, del Sol Alexis; Beltrán, León José S.; Zerquera, Izquierdo Mariano D. Costo de la energía eléctrica obtenida por cogeneración en centrales azucareros. Parte II. Aplicaciones. *Revista Centro Azúcar*. Editorial Feijóo. octubre-diciembre.
46. Spencer, R; Meade, G.P. & J. Chen. 1982. *Cane Sugar Handbook*. Wiley Interscience. N. Y.
47. *Statiscal Graphics Corporation*. 2000. Versión 5.0.
48. Subramanian, A.K. 2005. *High pressure multi-fuel co-generation Travelling Grate boilers for the sugar industry*. *Revista International Sugar Journal*. Julio.
49. TK Solver. 1994. Version 1.0. *Universal Technical Systems, Inc. Rockford, Illinois. USA*.
50. Turn, S.Q; Bain, R.L; Kinoshita, C.M. 2002. *Increased power generation from sugar cane biomass- The results of technical and economic evaluation of benefits of using advanced gasification technology in a typical Brazilian sugar mill*. *Revista International Sugar Journal*. Junio.

51. Valdés, A. 1999. Cogeneración de energía eléctrica en la industria azucarera cubana: antecedentes y situación actual. Conferencia mundial de biomasa para la energía, el desarrollo y el medio ambiente. La Habana, Cuba.
52. Villegas, P. J. 2000. Aprovechamiento de los residuos fibrosos de la industria azucarera mediante procesos de conversión térmica. Universidad Central de las Villas. Tesis de doctorado.
53. Valdés, A., Almazán, O. & Fiandor, H. 2000. Contribución de la biomasa cañera al incremento del valor agregado de la producción. *Revista International Sugar Journal*.

Anexos

Anexo #1: Diagrama de flujos general de un central azucarero.

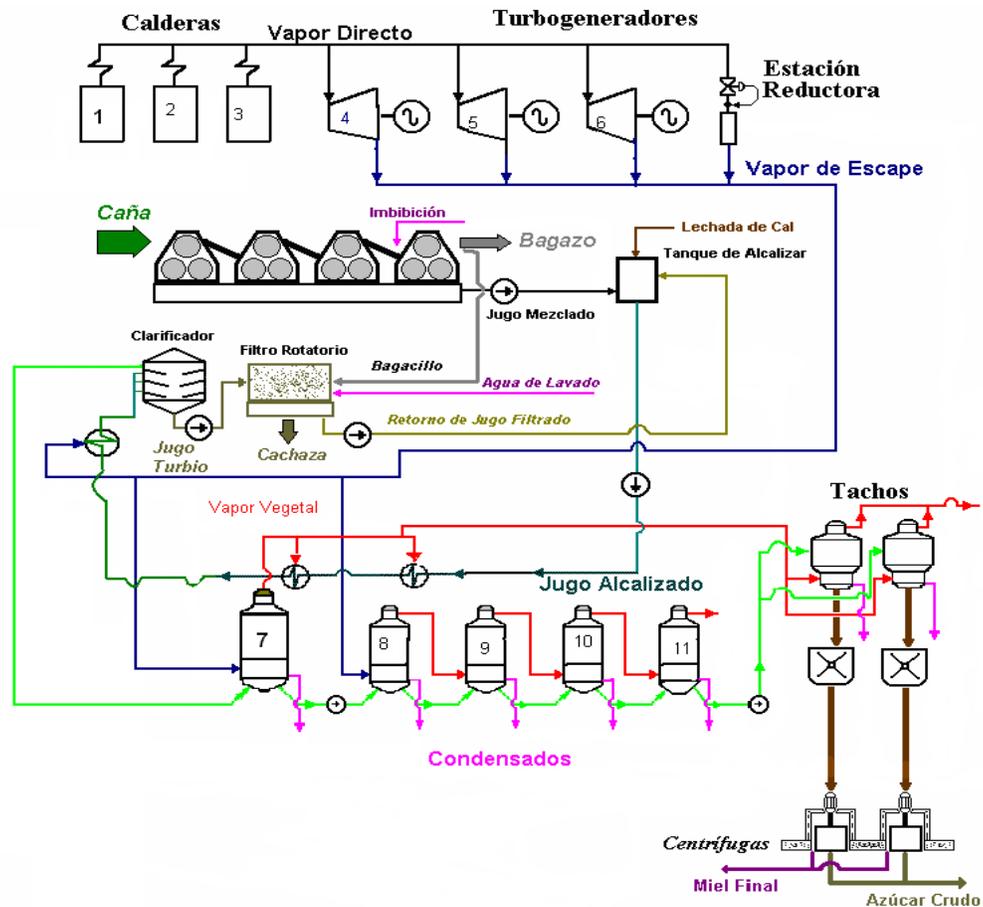


Figura 1. Diagrama de flujos general de un central azucarero.

Leyenda

#1, 2, 3. Generadores de vapor

#4, 5, 6. Turbogeneradores

#7. Preevaporadores

#8, 9, 10, 11. Cuádruple efecto

Anexo #2: Comportamiento del consumo de vapor de los tachos del central Mario Muñoz

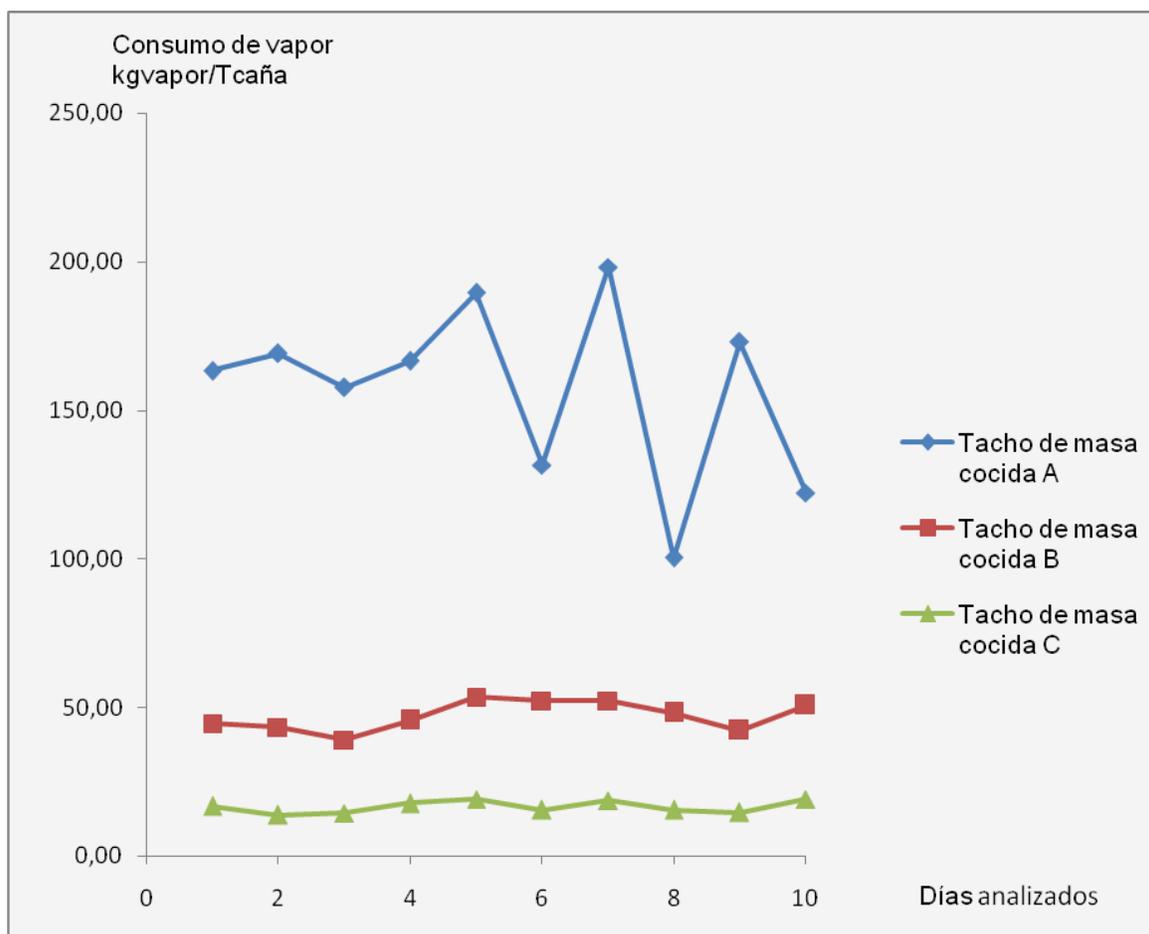


Figura 2: Comportamiento del consumo de vapor de los tachos del central Mario Muñoz

Anexo #3: Comportamiento del consumo de vapor de los tachos del central René Fraga.

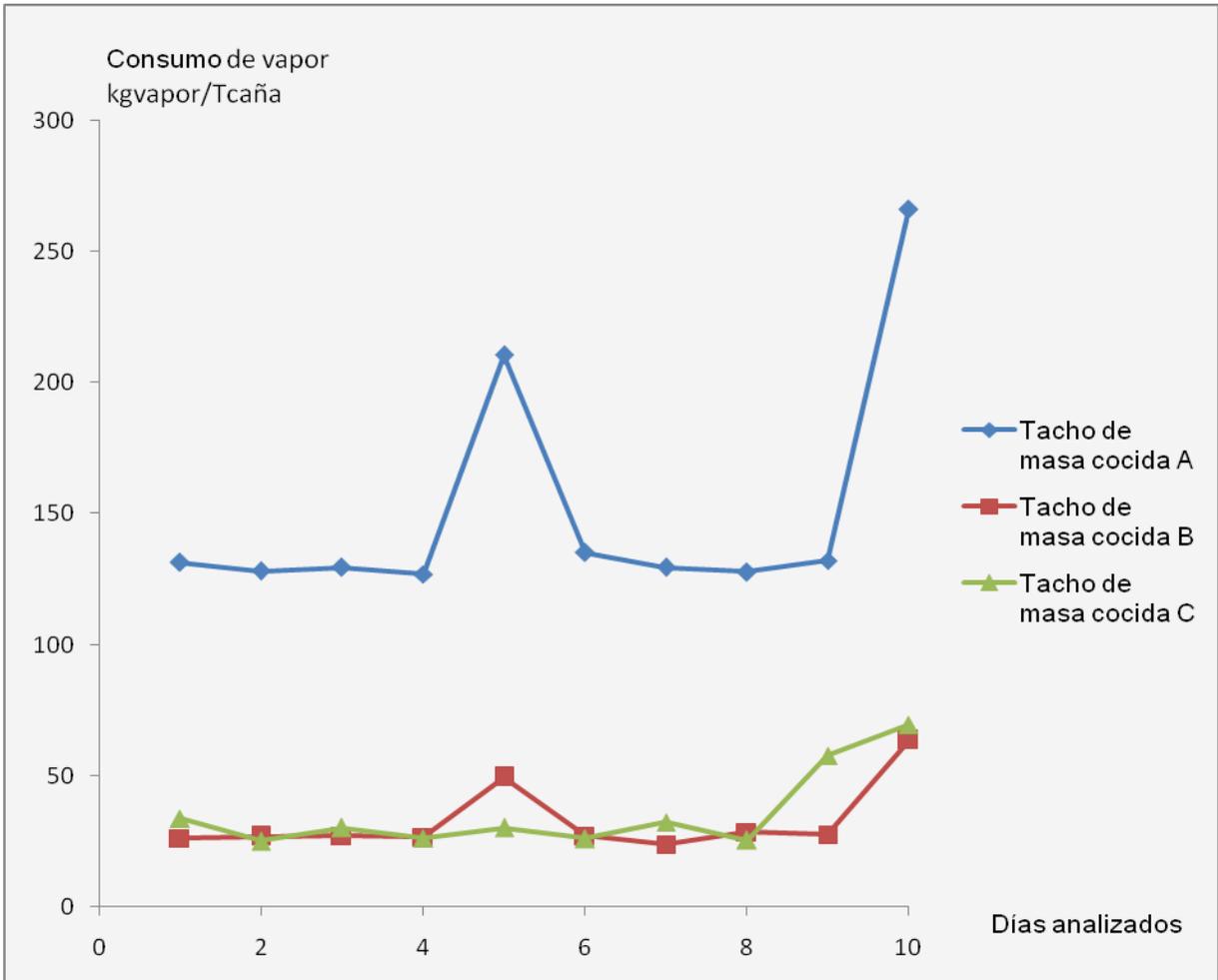


Figura 3: Comportamiento del consumo de vapor de los tachos del central René Fraga.