

**FACULTAD DE CIENCIAS AGROPECUARIAS
FILIAL UNIVERSITARIA MUNICIPAL
“URBANO NORIS CRUZ”**

**TRABAJO DE DIPLOMA PARA OPTAR POR EL
TÍTULO DE INGENIERO EN PROCESOS AGROINDUSTRIALES**

**Título: Balance Energético en la
UEB Central Azucarero “Urbano Noris”.**

Autor: María Mercedes Silva López.

Tutor: MSc. Adalis Aleida Hernández Rosas



Urbano Noris, Holguín

2013



“El talento no es más que la obligación de aplicarlo, el talento es respetable cuando es productivo”.

JOSE MARTI

DEDICATORIA

A nuestros padres, hermanos y demás familiares que de una forma u otra coadyuvaron a que desarrolláramos nuestros estudios, así como que culmináramos con éxito los mismos.

A nuestra Revolución Socialista por habernos brindarnos la posibilidad de formarnos como profesionales.

AGRADECIMIENTOS

La autora agradece los conocimientos brindados por los profesores y maestros que en todos los niveles de enseñanza contribuyen a nuestra formación profesional.

A todos

Gracias

RESUMEN

Entre todas las grandes industrias, la del azúcar de caña tiene el privilegio de que la materia prima le proporcione, en forma de bagazo, combustible suficiente para generar la energía que necesita.

En el presente trabajo se realizó en la UEB central azucarero Urbano Noris, perteneciente a la Empresa Azucarera Holguín, se realizó una caracterización del mismo, determinándose todos los elementos que conforman el esquema energético tecnológico, con el objetivo de realizar un balance energético, que permita validar o no las modificaciones introducidas en estos últimos años al esquema de evaporación y fabricación de azúcar

Se utilizó la metodología aprobada por el Ministerio del Azúcar para este tipo de trabajos basados en los balances de energía y masa

Los cálculos arrojaron como resultados la factibilidad de las soluciones realizadas apreciándose sobrante de bagazo de 25 318.65 kg/h, la generación total de electricidad en la instalación para la molida de 5570 TM/Día es de 8.5 MWh y entrega de energía a la red nacional superó el 100% realizando ventas de electricidad al superiores a 300.00 Mil pesos

ABSTRACT

Among all the big industries, that of the cane sugar has the privilege that the matter prevails him it provides, in trash form, enough fuel to generate the energy that its needs.

Presently work was carried out in the UEB Urbano Noris sugar central, belonging to the Sugar Company Holguín, one carries out a characterization of the same one, being determined all the elements that conform the technological energy outline, with the objective of carrying out an energy balance that allows to validate or not the modifications introduced in these last years to the evaporation outline and production of sugar

The methodology was used approved by the Ministry of the Sugar for this type of works based on the energy balances and mass

he calculations hurtled as results the feasibility of the carried out solutions being appreciated surplus of trash of 25 318.65 kg/h, the total generation of electricity in the installation for the one milled of 5570 TM / Day is from 8.5 MWh and energy delivery to the national net it overcame 100% carrying out electricity sales to the superiors to 300.00 thousand pesos

ÍNDICE

<u>CONTENIDO</u>	<u>PÁG.</u>
INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO 1: FUNDAMENTO TEÓRICO METODOLÓGICO	4
1.1 Principios básicos del balance de energía en la fábrica	4
1.2 Equipos y componentes del bloque energético	7
1.3 Metodologías para la determinación del consumo de vapor del proceso de producción de azúcar	9
1.4 Selección de la metodología a utilizar	11
CAPÍTULO 2: DESARROLLO DE LA INVESTIGACIÓN	13
2.1 Caracterización de la entidad objeto de estudio	13
2.2 Descripción de las operaciones en la producción	14
2.2.1 Descripción del esquema de distribución del vapor	18
2.3 Metodología de cálculo seleccionada para el balance energético	19
2.4 Valoración Económica y Social	55
CONCLUSIONES	56
RECOMENDACIONES	57
BIBLIOGRAFÍA	58
ANEXOS	

INTRODUCCIÓN

Cuba, desde hace siglos, basa su economía en la industria azucarera, y actualmente está enfrascada en reconvertirla y modernizarla. Esto ha generado una fuerte demanda de transferencia de tecnologías y desarrollo científico y técnico, por ello la Revolución realiza amplias y diversas tareas para alcanzar altos niveles de eficiencia en esta importante industria. La industria azucarera cubana está constituida por instalaciones que no están en buen estado tecnológico, por lo que se ha introducido una heterogeneidad de soluciones técnicas y de nuevos equipos que se unen con los ya existentes.

Al presentar los Lineamientos de la Política Económica y Social del Partido y la Revolución se realizó una valoración sobre el estado de de la economía y los problemas a resolver teniendo en cuenta los principales acontecimientos y circunstancias de orden externo e interno.

Nuestro país, con una economía dependiente de sus relaciones económicas externas no ha estado exento de los impactos de la crisis mundial, que se ha manifestado en la inestabilidad de los precios de los productos que intercambia, en las demandas para sus mercancías y servicios de exportación, así como en mayores restricciones en las posibilidades de obtención de financiamiento externo. Cuba ha experimentado además el recrudecimiento del bloqueo económico, comercial y financiero y que significado cuantiosas pérdidas.

De los Lineamientos aprobados y ajustado a las condiciones actuales del presente trabajo citamos el número 211 de la política agroindustrial: "Aumentar de forma gradual la producción de azúcar y derivados de la caña, asegurando una correcta organización y planificación de la zafra y la reparación industrial, cumpliendo con la disciplina tecnológica para lograr los ingresos en divisas que permitan financiar los gastos totales de operación, más el valor de las inversiones y las reparaciones que se ejecuten, y realizar un aporte neto para el país". Además citando el lineamiento 246 de la política industrial y energética plantea que: en particular se elevará la generación de electricidad por la agroindustria azucarera a partir del aprovechamiento del bagazo.

Debido a una serie de modificaciones que ha atravesado el Central Urbano Noris en su esquema energético tecnológico producto en un primer momento a la falta de caña y la

situación económica del país, de tres tanden de molida movidos a vapor se modernizó en uno sólo eléctrico; de siete calderas alemanas de flujo de 45 t/h, ahora se cuenta solamente con dos calderas de 80t/h. En un segundo momento por la ineficiencia energética en las últimas zafras y la falta de financiamiento para grandes inversiones se realizan otras modificaciones en el área de evaporación: el sistema clásico de pre, dúplex, cuádruple ahora se cuenta con un gran cuádruple y además la utilización en los tachos el sistema de dos masas cocidas para la cristalización del azúcar

Se identificó como **Problema de la investigación:** Desconocimiento de las implicaciones energéticas a partir de las modificaciones del esquema energético-tecnológico en la UEB Central Azucarero “Urbano Noris Cruz”.

Objetivo de la investigación: Determinar las implicaciones energéticas de las modificaciones realizadas al esquema energético-tecnológico en la UEB Central Azucarero “Urbano Noris Cruz”.

Como **objeto de la investigación** se define: Generación y uso del vapor en el Central Urbano Noris. El Balance energético.

Como campo de acción: Cálculo verificativo del esquema energético-tecnológico.

Como **Hipótesis** se definió: Si se realiza un balance energético al proceso de fabricación de azúcar crudo de caña, se podrán conocer las implicaciones energéticas de las modificaciones del esquema energético-tecnológico en la UEB Central Azucarero “Urbano Noris Cruz”.

Para dar cumplimiento al objetivo planteado se definieron las siguientes **tareas de investigación:**

1. Marco teórico referencial.
2. Realización del balance energético en la UEB Central Azucarero “Urbano Noris Cruz”.
3. Interpretación de los resultados obtenidos.
4. Valoración técnico-económica y medioambiental.
5. Informe final de la investigación

Para la solución de las tareas fue necesaria la aplicación de métodos que se fundamentan a continuación:

Métodos teóricos:

Histórico-Lógico: Todo fenómeno se mueve en el tiempo y por tanto tiene su historia, independientemente de que tomamos lo fundamental de esta historia, este método es muy productivo y se aplicó en el estudio de los antecedentes del tema de objeto de la investigación.

Análisis-Síntesis: Este método se utilizó en la explicación de conceptos, interpretación de resultados, en la elaboración de conclusiones lógicas referidas con el tema, así como en la confección del Informe Final de la investigación. La utilización del mismo nos permitió resumir y valorar una gran cantidad de información obtenida a través de los métodos empíricos sobre las fuentes consultadas.

Métodos Empíricos:

Observación: En la observación del comportamiento del fenómeno siempre como un observador participante activo.

Procesamiento y análisis de la información: Para garantizar el análisis de la información generada por la investigación que conllevará a confirmar o no la hipótesis formulada

CAPÍTULO I: FUNDAMENTACIÓN TEÓRICA METODOLÓGICA

El presente capítulo se desarrolla con el objetivo de puntualizar los diferentes fundamentos teóricos que se necesitarán en el transcurso de la investigación, o sea, realizar un análisis de los principales planteamientos conceptuales existentes en la bibliografía especializada sobre el tema.

1.1 Principios básicos del balance de energía en la fábrica

El desarrollo de la industria azucarera ha estado íntimamente vinculado al de los esquemas energéticos de producción y consumo, y ha estado condicionado a un grupo de factores tales como:

- Evolución de la tecnología en sí misma.
- Rentabilidad de la producción principal (Azúcar).
- Precios de los combustibles.
- Precios de la electricidad.
- Desarrollo y posibilidades de las industrias derivadas, principalmente a partir del bagazo.
- Características generales de la agroindustria: estabilidad de molida, variedades disponibles, estructura de corte y tiro,

Este desarrollo ha conducido en la actualidad a la estimulación de sistemas de generación y uso de la energía (vapor) que permitan excedentes energéticos sin perjuicio de la producción de azúcar, los cuales han llegado a constituir una fuente importante de ingresos en beneficio de los costos de producción. Ha permitido, al mismo tiempo, que los ingenios estén preparados para asumir con determinada flexibilidad condiciones desfavorables de operación y sostenerse energéticamente.

La operación eficiente y estable del proceso de producción de azúcar no se concibe sin un respaldo energético sólido, asociado también a una correcta concepción y operación del mismo. Los principios que determinan la armonía de operación entre los bloques son los siguientes:

1.- La eficiencia del bloque de generación tiene que garantizar la capacidad de producción de vapor directo requerida por la fábrica, con el suministro de la cantidad de bagazo correspondiente a la molienda efectiva del tandem, menos cierta fracción de esa cantidad que posibilite un sobrante razonable de dicho combustible para hacer frente a las interrupciones y paradas que, dentro de rangos normales, pueden producirse.

2.- La capacidad de producción de vapor directo del bloque de generación tiene que ser superior a la demanda máxima del proceso de fabricación de azúcar, para asumir las pérdidas por radiación y aquellas pérdidas inevitables características del proceso industrial.

Si esta condición no se cumple, la planta de vapor se vería imposibilitada de mantener establemente la presión normada para el vapor directo.

3.- El flujo de vapor de escape del bloque de fuerza no puede sobrepasar a la demanda del proceso, puesto que en ese caso, la diferencia habría que aliviarla a la atmósfera con pésimas consecuencias en cuanto a la pérdida energética neta y a pérdida de condensados calientes.

Este principio y el anterior ratifican la imperiosa necesidad de mantener un equilibrio racional entre la demanda de vapor del proceso y las características energéticas de los bloques de generación y fuerza.

4.- El equilibrio automático entre la entrega de vapor exhausto del bloque de fuerza y la demanda de ese vapor por el proceso se logra por las dos vías siguientes:

Válvula reductora.

Control de carga en los turbogeneradores, siempre que la capacidad de estos lo permita y exista la posibilidad de entrega de electricidad a la red pública

Cuando el sistema energético ha sido bien calculado, diseñado e implementado el consumo del proceso ha de ser siempre entre un 6 y un 10 % mayor que la entrega de vapor por la planta de fuerza, en condiciones normales de operación.

Mayores diferencias implican un pobre aprovechamiento estable de la cogeneración y las menores sitúan a la fábrica al borde de la condición de sobrante de escape, cuyas malas consecuencias se señalaron anteriormente.

En los casos en que el ajuste se realiza por válvula reductora automática, el flujo de inyección constituye una guía práctica para detectar las anomalías en el consumo del proceso o en la máxima utilización del bloque de fuerza y por ende, en el balance energético integral de la fábrica. Similar información ofrece la carga de los turbogeneradores cuando se utilice el control automático de la carga.

5.- En los casos en que la fábrica manifieste tendencia al sobrante de escape y en las medidas operativas normales no logran obtener el equilibrio, es necesario reducir la carga sobre el bloque de fuerza. El primer paso es la revisión en detalle del número de equipos motrices en operación y si sus condiciones de operación son las establecidas (racionalización). La corrección de las anomalías que se detecten es, por supuesto, la solución idónea. Si se mantuviera circunstancialmente la tendencia al sobrante se debe acudir a la desconexión de determinados circuitos de carga que el ingenio tiene que tener previstos y que no ocasionan paradas de la molienda. En los casos en que la planta eléctrica esté entregando corriente a la red pública debe comenzarse por ahí.

Si la tendencia al escape es sistemática, es preciso buscar el equilibrio disminuyendo el consumo específico de los motores primarios mejorando, por ejemplo, los parámetros del vapor directo en cuanto a presión y/o temperatura si las calderas lo permiten.

Jamás debe buscarse la solución de este problema haciendo más ineficiente el esquema de consumo del proceso tecnológico ya que este proceder viola el principio 2 y desde el punto de vista energético es inaceptable.

6.- Cuando la presión del vapor de escape es sistemáticamente menor en un 20 % al valor establecido y se encuentra satisfecha la demanda de carga del bloque de fuerza, resulta necesario reducir el consumo de vapor del proceso para sostenerlo energéticamente. Las vías más racionales para esta reducción del consumo pueden ser:

Mejoras en el esquema de evaporación - calentamiento del jugo.

Limitación del uso del agua en las diferentes etapas del proceso.

Mejoramiento del aislamiento térmico de la fábrica, en especial de la casa de calderas (tuberías y equipos).

7.- Como principio general que complementa los principios básicos enumerados, es importante señalar los aspectos siguientes por su significativa influencia en la eficiencia energética de la fábrica.

Cada ingenio debe tener un esquema de operación energética bien definido, no importa lo sencillo o complejo del mismo.

Tiene que existir una acción sistemática sobre la eliminación de fugas de vapor directo y de escape hacia la atmósfera.

Debe respetarse el aislamiento adecuado de todas y cada una de las líneas de vapor , agua caliente , productos calientes , etc y de todos los equipos motrices y tecnológicos que lo requieran . Este aislamiento tiene que ser con el espesor normado para cada condición y debe ser objeto de supervisión sistemática y mantenimiento.

Debe jerarquizarse el control analítico y operación de todas las aguas condensadas para garantizar los aspectos siguientes:

- **Suficientes retornos puros, con la mayor temperatura posible** para la alimentación de las calderas y la creación de una reserva para este uso.
- **Utilización del resto de los condensados** (contaminados y sobrantes del puro) en el resto de las necesidades del proceso para eliminar la adición de agua cruda (4).

1.2 Equipos y componentes del bloque energético

El ciclo energético o ciclo de vapor de una fábrica de azúcar o central azucarero comprende los siguientes equipos:

1. Los generadores de vapor
2. Las turbinas y maquinas de pistón (motores primarios), que transforman la energía mecánica del vapor en potencia.
3. Los equipos de proceso (calentadores, evaporadores y tachos) que utilizan como agente de trabajo el vapor de baja presión liberado por las turbinas y máquinas.

Los generadores producen el vapor con una presión que, en los centrales cubanos, puede fluctuar entre 11 y 28 ata absolutos. La expansión del vapor en los motores

primarios genera trabajo mecánico (potencia) y en ellos se reduce su presión a 1,5 - 2,5 ata absolutos.

Este vapor cede calor en los aparatos de proceso y se condensa, retornando como agua al generador de vapor.

Se distinguen, por lo tanto, dos zonas del ciclo total bien definidas: la de alta presión (vapor directo) conformada por los generadores y los motores, y la de baja presión (vapor de escape), correspondiente a los equipos de transferencia de calor.

La instalación requiere que cierta cantidad de vapor directo se alimente a la línea de escape para compensar las fluctuaciones en la demanda de energía originadas por el funcionamiento intermitente de los tachos. Este vapor se alimenta mediante una válvula reductora de presión, en la que el vapor se expansiona a calor constante, es decir, sin que se realice trabajo alguno; la presión disminuye pero el vapor conserva todo su calor, resultando un vapor sobrecalentado seco.

Este vapor sobrecalentado es conveniente porque al unirse con el vapor de escape, mejora su calidad. Por ejemplo, el vapor de escape de las máquinas tiene una calidad de 0,95 y, por efecto del que recibe de la reductora, esta aumenta a 0,97. Lo que significa que la cantidad de vapor disponible en la mezcla húmeda aumenta en 2%. En ciertas fábricas, la presión y temperatura del vapor que recibe la reductora son muy elevados, resultando que al reducirse la presión, el sobrecalentamiento es excesivo. En tales

casos, en la cámara de expansión de la válvula se disponen de duchas de aspersion, para alimentar agua que absorbe calor y se evapora. De este modo, aumenta la masa de vapor disponible para el proceso y, con ello, la cantidad de calor latente transferible.

La máquina de émbolo, que funciona por expansión del vapor, se utiliza mucho en la fábrica de azúcar de caña para accionar la planta moledora y otros equipos, como son: bombas de aire (de vacío), bomba de desplazamiento directo para masas cocidas, etc. Son muy robustas, duraderas y de mantenimiento poco costoso. No obstante, sus rendimientos, tanto termodinámico como mecánico, son bajos comparados con las turbinas. Por este motivo no se utilizan ya en las fábricas modernas. En las nuevas fábricas azucareras construidas en Cuba, el ciclo de potencia se destina fundamentalmente a la generación de electricidad para accionar los molinos, bombas y máquinas similares con motores

eléctricos. Otra solución moderna utilizada en Cuba, es emplear también turbinas para mover los equipos de la planta de extracción.

La turbina es una máquina en la que la entalpía del vapor se convierte, primero en energía cinética y ésta, a su vez, en potencia. El órgano fundamental de una turbina es el rotor, constituido por un eje que soporta una rueda dorada de álabes móviles. Este rotor gira en el interior de una carcasa que tiene interiormente álabes fijos, dispuestos de manera tal que siempre existe un juego de alabes fijos entre dos juegos de alabes móviles. El conjunto de álabes fijos conforman el estator de la turbina. El vapor es recibido en la turbina a través de toberas que lo impulsan en forma de chorro hacia el rotor, haciéndolo girar y generando de esta manera potencia. El estator tiene el objetivo de dirigir el vapor hacia el próximo juego de álabes del rotor. En la moderna tecnología, la turbina sustituye, definitivamente, a la máquina reciprocante.

Nuevas concepciones del ciclo energético.

En sus nuevas concepciones, el ciclo energético de las fábricas de azúcar se orienta hacia altas eficiencias en la generación y altas eficiencias en la utilización de la energía contenida en el vapor. De este modo, se logran importantes excedentes de bagazo. Los excedentes pueden ser destinados a industrias manufactureras de tablas, papel, furfural, etc., o también a la generación de energía eléctrica que se entrega, como producción de la fábrica, a la red de servicio público. Con esta última alternativa, el conjunto formado por el generador de vapor, y una o varias turbinas acopladas a generadores eléctricos (turbogeneradores), constituye en sí un bloque energético que produce electricidad y vapor de baja presión (vapor de escape). El proceso de elaboración de la caña utiliza el vapor de escape y una parte de la electricidad. La otra parte de la electricidad es entregada a la red pública. (8)

1.3 Metodologías para la determinación del consumo de vapor del proceso de producción de azúcar

Frecuentemente se tiene la necesidad de establecer el balance de vapor de la fábrica, la metodología de cálculo se emplea en caso de que se emplee la termo compresión. En caso contrario se omitirá la parte correspondiente.

Luego de obtener una serie de datos para la producción de vapor:

Molida horaria de la fábrica

% de fibra en caña

Humedad del bagazo

Temperatura de los gases a la entrada de chimenea

Presión de la caldera

Temperatura del vapor sobrecalentado

Temperatura del agua a alimentar

Otros datos para el consumo de vapor:

Peso del jugo mezclado

Brix del jugo claro

Brix de la meladura

Peso del jugo claro

Peso del jugo secundario

Temperatura de los jugos

En un primer paso se calcula el valor calórico neto del bagazo

Después del calculo del vapor en los motores primarios, teniendo en cuenta la potencia de los motores, fabricación , tachos, calentadores, y otros gastos como el lavado de centrífuga, perdida por condensación, fugas, sopladores de hollín, por criterios se toman valores estimados que se recomiendan.

Finalmente se determina la cantidad de vapor vivo que se necesita y el sobrante o déficit de bagazo (10).

Análisis del sistema de generación de vapor.

Para poder realizar un balance de energía en un generador de vapor es necesario disponer de la información necesaria, los datos disponibles más comunes son los siguientes:

- a) El análisis elemental del combustible así como su porcentaje de agua libre.
- b) El flujo de combustible suministrado al generador, así como la temperatura, presión y humedad del aire suministrado.

- c) El análisis del Orsat de los productos gaseosos secos (porcentajes de CO₂, CO, O₂, N₂).
- d) El análisis elemental de los residuos o productos sólidos de la combustión.
- e) La temperatura y la presión del agua suministrada.
- f) La temperatura, presión y el flujo del vapor de agua producido.

La energía liberada por el combustible (valor calórico neto) según el balance de energía debe ser igual a la energía que recibe el agua para convertirse en vapor de agua(Q1) más la energía correspondiente a las diferentes pérdidas desde Q2 hasta Q8

Las pérdidas energéticas (más del 40%) se deben fundamentalmente a tres factores:

- Ausencia de control en el flujo de aire alimentado para la combustión.
- Serios problemas de corrosión en el aislamiento de tuberías y en el techado de los generadores.
- Elevada humedad del combustible, lo que implica un gasto energético significativo por este concepto.(29)

1.4 Selección de la metodología a utilizar

A mediados de los años ´80 el MINAZ se traza como estrategia la eliminación del consumo de petróleo en la producción de azúcar crudo para esto se hacía necesario realizar un diagnostico consistente en integrar nacionalmente el conocimiento de la situación partiendo de los análisis energéticos propios de cada fabrica. Lo cual sin duda constituye un punto de partida para los estudios posteriores, por tal motivo se preparo la metodología que seleccionamos con las herramientas adecuadas partiendo de las mediciones posibles a realizar en los centrales de Cuba.

Esta metodología cuenta como apoyo los resúmenes de tablas, diagramas, recomendaciones para estimar márgenes de errores al momento de realizar algún cálculo, por lo tanto se decide escoger esa variante por las facilidades de cálculo, la fácil obtención de datos, integra ecuaciones de varias bibliografías, se mantiene actualizada para las condiciones actuales de operación de cualquier industria azucarera.

Calculo de consumo de vapor en tachos. Mediante una ecuación que tiene en cuenta las principales variables que intervienen en definir el consumo de vapor en tachos de crudo se logra un método abreviado de calculo que posee un rango de aproximación de +-3% relacionando a un programa de simulación de balance de masa y energía. El método de cálculo se basa en hallar la cantidad de agua que llega a la estación con la meladura y agua de uso tecnológico que se emplea en la misma.

Método de cálculo para el pre evaporador. Se determina el agua evaporada y el vapor consumido. El método recomendado consiste en la utilización de un gráfico para determinar el agua evaporada con una serie de pasos bien explicados.

En el múltiple efecto. El consumo de vapor está asociado a la cantidad de agua evaporada en él, el número de efecto del sistema, el nivel de empleo de extracciones de vapor, la temperatura del jugo a la entrada del primer efecto. La determinación de la relación de agua evaporada y el vapor consumido depende fundamentalmente del número de efecto y la cantidad y magnitud de las extracciones de vapor, se realizará también mediante gráficos, en el caso de múltiples efectos sin extracción o aquellos que posean más de una el valor de la relación agua evaporada y el vapor consumido se obtendrá mediante una tabla adjunta a la metodología

Calentadores. Se calculará el consumo de vapor tanto para los calentadores de jugo mezclado alcalizado como clarificado con escape, ya sea de los motores primarios, vapores del pre evaporador o mezcla de ambos. los datos necesarios son normalmente de fácil conocimiento como la temperatura de entrada y de salida de los jugos, se recomiendan valores de coeficiente global de transferencia para las diferentes características de los vapores.

Se tienen en cuenta otros gastos como el vapor de escoba que se estima el 1% de la caña molida, pérdidas en la línea de alta, se expresan recomendaciones para ingenios electrificados, parcialmente no electrificados y no electrificado. La pérdida en la línea de baja se recomienda valores para ingenios nuevos, reconstruidos viejos.

Esta metodología tiene en cuenta también un balance de bagazo para conocer el cálculo del excedente o déficit de bagazo diario. (20)

CAPÍTULO II DESARROLLO DE LA INVESTIGACIÓN

En este capítulo se realiza una caracterización de la entidad, una breve descripción del proceso de producción de azúcar y del esquema de distribución del vapor, más el cálculo del balance energético según la metodología seleccionada con la valoración económica y social de los resultados.

2.1 Caracterización de la entidad objeto de estudio.

A partir del perfeccionamiento de los Organismos de la Administración Central del Estado (OACE), y la separación de las funciones empresariales de las estatales se extinguió el Ministerio del Azúcar, creándose el Grupo Empresarial Azucarero (AZCUBA) subordinado al Consejo de Ministros.

En cada provincia se crearon las empresas azucareras y con éstas las Unidades Empresariales de Base (UEB) Centrales Azucareros.

La UEB Central Azucarero "Urbano Noris", se encuentra ubicada en la cuenca del río Cauto, al sur de la provincia de Holguín. Limita al norte con el municipio Báguanos de la misma provincia, al sur con el municipio Jiguaní de Granma, al este con el municipio Cueto, también de Holguín y con el municipio Julio Antonio Mella perteneciente a la provincia Santiago de Cuba, al oeste con el municipio Cacocum de Holguín y Cauto Cristo, este último del territorio de Granma. El Ingenio fue fundado en 1923 y nacionalizado en 1959. A partir de entonces se fue modernizando, llegó a alcanzar una capacidad instalada de molida de 13 800 tn de caña diaria. Los principales récord de molida se registraron en 1979 con un volumen de 1 858 440 @ de caña, ese mismo año la producción de azúcar crudo fue de 184 507 TM.

La producción de azúcar alcanzada en el año 2012 fue de 27608 TM.

A raíz de la Tarea Álvaro Reinoso la industria quedó solamente con un tandem electrificado y la capacidad instalada actual es de 5750 TM de caña por día, con una molida horaria de 239.6 TM, en base al rendimiento de 10.50 planificado se puede lograr 368 TM de azúcar diaria. Por

el déficit de abastecimiento de caña se fija una molidora operativa del 70% de la capacidad instalada.

El costo de la tonelada en la última zafra de 1291.40 pesos y el planificado de 1249.00 pesos. Actualmente posee un promedio de trabajadores de 469.

MISIÓN

Producir azúcar, alimentos y derivados a costos competitivos para satisfacer las necesidades del pueblo y la exportación.

VISIÓN

Producimos azúcar con eficiencia y buena calidad. La diversificación industrial y agrícola alcanza el más alto nivel de su historia. Todas las UEB y la empresa son rentables. La preparación general y técnica de los trabajadores azucareros se ha elevado considerablemente y continúa en ascenso. La innovación forma parte de la cultura empresarial y de las personas. La satisfacción de los clientes de nuestras producciones ha aumentado.

2.2 Descripción de las operaciones en la producción

En este capítulo se dan las definiciones generales relacionadas con la caña como materia prima, el azúcar y los esquemas de producción

Preparación de la caña.

Es la primera operación que se realiza en la fábrica y tiene como objetivo fundamental romper así su corteza exterior y llegar hasta las celdas donde se encuentra contenida la sacarosa para facilitar su extracción.

Generalmente la caña es sometida a un proceso de preparación por medio de la acción de dos juegos de cuchillas picadoras, que golpean ininterrumpidamente sobre el colchón en la estera de caña. Posteriormente el colchón de caña así preparada se alimenta a una desmenuzadora o molino desmenuzador, culminando así el proceso de preparación.

Extracción del Jugo

La extracción de jugo se lleva a cabo en la planta molidora. Para ello es necesario sumar al alto grado de preparación obtenido la aplicación de la maceración combinada y presiones hidráulicas. El tandem se integra de forma genérica con 4 a 6 unidades de molidora. En la

Industria Azucarera Cubana se han generalizado los alimentadores forzados de 4ta. maza en busca de una mayor eficiencia en la operación del tandem.

En la planta moledora se produce el fenómeno de la extracción de pol por la aplicación del principio de flujo a contracorriente a partir de utilizar el jugo más diluido para macerar la fibra rica La acción se combina con la aplicación de altas presiones en los molinos de forma tal que se logre un alto grado de extracción. La eficiencia del tandem se evalúa a partir de la extracción de pol y de jugo mezclado. Resulta decisiva para la eficiencia global del proceso pues lo que el tandem no sea capaz de extraer se va a las calderas con el bagazo e irremediablemente se pierde. Del molino se obtiene jugo mezclado y el bagazo en una proporción del 27 al 30 % en caña, El bagazo se quema en las calderas para producir vapor en instalaciones bien diseñadas, con buen estado técnico se puede obtener hasta 2.1 ton de vapor por cada ton de bagazo.

El guarapo o jugo mezclado es la materia prima de la casa de calderas; es una solución de sacarosa en agua, de color verde amarillo; de sabor dulce y de olor característico. En presencia de la luz y en corto tiempo tiende a oscurecerse y a tener una apariencia opaca y turbia.

Purificación de jugos

Tiene por objetivo fundamental alcanzar la mayor separación posible de impurezas presentes en el jugo logrando que en su mayoría salgan en forma de cachaza seca a partir de las siguientes operaciones:

Alcalización

Denominamos así al proceso mediante el cual se encala el guarapo, por medio de la adición de lechada de cal diluida en una proporción que va desde 500 y hasta 650 gs. de OCa por tonelada de caña molida , o de sacarato, preparado previamente por medio de meladura y lechada de cal concentrada..

Este proceso de encalamiento se puede realizar de una vez, en frío o en caliente o en dos etapas, una prealcalización en frío con la rectificación en caliente . Esta forma se denomina fraccionada y es por sus resultados la más utilizada por los ingenios.

Luego de éste procedimiento el jugo pasa al tanque flash , donde iguala su temperatura a 100 °C, para posteriormente ingresar al clarificador a temperatura constante.

Decantación del jugo

Es la operación de ingeniería a la que se somete el jugo en los clarificadores, después de alcalizado, para completar la reacción de formación y sedimentación de los flóculos de fosfato tricálcico. Para lograr una perfecta separación en dos fases, la primera **jugo claro** y la segunda **cachaza**.

Los lodos del clarificador, son llevados a un mezclador donde se le adiciona bagacillo como medio filtrante, en proporción suficiente como para formar una torta con buenas propiedades físico mecánicas. El proceso de agotamiento de la torta se lleva a cabo en los filtros rotatorios al vacío. En el filtro se le adiciona agua condensada contaminada caliente, alrededor de los 75 °C, para agotar lo más posible a la torta de cachaza. Debe mantenerse este valor de la temperatura y controlar su volumen para que la dilución del jugo de los filtros no sobrepase el 25 %. De esta operación se obtiene, cachaza y jugo filtrado;

La **extracción de la cachaza** en los filtros debe garantizar que el **clarificador opere con los mínimos niveles permisibles**, limitado exclusivamente por la relación sólido líquido de los lodos salientes, ello es **garantía absoluta de calidad en el azúcar** y de evitación de revolturas por altos niveles. La existencia de ciertas tendencias hacia la práctica de **no extraer la cachaza** en algunos tecnólogos debe ser totalmente erradicada.

El jugo de los filtros retorna al tanque de mezclado directamente. Es posible clarificarlo de forma independiente, este proceder mejora mucho el área de purificación y condiciona una mejor eficiencia, pues con esta tecnología se eleva considerablemente su pureza y se logra aproximar a la del jugo clarificado. Luego se decide en función de su calidad si se puede correrse hacia los evaporadores o se retorna hacia el tanque de jugo mezclado.

Evaporación.

En esta operación del proceso se lleva a cabo la evaporación del 73 al 75 % del agua presente en evaporadores a simple y múltiple efecto. Lográndose con este proceso concentrar el jugo desde 15.5 hasta 65 °Brix.

Se consideran equipos a simple efecto a los **vapor cell y pre evaporadores**; como múltiple efecto a los **dobles, triples, cuádruples y quíntuples efectos**. la forma diseño y arreglos de los esquemas de evaporación, aunque dependen de la capacidad del ingenio, presiones de operación y diseño de los equipos, responden siempre al principio de obtener la mayor

evaporación posible con la menor cantidad de equipos ; buscando además el más bajo consumo de vapor para mantener la meladura en el rango de 60 a 65 °Brix.

Cristalización y cocción.

En los tachos y equipos auxiliares se continúa la evaporación, ahora mas lenta hasta obtener el grano de azúcar cristalizado. A partir de aquí el proceso deja de ser continua pues la cristalización y el crecimiento de los granos de azúcar en los tachos es hasta hoy en la mayoría de los ingenios un proceso a batche o por lotes.

En la fabricación del de azúcar existen tres esquemas básicos de producción, a partir de los que se desprenden diferentes y múltiples variantes de operación en función de la calidad del azúcar a obtener , estos esquemas son los siguientes :

Las cristalizaciones se realizan en todos los esquemas por el método de semillamiento completo. Utilizando un material para cristalizar con una pureza que está en el rango de 78 a 82 % ; el medio de semillamiento empleado es el cristal 600 , por el método de reposo.

El magma de semilla se preparará con jugo clarificado o agua. Las masas cocidas se enfriarán hasta una temperatura de 42 a 45 °C , en los cristalizadores , para obtener el máximo de agotamiento posible ; antes de ser purgadas se calientan hasta 52 a 55 °C ; para facilitar la operación.

Centrifugación.

Con esta operación se realiza la última etapa de purificación, quizá la de mayor trascendencia, toda vez que se logra separar el cristal de azúcar de su licor madre.

Las masas que producen azúcar comercial se centrifugan en máquinas a batche, 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 debe cumplir el ingenio.

Las masas cocidas de agotamiento, se centrifugan en máquinas continuas, a las que se le han realizado algunas adaptaciones para mejorar su operación e incrementar las posibilidades de producción de una semilla de alta calidad. Entre estos aditamentos están el calentador de contacto directo y el distribuidor de masa.

2.2.1 Descripción del esquema de distribución del vapor

Para que el sistema energético de un Central azucarero funcione adecuadamente deben cumplirse varios requisitos:

- Nivel satisfactorio en la eficiencia de generación de vapor, es decir, que las pérdidas energéticas debidas a los diferentes factores que influyen en el sistema, sean las más bajas posibles.
- Capacidad de generación suficiente para satisfacer las necesidades del proceso.
- El vapor real generado no debe exceder al consumido (después de considerar las inevitables pérdidas) , debido a que esto implica un gasto adicional de energía y daños a la ecología, al ser necesario expulsar dicho sobrante a la atmósfera.
- Necesaria correspondencia en las diferentes secciones del proceso, entre el vapor disponible y el necesario a consumir.
- Suficiente cantidad de bagazo excedente que garantice un suministro continuo y eficiente del mismo al sistema de generación.

Para poder determinar si estos requisitos se cumplen, es necesario realizar los balances de masa y energía en los diferentes equipos y utilizar para ello las ecuaciones correspondientes y los datos disponibles, debiendo ser estos los más confiables posibles.

La UEB Urbano Noris cuenta con dos generadores de vapor con una capacidad nominal de 80 TM de vapor por hora por cada unidad a una presión de 17.58kg/cm² y 320 °C de temperatura. Todo el vapor producido es utilizado en la generación de la energía eléctrica para la que se cuenta con cuatro turbogeneradores, tres con una capacidad de generación de 3 MW/h cada unidad y uno de 5 MW/h para un total de 14 MW/h instalado.

En la operación para la molienda actual de la fábrica se utiliza el turbo de 5MW/h y dos de 3 MW/h generando la potencia necesaria para el balance energético de la fábrica.

El vapor de escape de estas máquinas es utilizado por el primer efecto del gran cuádruple con una superficie de 40 000 pies cuadrados de superficie calórica (PCSC) = 3400 m² de superficie calórica.

El calor vegetal generado del primer vaso es utilizado en el segundo efecto en tachos y calentadores rectificadores y de jugo clarificado.

La evaporación del segundo efecto con una capacidad de 21 000 PSCS= 1950 m² que es utilizado en los calentadores primarios y el tercer efecto del cuádruple con 850 PCSC= 789 m² de superficie calórica que entrega su evaporación al cuarto efecto de igual área de transferencia y su evaporación va a un condensador barométrico.

La fábrica cuenta con cinco calentadores primarios, uno del tipo vampiro de 3000 pies de superficie calórica y cuatro del tipo Weber de 1450 pies cuadrados cada uno y cuatro calentadores rectificadores del tipo weber de 1450 pies de SC. Ver el Anexo 1

El área de tachos para la actual norma potencial cuenta con cuatro tachos para maza cocida A y dos para maza cocida B, todos tipificados de 14 pies de diámetro y 50 m³ de capacidad.

2.3 Metodología de cálculo seleccionada para el balance energético

Consumo de vapor en los Equipos Tecnológicos.

Con el objetivo de facilitar la comprensión de la metodología utilizada se presenta el esquema de trabajo del área de calentamiento y evaporación del jugo.

Consumo de vapor en Calentadores de jugo primario.

La siguiente expresión permite determinar el flujo de vapor necesario en los Calentadores Primarios.

$$F_{vcp} = \frac{F_{jaf} \cdot C_{pjaf} \cdot \Delta t_{jcp} \cdot X_{cp}}{Clv5}$$

Donde:

F_{jaf} : Flujo de jugo alcalizado en frío; $[kg / h]$ Condensador

C_{pjaf} : Calor específico del jugo alcalizado en frío a presión constante; $[kJ / kg \text{ } ^\circ C]$

Δt_{jcp} : Diferencia de temperatura entre el jugo entrante y saliente; $[^\circ C]$

X_{cp} : Coeficiente de pérdidas de calor en calentadores primarios; $[adimensional]$

$Clv5$: Calor latente del vapor de calentamiento; $[kJ / kg]$

Para calcular el flujo de jugo alcalizado en frío que entra a los calentadores primarios se parte de la expresión.

$$Fjaf = 1,15 \cdot Fjm + Fcal \text{ frío}$$

Donde:

Fjm : Flujo de jugo mezclado; $[kg / h]$

$Fcal \text{ frío}$: Flujo de lechada de cal en frío; $[kg / h]$

El flujo de jugo mezclado se determina por el siguiente balance de masa.

$$Fjm = C + Wimb - Bp$$

Donde:

C : Caña molida; $[kg / h]$

$Wimb$: Agua de imbibición; $[kg / h]$

Bp : Bagazo producido;

La molida del central es $C = 500\,000 \text{ @ / día} = 5\,750 \text{ ton / día} = 239\,583,33 \text{ kg / h}$

El flujo de agua de imbibición se determina como sigue.

$$Wimb = \frac{({}^0BXjp - {}^0BXjm) \cdot C \cdot \% \text{ ext. jugo}}{{}^0BXjp \cdot 100 \%}$$

Donde:

$\% \text{ ext. jugo}$: Por ciento de extracción de jugo en caña; $[\%]$

0BXjp : Concentración del jugo primario; $[{}^0BX]$

$^{\circ}BX_{jm}$: Concentración del jugo mezclado; [$^{\circ}BX$]

$$W_{imb} = \frac{(20,46 - 15,10) \cdot 239\,583,33 \cdot 94,42}{20,46 \cdot 100}$$

$$W_{imb} = 59262,47 \text{ kg/h}$$

El **bagazo producido** se determina como sigue.

$$B_p = \frac{C \cdot \% F_{caña}}{\% F_{bagazo}}$$

$$B_p = \frac{239\,583,33 \cdot 16,36}{47,06}$$

$$B_p = 83289,06 \text{ kg/h}$$

Sustituyendo los resultados anteriores, se tiene que:

$$F_{jm} = 239\,583,33 + 59262,47 - 83289,06$$

$$F_{jm} = 215556,74 \text{ kg/h}$$

El flujo de lechada de cal que se le añade al jugo representa de 3 a 5 % del flujo de jugo mezclado; en este caso se toma el valor medio del rango 4 % , toda la alcalización es frío

$$F_{cal \text{ frío}} = 0,02 \cdot F_{jm}$$

$$F_{cal \text{ frío}} = 0,04 \cdot 215556,74$$

$$F_{cal \text{ frío}} = 8622,26 \text{ kg/h}$$

Como se expresó con anterioridad que:

$$F_{jaf} = 1,15 \cdot F_{jm} + F_{cal \text{ frío}}$$

$$F_{jaf} = 1,15 \cdot 215556,74 + 8622,26$$

$$F_{jaf} = 256512.51 \text{ kg/h}$$

El calor específico del jugo a presión constante se determina como sigue:

$$C_{pjaf} = 1 - 0,0056 \cdot {}^{\circ}BX_{jaf}$$

Donde:

${}^{\circ}BX_{jaf}$: Concentración de sólidos disueltos en el jugo alcalizado en frío; $[{}^{\circ}BX]$

$$C_{pjaf} = 1 - 0,0056 \cdot 14.53$$

$$C_{pjaf} = 0,91 \text{ kcal/kg } ^{\circ}C$$

$$C_{pjaf} = 3,81 \text{ kJ/kg } ^{\circ}C$$

Conociendo las temperaturas del jugo a la entrada y salida de los calentadores primarios, se puede determinar Δt_{jcp} .

$$\Delta t_j = t_{salida} - t_{entrada}$$

$$\Delta t_j = 85,00 - 40,00$$

$$\Delta t_{jcp} = 45,00 \text{ } ^{\circ}C$$

Con la presión del vapor utilizado en los calentadores primarios $P_{vcp} = 0,01078 \text{ MPa}$, se obtiene por tabla que el calor latente o calor de cambio de fase es $2\,388.30 \text{ kJ/kg}$.

Según el estado del aislamiento térmico del equipo las pérdidas se consideran entre 2 y 4 % del consumo de vapor.

Asumiendo las pérdidas $i_{jas} = 389,49 \text{ kJ/kg}$, puede calcularse el flujo de vapor necesario en los Calentadores de jugo primarios.

$$F_{vcp} = \frac{256512.51 \cdot 3,81 \cdot 45,00 \cdot 1,03}{2\,388.30}$$

$$F_{vcp} = 18966.81 \text{ kg/h}$$

Consumo de vapor en Calentadores de jugo rectificadores.

$$F_{vcr} = \frac{F_{jaf} \cdot C_{pjaf} \cdot \Delta t_{jcr} \cdot X_{cr}}{Cl_{v10}}$$

Donde:

F_{jaf} : Flujo de jugo alcalizado en frío; [kg/h]

C_{pjaf} : Calor específico del jugo alcalizado en frío a presión constante; [kJ/kg °C]

Δt_{jcr} : Diferencia de temperatura entre el jugo entrante y saliente; [°C]

X_{cr} : Coeficiente de pérdidas de calor en calentadores rectificadores; [adimensional]

Cl_{v10} : Calor latente del vapor de calentamiento; [kJ/kg]

Como en los calentadores primarios no se produce cambio de fase, el flujo de jugo que entra a los calentadores rectificadores es el mismo que entra a los calentadores primarios (F_{jaf}).

En el caso del calor específico a presión constante del jugo, se considera el mismo valor que en los Calentadores primarios pues la expresión para su determinación solo depende del Brix del jugo. Conociendo las temperaturas del jugo a la entrada y salida de los calentadores rectificadores, se puede determinar Δt_{jcr} .

$$\Delta t_j = t_{salida} - t_{entrada}$$

$$\Delta t_j = 105,00 - 85,00$$

$$\Delta t_{jcp} = 20,00 \text{ °C}$$

Con la presión del vapor utilizado en los calentadores rectificadores $P_{vcr} = 0,0617 \text{ MPa}$, se obtiene por tabla que el calor latente o calor de cambio de fase es $Cl_{v10} = 2\,291.93 \text{ kJ/kg}$.

Según el estado del aislamiento térmico del equipo las pérdidas se consideran entre 2 y 4 % del consumo de vapor.

Asumiendo $X_{cr} = 1,03$, puede calcularse el flujo de vapor necesario en los calentadores de jugo rectificadores.

$$F_{vcr} = \frac{256512.51 \cdot 3,81 \cdot 250,00 \cdot 1,03}{2\,291.93}$$

$$F_{vcr} = 8\,784.14 \text{ kg/h}$$

Cálculo de pérdidas de masa por ebullición en el Tanque flash.

Para determinar el flujo de vapor que se pierde hacia la atmósfera desde el tanque flash, se parte de la siguiente ecuación de balance.

$$(F_{jaf}) \cdot \varepsilon_{jae} = (F_{vf}) \cdot \varepsilon_{vf} + (F_{jas}) \cdot \varepsilon_{jas}$$

Donde:

F_{jaf} : Flujo de jugo alcalizado en frío; [kg/h]

$F_{cal\ caliente}$: Flujo de lechada de cal en caliente; [kg/h]

ε_{jae} : Entalpía del jugo alcanzado, que entra al tanque de Flash; [kJ/kg]

F_{vf} : Flujo de vapor que se desprende hacia la atmósfera por flasheo; [kg/h]

ε_{vf} : Entalpía del vapor que se desprende hacia la atmósfera por flasheo; [kJ/kg]

Como $F_{jas} = F_{jaf} - F_{vf}$, entonces:

Despejando F_{vf} , queda que:

$$F_{vf} = \frac{(F_{jaf}) \cdot \varepsilon_{jae} - (F_{jaf}) \cdot \varepsilon_{jas}}{\varepsilon_{vf} - \varepsilon_{jas}}$$

Con la temperatura aproximada del jugo a la salida del tanque flash $t_{jas} = 102,0 \text{ } ^\circ\text{C}$, se determina la entalpía del jugo \mathcal{E}_{jas} , utilizando la siguiente expresión:

$$\mathcal{E}_{jas} = \mathcal{E}(base) - 20 + t_{jas} + 0,1164 \cdot ({}^0BX_{jas}) - 0,006 \cdot ({}^0BX_{jas}) \cdot t_{jas} + 0,000009 \cdot ({}^0BX_{jas}) \cdot (t_{jas})^2$$

La entalpía $\mathcal{E}(base)$, se determina considerando la entalpía de los jugos a una temperatura base $T = 293,00 \text{ K}$, utilizando la siguiente expresión.

$$\mathcal{E}(base) = 19,185 - 0,06761 \cdot {}^0BX_{jas} - 0,0002407 \cdot ({}^0BX_{jas})^2$$

$$\mathcal{E}(base) = 19,185 - 0,06761 \cdot 15,10 - 0,0002407 \cdot (15,10)^2$$

$$\mathcal{E}(base) = 18,11 \text{ kcal/kg}$$

Sustituyendo, se obtiene:

$$\mathcal{E}_{jas} = 18,11 - 20 + 102,0 + 0,1164 \cdot 15,10 - 0,006 \cdot 15,10 \cdot 102,0 + 0,000009 \cdot 15,10 \cdot (102,0)^2$$

$$\mathcal{E}_{jas} = 94,00 \text{ kcal/kg}$$

$$\mathcal{E}_{jas} = 394,00 \text{ kJ/kg}$$

Considerando que el jugo que entra al tanque flash tiene una temperatura medida por instrumento $t_{jae} = 104,00 \text{ } ^\circ\text{C}$, puede calcularse la entalpía \mathcal{E}_{jae} .

$$\mathcal{E}_{jae} = \mathcal{E}(base) - 20 + t_{jae} + 0,1164 \cdot {}^0BX_{jae} - 0,006 \cdot {}^0BX_{jae} \cdot t_{jae} + 0,000009 \cdot {}^0BX_{jae} \cdot (t_{jae})^2$$

$$\mathcal{E}_{jae} = 18,11 - 20 + 104,00 + 0,1164 \cdot 15,10 - 0,006 \cdot 15,10 \cdot 104,00 + 0,000009 \cdot 15,10 \cdot (104,00)^2$$

$$\mathcal{E}_{jae} = 95,91 \text{ kcal/kg} = 401,86 \text{ kJ/kg}$$

Al considerar que el vapor que sale del Tanque flash hacia la atmósfera es vapor a temperatura $t_{vf} = 100,00 \text{ } ^\circ\text{C}$, por tabla se obtiene que la entalpía de dicho vapor sea $\mathcal{E}_{vf} = 2\,676,10 \text{ kJ/kg}$.

La cantidad de vapor que se desprende a la atmósfera por concepto de flasheo será:

$$F_{vf} = \frac{(256512.51) \cdot 401.86 - (256512.51) \cdot 394.00}{2\,676,10 - 394.00}$$

$$F_{vf} = 883.48 \text{ kg/h}$$

La cantidad de jugo que sale del tanque flash será:

$$F_{jas} = F_{jaf} + F_{cal \text{ caliente}} - F_{vf}$$

$$F_{jas} = 256512.51 - 883.48$$

$$F_{jas} = 255629.00 \text{ kg/h}$$

Consumo de vapor en los Calentadores de jugo claro.

Con la siguiente expresión se puede determinar el flujo de vapor necesario en los calentadores de jugo claro.

$$F_{vcjc} = \frac{F_{jc} \cdot C_{pjc} \cdot \Delta t_{jcjc} \cdot X_{cjc}}{Cl_{v25}}$$

Donde:

F_{jc} : Flujo de jugo claro; [kg/h]

C_{pjc} : Calor específico del jugo alcalizado en frío a presión constante; [kJ/kg °C]

Δt_{jcjc} : Incremento de temperatura del jugo claro; [°C]

X_{cjc} : Coeficiente de pérdidas de calor en los calentadores de jugo claro; [adimensional]

Cl_{v25} : Calor latente del vapor de calentamiento; [kJ/kg]

El flujo de jugo claro se considera de 94 a 97 % respecto a F_{jas} ^(Hugot).

$$F_{jc} = 0,96 \cdot F_{jas}$$

$$F_{jc} = 0,96 \cdot 255629.00$$

$$F_{jc} = 245403.84 \text{ kg/h}$$

El calor específico del jugo claro a presión constante se determina como sigue:

$$C_{pjc} = 1 - 0,0056 \cdot {}^{\circ}BX_{jc}$$

Donde:

${}^{\circ}BX_{jc}$: Concentración del jugo claro; $[{}^{\circ}BX]$

$$C_{pjc} = 1 - 0,0056 \cdot 14.59$$

$$C_{pjc} = 0,91 \text{ kcal/kg } ^{\circ}C = 3,81 \text{ kJ/kg } ^{\circ}C$$

El incremento de temperatura del jugo claro, en estos calentadores, se determina:

$$\Delta t_{jcjc} = t_{jscjc} - t_{jecjc}$$

Donde:

t_{jscjc} : Temperatura del jugo a la salida de los calentadores de jugo claro; $[^{\circ}C]$

t_{jecjc} : Temperatura del jugo a la entrada de los calentadores de jugo claro; $[^{\circ}C]$

$$\Delta t_{jcjc} = 110,00 - 95,00$$

$$\Delta t_{jcjc} = 15,00 \text{ } ^{\circ}C$$

El valor del coeficiente de pérdida de calor, se asume de igual manera que en los casos anteriores $X_{cjc} = 1,03$.

Con la presión del vapor de escape en los calentadores de jugo claro $P_{ve} = 0,0617 \text{ MPa}$ se obtiene, por tabla 2 del Keenan, que el calor latente o calor de cambio de fase es $Clv = 2\,291.93 \text{ kJ/kg}$.

Sustituyendo:

$$F_{vcjc} = \frac{245403.84 \cdot 3,81 \cdot 15,00 \cdot 1,03}{2\,291.93}$$

$$F_{vcjc} = 6302.80 \text{ kg/h}$$

Consumo de vapor en el Cuádruple efecto.

Para ello se parte de la siguiente expresión:

$$F_{vce} = \left[\frac{Wece \cdot Clvg}{n \cdot Clv} + \frac{F_{jce} \cdot Cp_{jce} \cdot (te_{bjce} - te_{jce})}{Clv} + (n-1) \cdot E/n \right] \cdot X_{ce}$$

Donde:

F_{vce} : Flujo de vapor consumido por el cuádruple efecto; [kg/h]

X_{ce} : Coeficiente de pérdidas de calor en el cuádruple efecto; [adimensional]

$Wece$: Flujo de agua evaporada en el cuádruple efecto; [kg/h]

$Clvg$: Calor latente del vapor generado en el primer vaso; [kJ/kg]

$Clv10$: Calor latente del vapor de entrada al primer vaso; [kJ/kg]

n : Cantidad de vasos del múltiple efecto; ($n = 4$)

F_{jce} : Flujo de jugo que entra al equipo; [kg/h]

Cp_{jce} : Calor específico a presión constante del jugo en el primer vaso; [kJ/kg °C]

te_{bjce} : Temperatura de ebullición del jugo en el primer vaso; [°C]

te_{jce} : Temperatura del jugo a la entrada del primer vaso; [°C]

Para determinar el agua evaporada en este equipo se parte de la expresión:

$$Wece = Fjce \left(1 - \frac{{}^0BX_{je}}{{}^0BX_{js}} \right)$$

Donde:

${}^0BX_{je}$: Concentración del jugo que entra al cuádruple efecto; $[{}^0BX]$

${}^0BX_{js}$: Concentración de la meladura; $[{}^0BX]$

El flujo de jugo que entra al Cuádruple efecto es el mismo que sale de los calentadores de jugo clarificado y es de:

$$Fjce = 245403.84 \text{ kg/h}$$

De ahí que:

$$Wece = 245403.84 \left(1 - \frac{14.59}{62.00} \right)$$

$$Wece = 187733.93 \text{ kg/h}$$

El calor específico a presión constante se determina como sigue:

$$C_{pjce} = 1 - 0,0056 \cdot {}^0BX_{je}$$

$$C_{pjce} = 1 - 0,0056 \cdot 14.59$$

$$C_{pjce} = 0,92 \text{ kcal/kg } ^\circ C$$

$$C_{pjce} = 3,85 \text{ kJ/kg } ^\circ C$$

Con la presión del vapor generado en el primer vaso del cuádruple efecto $P_{vg} = 0,0617 \text{ MPa}$ y con la presión del vapor del vapor de escape $P_v = 0,123 \text{ MPa}$ se obtienen, por tabla 2 del Keenan, que los respectivos calores latentes son $Cl_{vg} = 2\,291.53 \text{ kJ/kg}$ y $Cl_{ve} = 2\,241.65 \text{ kJ/kg}$.

Para determinar el valor de la temperatura de ebullición del jugo en el primer vaso del cuádruple efecto, se necesita primero calcular su concentración a la salida de dicho vaso ${}^0BX_{js_1}$ y para ello se asume que cada vaso evapora la cuarta parte de toda el agua evaporada en el múltiple.

El incremento de la concentración del jugo en el primer vaso será:

$$\Delta {}^0BX_{jv_1} = \frac{{}^0BX_{js} - {}^0BX_{je}}{4}$$

$$\Delta {}^0BX_{jv_1} = \frac{62,00 - 14,59}{4}$$

$$\Delta {}^0BX_{jv_1} = 11,85$$

Adicionado este incremento a la concentración del jugo a la entrada del cuádruple, se tiene que:

$${}^0BX_{js_1} = {}^0BX_{je} + \Delta {}^0BX_{v_1}$$

$${}^0BX_{js_1} = 14,59 + 11,85$$

$${}^0BX_{js_1} = 26,44$$

Con el valor de la presión del vapor generado en el vaso 1 del cuádruple efecto $P_{vce} = 0,123 \text{ MPa}$ se obtiene, por tabla 2 del Keenan, que la temperatura de saturación para el mismo es $t_{vg} = 108,00 \text{ }^\circ\text{C}$.

$$te_{jce} = te_{bjde_2} = t_{vg_2} - 1,811927 + 0,143577 \cdot {}^0BX_{j_2} + 0,0003555 \cdot ({}^0BX_{j_2})^2$$

$$te_{jce} = 108,00 - 1,811927 + 0,143577 \cdot 26,44 + 0,0003555 \cdot (26,44)^2$$

$$te_{bjce} = 110,23 \text{ }^\circ\text{C}$$

Finalmente, el consumo de vapor en el cuádruple efecto será:

$$F_{vce} = \left[\frac{We_{ce} \cdot Cl_{vg}}{n \cdot Cl_v} + \frac{F_{jce} \cdot Cp_{jce} \cdot (te_{bjce} - te_{jce})}{Cl_v} + \frac{(n-1) \cdot E}{n} \right] \cdot X_{ce}$$

$$E = F_{vcr} + F_{vcjc} + F_{vtacho}$$

$$E = 6302.8 + 8784.14 + 47170$$

$$E = 62256.94 \text{ Kg/h}$$

$$F_{vce} = \left[\frac{187733.93.2291.53}{4.2241.65} + \frac{245403.84.3.85.(110.23 - 108)}{2241.65} + \frac{(4 - 1).62256.94}{4} \right] 1.04$$

$$F_{vce} = 99434.83 \text{ kg/h}$$

Consumo de vapor en Tachos.

Masa cocida A (MCA)

Datos obtenidos del Laboratorio

Índice: 0.145 m³/TM

Brix MCA= 92.5 °B

Volumen final de la templa: 42 m³

Brix de la meladura: 62 °B

Molida horaria: 239.6 TM/h

Producción de MCA= índice X molida horaria

$$= 34.74 \text{ m}^3/\text{h}$$

Peso en sólidos= 137.364 kg/HL= 1.37 TM /m³

Este dato se obtuvo de la tabla XIII de la pág 498 Clark

Cantidad de sólidos= 34.74 X 1.37

Cantidad de sólidos= 47.6 TM/h

Cantidad de agua evaporada= cant. sól (100/B meladura-100/B MCA)

$$=47.6(100/62-100/92.5)$$

$$= 25.22 \text{ TM/h}$$

Como para evaporar una tonelada de agua se necesita 1.15 TM de vapor

$$Cv \text{ MCA} = \text{cant agua evap} \times 1.15$$

$$Cv \text{ MCA} = 29 \text{ TM/h} = 29\,000 \text{ kg/h}$$

Masa cocida B (MCB)

Datos obtenidos del Laboratorio

Índice: 0.085 m³/TM

Brix MCB= 94 °B

Volumen final de la templa: 44 m³

Brix de la meladura: 62 °B

Molida horaria: 239.6 TM/h

Producción de MCB= índice X molida horaria

$$= 0.085 \times 239.6$$

$$=20.36 \text{ m}^3/\text{h}$$

Peso en sólidos= 1.41 TM /m³

Este dato se obtuvo de la tabla XIII de la pág 498 Clark

$$\text{Cantidad de sólidos} = 20.36 \times 1.41$$

$$\text{Cantidad de sólidos} = 28.71 \text{ TM/h}$$

Cantidad de agua evaporada= cant. sól (100/B meladura-100/B MCB)

$$=28.71(100/62-100/94)$$

= 15.8 TM/h

Cv MCB= cant agua evap x 1.15

Cv MCB= 18.17 TM/h =181 700 kg/h

Consumo de vapor del tachos= Cv MCA +Cv MCB

= 47.17 TM/ h

Consumo de vapor en tacho = 47170 kg/h

Los consumos de vapor de los equipos tecnológicos referidos en kg/h están dentro de los rangos aceptables para este esquema térmico, siendo estos los que aparecen en la Tabla 1.

Indicadores	Kg/h
Flujo de vapor calentadores primarios	18966.81
Flujo de vapor calentadores rectificadores	8784.14
Flujo de vapor flasheo	883.48
Flujo de vapor jugo claro	6302.80
Flujo de vapor cuádruple efecto	99434.83
Flujo de vapor tachos	47170.00
Subtotal proceso tecnológico	181542.06

Consumo total de vapor directo.

Consumo de vapor de escape en casa de calderas.

Para fábricas viejas las pérdidas de vapor en casa de calderas se consideran hasta 10 % respecto al vapor de escape demandado por los equipos tecnológicos.

$$X_{vcc} = 0,08 \cdot [F_{vce}]$$

$$X_{vcc} = 0,08 \cdot 99434.83$$

$$X_{vcc} = 7954,78 \text{ kg/h}$$

El vapor de escape demandado por los equipos tecnológicos más las pérdidas será:

$$F_{vcc} = 1,08 \cdot [99434.83 \text{ kg/h}]$$

$$F_{vcc} = 107389.61 \text{ kg/h}$$

Flujo de vapor de escape a la entrada del atemperador.

Al considerar que el vapor que escapa de los motores primarios posee $10,00^\circ\text{C}$ de sobrecalentamiento, se hace necesario ajustar sus parámetros lo más cercano a la saturación para evitar deterioro en la calidad del azúcar que se produce. Para tal propósito se inyecta, adecuadamente, agua caliente desde la bomba de alimentar calderas.

$$F_{vesc} \cdot \varepsilon_{vesc} + F_{agua} \cdot \varepsilon_{agua} = F_{vcc} \cdot \varepsilon_{vcc}$$

Sustituyendo la relación $F_{agua} = F_{vcc} - F_{vesc}$ en la anterior expresión, se obtiene que:

$$F_{vesc} \cdot \varepsilon_{vesc} + (F_{vcc} - F_{vesc}) \cdot \varepsilon_{agua} = F_{vcc} \cdot \varepsilon_{vcc}$$

Luego de realizar algunas transformaciones algebraicas:

$$F_{vesc} = \frac{F_{vcc} \cdot (\varepsilon_{vcc} - \varepsilon_{agua})}{\varepsilon_{vesc} - \varepsilon_{agua}}$$

Con la presión absoluta y la temperatura del vapor de escape $P_{vesc} = 0.17 \text{ MPa}$ y $t_{vesc} = 115,00^\circ\text{C}$, se obtiene en la tabla 3 del Keenan, la entalpía $\varepsilon_{vesc} = 2691.61 \text{ kJ/kg}$.

Con la presión absoluta y la temperatura del vapor de escape atemperado $P_{vcc} = 0,127 \text{ MPa}$ y $t_{vcc} = 107,00^\circ\text{C}$, se obtiene en la tabla 3 del Keenan, la entalpía del vapor demandado por casa de calderas $\varepsilon_{vcc} = 2686.25 \text{ kJ/kg}$.

La entalpía y la temperatura del agua de alimentar calderas se pueden considerar de igual valor, si sus unidades de medidas se toman en $kcal/kg$ y $^{\circ}C$, respectivamente; esto se justifica por considerarse que este líquido es una sustancia incompresible. Entonces $\epsilon_{agua} = 105 kcal/kg = 439.95 kJ/kg$.

Sustituyendo lo anterior en la expresión inicial, queda que:

$$F_{vesc} = \frac{107389.61 \cdot (2686.2 - 439.95)}{2699.61 - 439.95}$$

$$F_{vesc} = 106752.30 \text{ kg / h}$$

El flujo de agua caliente para el atemperamiento del vapor de escape será:

$$F_{agua} = 107389.61 - 106752.3$$

$$F_{agua} = 637.31 \text{ kg / h}$$

Pérdidas de vapor en escoba.

$$X_{esc} = 1,00 \% C$$

$$X_{esc} = 0,01 \cdot C = 0,01 \cdot 239\,583,33 = 2\,395,83 \text{ kg / h}$$

Las pérdidas en las líneas de vapor directo, en extracciones de agua a las calderas y en el sopleteo para la limpieza exterior de sus superficies intercambiadoras de calor, se consideran $X_{dir} = 2,00 \% F_{vgv}$, $X_{ext\ cald} = 1,50 \% F_{vgv}$ y $X_{sop\ cald} = 1,00 \% F_{vgv}$, respectivamente y su suma representa 4,5 % del flujo de vapor directo total (F_{vgv}), lo que indica que solo se dispone del 95,5 % del vapor generado por las calderas.

$$95,5 \% F_{vgv} = F_{vesc} + X_{esc} + F_{vdes}$$

$$0,955 \cdot F_{vgv} = 106752.30 + 2395.83 + F_{vdes}$$

$$F_{vgv} = \frac{109148.13 + F_{vdes}}{0,955}$$

Para determinar la generación de vapor directo total es necesario calcular, primeramente, el flujo de vapor que demanda el desareador térmico (F_{vdes}).

$$F_{agua\ ent} \cdot \varepsilon_{agua\ ent} + F_{vdes} \cdot \varepsilon_{vdes} = F_{agua\ sal} \cdot \varepsilon_{agua\ sal}$$

Como $F_{agua\ sal} = F_{agua\ ent} + F_{vdes}$, entonces queda:

$$F_{agua\ ent} \cdot \varepsilon_{agua\ ent} + F_{vdes} \cdot \varepsilon_{vdes} = (F_{agua\ ent} + F_{vdes}) \cdot \varepsilon_{agua\ sal}$$

Luego de realizar algunas transformaciones algebraicas, se obtiene que:

$$F_{vdes} = \frac{F_{agua\ ent} \cdot (\varepsilon_{agua\ sal} - \varepsilon_{agua\ ent})}{\varepsilon_{vdes} - \varepsilon_{agua\ sal}}$$

La entalpía del agua de alimentar calderas es $\varepsilon_{agua\ sal} = 105\ kcal/kg = 439.95\ kJ/kg$, determinada anteriormente.

La entalpía del agua a la entrada del desareador térmico es $\varepsilon_{agua\ ent} = 398.05\ kJ/kg$ y se obtiene con la temperatura promedio $t_{agua\ ent} = 95\ ^\circ C$.

Como el vapor que se alimenta al desareador térmico es vapor de escape, entonces $\varepsilon_{vdes} = \varepsilon_{vesc} = 2\ 699.61\ kJ/kg$.

Si se considera $F_{agua\ ent} = F_{vgv} = \frac{109148.13 + F_{vdes}}{0,955}$, inicialmente con $F_{vdes}_0 = 0$, una primera

aproximación del flujo de vapor demandado por el Desareador térmico sería:

$$F_{vdes}_1 = \frac{\frac{109148.13 + F_{vdes}_0}{0,955} \cdot (\varepsilon_{agua\ sal} - \varepsilon_{agua\ ent})}{\varepsilon_{vdes} - \varepsilon_{agua\ sal}}$$

$$Fvdes_1 = \frac{\frac{109148.13 + 0}{0,955} \cdot (439.95 - 398.05)}{2\ 699.61 - 439.95}$$

$$Fvdes_1 = 2119.258 \text{ kg/h}$$

Mediante cálculo numérico iterativo, se obtendrá una segunda y mejor aproximación.

$$Fvdes_2 = \frac{\frac{109148.13 + Fvdes_1}{0,955} \cdot (\varepsilon_{agua\ sal} - \varepsilon_{agua\ ent})}{\varepsilon_{vdes} - \varepsilon_{agua\ sal}}$$

$$Fvdes_2 = \frac{\frac{109148.13 + 2119.258}{0,955} \cdot (439.95 - 398.05)}{2\ 699.61 - 439.95}$$

$$Fvdes_2 = 2160.40 \text{ kg/h}$$

De la tercera iteración resultará:

$$Fvdes_3 = \frac{\frac{109148.13 + Fvdes_2}{0,955} \cdot (\varepsilon_{agua\ sal} - \varepsilon_{agua\ ent})}{\varepsilon_{vdes} - \varepsilon_{agua\ sal}}$$

$$Fvdes_3 = \frac{\frac{109148.13 + 2160.4}{0,955} \cdot (439.95 - 398.05)}{2\ 699.61 - 439.95}$$

$$Fvdes_3 = 2161.20 \text{ kg/h}$$

De la cuarta iteración resultará:

$$Fvdes_4 = \frac{\frac{109148.13 + Fvdes_3}{0,955} \cdot (\varepsilon_{agua\ sal} - \varepsilon_{agua\ ent})}{\varepsilon_{vdes} - \varepsilon_{agua\ sal}}$$

$$Fvdes_4 = \frac{\frac{109148.13 + 2161.20}{0,955} \cdot (439.95 - 398.05)}{2\ 699.61 - 439.95}$$

$$Fvdes_4 = 2161.20 \text{ kg/h}$$

Como $Fvdes_5 = Fvdes_4 = 2161.20 \text{ kg/h}$, no existe error absoluto en el cálculo iterativo y este último resultado es el valor exacto del consumo de vapor en el desareador térmico.

$$Fvdes = 2161.20 \text{ kg/h}$$

Sustituyendo el anterior resultado, se obtiene la producción total de vapor directo en los generadores de vapor.

$$Fvgv = \frac{109148.13 + 2161.20}{0,955}$$

$$Fvgv = 116554.27 \text{ kg/h}$$

Con este resultado se pueden determinar las pérdidas:

Pérdidas de vapor en la línea de vapor directo.

$$Xdir = 0,02 \cdot Fvgv$$

$$Xdir = 0,02 \cdot 116554.27$$

$$Xdir = 2331.08 \text{ kg/h}$$

Pérdidas de vapor en extracciones de agua a las calderas.

$$Xext \text{ cald} = 0,015 \cdot Fvgv$$

$$Xext \text{ cald} = 0,015 \cdot 116554.27$$

$$Xext \text{ cald} = 1748.31 \text{ kg/h}$$

Pérdidas de vapor en sopleteo a las calderas.

$$X_{sop\ cald} = 0,01 \cdot F_{vgv}$$

$$X_{sop\ cald} = 0,01 \cdot 116554.27$$

$$X_{sop\ cald} = 1165.54 \text{ kg/h}$$

Cálculo térmico de los generadores de vapor.

Composición química del bagazo.

Para corregir los valores de los componentes del bagazo, se determina:

$$CCW = \frac{100 - W}{100 - W_c}$$

Donde:

CCW : Coeficiente para corrección por humedad; [adimensional]

W_c : Humedad del bagazo fijada para los cálculos; [%]

W : Humedad real del bagazo; [%]

Por lo que: $W_c = CCW \cdot W$

Tabla 11. Composición del bagazo.

Elementos componentes	Valores para ($W = 50\%$)	Valores para ($W_c = 49,6\%$)
Cenizas. (A^t)	1,800	1,786
Carbono. (C^t)	23,200	23,014
Hidrógeno. (H^t)	3,100	3,075
Azufre. (S^t)	0,170	0,169
Oxígeno. (O_2^t)	21,900	21,725

Determinación del poder calórico bajo del bagazo. (P_{cb})

$$P_{cb} = 339,147 \cdot C^t + 1\,256,1 \cdot H^t + 108,86 (S^t - O_2^t) - 25,12 (9 \cdot H^t + W_c)$$

$$P_{cb} = 339,147 \cdot 23,014 + 1\,256,1 \cdot 3,075 + 108,86 (0,169 - 21,725) - 25,12 (9 \cdot 3,075 + 49,6)$$

$$P_{cb} = 7\,379,90 \text{ kJ/kg}$$

Determinación de los volúmenes de los productos de la combustión.

Volumen teórico de aire seco. (V_{as}^t)

$$V_{as}^t = 0,0889 \cdot (C^t + 0,375 \cdot S^t) + 0,265 \cdot H^t - 0,0333 \cdot O_2^t$$

$$V_{as}^t = 0,0889 \cdot (23,014 + 0,375 \cdot 0,169) + 0,265 \cdot 3,075 - 0,0333 \cdot 21,725$$

$$V_{as}^t = 2,14 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Volumen teórico de gases triatómicos. ($V_{CO_2}^t$)

$$V_{CO_2}^t = 0,01866 \cdot (C^t + 0,375 \cdot S^t)$$

$$V_{CO_2}^t = 0,01866 \cdot (23,014 + 0,375 \cdot 0,169)$$

$$V_{CO_2}^t = 0,43 \text{ m}^3 / \text{kg}$$

Volumen teórico de nitrógeno. ($V_{N_2}^t$)

$$V_{N_2}^t = 0,79 \cdot V_{as}^t + 0,008 \cdot N_2^t$$

$$V_{N_2}^t = 0,79 \cdot 2,14 + 0,008 \cdot 0$$

$$V_{N_2}^t = 1,69 \text{ m}^3 / \text{kg}$$

Volumen teórico de vapor de agua. ($V_{H_2O}^t$)

$$V_{H_2O}^t = 0,111 \cdot H^t + 0,01214 \cdot Wc + 0,0161 \cdot V_{as}^t$$

$$V_{H_2O}^t = 0,111 \cdot 3,075 + 0,01214 \cdot 49,6 + 0,0161 \cdot 2,14$$

$$V_{H_2O}^t = 1,07 \text{ m}^3 / \text{kg}$$

Tabla 12. Parámetros de operación fundamentales en calderas RETAL.

Parámetros de operación	Valores
Flujo de vapor producido; [kg/s]	22.22
Temperatura del vapor sobrecalentado; [°C]	360,00
Presión del vapor sobrecalentado; [kg/cm ²]	17,60
Entalpía del vapor sobrecalentado; [kJ/kg]	3 073,85
Temperatura del agua de alimentar; [°C]	105-120
Presión del agua de alimentar; [kg/cm ²]	28,00
Entalpía del agua de alimentar; [kJ/kg]	531,62
Coeficiente de exceso de aire; [adimensional]	1,2
Temperatura del aire de entrada al calentador; [°C]	30,00
Temperatura del aire de salida del calentador; [°C]	157.0
Entalpía del aire de entrada al calentador; [kJ/kg]	117,64
Entalpía del aire de salida del calentador; [kJ/kg]	288,16
Temperatura de los gases de escape; [°C]	157.0
Contenido de CO; [%]	0,30
Contenido de CO ₂ ; [%]	12,00

Determinación de la entalpía teórica de los gases a la temperatura de los gases de escape. (\mathcal{E}_{ge}^t)

$$\mathcal{E}_{ge}^t = V_{CO_2}^t \cdot C_{V_{CO_2}} + V_{N_2}^t \cdot C_{V_{N_2}} + V_{H_2O}^t \cdot C_{V_{H_2O}} + C_{V_{A^t}} \cdot \frac{A^t}{100} \cdot A_{arr}$$

Donde:

V^t : Volúmenes teóricos de los gases; [m³ / kg]

C_v : Calores específicos de los componentes del gas; $[kJ/m^3 \text{ } ^\circ C]$

A_{arr} : Arrastre de cenizas; [%]

Tabla 13. Calores específicos de los componentes de los gases de escape.

$t_{ge} [^\circ C]$	$C_{v_{CO_2}}$	$C_{v_{N_2}}$	$C_{v_{H_2O}}$	$C_{v_{A^t}}$	$C_{v_{aire}}$
100	169,98	129,79	150,72	132,30	80,80
200	357,55	260,00	304,38	266,28	169,14
220	415,09	297,68	349,59	305,28	196,17
230	443,86	316,52	372,19	324,78	209,69
300	558,93	391,88	462,64	402,77	263,76
400	772,04	526,69	626,34	542,61	360,00

$$A_{arr} = 0,80 \%$$

$$\mathcal{E}_{ge}^t = 0,43 \cdot 415,09 + 1,69 \cdot 297,68 + 1,07 \cdot 349,59 + 305,28 \cdot \frac{1,786}{100} \cdot 0,80$$

$$\mathcal{E}_{ge}^t = 1\,059,99 \text{ kJ/kg}$$

Determinación de la entalpía teórica del aire seco. (\mathcal{E}_{as}^t)

$$\mathcal{E}_{as}^t = V_{as}^t \cdot C_{v_{as}} \cdot t_{ge}$$

Donde:

$C_{v_{as}}$: Calor específico del aire seco; $[kJ/m^3 \text{ } ^\circ C]$

t_{ge} : Temperatura de los gases de escape; $[^\circ C]$

$$\mathcal{E}_{as}^t = 2,14 \cdot 1,2957 \cdot 220$$

$$\mathcal{E}_{as}^t = 610,02 \text{ kJ/kg}$$

Determinación de la entalpía real de los gases de escape. (\mathcal{E}_{ge})

$$\mathcal{E}_{ge} = \mathcal{E}_{ge}^t + (Cea_{ge} - 1) \cdot \mathcal{E}_{as}^t ;$$

Donde:

\mathcal{E}_{ge} : Entalpía real de los gases de escape; [kJ / kg]

Cea_{ge} : Coeficiente de exceso de aire a la salida de la caldera; [%]

$$\text{Siendo: } Cea_{ge} = \frac{CO_{2MAX}}{CO_{2REAL}} = \frac{21}{21 - O_2}$$

El $CO_{2MAX} = 20,50$ %

$$Cea_{ge} = \frac{20,50}{12,00}$$

$$Cea_{ge} = 1,71$$

$$\mathcal{E}_{ge} = 1059,99 + (1,71 - 1) \cdot 610,02$$

$$\mathcal{E}_{ge} = 1493,10 \text{ kJ / kg}$$

Determinación de la entalpía teórica del aire frío. (\mathcal{E}_{af}^t)

$$\mathcal{E}_{af}^t = V_{as}^t \cdot Cv_{af} \cdot t_{af}$$

Donde:

Cv_{af} : Calor específico del aire frío; [kJ / m³ °C]

t_{af} : Temperatura del aire frío; [°C]

Con $t_{af} = 30,00$ °C , se obtiene el calor específico $Cv_{af} = 1,3204$ kJ / kg °C .

Al sustituir queda que:

$$\mathcal{E}_{af}^t = 2,14 \cdot 1,3204 \cdot 30,00$$

$$\mathcal{E}_{af}^t = 84,77 \text{ kJ / kg}$$

Determinación del calor físico del combustible. (Q_{fc})

$$Q_{fc} = C_{v_{bagazo}} \cdot t_{bagazo}$$

Donde:

$C_{v_{bagazo}}$: Calor específico del bagazo; $[kJ / kg \text{ } ^\circ C]$

t_{bagazo} : Temperatura del bagazo; $[^\circ C]$

Para temperaturas comprendidas entre 47 y 48 $^\circ C$, $C_{v_{bagazo}} = (1,32 - 1,36) \text{ kJ / kg } ^\circ C$

$$t_{bagazo} = 47,00 \text{ } ^\circ C$$

$$Q_{fc} = 1,32 \cdot 47,00$$

$$Q_{fc} = 62,04 \text{ kJ / kg}$$

Determinación del volumen real del aire. (V_a)

Para Caldera RETAL.

$$V_a = V_{as}^t \cdot (Cea_{ge} - 1)$$

Donde:

Cea_{ge} : Coeficiente de exceso de aire en la caldera; [%]

$$V_a = 2,14 \cdot (1,71 - 1)$$

$$V_a = 1,52 \text{ m}^3 / \text{kg}$$

Determinación del calor del aire de entrada. (Q_a)

$$Q_a = V_a \cdot (\mathcal{E}_{asc} - \mathcal{E}_{aec})$$

Donde:

\mathcal{E}_{asc} : Entalpía del aire de salida de caldera; [kJ / kg]

\mathcal{E}_{aec} : Entalpía del aire de entrada a caldera; [kJ / kg]

$$Q_a = 1,52 \cdot (260,00 - 77,00)$$

$$Q_a = 278,16 \text{ kJ / kg}$$

Determinación del calor total disponible. (Q_d)

$$Q_d = Pcb + Q_{fc} + Q_a$$

$$Q_d = 7\,379,90 + 62,04 + 278,16$$

$$Q_d = 7\,720,10 \text{ kJ / kg}$$

Cálculo de las pérdidas por incombustión mecánica. (q_4)

Puede asumirse el valor medio $q_4 = 2,75 \%$ pues según ⁽⁹⁾, las pérdidas de calor por incombustión mecánica, para los combustibles sólidos pulverizados, se encuentran en el rango (0,5 a 5,0) %.

Cálculo de las pérdidas en los gases de escape. (q_2)

$$Q_2 = (\mathcal{E}_{ge} - Cea_{ge}) \cdot \left(\frac{100 - q_4}{100} \right)$$

$$Q_2 = (1\,493,10 - 1,71) \cdot \left(\frac{100 - 2,75}{100} \right)$$

$$Q_2 = 1\,450,38 \text{ kJ / kg}$$

$$q_2 = \left(\frac{Q_2}{Q_d} \right) \cdot 100$$

$$q_2 = \left(\frac{1\,450,38}{7\,720,10} \right) \cdot 100$$

$$q_2 = 18,79 \%$$

Cálculo de las pérdidas por incombustión química. (q_3)

$$q_3 = \left(\frac{237 \cdot (C^t + 0,375 \cdot S^t) \cdot CO}{CO_2 + CO} \right) \cdot \left(\frac{100}{Q_d} \right)$$

$$q_3 = \left(\frac{237 \cdot (23,014 + 0,375 \cdot 0,169) \cdot 0,30}{12,00 + 0,30} \right) \cdot \left(\frac{100}{7\,720,10} \right)$$

$$q_3 = 1,73 \%$$

Cálculo de las pérdidas al medio ambiente. (q_5)

Para un rango de capacidad de evaporación (G_{vapor}) comprendido entre (5,50 y 27,70) kg / s , las pérdidas al medio ambiente se calculan mediante la siguiente expresión:

$$q_5 = 1,7809 - 0,1071 \cdot G_{vapor} + 0,0041 \cdot (G_{vapor})^2 - 5,8448 \cdot 10^{-5} \cdot (G_{vapor})^3$$

Para la caldera de 80 t/h. (22.22 kg/s)

$$q_5 = 1,7809 - 0,1071 \cdot 22,22 + 0,0041 \cdot (22,22)^2 - 5,8448 \cdot 10^{-5} \cdot (22,22)^3$$

$$q_5 = 0,78 \%$$

Para la caldera de 80 t/h. (10.15 kg/s)

$$q_5 = 1,7809 - 0,1071 \cdot 10.15 + 0,0041 \cdot (10.15)^2 - 5,8448 \cdot 10^{-5} \cdot (10.15)^3$$

$$q_5 = 1.05 \%$$

Cálculo de las pérdidas en las cenizas. (q_6)

Para calderas bagaceras con temperatura en las cenizas alrededor de $300 \text{ }^{\circ}\text{C}$, las pérdidas de calor en las cenizas pueden ser despreciadas pues $q_6 \leq 0,10 \%$. En este caso, se considera el máximo valor de esta pérdida $q_6 = 0,10 \%$.

Determinación de la eficiencia bruta del generador de vapor. (η_{bgv})

$$\eta_{bgv} = 100 - (q_2 + q_3 + q_4 + q_5 + q_6)$$

Para la caldera de 80 t/h. (22.22 kg/s)

$$\eta_{bgv} = 100 - (18,79 + 1,73 + 2,75 + 0,78 + 0,10)$$

$$\eta_{bgv} = 75,85 \%$$

Para una caldera de 80 t/h. (10.15 kg/s)

$$\eta_{bgv} = 100 - (18,79 + 1,73 + 2,75 + 1.05 + 0,10)$$

$$\eta_{bgv} = 75,58 \%$$

Determinación del consumo de bagazo como combustible.

Índice de generación bruta del generador de vapor.

$$IGB = \frac{P_{cb}}{\mathcal{E}_{vsc} - \mathcal{E}_{aa}}$$

$$IGB = \frac{7\,379,90}{3\,073,85 - 439,95}$$

$$IGB = 2,80 \text{ kg}_{\text{vapor}} / \text{kg}_{\text{bagazo}}$$

Índice de generación neta del generador de vapor.

$$IGN = IGB \cdot \eta_{bgv}$$

Para la caldera de 80 t/h. (22.22 kg/s)

$$IGN = 2,80 \cdot 0,7585$$

$$IGN = 2,12 \text{ kg}_{\text{vapor}} / \text{kg}_{\text{bagazo}}$$

Para una caldera de 80 t/h. (10.15 kg/s)

$$IGN = 2,80 \cdot 0,7558$$

$$IGN = 2,11 \text{ kg}_{\text{vapor}} / \text{kg}_{\text{bagazo}}$$

Consumo de bagazo como combustible. (B_c)

Con $G_{vsc} = F_{vgv} = 116554.27 \text{ kg/h} = 32.37 \text{ kg/s}$, puede calcularse el consumo de bagazo combustible, necesario para la generación de vapor total.

$$B_c = \frac{G_{vsc}}{IGN}$$

Para la caldera de 80 t/h. (22.22 kg/s)

$$B_c = \frac{22.22}{2,12} = 10.48 \text{ kg/s}$$

Para una caldera de 80 t/h. (10.15 kg/s)

$$B_c = \frac{10.15}{2,11} = 4.81 \text{ kg/s}$$

El consumo total de bagazo combustible será:

$$B_c = 10.48 + 4.81 = 15.29 \text{ kg/s}$$

$$Bc = 15.29 \text{ kg / s} = 55044 \text{ kg / h}$$

Consumo de bagazo no combustible. (B_{nc})

$$B_{nc} = B_f + B_{pma}$$

Donde:

B_f : Bagazo para la filtración de cachaza; [kg / h]

B_{pma} : Bagazo perdido en manipulación y almacenamiento; [kg / h]

El bagazo utilizado para la filtración de la cachaza se calcula por:

$$B_f = \frac{0,7 \cdot C}{100}$$

$$B_f = \frac{0,7 \cdot 239\,583,33}{100}$$

$$B_f = 1\,677,08 \text{ kg / h}$$

El bagazo perdido en manipulación y almacenamiento, para las fábricas de mediana capacidad y con casa de bagazo se calcula por:

$$B_{pma} = \frac{1,5 \cdot B_p}{100}$$

$$B_{pma} = \frac{1,5 \cdot 83289,06}{100}$$

$$B_{pma} = 1249,33 \text{ kg / h}$$

Por tanto:

$$B_{nc} = 1\,677,08 + 1249,33$$

$$B_{nc} = 2\,926,41 \text{ kg / h}$$

Bagazo disponible. (Bd)

$$Bd = Bp - Bnc$$

$$Bd = 83289.06 - 2926.41$$

$$Bd = 80362.65 \text{ kg / h}$$

Bagazo sobrante. (Bs)

$$Bs = Bd - Bc$$

$$Bs = 80362.65 - 55044$$

$$Bs = 25318.65 \text{ kg / h}$$

Consumo de vapor en los Motores Primarios.

El consumo de vapor en los turbogeneradores se puede calcular mediante la expresión:

$$F_{vtg} = \frac{N_{turb} \cdot 3600}{Hr \cdot \eta_{tub} \cdot \eta_{mec} \cdot \eta_{elect}}$$

Donde:

F_{vtg} : Flujo de vapor demandado por el turbogenerador; [kg / h]

N_{turb} : Capacidad de generación eléctrica del turbogenerador; [kwh]

Hr : Trabajo real que desarrolla el vapor en la turbina; [kJ / kg]

η_{tub} : Rendimiento en tuberías del turbogenerador.

η_{mec} : Rendimiento mecánico del turbogenerador.

η_{elect} : Rendimiento eléctrico del turbogenerador.

El trabajo real que desarrolla el vapor sobrecalentado en la máquina está determinado por:

$$Hr = \varepsilon_{vsc} - \varepsilon_{vesc}$$

Con la temperatura y la presión absoluta del vapor sobrecalentado, $t_{vsc} = 320,00 \text{ } ^\circ\text{C}$ y $P_{vsc} = 1,825 \text{ MPa}$, se obtiene la entalpía del vapor sobrecalentado $\varepsilon_{vsc} = 3073,85 \text{ kJ/kg}$.

El rendimiento en tuberías se recomienda en el rango $\eta_{tub} = (0,94 - 0,98)$ y según las condiciones específicas de la muestra de investigación $\eta_{tub} = 0,94$.

Los rendimientos mecánicos y eléctricos de los turbogeneradores se determinarán a través de las siguientes expresiones:

$$\eta_{mec} = 0,96 - \frac{0,025}{\sqrt[3]{N_{turb}/1000}} \quad \text{y} \quad \eta_{elect} = 1,00 - \frac{0,040}{\sqrt{N_{turb}/1000}}$$

Tabla 14. Resultados de los cálculos en Turbogeneradores.

<i>Cap. Inst. Turb</i>	η_{tub}	η_{mec}	η_{mec}	ε_{vsc}	ε_{esc}	<i>Hr</i>	<i>Fvtg</i>
5 000	0,940	0,945	0,982	3 073,85	2 741,74	332,11	62 132,58
4 000	0,940	0,944	0,980	3 073,85	2 741,74	332,11	49 860,27
3 000	0,940	0,943	0,977	3 073,85	2 741,74	332,11	37 549,81
Flujo de vapor para 100 % de capacidad de generación eléctrica instalada							149 542,66

Como la cantidad de vapor directo que demandan los turbogeneradores es igual a la cantidad vapor que escapa de estos, entonces:

$$F_{vtg} = F_{vesc} + F_{vdes}$$

$$F_{vtg} = 106752.30 + 2161.20$$

$$F_{vtg} = 108913.50 \text{ kg/h}$$

De este resultado se infiere que los turbogeneradores mayores generarán a sus capacidades nominales y el turbogenerador de 3 000 kwh permitirá el balance de vapor de la fábrica.

$$Fvtg = Fvtg_1 + Fvtg_2 + Fvtg_3$$

Al despejar queda:

$$Fvtg_3 = Fvtg - Fvtg_1 - Fvtg_2$$

$$Fvtg_3 = 108913.5 - 62132.58 - 37549.817$$

$$Fvtg_3 = 9231.11 \text{ kg/h}$$

Si se despeja la capacidad de generación eléctrica del turbogenerador, en la expresión general, se obtiene que:

$$N_{turb_3} = \frac{Fvtg_3 \cdot Hr \cdot \eta_{tub} \cdot \eta_{mec} \cdot \eta_{elect}}{3600}$$

$$N_{turb_3} = \frac{9231.11 \cdot 332,11 \cdot 0,940 \cdot 0,943 \cdot 0,977}{3600}$$

$$N_{turb_3} = 737 \text{ kwh}$$

Para determinar la generación de electricidad real del turbogenerador 3 ($N_{turb_{3R}}$), debe tenerse en cuenta el factor de corrección por carga. (Kc)

Tabla 15. Factores de corrección por carga en turbogeneradores.

% de carga	Capacidad nominal [kwh]								
	500	1 000	2 000	3 000	4 000	5 000	6 000	7 000	7 500
25	0,698	0,718	0,730	0,735	0,738	0,739	0,740	0,740	0,741
50	0,883	0,893	0,898	0,900	0,901	0,902	0,903	0,903	0,904
75	0,960	0,965	0,966	0,966	0,967	0,967	0,968	0,968	0,986
100	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Como $N_{turb_3} = 737 \text{ kwh}$ representa 25 % respecto a la carga nominal; mediante interpolación se obtiene que $Kc = 0.735$

$$N_{turb_{3R}} = N_{turb_3} \cdot Kc$$

$$N_{turb_{3R}} = 737 * 0.735$$

$$N_{turb_{3R}} = 541 \text{ kwh}$$

La generación total de electricidad en la instalación será:

$$N_{turb} = N_{turb_1} + N_{turb_2} + N_{turb_{3R}}$$

$$N_{turb} = 5\,000,00 + 3\,000,00 + 541$$

$$N_{turb} = 8541 \text{ kwh}$$

Como la capacidad de generación eléctrica instalada es mayor que la necesaria para abastecer la demanda de vapor de escape en la fábrica, entonces no es necesario pasar vapor directo por reductora a escape, mientras la molida se aproxime a la norma potencial.

Por datos históricos analizados muestran que la demanda eléctrica de la industria es de 7200-7500 kwh.

Los principales resultados del balance energético global se resumen a continuación

Resultados	UM	valores
Eficiencia neta generación de vapor	%	75.85
Generación total de electricidad	Kwh	8541
Indice de generacion bruta	Kg vapor/ kg bagazo	2.80
Consumo de vapor de turbo generadores	Kg/h	108913.50
Pérdidas	Kg/h	1165.54
Consumo de vapor del proceso tecnologico	Kg/h	181542.06
Consumo total del vapor de escape	Kg/h	106752.30
Bagazo sobrante	Kg/h	25318.65

2.4 Valoración Económica Social

Las modificaciones realizadas en el esquema energético tecnológico de la UEB Urbano Noris muestran resultados económicos apreciables:

1. Aumento del ingreso por venta de electricidad al SEN
2. Disminución de capacidad eléctrica instalada en área de evaporación.

La consideración de los gastos incurridos en estas modificaciones consisten en:

Gastos de fuerza de trabajo: \$ 34257.65

Gastos de materiales: \$ 8442.29

Gastos totales: \$ 42699.94

Entrega de electricidad a la red nacional: 1706290 Kwh.

Precio promedio ajustado: 0.184 Kwh.

Ingresos totales por concepto de venta de electricidad al SEN: \$ 307 132.20

Resultados económico: \$ 264 432.26

En la zafra 2012 con una producción de azúcar de 25000 TM se alcanzó una venta de electricidad de \$ 104 000.00, en la zafra 2013 con una producción de 33 000 TM se alcanzó vender \$ 307132.20, demostrando la efectividad de las modificaciones realizadas en el esquema de evaporación.

Podemos tener en cuenta además las ventajas que desde el punto de vista operacional al eliminarse tuberías, válvulas, motores eléctricos, pérdidas por indeterminados, disminución del tiempo perdido por roturas en esta área, manteniéndose los parámetros de calidad del azúcar esperados para su comercialización internacional.

CONCLUSIONES

Los cálculos del balance energético demuestran que las modificaciones en el esquema energético tecnológico han sido correctas dado que:

1. Existe un sobrante de bagazo de 25318.65 kg/h que facilita la continuidad del proceso de fabricación en etapas de paralización
2. De acuerdo al esquema energético tecnológico adoptado la UEB Urbano Noris es capaz de autoabastecerse energéticamente y vender a la Red Nacional más de 300.00 MP en electricidad
3. La capacidad instalada en las calderas es de 160 000 kg/h de vapor y el flujo de vapor generado es de 116 931.25 kg/h, con una eficiencia del 75 %

RECOMENDACIONES

1. Diseñar una variante tecnológica de utilización del bagazo sobrante como combustible para próximas zafras
2. Adquirir el equipamiento necesario en los turbogeneradores para continuar la producción y ventas de electricidad al SEN en etapas de no zafra
3. Estudiar la baja eficiencia de los generadores de vapor mostrados en la última zafra

BIBLIOGRAFIA

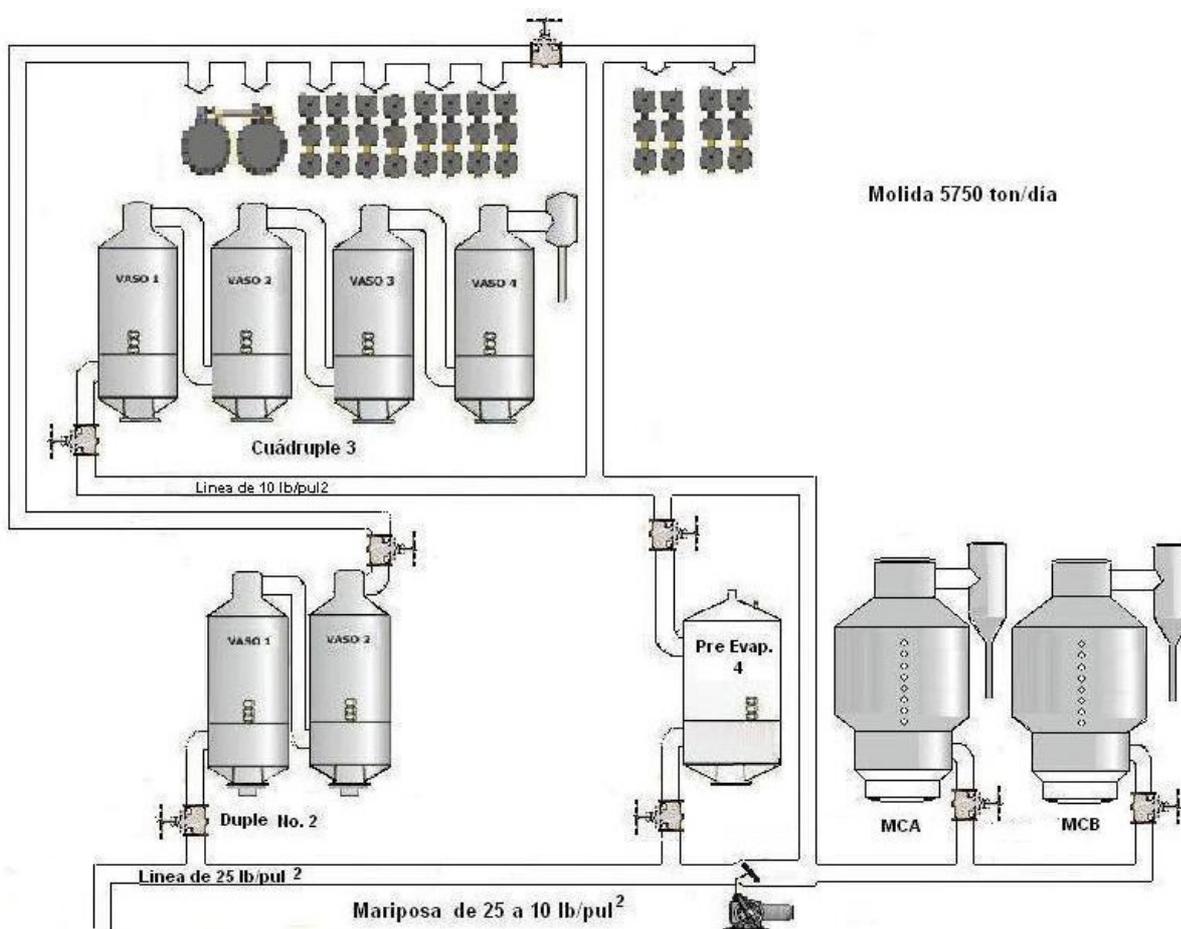
1. Auditoría energética en un ingenio. <http://biblioteca.idict.villaclara.cu/UserFiles/File/ciencia/Paginas%20desdeCAz%204-2001-3.pdf>
2. Chen, James C.P. y otros; Manual del Azúcar de Caña: Para Fabricantes de Azúcar de Caña y Químicos Especializados; Limusa – Noriega Editores, México, 1999, ISBN 968-18-3662-6
3. Clark, J. A. y García López, F.: El proceso de fabricación de azúcar crudo en los tachos. Ciencia y Técnica. Instituto del Libro, 1969.
4. Colectivo de autores: Manual de operaciones para la producción de azúcar crudo de caña. Colectivo de autores: Manual de operaciones. Imprenta MINAZ, 1996.
5. Colectivos de autores: Sistemas de utilización de calor. Editorial Pueblo y Educación, 1984
6. El cambio tecnológico. <http://www.oei.es/memoriasctsi/mesa6/m06p31.pdf>
7. Emmett, C. R.; et al; "Filtration"; Perry's Chemical Engineer's Handbook, Electronic Edition, McGraw – Hill Companies Incorporated, NY, 1999, Section 18 pág. 74 – 88.
8. Esquema energético. <http://monografias.umcc.cu/monos/2012/.../mo12103.pdf>
9. Herryman, M.; Alfonso, G.: "Problemática internacional de la industrialización del bagazo", Revista ICIDCA, vol XXIV, #2-3, pp:33-36, 1990
10. Hugot E.: Manual para ingenieros azucareros. Compañía Editorial Continental SA. México DF. 1964.
11. Jenkins, G.H.; Introducción a la Tecnología del Azúcar de Caña; Editorial Ciencia y Técnica / Instituto del Libro; 1971, páginas 536 a 538.
12. Keenan Joseph, H.: Steam Table and Mollier Diagram. Editorial Pueblo y Educación. La Habana, 1986
13. Klibansky, M.: "Alcohol etílico", La industria de los derivados de la caña de azúcar, Cap XII, pp:341-349, 1983
14. Llanes, J.; Torres, J.: "Caña de azúcar, ¿azúcar o energía? Hacia un sistema energético sustentable", Taller Económico ambiental, Kingston, Jamaica, 1994

15. López Figueredo, E.; “Azúcar de Alta Calidad y Eficiencia” (Presentación en Power Point sobre el Ingenio “Carlos Baliño ”), Grupo Empresarial MINAZ Villa Clara, 2004.
16. López, P.; de Armas, C.: "La industria de la caña de azúcar en el marco de la crisis energética", Revista ICIDCA, vol XIII, #1/2/3, pp:14-23, 1979
17. Mesa, J.: "La agroindustria azucarera en un marco de Desarrollo Sostenible", Tesis de Maestría en Economía, universidad de la Habana, 1997
18. Mesa, J.; Glez, L.; Llanes, J.: "Tendencias de producción y mercado de papel", Revista ICIDCA, vol XXXI, #1, pp: 27-32, 1997.
19. MINAZ: "Potencial de productos con destino a la alimentación animal", Informe externo, ICIDCA, IE-339, 1972
20. MINAZ: Balance de bagazo. Ministerio del azúcar. Enero, 1989.
21. Morera, R.; Leal, D.: "Eficiencia agroindustrial y energética de la industria azucarera", Informe externo, ICIDCA, IE-671, 1993
22. Nocedo, I. : "La crisis del mercado azucarero" Economía y Desarrollo, #106, pp: 92-101, sep-oct/88
23. Optimización energética para la producción simultánea de azúcar y alcohol en Tucumán, R. Argentina. <http://www.scielo.org.ar/pdf/riat/v88n2/v88n2a04.pdf>
24. Pávlov K. F.: Programas y ejemplos para el curso de operaciones básicas en tecnología química. Editorial Mir. Moscú. 1981.
25. Pedrosa Puertas, Rafael: Fabricación de azúcar crudo de caña. Editorial científico — técnico. La Habana, 1975.
26. Peláez, M; Esturo, C; Falcón F. y otros; “Manual de Operaciones para la Producción de Azúcar de Caña”; MINAZ; Dirección Tecnología, MINAZ, 1996.
27. Pérez García, Liudmila: Trabajo de diploma. Estudio del sistema energético del CAÍ “Cristino Naranjo”. Santiago de Cuba, 2001.
28. Peters. M. S.. Plant Desing and Economics for Chemical Engineers. Edición revolucionaria. Instituto del Libro, 1970.
29. Pons. Hernández, A: Termodinámica Técnica para Ingenieros Químicos. Editorial Pueblo y Educación. Ciudad de La Habana, 1987.

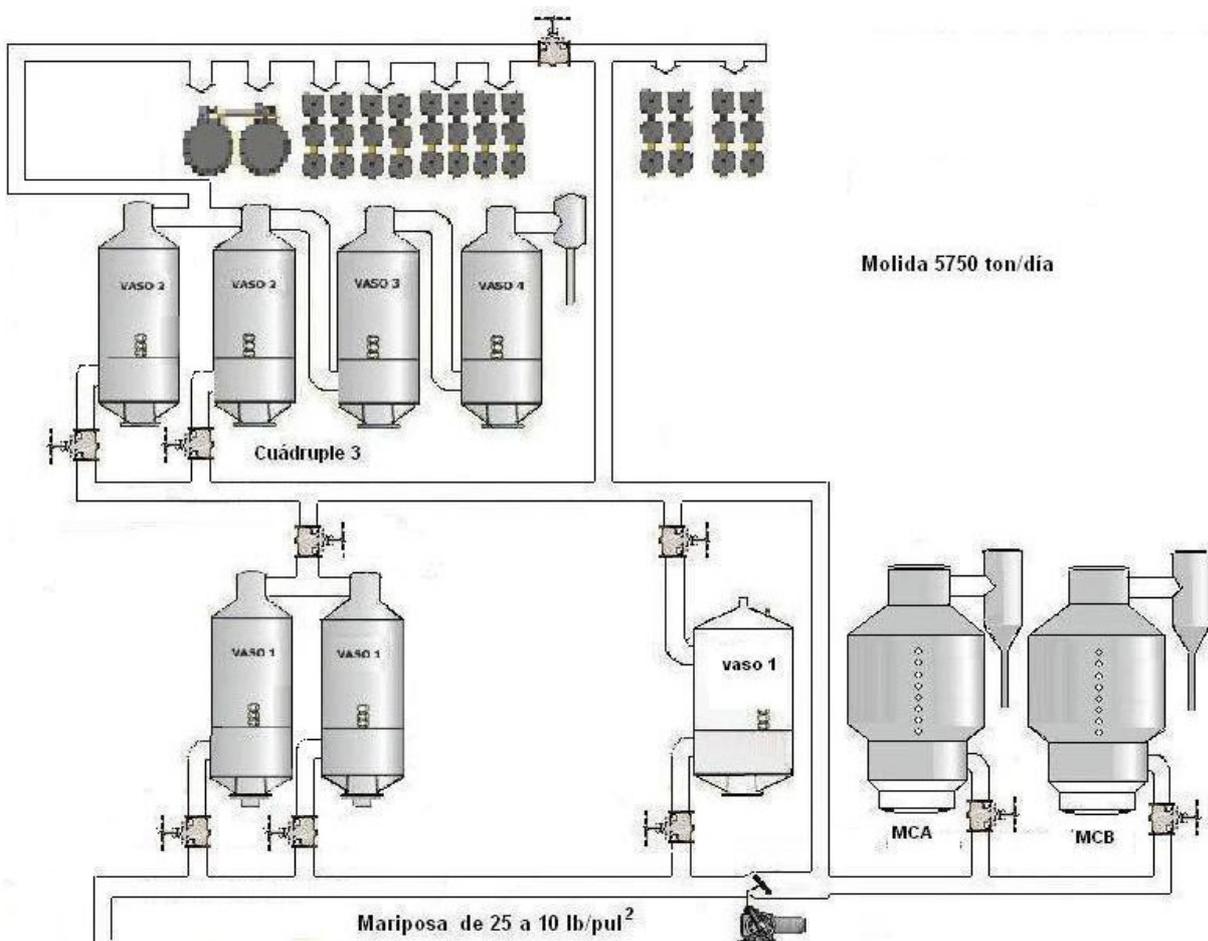
30. Quesada, G.R.; “Normalización de Equipos de Calentamiento de Jugo en la Industria Azucarera Cubana”, Cuba Azúcar, Oct – Dic., 1973, pág. 33 – 45.
31. Romero, R. O.; “Metodología para Incrementar el Aporte de Electricidad con Bagazo y Alternativa de Combustible para Generar Fuera de Zafra”, Tesis de Doctorado, Tutores: Rolando Alfredo Hernández. y Héctor Pérez de Alejo V, Centro Universitario de Sancti Spíritus, 2005
32. Ruiz, N.M. :“Estudio de la tendencia del consumo per capita anual de azúcar período 1954-84)”, CubAzúcar, pp:18-21, oct-dic/86
33. Sánchez Novoa, Dáiron y A. Girón Campaña: Trabajo de diploma. Estudio energético en el CAI “Antonio Maceo”. Santiago de Cuba, 2001.
34. Santiesteban C. Roberto: Trabajo de diploma. Análisis energético en el CAI “Rafael Freyre”. Santiago de Cuba, 2002.
35. Suárez, R.:“Caña de azúcar: medio ambiente y desarrollo”, Seminario Internacional de Generación Comercial de Energía Eléctrica en la Agricultura Cañera, pp:415-447, jun/94
36. Toledo, L; Pérez de Alejo, H; Riera, G y otros; “Método para Organizar las Operaciones y Alisar el Consumo de Vapor en la Estación de Tachos considerando la Tasa de Molido y el Balance Termo Energético”, Cuba – Azúcar, Abril – Junio, pág. 38 - 41, 1985.

ANEXO 1

ESQUEMA DE DISTRIBUCIÓN DE VAPOR ANTERIOR



ANEXO 2 ESQUEMA DE DISTRIBUCIÓN DE VAPOR ACTUAL





ANEXO 3

ESQUEMA ENERGÉTICO PARA LA MOLIDA DE 5 750 T/día

