Universidad de Cienfuegos "Carlos Rafael Rodríguez"

FACULTAD DE INGENIERÍA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA

Trabajo de Diploma en opción al título de Ingeniero Químico.

Título: Propuesta para el aumento de capacidades en la Industria Azucarera Antonio Sánchez.

Autora: María Luisa Freide Orozco

Tutores: MSc. Víctor González Morales

Ing. Carlos Hidalgo Rodríguez

Curso: 2014 - 2015

AGRADECIMIENTOS

- A Dios por haberme permitido superar tantas pruebas y llegar tan lejos.
- A mi mamá Marlene y mi papá Eduardo por sus inmensos sacrificios para que yo estuviese donde estoy hoy.
- A mis tíos, Ibraín, Niurka, Yoel y Nohemí; por todo su cariño y apoyo para lograr este sueño.
- A mi segunda madre Lisqueidy por su amor y apoyo incondicional.
- A mi tía María Elsa por quererme tanto y por su colaboración a lo largo de estos años para que yo lograse mi sueño.
- A mí abuela Irma por quererme tanto.
- A mi tutor Víctor González quien ha hecho de mí una profesional competente y a Gollita por toda su colaboración a lo largo de mis prácticas profesionales.
- A Yoandra por ser mi amiga del alma y compartir conmigo tiempos buenos y no tan buenos.
- A mi prima Yamelis por quererme tanto, a mis amigas Daineris, Leydis, Lisnaicy, Yudi, Danita; y a mis compañeros de la universidad con quienes compartí momentos buenos y malos y sobre todo muchas noches de desvelo estudiando para los exámenes.

En fin mil gracias a todas las personas que me quieren, que han contribuido a mi formación profesional y que siempre creyeron en mi.

DEDICATORIA

- A mis padres quienes me han guiado por el camino de la vida y del éxito.
- A mi segunda madre y a mis tíos que ni en mil vidas les pago todo lo que han hecho por mí a lo lago de estos años.
- A mi abuela Luisa y a mi tía Lázara quienes siempre soñaron con ver llegar este día y no pudieron estar porque lamentablemente no están entre los vivos.
- A mi hermanita Betzabeth Yulissa para que comprenda que cuando nos proponemos una meta siempre se puede alcanzar.

RESUMEN

Tras la propuesta de AZCUBA de implementar en Antonio Sánchez un proyecto de industria azucarera de nuevo tipo que considere todos los aspectos agroindustriales y del entorno de la industria se hizo necesario actualizar las capacidades de cada equipo involucrado en el proceso con el fin de aumentar la capacidad de producción de azúcar de dicha Empresa. Se realizó un análisis con el objetivo de verificar si todos los equipos estaban trabajando al máximo de su capacidad para poder aumentar la producción, haciendo énfasis en un proceso que sea sostenible de forma económica, ambiental y social. Se efectuó un análisis de las molidas por horas de los días más significativos en el período de zafra 2014 - 2015 con el objetivo de determinar la nueva capacidad de producción. También se completó un balance de masa y de energía, puesto que es imprescindible para controlar lo que entra y sale en cada área del proceso, por su impacto medioambiental. Se realizo la evaluación económica necesaria para justificar la rentabilidad de las sustituciones propuestas del equipamiento evitando las perturbaciones o cuellos de botellas para el proceso, y se logra la factibilidad económica y su impacto ambiental favorable en la UEB Azucarera Antonio Sánchez.

Palabra claves:

Fabrica de azúcar, Balance de Capacidades, Balance de masa y energía.

ABSTRACT

After the proposal of AZCUBA of implementing in Antonio Sanchez a project of sugar industry again type that considers all the factory aspects and of the environment of the industry it became necessary to modernize the capacities of each team involved in the process with the purpose of increasing the capacity of production of sugar of this Company. It was carried out an analysis with the objective of verifying if all the teams were working to the maximum of their capacity to be able to increase the production, making emphasis in a process that is sustainable in an economic, environmental and social way. It was make out an analysis of those milled by hours of the most significant days in the period of harvest 2014 - 2015 with the objective of determining the new production capacity. It was also complete out a balance of mass and of energy, since it is indispensable to control what enters and it leaves in each area of the process, for their environmental impact. It was carried out the necessary economic evaluation to justify the profitability of the proposed substitutions of the equipment avoiding the interferences or necks of bottles for the process, and it is achieved the economic feasibility and their favorable environmental impact in the Sugar UEB Antonio Sanchez.

Keys word:

Sugar's factory, Balance of Capacities, Balance of mass and energy.

ÍNDICE *Pág.*

INTRODUCCIÓN *1*

Capitulo 1: Revisión Bibliográfica *6*

1.1 Definiciones generales. *9*

1.2 Derivados de la caña de azúcar. *11*

1.3 Etapas del proceso de producción del Azúcar Crudo. *11*

1.4 Factores que influyen en la producción azucarera. *17*

1.5 Aporte de la industria azucarera a la contaminación atmosférica. *18*

1.6 Uso de la biomasa. *18*

1.7 Características energéticas y ambientales del uso de la biomasa cañera. *19*

1.8 Conceptos utilizados. *20*

1.9 Metodología de cálculo para el balance de masa. (Peñalver,2012) *22*

1.10 Metodología de cálculo para el balance de energía. (Peñalver,2012) *23*

Capitulo 2: Balances de masa y energía en la fabricación de azúcar **29**

2.1Función y descripción del sistema en estudio. **29**

2.3Resumen de los Balances de Masa y Energía en las condiciones actuales. **35**

2.4 Desarrollo de los Balances de Masa y Energía en condiciones del aumento de capacidad. **36**

Resumen de los Balances de Masa y Energía. **52**

2.5 Análisis de los Resultados. **53**

2.6 Balance de Capacidades. **53**

Capitulo 3: Evaluación de la factibilidad económica y ambiental. 61

Tabla 3.1: Precio de equipamiento 61

Tabla 3.3: Presupuesto de inversión. 64

Tabla 3.4 Costos de los años productivos. 65

Tabla 3.8: Servicio de la Deuda. 69
Tabla 3.9: Flujo de Caja y Valor Actualizado para la Rentabilidad de la Inversión Total. 70
Tabla 3.10: Resumen de la evaluación económica: 71
Tabla 3.11: Parámetros Económicos..... 72

INTRODUCCIÓN

El cultivo de la caña y la producción de azúcar han sido, desde el mismo nacimiento de la nación cubana, base de su economía y un elemento significativamente vinculado a su desarrollo social, a su cultura y a sus tradiciones.**(Peñalver, 2012)**

Por muchos años la industria azucarera cubana mantuvo un liderazgo indiscutible dentro del desarrollo de la economía nacional. En la segunda mitad de la década de los ochenta, el sistema productivo cañero mostró sus primeros síntomas de deterioro, esto motivado fundamentalmente porque los mecanismos establecidos no incidían en el aumento y calidad de los procesos productivos de dicho sector. El proceso de agudización en esta agroindustria ocurre con la crisis económica desatada en el país a causa del derrumbe de la URSS, en los años noventa **(Peñalver, 2012)**.

Actualmente continúan las situaciones adversas, que entre otras, podemos citar: la pérdida de un mercado preferencial, el incremento del posicionamiento de los productos edulcorantes en el mercado mundial, la elevación significativa de los precios de los insumos necesarios para garantizar la industria azucarera, así como el recrudecimiento del bloqueo impuesto por EE.UU. por casi medio siglo de existencia **(Peñalver, 2012)**.

Con el paso de los años y el avance de la investigación y la tecnología en el cultivo de la caña, se ha ampliado el portafolio de productos, con el fin de agregar valor a la cadena de producción, de tal manera que hoy en día los mismos ingenios fabrican diferentes calidades de azúcar, mieles, alcohol industrial, alcohol potable, alcohol carburante, energía eléctrica, preparaciones alimenticias, abonos orgánicos, entre otros.

(González, 2006)

Para ayudar a ese propósito, el MINAZ dio en 2008 los primeros pasos hacia un proyecto, denominado Vitrina, porque va encaminado a lograr la excelencia en todas las esferas del quehacer azucarero, que persigue diseñar una industria azucarera modelo de nuevo tipo y la recuperación consiguiente de un sector que fue alguna vez columna económica casi absoluta de Cuba **(Terrero, 2011)**.

El mismo consiste en la introducción de modernas tecnologías agroindustriales para la búsqueda de una empresa, que sea capaz de producir caña, azúcar y derivados con marcada eficiencia y, por ende, positivos resultados económicos que redunden en beneficio de los colectivos laborales y del capital de la entidad. **(Terrero, 2011)**

A partir de esta experiencia el grupo AZCUBA propuso implementar en Antonio Sánchez el proyecto Vitrina, por tener las condiciones creadas fundamentalmente en la producción cañera, base indispensable para la sostenibilidad económica y seguridad de retorno en la inversión.**(Sardiñas, 2013)**

La ejecución del proyecto se justifica por los beneficios energéticos y económicos que representa su adopción. A partir de esta implementación propuesta por el grupo AZCUBA se hace necesario realizar una optimización del uso de la materia prima y una disminución del uso de combustible, así como un mayor aprovechamiento de las capacidades de cada equipo que interviene en el proceso con el objetivo de aumentar la producción de azúcar y miel.

Problema científico

Es necesario disponer de una base actualizada de datos de capacidades de cada equipo involucrado en el proceso de obtención de azúcar y miel final con el objetivo de proponer un incremento en la producción para aprovechar al máximo todo el equipamiento disponible y analizar las posibilidades de implementar nuevo equipamiento para lograr concretar la propuesta formulada.

Objetivo general

Elaborar una propuesta para aumentar la producción de azúcar, haciendo un análisis de capacidad de cada equipo que interviene en el proceso y los principales problemas del equipamiento existente en la Industria Azucarera Antonio Sánchez y las posibilidades de realizar un cambio de los mismos.

Objetivos específicos

1. Actualizar el estado del arte en las temáticas de balances de masa y energía en Fábricas azucareras y los estudios de capacidades del equipamiento instalado en la fábrica.
2. Analizar las molidas horarias y los parámetros principales de capacidad.
3. Balance de materiales y energía en las condiciones propuestas en la fábrica.
4. Analizar las capacidades del equipamiento actual para precisar la propuesta de aprovecharlos o sustituirlos.

Hipótesis.

Si evalúan y proponen alternativas para el aumento de capacidades en el central Antonio Sánchez, entonces se posibilitará un aumento de la capacidad de producción de azúcar y de miel.

Metodología a utilizar.

El enfoque metodológico del presente trabajo, se fundamenta en un análisis de la capacidad de producción en la Empresa Azucarera Antonio Sánchez. Se aplica una metodología de trabajo que permite acometer el diagnóstico, caracterización y análisis de los problemas existentes en el equipamiento actual y sus posibles soluciones.

Métodos teóricos:

- Histórico - lógico.
- Analítico-sintético.
- Inductivo-deductivo.

Del nivel empírico:

- Análisis documental.
- Observación.

*Del nivel estadístico**:***

- De la estadística descriptiva: el análisis de indicadores productivos.

Para el manejo de la información se utiliza la recopilación de datos, procesamiento y representación de los mismos. La metodología a usar es la ambiental. Se aplican programas estadísticos y matemáticos como el Microsoft Excel y los Programas Balance, Deuda y Flujos aprobados por el MEP.

Resultados esperados.

- Se espera que una parte del equipamiento existente en la fábrica actualmente pueda responder a un aumento de la materia prima de entrada.
- Que si el equipamiento actual no satisface la propuesta del aumento se pueda definir cuáles son los mejores equipos para materializar la misma.
- De aplicarse dicha propuesta, en el ámbito económico aumentar la producción de azúcar y de miel.
- Se pretende aumentar la producción pero siempre teniendo en cuenta disminuir el impacto ambiental puesto que la caña de azúcar constituye el tipo de biomasa con mayor importancia y potencial como combustible. Introduciendo nuevas tecnología se logra un impacto positivo sobre el medio ambiente, ya que la cantidad de combustible fósil dejado de quemar asciende a 32 640 tpe/a, lo que equivale a 119 748 t de CO_2/a que se dejan de emitir a la atmósfera.
  (Reyes, 2003).

Capítulo 1

Capitulo 1: Revisión Bibliográfica

El azúcar es un bien de consumo básico para los países de América Latina y el Caribe. Los niveles de consumo per cápita de azúcar en la mayoría de los países de la región se ubican entre 30 y 50 kilogramos al año, lo que representa del 13 por ciento al 21 por ciento de la ingesta calórica diaria de las personas, de ahí que el azúcar contribuye significativamente al aporte de energía en la dieta de la población Latinoamericana y del Caribe. **(Menchaca, 2012)**

En el contexto internacional, la industria azucarera de América Latina y el Caribe no escapa a los cambios que se están dando en materia de política económica. A principios de esta década la actividad azucarera de América Latina y el Caribe al igual que la del resto del mundo, muestra una serie de drásticos cambios en el funcionamiento y desarrollo de la industria, entre los que merecen mencionarse :

- Cambios en la política comercial con tendencia a una desregulación de los mercados internos y reducción de barreras comerciales.
- Cambios en los sistemas de pago de materia prima, pasando de sistema de pago por peso, a otros de pago por la calidad de la materia prima.
- Cambios en la propiedad de los ingenios pasando de la propiedad estatal a la propiedad privada, en gran número de países.
- Cambios en la importancia relativa de los principales países productores y exportadores de azúcar.
- Cambios en los destinos y volúmenes de las exportaciones. Los países de América Latina y el Caribe están explorando nuevos mercados con sus exportaciones y ahora el precio internacional tiene más influencia en sus industrias.
- La participación relativa de las exportaciones a los mercados preferenciales se ha reducido, como una consecuencia de la diversificación de sus exportaciones.
- La industria azucarera de la región en general se ha modernizado aumentando con ello su eficiencia y reduciendo sus costos de producción.

Estos cambios han motivado a diversos países para aumentar su productividad y a la vez disminuir sus costos, en tanto que los precios internacionales han reducido considerablemente su variabilidad, oscilando alrededor de los costos de producción de los grandes productores con buena eficiencia.

Localizable en **(http://www.cubagob.cu/des_eco/azucar.htm)**

La competencia entre los países productores y exportadores de azúcar, así como la presión que ejercen los sustitutos del azúcar, son factores que obligan a la industria azucarera de la región, a mejorar sus niveles de competitividad, para mantenerse en un mercado global cada vez más competido y no depender de acuerdos preferenciales que pudieran verse en peligro por las tendencias a la liberación. **(INICA, 2002)**

En el caso de América Latina y el Caribe, en lo que a producción se refiere, es notoria la drástica disminución ocurrida en Cuba y el gran aumento en Brasil, y en menor medida, aumentos considerables en México, Guatemala y Colombia. En cuanto a exportaciones, la Comunidad Europea (CE) supera a Cuba, a partir de comienzos de la década, para a su vez ser superada por Brasil en la actualidad, como primer exportador mundial.
(Menchaca, 2012)

A finales de la década de los 80 la participación del azúcar en las exportaciones cubanas, representó el 75 por ciento **(GEPLACEA, 1990)**. Diez años después la producción azucarera de Cuba se redujo aproximadamente a la mitad y en la misma proporción se redujeron las exportaciones. Así en la zafra 1990/91 Cuba exportó el 20.9 por ciento del total de azúcar mundial, en tanto que en 1997/98 sólo alcanzó a exportar el 8.9 por ciento **(Sugar and Sweetener, diciembre 1997)**

El cultivo de la caña de azúcar en Cuba ocupa actualmente algo más de un millón de hectáreas. Esto representa un poco más del 20 por ciento del área total agrícola, organizada en 156 centrales azucareros. En las últimas campañas han dejado de hacer zafra unas 30 fábricas. La capacidad promedio de operación es de unas 4 500 toneladas de caña por día. Existen unas 20 fábricas cuya capacidad de producción está entre

8 y17 000 toneladas de caña diarias. **(García, 2008)**

Con la crisis que vive la industria azucarera desde 1992, debido a la pérdida de gran parte del mercado de azúcar que tenía con el bloque socialista, y al fortalecimiento del bloqueo de los Estados Unidos, la industria azucarera cubana ha tenido que revertir el proceso de mecanización de muchas de sus labores agrícolas, aunque en la cosecha se han mantenido sus altos indicadores: más del 70 por ciento del total de la caña se cosecha de forma mecanizada. En 1970 había 350 mil macheteros, en 1988 se redujeron a 70 mil, cifra que inclusive se ha reducido aun más actualmente. **(AZCUBA, 2010)**

El sector azucarero cuenta con amplias posibilidades de crecimiento y diversificación, incluyendo las que resulten de la inversión de capital nacional y extranjero. Abaratar sus costos y ser eficiente es necesidad y reto para la industria azucarera cubana. Las inversiones deben contribuir al respecto y para eso hay que colocar cada centavo donde dé más beneficio. Según datos de AZCUBA, desde que comenzó la recapitalización del sector, en 2010, y hasta el pasado año, se han destinado 839 millones de pesos para revitalizar el conjunto azucarero: caña, mecanización, transporte, industria y derivados.

Ello incluye la adquisición de tractores de potencia media y similares, para el cultivo y la fertilización; nuevas capacidades de almacenaje en 11 instalaciones; aumento de la capacidad de molida; puesta en marcha de 18 plantas de alimento animal, la mayoría al concluir este año, y equipos más modernos, de corte y tracción. **(ICIDCA, 2013)**

La producción azucarera nacional ha crecido un 11 por ciento en los últimos cuatro años y con la recapitalización de la industria se prevé llegar a producir tres millones de toneladas de azúcar, en 2018, lo que requerirá llegada a tiempo, tanto al campo como a la industria, de los recursos necesarios y atención a la fuerza de trabajo que incluya mejores condiciones laborales y mayor remuneración.

Localizable en: **(http://www.cubagob.cu/des_eco/azucar.htm)**

1.1 Definiciones generales.

Nombre vulgar: caña de azúcar, caña dulce, cañaduz, caña miel, alifa, realifa, caña forrajera.

Nombre científico: Saccharum officinarum L.

Familia: Gramíneas o Poaceae

Hábitat: es una planta originaria de las Islas del Pacífico Sur y Nueva Guinea, por la existencia en estos lugares de la especie salvaje Saccharumrobustum. **(Espinoza, 1987)**

Características:

La caña de azúcar es una materia prima con características relevantes que la sitúan como la planta comercial de mayores rendimientos en materia verde, energía y fibra, obtenidos en ciclos de tiempo menores que otras especies. La misma es adaptable a diferentes tipos de climas y posee una importancia económica meritoria en el campo de la industria alimenticia mundial. Alcanza entre 2 y 5 m de altura y entre 2 y 5 cm de diámetro. Se conocen diversas variedades cultivadas, que se diferencian por el color y la altura del tallo. **(Made, C, 1976)**

El cultivo de la caña de azúcar lo introdujeron en el continente americano los conquistadores españoles en 1493 durante el segundo viaje de Cristóbal Colón. Originalmente la gramínea fue plantada en la isla de Santo Domingo y poco después gracias a las condiciones agroclimáticas, se extendió rápidamente en las variadas geografías del Nuevo Mundo, particularmente en Cuba (1512), Puerto Rico (1515), México (1524) y Perú (1529). **(GEPLACEA, 1991)**

Composición:

*Tabla 1. Componentes de la caña de azúcar en Cuba.***(Cenicaña, 1983)**

Componentes	*Proporción*	*Componentes*	*Proporción*
Agua	*73 - 76 %*	*Glucosa*	*0.2 – 0.6 %*
Sacarosa	*8 - 15 %*	*Fructosa*	*0.2 – 0.6 %*
Fibra	*11 - 16 %*	*Sales*	*0.3 – 0.8 %*
Ácidos Orgánicos	*0.1 – 0.8 %*	*Otros*	*0.3 – 0.8 %*

Tipos de azúcar.

Según **(Díaz, 1995)** el azúcar se clasifica dependiendo de los procesos aplicados a la extracción y el gusto del consumidor, dentro de estas clasificaciones se encuentra:

Crudo, Mascabado o Moren: Se produce en cristales de mayor tamaño y conserva una película de melaza que envuelve cada cristal. El azúcar crudo es el producto cristalizado obtenido del cocimiento del jugo de la caña de azúcar o de la remolacha azucarera.

Blanco Directo y Directo Especial: Se producen por procesos de clarificación y su producción final se logra en una sola etapa de clarificación. El azúcar blanco es el producto cristalizado obtenido del cocimiento del jugo de la caña de azúcar o de la remolacha azucarera, constituido esencialmente por cristales sueltos de sacarosa obtenidos mediante procedimientos industriales apropiados y que no han sido sometidos a proceso de refinación.

De este proceso se puede obtener dos tipos de azúcar refinada:

Azúcar de lustre: molido en polvo muy fino, que se usa en ciertos trabajos de confitería. *Azúcar blanco o refinado:* el más purificado, azúcar cande o candi **(Díaz, 1995)**.

Miel Final o Melaza de Caña: Líquido denso y viscoso obtenido de la centrifugación de la masa cocida final y del cual no es posible recuperar, económicamente más sacarosa por los métodos usuales.

1.2 Derivados de la caña de azúcar.

Un estudio realizado por **(GEPLACEA, 1988)** expresa los siguientes derivados de la caña de azúcar:

- ✓ Combustible: el bagazo que sale de la última unidad de molienda es utilizado para producir combustible para los molinos.
- ✓ Madera y papel: con los residuos o bagazos de la caña de azúcar se puede elaborar papel y madera, con el fin de ahorrar e incentivar al reciclaje.
- ✓ Fulfural: este producto también se extrae del bagazo, el cual se somete a un proceso de secado y prensado, luego se pone a fermentar tratándole con sustancias químicas. El resultado final es un producto granulado o líquido que se usa en la fabricación de plásticos.
- ✓ Producción de ácidos, drogas, explosivos, medicinas, etc.
- ✓ En el sector comercial la caña se puede utilizar para elaborar enlatados, productos lácteos, confituras, siropes y más.
- ✓ Fabricación de ceras, betunes y de la melaza se obtiene la producción de alcohol, entre otros muchos.

1.3 Etapas del proceso de producción del Azúcar Crudo.

La sacarosa de la caña de azúcar es un disacárido natural formado por el enlace bioquímico de los monosacáridos glucosa(azúcar de uvas o dextrosa) y fructosa(azúcar de frutas o levulosa), se obtiene de la planta de la caña por la reacción de fotosíntesis debiéndose separar en el proceso de fabricación otros componentes como son las fibras, las sales minerales, ácidos orgánicos e inorgánicos y otros, obteniéndose una sacarosa de alta pureza en forma de cristal. **(Rodríguez, 1997)**

Según **(ICIDCA, (n.d.))** el azúcar puede obtenerse de la caña de azúcar, remolacha azucarera, entre otros. Para su obtención se requiere de un largo proceso, desde que la semilla de caña germina hasta que el azúcar se comercializa nacional e internacionalmente. A continuación se expone someramente el proceso de obtención del azúcar a través de la caña:

- ✓ Labores de campo, cosecha y patios de caña.

El proceso productivo inicia con la preparación de terreno, previo a la siembra de la caña. La planta madura entre los 12 y 14 meses. Se procede a cortarlas y recogerlas para llevarlas a los patios de caña, donde se determinan las características de calidad y el contenido de sacarosa, fibra y nivel de impurezas.

- ✓ Preparación De La Caña.

La caña antes de ingresar al molino pasa por un juego de niveladora y dos picadoras con el objeto de prepararla adecuadamente para la extracción de jugo en los molinos. Las picadoras son unos ejes colocados sobre los conductores accionados por turbinas, dotadas de cuchillas que giran a una velocidad aproximada de 650 r.p.m., que cortan los tallos y los convierten en astillas, dándoles un tamaño mas uniforme para facilitar así la extracción del jugo en los molinos. Los conductores están provistos de sensores de nivel que forman parte de un sistema automático de control de carga que regula la alimentación a las picadoras y molinos.

- ✓ Molienda.

La caña preparada por las picadoras llega a un tándem de molinos, constituido cada uno de ellos por tres o cuatro mazas metálicas y mediante presión extrae el jugo de la caña. La caña al pasar por el primer molino, después de haber sido preparada por la picadora, pierde aproximadamente entre 70 a 80% de su peso en jugo. Para lograr una buena extracción se lava el bagazo con agua o jugo pobre en sacarosa, esto se hace al salir de cada molino para diluir la sacarosa que aún está contenida en el bagazo y así aumentar la extracción para alcanzar más del 85% del azúcar que contenía la caña. Cada molino está equipado con una turbina de alta presión. En el recorrido de la caña por el molino se

agrega agua, generalmente caliente, y jugo pobre en sacarosa para extraer al máximo la cantidad de sacarosa que contiene el material fibroso, a este procedimiento se le llama sistema de imbibición compuesta. En cambio, al proceso de extracción del jugo se le denomina maceración. El bagazo que sale de la última unidad de molienda se conduce a una bagacera (lugar de almacenamiento del bagazo) y luego se alimenta a las calderas como combustible, produciendo el vapor de alta presión que se emplea en las turbinas de los molinos. El bagazo que sale de los molinos tiene aproximadamente 50% de humedad, 2 - 3% de sacarosa y 47% de fibra. El vapor de escape de las turbinas se emplea en las operaciones de evaporación y cocimiento de los jugos azucarados. El bagazo se puede emplear adicionalmente para las fábricas de papel o de tableros aglomerados.

- ✓ Purificación-Sulfitación

El objetivo principal de esta etapa es producir anhídrido sulfuroso SO2, evitando la sublimación del azufre y mezclarlo con el jugo de caña para eliminar materiales colorantes y transformar a las sales férricas que se forman en tanques y tuberías en compuestos ferrosos incoloros". Para lograr la sulfitación del jugo mixto, se debe originar un efecto de vacío lo que ayudará a producir la absorción del anhídrido sulfuroso ingresado por la parte inferior con el jugo mixto depositado por la parte superior de torre, para favorecer a la reacción - reducción de óxidos, eliminación de materiales colorantes y transformación de las sales férricas en compuestos ferrosos incoloros.

- ✓ Purificación-Encalado

En este proceso se elimina los ácidos orgánicos del jugo y permite elevar el pH a un valor aproximado entre 5.1 a 5.5 con el objetivo de minimizar las posibles pérdidas de sacarosa. Para la obtención del jugo encalado se debe mezclar en un tanque, jugo sulfitado con lechada de cal (cal con agua) y dejar que el agitador mecánico que se encuentra en parte interior del tanque remueva las dos sustancias para formar sales insolubles, coagular a las materias albuminoides y eliminar una parte de los materiales pépticos y materiales colorantes.

- ✓ Clarificación

El objetivo de este proceso es obtener un jugo claro de color amarillo brillante, transparente y sedimentar todos los precipitados (cachaza) formados en el encalado para producir un jugo cristalino. Antes de ingresar al tanque de clarificación el jugo encalado pasa por varios calentadores, para aumentar su temperatura a un valor aproximado de 92–100 °C. Cuando el jugo encalado obtiene la temperatura apta, se mezcla con un compuesto preparado denominado floculante, al clarificador, por un tiempo de 1 a 3 horas de retención. El clarificador esta compuesto por un agitador mecánico que sirve para retirar los sólidos, no azúcares precipitados en forma de lodo llamados cachaza producido por la sedimentación del jugo, mientras tanto el jugo claro queda en la parte superior del tanque. Éste jugo claro con valor de pH entre 6.6 – 7.2, pasa por calentadores para elevar su temperatura y enviarlo a los evaporadores; la cachaza sedimentada que todavía contiene sacarosa pasa a un proceso de filtración antes de ser desechada al campo para el mejoramiento de los suelos.

- ✓ Clarificación - Filtro de Cachaza

La cachaza sedimentada del proceso de clarificación se debe tratar con agua caliente en una filtro rotativo al vacío para extraer la mayor cantidad de sacarosa posible y reenviarlo al proceso de encalado para ser tratado nuevamente, mientras que la materia sólida resultante de este proceso se conduce a unas tolvas, donde se mezcla con la ceniza que sale de las calderas. Esta mezcla se utiliza en el campo, en la adecuación de suelos pobres en materia orgánica.

- ✓ Evaporación.

El objetivo de este proceso es concentrar el jugo claro proveniente del clarificador, para obtener un jarabe de 60 –65 °Brix de concentración. La estación de evaporación consta de un evaporador principal que recibe el nombre de preevaporador y cuatro líneas de evaporadores en arreglo de cuádruple, cada línea de evaporación está provista de instrumentación y equipos de control. El jugo clarificado se recibe en los evaporadores con un contenido de sólidos de 15 ºBrix, se concentra por evaporación de múltiple efecto y se entrega con una concentración aproximada de 60-65 ºBrix. Este jugo concentrado se

denomina jarabe o meladura. En este proceso se comienza a evaporar el agua del jugo. El jugo claro posee casi la misma composición del jugo crudo extraído (con la excepción de las impurezas eliminadas en la cachaza). Éste proceso se da en evaporadores de múltiples efectos al vacío, que consisten en una solución de celdas de ebullición dispuestas en serie. El jugo entra primero en el preevaporador y se calienta hasta el punto de ebullición. Al comenzar el proceso de ebullición se generan vapores los cuales sirven para calentar el jugo en el siguiente efecto, logrando así un menor punto de ebullición en cada evaporador. En el proceso de evaporación se obtiene el jarabe o meladura. La meladura es purificada en un clarificador. La operación es similar a la anterior para clarificar el jugo filtrado.

La meladura sufre un nuevo proceso de purificación en un clarificador por flotación con el objeto de remover impurezas, para asegurar que en el producto final no haya presencia de sólidos extraños. La meladura que sale de los evaporadores se clarifica para obtener un material más claro y brillante. Esto se obtiene en la estación de clarificación donde la meladura se sulfita, se mezcla con ácido fosfórico, cal y floculante para luego ser enviada al clarificador de meladura, donde se le inyecta aire en pequeñas partículas que hacen flotar los sólidos en forma de espuma, esta se retira y se mezcla con la cachaza que sale de los clarificador, algunas veces va al tanque de jugo mixto.

- ✓ Cristalización

La cristalización tiene como objetivo almacenar las masas cocidas y pasar con la consistencia debida a centrifugación y controlar agotamiento de masas. La cristalización se realiza en los tachos, que son recipientes al vacío de un solo efecto. El material resultante que contiene líquido (miel) y cristales (azúcar) se denomina masa cocida. El trabajo de cristalización se lleva a cabo empleando el sistema de tres cocimientos o templas para lograr la mayor concentración de sacarosa. La meladura concentrada inicia el proceso de evaporación -cristalización en la estación de tachos. El sistema empleado para el agotamiento de la meladura es el de tres templas modificado de forma tal que la semilla cristal para masa cocida B y C es diferente y el cristal para estas semillas se hace con polvillo de azúcar en alcohol. La masa cocida A se fabrica con meladura virgen y semilla ó magma B, la masa B en las porciones adecuadas para mejorar agotamiento de la

meladura. La masa cocida C se fabrica con semilla cristal para masa C y miel B. Todo el azúcar de C ó magma C se disuelve con jugo clarificado y se retorna al tándem de evaporadores.

- ✓ Centrifugación.

La centrífuga permite separar la sacarosa cristalizada de la miel. La masa pasa por las centrífugas, máquinas giratorias en las cuales los cristales se separan del licor madre por medio de una masa centrífuga aplicada a tambores rotatorios que contienen mallas interiores, durante el proceso de centrifugado, el azúcar se lava con agua caliente para eliminar la película de miel que recubre los cristales residuos de miel. La miel que sale de las centrífugas se bombea a tanques de almacenamiento para luego someterla a superiores evaporaciones y cristalizaciones en los tachos. Al cabo de tres cristalizaciones sucesivas en los tachos se obtiene una miel final que se retira del proceso y se comercializa para la alimentación de ganado o como materia prima para la elaboración de alcoholes. Cuando se está produciendo azúcar doblemente cristalizado, el azúcar obtenido en las centrífugas se disuelve con agua caliente en un disolutor de azúcar, para luego ser enviado al proceso de evapo-cristalización en los tachos con el objeto de remover color y obtener un producto con valores adecuados para producir azúcar.

- ✓ Secado, Enfriamiento y Envase.

El azúcar húmedo se transporta por elevadores y bandas para alimentar las secadoras que son elevadores rotatorios en los cuales el azúcar se coloca en contacto con el aire caliente que entra en contracorriente. El azúcar debe tener baja humedad, aproximadamente 0,05%, para evitar la formación de terrones. El azúcar se seca con temperatura cercana a 60ºC, se pasa por los enfriadores rotatorios inclinados que llevan el aire frío en contracorriente, en donde se disminuye su temperatura hasta aproximadamente 40-45ºC para conducir al envasado. El azúcar seca y fría se empaca en sacos de diferentes pesos y presentaciones dependiendo del mercado y se despacha a la bodega de producto terminado para su posterior venta y comercio.

1.4 Factores que influyen en la producción azucarera.

Según **(Made C,1976)** en la producción de azúcar encontramos variables que influyen directa e indirectamente en el rendimiento del producto final, así tenemos:

Tiempo de almacenamiento de la caña en el patio y campo: Mientras mayor es el tiempo de almacenamiento de la caña en el patio luego de ser quemada, existe mayor inversión de la sacarosa, por lo tanto mayores pérdidas de azúcar y menor recuperación en el proceso.

Flujo de imbibición: Contribuye a mejorar la recuperación del azúcar en la molienda. A mayor flujo menor es la Pol de bagazo.

Pol del Bagazo: A mayor Pol del bagazo, mas azúcar perdida porque el azúcar se quema en el caldero.

Pureza y Pol de Caña: A mayor pureza de la caña mayor porcentaje de recuperación de azúcar en el proceso.

Jugo Claro: Mientras mayor es la pureza, menor es el aumento del punto de ebullición en evaporación y menores son las posibilidades que se invierta la sacarosa.

Meladura o Jarabe: A mayor pureza mejor cristalización y mayor uniformidad del cristal.

Masas Cocidas: Si la pureza se ha elevado por recirculación de mieles afecta la calidad del grano formado, disminuye la cantidad de magma formada en cada lote.

Mieles: Mientras mayor es su pureza quiere decir que menor cantidad de grano se formó, que el azúcar migró a la miel en vez del magma. Esto ocasiona disminución del Rendimiento. Lo anterior se verifica en especial en la melaza.

pH y Temperatura del Jugo Claro: El pH del Jugo Claro debe controlarse (pH bajos hacen que la probabilidad de que la azúcar se invierta aumenta). Si la temperatura no se mantiene por los 92°C el Jugo se "revuelve" y esto implica que no exista clarificación.

Grado de sobresaturación: Influye en la cristalización. La determinación de este factor permite obtener un cristal de buena calidad. Se debería optimizar en tachos.

Viscosidad: A mayor viscosidad de mieles, menor es la difusión de azúcar al grano de azúcar, por lo tanto menor es el rendimiento. Es función de la calidad de la caña.

1.5 ***Aporte de la industria azucarera a la contaminación atmosférica.***

Poco se ha escrito acerca de la contribución de la industria azucarera a la contaminación del medio ambiente aire, la combustión del bagazo se ha hecho necesaria con el aumento de los precios de los combustibles convencionales y las regulaciones ambientales más estrictas. El énfasis sobre la eliminación de los desechos base celulosa se cambió por el de "deshacerse de los materiales" para la optimización de la recuperación de energía a partir de los mismos. Se han hecho significativos esfuerzos en el desarrollo de equipos generadores de vapor que quemen el material de desecho y además:

- Reduzcan al mínimo los requerimientos de combustibles convencionales.
- Reduzcan al mínimo las emisiones de partículas.
- Produzcan vapor en condiciones adecuadas para la generación de potencia.

La abundancia de los residuos agrícolas de la caña, así como sus características combustibles apuntan hacia su utilización en la producción de energía térmica mediante su combustión directa o combinada con el bagazo de la caña. **(Colectivo de autores, ICINAZ, 2003)**.

1.6 Uso de la biomasa.

Entre las fuentes renovables de energía en estudio, la más antigua, utilizada y difundida, es la energía obtenida a partir de la biomasa.**(Diez, 2012)**

Bajo el término biomasa se incluye toda la materia orgánica que tiene su origen inmediato en un proceso biológico **(Fernández, 1995)**. Se refiere a toda la materia orgánica que proviene de árboles, plantas y desechos de animales que pueden ser convertidos en energía; o las provenientes de la agricultura (residuos de maíz, café, arroz), del aserradero (podas, ramas, aserrín, cortezas) y de los residuos urbanos (aguas negras, basura orgánica y otros).**(FOCER, 2002)**.

Según **(Pérez, 2005).** Para lograr que los centrales azucareros cubanos puedan generar sus propias demandas energéticas y aportar excedentes a consumidores externos (SEN) con la sola utilización de su propio combustible (biomasa cañera), es necesario llevar a cabo una serie de acciones que permitan, a mediano o largo plazos, niveles de generación muy superiores a los actuales. Entre estas acciones debe primar la modernización de los sistemas energéticos, la introducción de ciclos termodinámicos más eficientes, sustitución de equipos de transferencia de calor por otros que garanticen la disminución de los consumos de vapor de escape en el proceso, uso de los residuos cañeros (RAC) como combustible, generar energía eléctrica todo el año, etc.

Actualmente se estudian en nuestro país alternativas energéticas, económicamente más factibles para el incremento de la generación de energía eléctrica, a partir de nuevos esquemas energéticos, como son:

- Elevación de la presión en los generadores de vapor.
- Uso de turbinas de extracción-condensación (TEC).

1.7 Características energéticas y ambientales del uso de la biomasa cañera.

Según **(Reyes 2003)** la caña de azúcar exhibe índices más ventajosos que otros cultivos en cuanto al almacenamiento de energía proveniente de la radiación solar, como se aprecia en los aspectos siguientes:

- Es capaz de almacenar 1,7 % de la energía existente en la radiación incidente en cultivos con irrigación y en condiciones experimentales, y 1,1 % en campos bien atendidos con regadío.
- Tiene un rendimiento potencial genético que se encuentra entre 200 y 300 t/ha, con un máximo teórico de 233 kg, que compara ventajosamente con otros cultivos.
- Para un valor calórico de 17 476 MJ/kg de materia seca (MS), con un contenido de materia seca de 30 % y un rendimiento de 100 toneladas de caña integral por hectárea, la producción energética de la caña es veinte veces mayor que la energía que se utiliza para producirla, cosecharla y trasladarla al ingenio.

Como promedio pueden emplearse las siguientes relaciones de sustitución:

- 5,2 toneladas de bagazo, 50 % de humedad por tonelada de petróleo (39,7 MJ/kg).
- Una tonelada de bagazo equivale a 231 m3de gas natural.
- Cuatro toneladas de paja equivalen a una tonelada de petróleo (calor de combustión de la paja 30 % de humedad: 11,7 MJ/kg).
- El valor calórico del bagazo (50% humedad) es de 7,64 MJ/kg, semejante al de la madera: 7,9 MJ/kg.**(Reyes 2003)**

La biomasa desempeña un papel importante en la reducción de la concentración de CO2 de dos formas: como reservorio de carbón, absorbiendo CO2 en su propio desarrollo, y como sustituto de combustibles fósiles al ser usada como fuente energética**(Pérez, 2005)**

En el proceso de su combustión se emiten determinadas cantidades de CO2 al medio ambiente. Sin embargo durante el proceso de crecimiento de las plantaciones renovadas, se absorbe igual cantidad de CO2 que la admitida en el proceso de combustión. Solo puede asegurarse un aprovechamiento sostenible de la biomasa, cuando el ciclo de producción y extracción de esta es continuo, o sea, se renuevan o incrementan las plantaciones con el objetivo de neutralizar las emisiones de gases de efecto invernadero durante su combustión.**(Pérez, 2005)**

1.8 ***Conceptos utilizados.***

Generadores de Vapor: Son dispositivos que se usan para obtener vapor y usarlo como medio de calentamiento. Estos consisten en un hogar u horno, que es donde se alimenta el combustible, para que ocurra la combustión, se desprenden gases de combustión y existe la caldera que genera vapor a expensas de una corriente energética. El calor pasa del horno al agua por las tres formas de calor: conducción, convección y radiación.

Válvula Reductora: Consisten generalmente en un diafragma, cuya parte inferior está sujeta a la presión por regular, el esfuerzo ejercido por el vapor en este diafragma se equilibra con un contrapeso ajustable, cuando el contrapeso sobrepasa la presión de vapor el nivelador desciende bajo la acción del peso y actúa como válvula de aguja que admite

agua a presión y la envía a un pistón que a su vez controla la abertura de la válvula de admisión del vapor a alta presión.

Calentadores de jugo: Están formados por una calandria tubular, circulando el jugo por el interior de los tubos y el vapor o agua caliente alrededor de ellos. Mamparas adecuadas obligan al jugo a pasar un cierto número de veces de arriba hacia abajo y de abajo hacia arriba, cada vez por una parte de los tubos de la calandria.

En los calentadores se realiza el proceso de intercambio de calor conectivo desde el vapor condensándose hacia la pared exterior del tubo, a través de la pared del tubo por conducción y por último desde la parte interior del tubo hacia el jugo.

Evaporadores de jugo: La evaporación es la operación unitaria por la cual un solvente es separado de una solución en forma de vapor. El evaporador de una fábrica de azúcar está constituido esencialmente por una calandria tubular que tiene la función de intercambiar el calor; para esto el vapor de calentamiento baña los tubos por el exterior y el jugo a evaporar se encuentra en el interior de los tubos. Los evaporadores se disponen de forma tal que la evaporación ocurrida en uno de ellos se utiliza como vapor de calefacción del siguiente. Para la realización de esta operación es necesario disminuir la presión de cada unidad sucesiva que se añada y así se establece una diferencia de temperatura adecuada que permitirá el comportamiento correcto del equipo. Esto constituye la evaporación a múltiple efecto.

Tachos: En la sección de tachos se cristaliza la mayor parte de la sacarosa que está disuelta en la meladura y en las mieles A y B, en operaciones de evaporación a simple efecto que se realizan de acuerdo con la secuencia de actividad prevista en la secuencia de trabajo que se haya definido.

Gestión Energética: Se concibe como un esfuerzo organizado y estructurado para conseguir la máxima eficiencia en el suministro, conversión y utilización de la energía, mediante un conjunto de acciones técnico – organizativas para administrarla eficientemente, que aplicadas de forma continua permiten establecer nuevos hábitos de dirección, control y evaluación de su uso. Estas acciones están dirigidas al aprovechamiento de las oportunidades de conservación de la energía, minimización de su

impacto ambiental y reducción de los costos, sin prejuicios del confort, la producción y la calidad de esta.

1.9 Metodología de cálculo para el balance de masa. (Peñalver,2012)

Balance Total en los Molinos:

Caña + Agua $_{(imb)}$ = Bagazo + Jugo $_{(mez)}$

Cálculo de la cantidad de bagazo:

$$\text{Bagazo \% caña} = \frac{\text{Bagazo}}{\text{caña}} * 100$$

Cálculo de la cantidad de Jugo de los molinos:

$$\%\,\text{Ext molinos} = \frac{\text{jugo de molinos}}{\text{caña}} * 100$$

Cálculo del agua de imbibición:

Agua de imbibición = (bagazo + jugo de molinos) – caña

Balance en la estación de purificación:

Cálculo de la cantidad de jugo de los filtros:

Jugo de los Filtros = 15% * J Molinos

Balance Total en el tanque de Jugo Mezclado:

Jugo del tanque mezclado = Jugo del filtro + Jugo de los Molinos

Cálculo de la lechada de cal:

$$m(CaOH) = \rho(CaOH) * V(CaOH)$$

Balance Total de masa en el Tanque Flash:

Jugo alcalizado = Jugo mezclado + Lechada de cal

Cálculo de la cantidad de Floculante (Fte:)

$$\text{Fte} = \frac{\text{Caña molida (Cm)} * \text{Dosificación(Df)}}{1000}$$

Balance Total de masa en el Clarificador:

Jugo que entra al clarificador = Jugo alcalizado + Floculante

Balance Total de masa en el filtro:

Lodo = cachaza + Jugos de los Filtros

Cálculo de la masa de jugo claro:

Jugo que entra al clarificador = Jugo claro + lodo

Balances en la estación de evaporación:

Balance Parcial de sólidos en los Pre-evap:

Jugo clarificado * Bxent = Jugo Salida 1 * Bxsal 1

Balance de Masa en los Pre-evaporadores:

Jugo clarificado = Vapor producido + Jugo salida del Pre-evap 2

1.10 Metodología de cálculo para el balance de energía. (Peñalver,2012)

Turbogeneradores:

El consumo de vapor puede ser calculado por la ecuación:

$$G_{turbo} = \frac{N * 860}{N_t * H_0 * N_{mec} * N_{elec} * N_{tubo}}$$

Donde:

$$N_t = \frac{i_0 - i_{2'}}{i_0 - i_2}$$

N= Cantidad de energía producida N_t= Eficiencia Termodinámica

i_0 = Entalpía del vapor a la entrada

i_2 = Entalpía del vapor al final del proceso adiabático ideal

$i_{2'}$ = Entalpía real del vapor a la salida de la turbina

Calentadores de jugo:

El consumo de vapor puede calcularse por la siguiente ecuación:

$$G_{calent} = \frac{Q}{\lambda_{vap}}$$ Donde:

λ_{vap}= Calor latente del vapor de calentamiento

Q= Cantidad de calor necesario para el calentamiento del jugo.

El calor puede ser calculado según la ecuación:

$$Q = S * Cp\ (tf - ti) * X$$ Donde:

X= Coeficiente de pérdidas de calor, su valor oscila de 1.02 – 1.08

Cp= Calor específico del jugo

S= Cantidad de jugo que se calienta (esto lo conocemos mediante un balance de materiales)

S= Caña + Agua – Bagazo

Pre – Evaporador:

El consumo de vapor en el Pre se calcula como sigue:

$$G_{pre} = \left(\frac{S_{jugo} * C_{p\ jugo} (t_{eb} - t_{a\lim})}{\lambda_{calandria}} + \frac{Ext * \lambda_{cuerpo}}{\lambda_{calandria}} \right) * x$$

Donde:

S_{jugo}= Masa del jugo alimentado S_{jugo} = (Jugo mezclado + cal)* 1.15 – cachaza

1.15= Valor que tiene en cuenta la recirculación del jugo de los filtros que está alrededor del 15% del jugo clarificado

Cp=Capacidad calorífica del jugo Cp= 1 – 0.0056*(Bx)

t_{eb}= Temperatura de ebullición t_{alim}= temperatura del jugo alimentado

$\lambda_{calandria}$= Calor latente del vapor en la calandria

λ_{cuerpo}= Calor latente del vapor en el cuerpo

Ext= Extracción de los vapores del pre

Evaporadores:

El consumo de vapor se calcula mediante la ecuación $*\ X\lambda$

$$G_{evap} = \left(\frac{S_{jugo}[\frac{1 - Bx_e}{\frac{Bx_S}{n}}] * \lambda_{cuerpo}}{\lambda_{calandria}} + \frac{S_{jugo} * C_p(t_{eb} - t_{alim})}{\lambda_{calandria}} \right) * X\lambda$$

Donde:

S_{jugo}= S $_{jugo\ clarificado}$ – Extracción

Bx_e= Brix del jugo de entrada al vaso

Bx_s= Brix de la meladura

n = Número de efectos

X= Coeficiente que toma en cuenta las pérdidas (1.03 – 1.06)

Tachos:

El consumo de vapor se calcula según las siguientes ecuaciones:

$P_{inic}=\gamma * V_{inic}$ Donde:

P_{inic}=Peso del material inicial o Pie de templa V_{inic}=volumen inicial del tacho

γ=Peso específico del material el cual puede tomar 1450 kg/m^3 que es el valor promedio de acuerdo con las purezas y Brix de los materiales alimentados.

$$W_{inic} = P_{inic}\left(1 - \frac{Bx_1}{Bx_3}\right)$$ Donde:

W_{inic}= Agua evaporada inicialmenteBx_1= Concentración del material inicial

Bx_3= Concentración final de la masa cocida

$P_{fin}=\gamma * V_{fin}$ Donde:

P_{fin}= Peso final del material V_{fin}= Volumen final de la templa

$$P_{mat} = \left(P_{final} - P_{inic} - W_{inic}\right) * \frac{Bx_3}{Bx_2}$$ Donde:

P_{mat}=Peso del materialBx_2=Concentración del material a alimentar

$$W_{mat} = P_{mat} * \left(1 - \frac{Bx_2}{Bx_3}\right)$$ Donde:

W_{mat}= Cantidad de agua evaporada en el material

Finalmente el consumo de vapor se calcula mediante la ecuación siguiente:

$$G_{tachos} = \frac{W_{inic} + W_{mat}}{T_0} * \varphi$$ Donde:

T_0=Tiempo de de cochura de la templa

φ=Coeficiente que tiene en cuenta las pérdidas al medio ambiente.

Conclusiones Parciales

1. En los últimos años se han introducido nuevas tecnologías en el país que contribuyen al aumento de la velocidad y la calidad del proceso.
2. El correcto cumplimiento de cada una de las etapas del proceso garantiza la calidad del azúcar final.
3. Para garantizar un mayor desarrollo en el país en cuanto a la calidad del proceso de producción de azúcar crudo es necesario aprovechar al máximo la materia prima y disminuir la contaminación al medio ambiente.
4. El empleo de la biomasa como fuente de energía renovable contribuye a reducir las emisiones de gases contaminantes y de efecto invernadero a la atmósfera pues al efectuarse su combustión, el mismo CO_2 empleado durante su crecimiento es emitido en el proceso, comportándose como un ciclo cerrado.
5. Para lograr un mayor índice de producción de azúcar crudo y miel final se hace necesario evaluar los equipos que intervienen en el proceso y determinar si es necesario realizar cambios en el equipamiento actual de la fábrica.
6. No se encontró ninguna referencia de estudios de Balance de capacidades actuales en esta fábrica de azúcar.
7. Se obtuvo el procedimiento recomendado por el Manual de Capacidades de Equipos Instalados en Centrales Azucareros, para realizar balances de capacidades en fábricas de azúcar.

Capítulo 2

Capitulo 2: Balances de masa y energía en la fabricación de azúcar

2.1Función y descripción del sistema en estudio.

La fábrica de azúcar Antonio Sánchez, se encuentra situado en el poblado de Covadonga perteneciente al municipio de Aguada de Pasajeros, provincia de Cienfuegos. Esta Empresa geográficamente limita al sur con la Ciénaga de Zapata, al norte con la Empresa Agropecuaria "Primero de Mayo", al este con el plan de cultivos varios de Horquita y al oeste con el plan arrocero del sur, provincia de Matanzas y el poblado de Aguada de Pasajeros, cabecera del municipio. El mismo tiene una capacidad de molida de 3680 t/d (320 000 @/d).La función principal de esta empresa azucarera es la obtención de azúcar crudo a partir de la caña de azúcar.

La fabricación del azúcar crudo comienza en la preparación de la caña para la molienda, la caña es llevada a un centro de limpieza y después es trasportada en carros de ferrocarril hasta un basculador donde se descarga por uno de sus costados y cae por gravedad a una fosa o embudo. En la actualidad un alto % de caña se recibe por tiro directo de los camiones en el basculador. En este lugar es elevada por un conductor de esteras transportadoras de caña hasta los rompe bultos, los que comienzan a conformar el colchón de caña, luego pasa a los gallegos o niveladores, facilitándole el trabajo a las cuchillas, equipo encargado de fragmentar la caña y obtener valores de hasta un 90 % de índice de preparación lo que hace económicamente eficiente el consumo de los 800 Kw que se demanda en esta importante etapa y que permite en definitivas obtener una extracción de jugo en la primera unidad de molida hasta valores próximos al 60 % de la extracción. Este proceso tiene como objetivo fundamental romper la corteza exterior y llegar hasta las celdas donde se encuentran contenida la sacarosa para facilitar su extracción, pasando seguidamente a los molinos.

Esta fábrica cuenta con cinco molinos tipo Fulton con virgen inclinada. En esta etapa se obtiene el bagazo que es utilizado en las calderas para generar vapor, representando este aproximadamente el 25% del peso de la caña molida, y el jugo mezclado para la producción de azúcar crudo. La extracción del jugo mezclado oscila en el rango de 90-

100% en dependencia del flujo de agua de imbibición y de la fibra de la caña. El vapor de las calderas es aprovechado para producir energía eléctrica a través de los turbogeneradores. Estos turbogeneradores producen además el vapor de escape (18 lb/pul^2) que es utilizado en el proceso por los calentadores 1 y 4, así como los dos pre- evaporadores encargados de generar todo el vapor necesario en las áreas de evaporación, concentración y cristalización que están posteriores.

El jugo proveniente de los molinos pasa a la etapa de alcalización (Tanque calero), proceso en el cual se alcaliza el guarapo por medio de la adición de lechada de cal diluida con una densidad de 2-4ºBe en una proporción que va desde 500-650g de óxido de calcio por toneladas de caña molida. Este proceso de alcalización se realiza en frío, antes de que el jugo sobrepase las etapas de calentamiento.

Posteriormente el jugo es calentado de 102-106°C en los calentadores para lograr una mejor mezcla en el tanque flash, y facilitar la formación del lodo en el clarificador; el tanque Flash está dotado de deflectores con el objetivo de lograr una mezcla homogénea entre el jugo y la cal, iniciándose así la reacción de $Ca_3 (PO_4)_2$ precipitado que representa los núcleos de sedimentación en el clarificador. La alcalización debe garantizar una estabilidad rigurosa del pH del jugo en un rango de variación máximo de 0.4 unidades entre los valores de 6.5-7.1.

La aplicación del medio alcalizante debería realizarse en condiciones que favorezcan un mezclado con el jugo lo más perfecto y vigoroso posible, para evitar zonas locales de diferentes pH que inciden negativamente en la calidad de la alcalización. En toda esta etapa de alcalización ocurren transformaciones químicas. El jugo alcalizado pasa por gravedad a un clarificador donde se forman los flóculos de fosfato tricálcico, que son los encargados de arrastrar las impurezas hacia el fondo y formar la cachaza, impidiendo que estas se disuelvan en las condiciones físicas que trabaja el equipo.

Los lodos del clarificador son llevados a un mezclador donde se le adiciona el bagacillo como medio filtrante en proporción suficiente como para formar una torta con buenas propiedades físico-mecánicas. El contenido de bagacillo en la mezcla debe estar en el orden de 6-8 kg/ton de caña, lo que representa de un 10-15 % en peso de la torta, estos lodos se caracterizan por tener un pH en el intervalo de 6-6.7. El jugo clarificado que proviene del clarificador con un pH de 6.7-7.1 pasa por el filtro de jugo claro, con el objetivo de eliminar el posible bagacillo en suspensión. Pasa por un calentador que rectifica su temperatura hasta 105-108 °C y de este se dirige a los pre-evaporadores donde ocurre una evaporación primaria a simple efecto. Estos operan a presiones relativamente altas (18 lb /pul^2). Después continúa a los evaporadores a múltiple efecto donde ocurre una evaporación secundaria, consumen vapor de escape hasta (15 lb/pul^2). En este proceso se elimina la mayor cantidad de agua posible.

La cristalización y concentración se realiza en tachos. La meladura proveniente de los evaporadores llega a los tachos, donde se sigue concentrando hasta el punto en que aparecen los cristales de azúcar. Estos cristales de azúcar se siguen alimentando con meladura hasta alcanzar el tamaño adecuado para purgar la templa, de esta purga se obtiene el primer azúcar comercial y miel A, esta se utiliza para fabricar la templa de segunda y cuando se purga se obtiene azúcar de segunda y miel B, esta miel B se utiliza para elaborar la templa de tercera de las cuales se obtienen azúcar de tercera (semilla) que se utiliza como base para la fabricación del azúcar comercial y miel de purga que se emplea para producción de derivados y alimentos de animales. Las masas cocidas “A” y “B”, son descargadas en los cristalizadores de primera y segunda y la masa cocida “C”, en los cristalizadores de tercera, los cuales, una vez enfriada la masa contenida se descarga en las centrífugas, las que tienen la función de separar la miel de los cristales de azúcar. En esta etapa se obtiene el azúcar de primera y de segunda, conformando el azúcar comercial; el azúcar de tercera se utiliza en la preparación de la semilla y la miel final que sale de la fábrica.

El azúcar comercial sale de la centrífuga por un conductor de banda de goma de 40 pulgadas hacia un embudo (La tolva), lugar debidamente preparado donde se envasa a granel en tolvas de ferrocarril para su posterior almacenamiento.(AZCUBA, 2010)

Para lograr un desarrollo adecuado en cada una de las etapas del proceso son necesarios sistemas auxiliares que complementen las necesidades del proceso como: tratamiento de agua para calderas, generación de vapor, electricidad y preparación de la lechada de cal, las cuales se abordan a continuación:

Tratamiento de Agua para calderas: Esta fábrica cuenta con una planta de tratamiento de agua, la cual procede de un pozo que se encuentra ubicado cerca de la planta, el agua cruda es bombeada a un clarificador donde se le adiciona sulfato de alúmina y así eliminar dureza aunque no se elimina completamente pero sí una gran parte, después pasa a los filtros mecánicos de arena y seguidamente a los de resina catiónica fuerte que son de ciclo sodio, el agua tratada es usada en las calderas y en el circuito cerrado de enfriamiento de los molinos. A las calderas también se alimenta agua de los condensados no contaminados los cuales aportan temperatura al agua de entrada al ser ligada con la tratada.

Generación de Electricidad: El vapor de las calderas es aprovechado para producir energía eléctrica a través de los turbogeneradores. En estos se genera toda la energía eléctrica necesaria en la fabricación y el excedente se exporta al Sistema Electroenergético Nacional (SEN). El mismo cuenta con dos turbogeneradores que utilizan el vapor de presión media (180 $lb/pulg^2$) producido en los generadores de vapor.

Generación de vapor: El vapor usado en el proceso es generado en la propia fábrica usando como combustible exclusivamente bagazo que es un co-producto de la etapa de extracción del propio proceso con una humedad de 49,5 por ciento. El sistema de generación de vapor está compuesto por dos calderas de 60 000kg/h (60t/h) cada una.

Preparación de la Lechada de cal: La cal aquí tratada se disuelve, desarena y estandariza, la solución de óxido de calcio utilizada en la alcalización se prepara en tres tanques de capacidad cada uno de $7m^3$.

La fábrica de azúcar pertenece a la Empresa Azucarera "Antonio Sánchez" del municipio de Aguada de Pasajeros, provincia Cienfuegos. Esta Empresa geográficamente limita al sur con la Ciénaga de Zapata, al norte con la Empresa Agropecuaria "Primero de Mayo", al este con el plan de cultivos varios de Horquita y al oeste con el plan arrocero del sur, provincia de Matanzas y el poblado de Aguada de Pasajeros, cabecera del municipio. La Fábrica de azúcar tiene una capacidad de molida de 3680 t/d (320 000 @/d), la caña es preparada por dos juegos de cuchillas los cuales necesitan un alto consumo de potencia para realizar su trabajo, la molida se realiza por un tándem formado por cinco molinos Fulton inclinado, un sistema de bombas intupibles y colador rotatorio, lo cual garantiza la separación de los residuos de bagazo disueltos en el guarapo. La generación de vapor se produce en 2 calderas Retal de 60t/h cada una, con un índice de consumo de bagazo teórico de 2,01 ton vapor/ton bagazo, que utilizan el bagazo como combustible para producir el vapor que demanda la generación eléctrica la cual se realiza en dos turbos generadores de contrapresión, uno de 4000 kW y otro de 2500 kW con un índice de consumo de vapor teórico de 11,32 kg/kW-h respectivamente para un total de
6500 kW que satisface las necesidades de la Industria, con posibilidades de entregar el excedente al SEN. La estación de purificación está formada por una batería de 4 calentadores y un clarificador. La concentración del jugo se realiza en dos pre-evaporadores que utilizan el vapor de escape de los turbogeneradores para producir el vapor que demanda el cuádruple efecto y los tachos. El proceso de producción de azúcar demanda de un alto consumo de portadores energéticos fundamentalmente del bagazo para la producción de vapor, energía eléctrica directamente

2.2 Análisis de las molidas horarias del período de zafra 2014 – 2015.

Para llevar a cabo la realización de este análisis se tomaron los mejores días de molidas de la zafra y se analizaron las molidas horarias y se seleccionó (mediante un filtrado en la HCE Excel) los índices de molida por encima de las 4 000 toneladas de caña/día. Luego con estos índices de molidas se halló un promedio que se dividió entre la cantidad de molidas que se tomaron (33 molidas) y se determinó de esta forma la nueva capacidad posible a proponer.

Tabla 2.2 Resumen de las molidas horarias de la zafra actual para determinar la nueva capacidad con la que se realizarán los Balances de Masa y Energía.

Mejores días de Molidas Zafra 2014-2015, por encima de las 4 000 toneladas de caña				
Mejores días	Molida Horarias por encima de las 4 000 t		Sumatoria de las molidas horarias por encima de las 4000 t caña	Caña procesada en un día de molida.
Día 1 20/10/2014	168,27 170,83 170,08 168,51	169,15 166,94 168,28 171,6	1353,66	4388,61
Día 2 28/10/2014	173,44	174,41	347,85	Promedio de caña procesada por horas en 33molidas
Día 3 8/1/2015	169,07 168,68	217,75 168,64	724,14	**182,86**
Día 4 18/1/2015				
Día 5 14 /2/2015	167,19 169,68	212,38	549,25	Nueva capacidad de molida 4300 ton de caña/día
Día 6 20/2/2015	166,85 168,91 167,78	166,94 170,57	841,05	
Día 7 23/2/2015	166,83	175,04	341,87	
Día 8 25/2/2015	167,16 175,90	176,69 167,14	686,89	
Día 9 19/3/2015	167,92	173,3	341,22	
Día 10 22/3/2015	166,9 170,61	173,5	511,01	
Día 11 2/4/2015	167,24	170,16	337,4	

2.3Resumen de los Balances de Masa y Energía en las condiciones actuales.

Tabla 2.1 Resumen de los balances de masa y energía según condiciones operacionales actuales.

Balance de Masa			
Caña molida (t/h)	153,33	Masa Jugo Mezclado (t/h)	176,33
Bagazo % Caña	36	Masa Jugo Alcalizado (t/h)	178,52
Masa de bagazo (t/h)	55,20	Masa Jugo entrada Clarificador (t/h)	178,52
% extracción en los molinos	100	Masa de Lodo (t/h)	29,13
Masa de jugo en molinos (t/h)	153,33	Masa de Jugo Claro (t/h)	149,39
Agua de Imbibición (t/h)	55,2	Masa de Cal (t/h)	76,6
Masa Jugo en los filtros (t/h)	23	Masa de Lechada (t/h)	2,19
Balance de energía			
Consumo de vapor Pre-evaporadores (t/h)	71,18	Vapor generado en la Caldera t/h	95,99
Consumo de vapor 1er Evaporador (t/h)	12,06	IG (índice de generación) kgv/kg bag	2,014
Consumo de vapor de tachos (t/h)	28,17	ηcal (Eficiencia total de las calderas) %	55,28
Consumo de vapor Calentador 1 J.C (t/h)	3,57	Bq (bagazo quemado) t/h	47,64
Consumo de agua Calentador 2 L-L (t/h)	88,15	Condensados (t/h)	83,24
Consumo de vapor Calentador 3	9,08	Agua de reposición (t/h)	12,74
Consumo de vapor Calentador 4	6,56	% Reposición	13,2
Consumo de vapor turbogeneradores (t/h)	70,63	Electricidad Generada Kw-h/h	6251,22
Consumo de vapor Necesidades. Tecnológicas (t/h)	81,33	Electricidad Consumida Kw-h/h	4906,66
Consumo de vapor Válvula Reductora t/h	10,69	Electricidad Entregada al SEN Kw-h/h	1344,56
% Válvula Reductora	11,13	Electricidad Entregada al SEN Kw-h/d	32269,4

2.4 Desarrollo de los Balances de Masa y Energía en condiciones del aumento de capacidad.

Base de cálculo: 1 día ***4 300 t caña***

Balance Total en los Molinos

Caña + Agua $_{(imb)}$ = Bagazo + Jugo $_{(mez)}$

Cálculo de la cantidad de bagazo:

$$\text{Bagazo \% caña} = \frac{\text{Bagazo}}{\text{caña}} * 100$$

$$\text{Masa de bagazo} = \frac{\text{bagazo \% caña} * \text{caña}}{100}$$

$$\text{Masa de bagazo} = \frac{36{,}00 * 4300\ \text{t}}{100}$$

$$\text{Masa de bagazo} = 1548\ \frac{\text{t}}{\text{d}} = 64500 \frac{kg}{h}$$

Cálculo de la cantidad de Jugo Mezclado:

$$\text{\% Ext molinos} = \frac{\text{jugo de molinos}}{\text{caña}} * 100$$

$$\text{Jugo de molinos} = \frac{\text{\% Ext molinos} * \text{caña}}{100}$$

$$\text{Jugo de molinos} = \frac{94{,}80 * 4300\ \text{t}}{100}$$

$$\text{Jugo de molinos} = 4\,076{,}4 \frac{t}{d} = 169\,850 \frac{kg}{h}$$

Cálculo de agua de imbibición:

$$\text{Agua de imbibición} = (\text{bagazo} + \text{jugo de molinos}) - \text{caña}$$

$$\text{Agua de imbibición} = (1584 + 4\,076{,}4) - 4300$$

$$\text{Agua de imbibición} = 1324{,}40 \frac{t}{d}$$

Balance Total en el tanque de Jugo Mezclado

$$\text{Jugo de los Filtros} = 15\% * \text{JM}$$

$$\text{Jugo de los Filtros} = 0.15 * 4076{,}4\frac{t}{d}$$

$$\text{Jugo de los Filtros} = 611{,}46\frac{t}{d}$$

Cálculo de la lechada de cal

4ºBe →ρ=1.029 Kg/l Base: 1 día

$$\frac{g(CaO)}{l(lechada)} = \frac{36\,g(CaO)}{l(lechada)}$$

500g (CaO) → 1 t caña

$$m(CaO) = 500\frac{g}{t} * 4300\,\text{t} == 2150kg \qquad V(CaOH) = 2.21 * 10^6\,g * \frac{1L}{36\,g} = 59722{,}22\ \ L$$

$$\rho(CaOH) = \frac{m(CaOH)}{V(CaOH)}$$

$$m(CaOH) = \rho(CaOH) * V(CaOH)$$

$$m(CaOH) = 1.029\,\frac{\text{kg}}{L} * 59722{,}22\ \ \text{L}$$

$$m(CaOH) = 61454{,}17\text{kg} \ \ = 61{,}45\ \text{t}$$

Balance de masa en el Tanque Flash

$$\text{Jugo mezclado} + \text{Lechada de cal} = \text{Jugo alcalizado}$$

$$\text{Jugo alcalizado} = 4687{,}86 + 61{,}45$$

$$\text{Jugo alcalizado} = 4749{,}31\frac{t}{d}$$

$$\text{Jugo a calentadores 2,3,4} \ = 4749{,}31\ \frac{t}{d} = 197888{,}090\ \ \frac{kg}{h}$$

Cálculo de la cantidad de Floculante (Fs)

$$Fs = \frac{\text{Caña molida (Cm)} * \text{Dosificación(Df)}}{1000}$$

$$Fs = \frac{4300 * 5}{1000}$$

$$Fs = 21{,}5\frac{kg}{d} = 0.0215\frac{t}{d}$$

Balance de masa en el Clarificador

$$\text{Jugo que entra al clarificador} = \text{Jugo a calentadores } 2,3,4 + \text{Floculante}$$

$$\text{Jugo que entra al clarificador} = 4749{,}31 + 0.0215$$

$$\text{Jugo que entra al clarificador} = 4\,749{,}34\frac{t}{d}$$

Balance de masa en el Filtro

$$\text{lodo} = \text{cachaza} + \text{Jugo de los Filtros}$$

$$\text{lodo} = 162{,}11 + 611{,}46$$

$$\text{lodo} = 773{,}57\frac{t}{d}$$

$$\text{Jugo que entra al clarificador} = \text{Jugo claro} + \text{lodo}$$

$$\text{Jugo claro} = \text{Jugo que entra al clarificador - lodo}$$

$$\text{Jugo claro} = 4\,749{,}34\frac{t}{d} - 773{,}57\frac{t}{d}$$

$$\text{Jugo claro} = 3975{,}77\frac{t}{d} = 165\,656{,}90\frac{kg}{h}$$

$$\text{Jugo claro} = \text{Jugo al Calentador 1}$$

Cantidad de jugo que entra al proceso de Alcalinización

$$\text{Jugo mezclado} = \text{Jugo de molinos} + \text{Jugo de filtros}$$

$$\text{Jugo mezclado} = 4076{,}40\,\text{t} + 611{,}46\,\text{t}$$

$$\text{Jugo mezclado} = 4687{,}86\frac{\text{t}}{\text{d}} = 195327{,}50\frac{kg}{h}$$

Balance Parcial de sólidos en el Pre-evap 1

$$\text{Jugo clarificado} * \text{Bx}_{\text{ent}} = \text{Jugo Salida 1} * \text{Bx}_{\text{sal1}}$$

$$\text{Jugo Salida 1} = \frac{\text{Jugo clarificado} * \text{Bx}_{\text{ent}}}{\text{Bx}_{\text{sal1}}}$$

$$\text{Jugo Salida 1} = \frac{3975,77 * 14.41}{18,40}$$

$$\text{Jugo Salida 1} = 3113,63\frac{t}{d} = 129734,56\frac{kg}{h}$$

Balance Parcial de sólidos en el Pre-evap 2

$$\text{Jugo Salida 1} * \text{Bx}_{\text{sal1}} = \text{Jugo Salida 2} * \text{Bx}_{\text{sal2}}$$

$$\text{Jugo Salida 2} = \frac{\text{Jugo salida 1} * \text{Bx}_{\text{sal1}}}{\text{Bx}_{\text{sal2}}}$$

$$\text{Jugo Salida 2} = \frac{3113,63 * 18,40}{24,30}$$

$$\text{Jugo Salida 2} = 2357,65\frac{t}{d} = 98235,23\frac{kg}{h}$$

Balance Total en los Pre-evaporadores

$$\text{Jugo clarificado} = \text{Vapor producido} + \text{Jugo salida del Pre - evap 2}$$

$$\text{Vapor producido} = \text{Jugo clarificado} - \text{Jugo salida del Pre - evap 2}$$

$$\text{Vapor producido} = 3975,77\frac{t}{d} - 2357,65\frac{t}{d}$$

$$\text{Vapor producido} = 1618,12\frac{t}{d} = 67421,68\frac{kg}{h}$$

$$\text{Vapor producido} = \text{Extracción}$$

Consumo de vapor de los Pre – Evaporadores

$$Cp = 1 - 0.0056\,\text{Bx}_{\text{J.Clarif}}$$

$$Cp = 1 - 0.0056(14.41)$$

$$Cp = 0.92\frac{\text{kcal}}{\text{kg°C}}$$

$$G_{pre} = \left(\frac{S_{jugo} * C_{p\ jugo}(t_{eb} - t_{a\lim})}{\lambda_{calandria}} + \frac{Ext * \lambda_{cuerpo}}{\lambda_{calandria}} \right) * x$$

$$G_{pre} = \left(\frac{165656,90 * 0.92(03 - 108)}{639} + \frac{67421,68 * 633.77}{639} \right) * 1.05$$

$$G_{pre} = 69021,73 \frac{kg}{h}$$

Consumo de vapor del 1 Vaso del Cuádruple Efecto (G_{vaso1})

$$V_t = F\left(1 - \frac{Bx_{ent}}{Bx_{sal}}\right)$$

$$V_t = 165656,90 * \left(1 - \frac{24,30}{64,28}\right)$$

$$V_t = 2472,79 \frac{t}{d} = 103033,03 \frac{kg}{h}$$

$\mathrm{Cp} = 1 - 0.0056\,\mathrm{Bx}_{\mathrm{Ent}}$

$\mathrm{Cp} = 1 - 0.0056(24,30)$

$\mathrm{Cp} = 0,86 \frac{\mathrm{kcal}}{\mathrm{kg°C}}$

$$S = \left(\frac{V_t}{n} * \frac{\lambda}{\lambda_s} + \frac{m_{jugo} C_p (t_b - t_f)}{\lambda_s} \right) * X$$

$$S = \left(\frac{103033,03}{4} * \frac{617.34}{633.77} + \frac{110248.61 * 0.86(05 - 103)}{633.77} \right) * 1.04$$

$$S = 25369,02 \frac{kg}{h}$$

$$S = G_{Vaso1}$$

Economía en el Cuádruple efecto (e)

$$\mathrm{e} = \frac{\mathrm{V_t}}{\mathrm{S}}$$

$$\mathrm{e} = \frac{103033,03}{25369,02}$$

$$\mathrm{e} = 4,06$$

Consumo de vapor de los Tachos (G_{tacho})

Tacho 1:(Masa Cocida A)

$$P_{inic} = \gamma * V_{inic}$$
$$P_{inic} = 1450 * 13.23$$
$$P_{inic} = 19183.5kg$$

$$W_{inic} = P_{inic}\left(1 - \frac{Bx_1}{Bx_3}\right)$$
$$W_{inic} = 19183.5\left(1 - \frac{90.06}{92.60}\right)$$
$$W_{inic} = 526.20kg$$

$$P_{mat} = \left(P_{final} - P_{inic} - W_{inic}\right) * \frac{Bx_3}{Bx_2}$$

$$P_{fin} = \gamma * V_{fin}$$
$$P_{fin} = 1450 * 35,23$$
$$P_{fin} = 51083,50kg$$

$$P_{mat} = \left(51083.5 - 19183.5 - 526.20\right) * \frac{92.60}{64.28}$$
$$P_{mat} = 45196.23kg$$

$$W_{mat} = P_{mat} * \left(1 - \frac{Bx_2}{Bx_3}\right)$$
$$W_{mat} = 45196.23\left(1 - \frac{64.28}{92.60}\right)$$
$$W_{mat} = 13822.43kg$$

$$G_{tacho1} = \frac{W_{inic} + W_{mat}}{T_0} * \varphi$$
$$G_{tacho1} = \frac{526.20 + 13822.43}{1.6} * 1.1$$
$$G_{tacho1} = 9864.69\frac{kg}{h}$$

Tacho 2:(Masa Cocida B)

$$P_{inic} = \gamma * V_{inic}$$
$$P_{inic} = 1450 * 12.06$$
$$P_{inic} = 17487kg$$

$$W_{inic} = P_{inic}\left(1 - \frac{Bx_1}{Bx_3}\right)$$
$$W_{inic} = 17487\left(1 - \frac{90.12}{93.80}\right)$$
$$W_{inic} = 686.06kg$$

$$P_{fin} = \gamma * V_{fin}$$
$$P_{fin} = 1450 * 39.08$$
$$P_{fin} = 56666kg$$

$$P_{mat} = \left(P_{final} - P_{inic} - W_{inic}\right) * \frac{Bx_3}{Bx_2}$$
$$P_{mat} = \left(56666 - 17487 - 686.06\right) * \frac{93.80}{62.08}$$
$$P_{mat} = 58161.05kg$$

$$W_{mat} = P_{mat} * \left(1 - \frac{Bx_2}{Bx_3}\right)$$
$$W_{mat} = 58161\left(1 - \frac{62.08}{93.80}\right)$$
$$W_{mat} = 19668.1kg$$

$$G_{tacho2} = \frac{W_{inic} + W_{mat}}{T_0} * \varphi$$
$$G_{tacho2} = \frac{686.06 + 19668.1}{2.5} * 1.2$$
$$G_{tacho2} = 9770\frac{kg}{h}$$

Tacho 3:(Masa Cocida A)

$$P_{inic} = \gamma * V_{inic}$$
$$P_{inic} = 1450 * 16.99$$
$$P_{inic} = 24635.5kg$$

$$W_{inic} = P_{inic}\left(1 - \frac{Bx_1}{Bx_3}\right)$$
$$W_{inic} = 24635.5\left(1 - \frac{89.80}{93.08}\right)$$
$$W_{inic} = 868.12kg$$

$$P_{fin} = \gamma * V_{fin}$$
$$P_{fin} = 1450 * 59.42$$
$$P_{fin} = 86159kg$$

$$P_{mat} = \left(P_{final} - P_{inic} - W_{inic}\right) * \frac{Bx_3}{Bx_2}$$
$$P_{mat} = \left(86159 - 24635.5 - 868.11\right) * \frac{93.08}{64.28}$$
$$P_{mat} = 87831.41kg$$

$$W_{mat} = P_{mat} * \left(1 - \frac{Bx_2}{Bx_3}\right)$$
$$W_{mat} = 87831.40\left(1 - \frac{64.28}{93.08}\right)$$
$$W_{mat} = 27176.03kg$$

$$G_{tacho3} = \frac{W_{inic} + W_{mat}}{T_0} * \varphi$$
$$G_{tacho3} = \frac{868.11 + 27176.02}{2} * 1.1$$
$$G_{tacho3} = 15424.28\frac{kg}{h}$$

Tacho 4:(Ampliado o grano fino)

$$P_{inic} = \gamma * V_{inic}$$
$$P_{inic} = 1450 * 10.03$$
$$P_{inic} = 14543.5kg$$

$$W_{inic} = P_{inic}\left(1 - \frac{Bx_1}{Bx_3}\right)$$
$$W_{inic} = 14543.5\left(1 - \frac{90.50}{92.50}\right)$$
$$W_{inic} = 314.45kg$$

$$P_{fin} = \gamma * V_{fin}$$
$$P_{fin} = 1450 * 30.73$$
$$P_{fin} = 44558.5kg$$

$$P_{mat} = \left(P_{final} - P_{inic} - W_{inic}\right) * \frac{Bx_3}{Bx_2}$$
$$P_{mat} = \left(44558.5 - 14543.5 - 314.45\right) * \frac{92.50}{66.20}$$
$$P_{mat} = 41500.01kg$$

$$W_{mat} = P_{mat} * \left(1 - \frac{Bx_2}{Bx_3}\right)$$
$$W_{mat} = 41500\left(1 - \frac{66.20}{92.50}\right)$$
$$W_{mat} = 11799.46kg$$

$$G_{tacho4} = \frac{W_{inic} + W_{mat}}{T_0} * \varphi$$
$$G_{tacho4} = \frac{314.45 + 11799.46}{2} * 1.3$$
$$G_{tacho4} = 7874.05\frac{kg}{h}$$

Tacho 5:(Masa Cocida A)

$$P_{inic} = \gamma * V_{inic}$$
$$P_{inic} = 1450 * 12.06$$
$$P_{inic} = 17487kg$$

$$W_{inic} = P_{inic}\left(1 - \frac{Bx_1}{Bx_3}\right)$$
$$W_{inic} = 17487\left(1 - \frac{90.06}{92.75}\right)$$
$$W_{inic} = 507.17kg$$

$$P_{fin} = \gamma * V_{fin}$$
$$P_{fin} = 1450 * 36.22$$
$$P_{fin} = 52519kg$$

$$P_{mat} = \left(P_{final} - P_{inic} - W_{inic}\right) * \frac{Bx_3}{Bx_2}$$
$$P_{mat} = \left(52519 - 17487 - 507.17\right) * \frac{92.75}{64.28}$$
$$P_{mat} = 49816.09kg$$

$$W_{mat} = P_{mat} * \left(1 - \frac{Bx_2}{Bx_3}\right)$$
$$W_{mat} = 49816\left(1 - \frac{64.28}{92.75}\right)$$
$$W_{mat} = 15291.26kg$$

$$G_{tacho5} = \frac{W_{inic} + W_{mat}}{T_0} * \varphi$$
$$G_{tacho5} = \frac{507.17 + 15291.23}{1.6} * 1.1$$
$$G_{tacho5} = 10861.42\frac{kg}{h}$$

Tacho 6:(Ampliado)

$$P_{inic} = \gamma * V_{inic}$$
$$P_{inic} = 1450 * 12.83$$
$$P_{inic} = 18603.5kg$$

$$W_{inic} = P_{inic}\left(1 - \frac{Bx_1}{Bx_3}\right)$$
$$W_{inic} = 18603.5\left(1 - \frac{92.50}{95.80}\right)$$
$$W_{inic} = 640.83kg$$

$$P_{fin} = \gamma * V_{fin}$$
$$P_{fin} = 1450 * 36.25$$
$$P_{fin} = 52562.5kg$$

$$P_{mat} = \left(P_{final} - P_{inic} - W_{inic}\right) * \frac{Bx_3}{Bx_2}$$
$$P_{mat} = \left(52562.5 - 18603.5 - 640.83\right) * \frac{95.80}{66.20}$$
$$P_{mat} = 48215.72kg$$

$$W_{mat} = P_{mat} * \left(1 - \frac{Bx_2}{Bx_3}\right)$$
$$W_{mat} = 48215.72\left(1 - \frac{66.20}{95.80}\right)$$
$$W_{mat} = 14897.55kg$$

$$G_{tacho6} = \frac{W_{inic} + W_{mat}}{T_0} * \varphi$$
$$G_{tacho6} = \frac{640.83 + 14897.55}{5} * 1.3$$
$$G_{tacho6} = 4039.98\frac{kg}{h}$$

Tacho 7:(Masa Cocida A)

$$P_{inic} = \gamma * V_{inic}$$
$$P_{inic} = 1450 * 16.99$$
$$P_{inic} = 24635.5kg$$

$$W_{inic} = P_{inic}\left(1 - \frac{Bx_1}{Bx_3}\right)$$
$$W_{inic} = 24635.5\left(1 - \frac{89.80}{93.08}\right)$$
$$W_{inic} = 868.12kg$$

$$P_{mat} = \left(P_{final} - P_{inic} - W_{inic}\right) * \frac{Bx_3}{Bx_2}$$

$$P_{fin} = \gamma * V_{fin}$$

$$P_{fin} = 1450 * 59.42$$

$$P_{fin} = 86159 kg$$

$$P_{mat} = \left(86159 - 24635.5 - 868.11\right) * \frac{93.08}{64.28}$$

$$P_{mat} = 87831.41 kg$$

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

$$W_{mat} = 87831.40\left(1 - \frac{64.28}{93.08}\right)$$

$$W_{mat} = 27176.03 kg$$

$$G_{tacho7} = \frac{W_{inic} + W_{mat}}{T_0} * \varphi$$

$$G_{tacho7} = \frac{868.11 + 27176.02}{2} * 1.1$$

$$G_{tacho7} = 15424.28 \frac{kg}{h}$$

Consumo de vapor total de los Tachos ($G_{total\ tachos}$)

$$G_{total\ tachos} = G_{tacho1} + G_{tacho2} + G_{tacho3} + G_{tacho4} + G_{tacho5} + G_{tacho6} + G_{tacho7}$$

$$G_{total\ tachos} = 9864.69 + 9770 + 15424.28 + 7874.05 + 10861.42 + 4039.98 + 15424.28$$

$$G_{total\ tachos} = 73258.69 \frac{kg}{h}$$

Consumo de vapor de los Calentadores (G_{cal})

Calentador 1: (Trabaja con vapor de escape de los turbogeneradores)

Cálculo de la capacidad calorífica (Cp.)

$$Cp = 1 - 0.0056 Bx_{J.Clarif}$$

$$Cp = 1 - 0.0056(14.41)$$

$$Cp = 0.9193 \frac{kcal}{kg°C}$$

$$G_{cal1} = \frac{Q}{\lambda_{vap}}$$

$$G_{cal1} = \frac{S * C_p(t_f - t_i) * X}{\lambda_{vap}}$$

$$G_{cal1} = \left(\frac{162378,15 * 0.92(108 - 99)}{639}\right) * 1.05$$

$$G_{cal1} = 2207,72 \frac{kg}{h}$$

Calentador 2:(Trabaja con agua caliente de los condensados)

$$G_{cal2} = \frac{Q}{\lambda_{liq\,\mathrm{sat}}}$$

$$G_{cal2} = \frac{S * C_p (t_f - t_i)}{\lambda_{liq\,\mathrm{sat}}}$$

$$G_{cal2} = \left(\frac{193973{,}30 * 0.92(56 - 45)}{98{,}07} \right)$$

$$G_{cal2} = 19951{,}32 \frac{kg\,\mathrm{H_2O}}{h}$$

$$\mathrm{Cp} = 1 - 0.0056\,\mathrm{Bx}_{\mathrm{JM}}$$

$$\mathrm{Cp} = 1 - 0.0056(14.82)$$

$$\mathrm{Cp} = 1 - 0.0829$$

$$\mathrm{Cp} = 0.917 \frac{\mathrm{Kcal}}{\mathrm{Kg°C}}$$

Calentador 3:(Trabaja con vapor del Pre-evap)

$$G_{cal3} = \frac{Q}{\lambda_{vap}}$$

$$G_{cal3} = \frac{S * C_p (t_f - t_i) * X}{\lambda_{vap}}$$

$$G_{cal3} = \left(\frac{193973{,}30 * 0.92(75 - 56)}{633{,}77} \right) * 1.05$$

$$G_{cal3} = 5599{,}20 \frac{kg}{h}$$

Calentador 4: (Trabaja con vapor de escape de los turbos

$$G_{cal4} = \frac{Q}{\lambda_{vap}}$$

$$G_{cal4} = \frac{S * C_p (t_f - t_i)}{\lambda_{vap}} * X$$

$$G_{cal4} = \left(\frac{193973{,}30 * 0.92(102 - 75)}{639} \right) * 1.05$$

$$G_{cal4} = 7891{,}64 \frac{kg}{h}$$

Consumo de vapor Turbogenerador 1(G_{turbo1})

$$G_{turbo\ 1} = \frac{N * 860}{N_t * H_0 * N_{mec} * N_{elec} * N_{tubo}}$$

$$G_{turbo\ 1} = \frac{4000 * 860}{0{,}70 * 130{,}40 * 0{,}94 * 0{,}95 * 0{,}94}$$

$$G_{turbo\ 1} = 47902{,}94 \frac{kg}{h}$$

Calculo del consumo de vapor del Turbo 2(G_{turbo2})

$$G_{turbo\ 2} = \frac{N * 860}{N_t * H_0 * N_{mec} * N_{elec} * N_{tubo}}$$

$$G_{turbo\ 2} = \frac{4\,000 * 860}{0{,}70 * 130{,}4 * 0{,}95 * 0{,}94 * 0{,}94}$$

$$G_{turbo\ 2} = 45028{,}76 \frac{kg}{h}$$

Consumo total de Vapor de los turbogeneradores (G_{turbos})

$$G_{turbos} = G_{turbo\ 1} + G_{turbo\ 2}$$

$$G_{turbos} = 47902{,}94 \frac{kg}{h} + 45028{,}76 \frac{kg}{h}$$

$$G_{turbos} = 92931{,}70 \frac{kg}{h}$$

$$G_{turbos} = G_{MP}$$

Consumo de vapor de las Necesidades Tecnológicas (G_{NT})

$$\mathrm{G_{NT}} = \mathrm{G_{Pre\text{-}evap}} + \mathrm{G_{Cal\ 1}} + \mathrm{G_{Cal\ 4}}$$

$$\mathrm{G_{NT}} = 69021{,}73 + 2207{,}72 + 7891{,}64$$

$$\mathrm{G_{NT}} = 79121{,}09 \frac{\mathrm{kg}}{\mathrm{h}}$$

Consumo de vapor por la Válvula Reductora (G_{VR})

$$G_{VR} = G_{NT} - G_{turbo} \qquad \%G_{VR} = \frac{G_{VR}}{G(\text{caldera})} * 100$$

$$G_{VR} = 79121{,}09 - 92931{,}70 \qquad \%G_{VR} = \frac{-13810{,}61}{110000} * 100$$

$$G_{VR} = -13810{,}61 \frac{kg}{h} \qquad \%G_{VR} = -15{,}87$$

El signo negativo indica que no es necesario pasar vapor por la válvula reductora.

Balance en la caldera (VCN) ***Pérdidas de calor sensible en los gases (Qp)***

$$Qp = T_{gases}\left(1 - \frac{W}{100}\right)\left(1.4 * m + \frac{0.5}{1 - \frac{W}{100}} - 0.12\right)$$

$$Qp = 230\left(1 - \frac{49.8}{100}\right)\left(1.4 * 1.5 + \frac{0.5}{1 - \frac{49.8}{100}} - 0.12\right)$$

$$Qp = 343{,}61 \frac{kcal}{kg}$$

$$VCN = 4250 - 4850 * \frac{W}{100}$$

$$VCN = 4250 - 4850 * \frac{49.8}{100}$$

$$VCN = 1834.7$$

Calor recuperado en el bagazo (Qrecup)

$$Qrecup. = (VCN - Qp) * \alpha * \beta * \gamma$$

$$Qrecup. = (834.7 - 343{,}61) * 0.99 * 0.95 * 0.95$$

$$Qrecup. = 1276{,}75 \frac{kcal}{kg}$$

Calor necesario para la vaporización de un Kg de vapor (Qn)

$$Qn = \lambda_v(\text{sobrec}) - \lambda(\text{agua sat})$$

$$Qn = 749{,}6 - 115{,}24$$

$$Qn = 634{,}36 \frac{kcal}{kg}$$

Índice de generación (IG)

$$IG = \frac{Qrecup.}{Qn} = \frac{1276,75}{634,36} = 2,01 \frac{kg_{vapor}}{kg_{bagazo}}$$

Eficiencia total de la caldera (Ncald.)

$$Ncald. = \frac{Qrecup.}{VCS} * 100 = \frac{1276,75}{2309,20} * 100 = 69,59\ \%$$

$$VCS = 4600 * \left(1 - \frac{W}{100}\right)$$

$$VCS = 4600 * \left(1 - \frac{49.8}{100}\right)$$

$$VCS = 2309.2$$

Vapor producido según la molida (Vpsm)Bagazo quemado (Bq)

$$Vpsm = IG * \text{kg de bagazo producido}$$

$$Vpsm = 2,01 * 64500$$

$$Vpsm = 129816,12\ \frac{\text{kg vapor}}{\text{h}}$$

$$Bq = \frac{G_{cald.}}{IG} = \frac{110\ 000}{2,01} = 54654,23 \quad \text{kg bag/h}$$

Bagazo Sobrante (Bs)

$$Bs = \text{Masa de bagazo - Bagazo quemado}$$

$$Bs = 64500,00 - 54654,23$$

$$Bs = 9845,77\ \frac{kg}{h}$$

Eficiencia en la caldera

$$\text{Eficiencia} = \frac{G_{cald.} (\lambda_v(sobrec) - \lambda(agua))}{Bq * VCN} * 100 = \frac{87033,20 * (749,6 - 115,24)}{43243,02 * 1834,7} * 100 = 69,59\ \%$$

Balance de Condensado

$$G_{a.tec} = G_{pre} + G_{Vaso1} + G_{Turbogenerador} - G_{Nt}$$

$$G_{a.tec} = 69021,73 + 25369,02 + 92931,70 - 79121,09$$

$$G_{a.tec} = 108201,37 \frac{kg}{h}$$

$$G_{.cal} = G_{a.tec.} + G_{a.R}$$

$$G_{a.R} = 110\,000,00 - 108\,201,37$$

$$G_{a.R} = 1798,63 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\%\,\text{rep} = \frac{G_{a.R}}{G_{.cal}} * 100$$

$$\%\,\text{rep} = \frac{1798,63}{110000} * 100$$

$$\%\,\text{rep} = 1,64\ \%$$

Balance de Calor

$$Q_{cald} = G_{cald} * h_{0.vapor}$$

$$Q_{cald} = 110000 * 3138,43$$

$$Q_{cald} = 345226780,80\frac{kJ}{h}$$

$$Q_{cald} = 95896,33\frac{kJ}{s} = kW$$

$$Q_{NT} = G_{NT} * (h_1 - h_a)$$

$$Q_{NT} = 79121,09 * (2675,37 - 417.46)$$

$$Q_{NT} = 178647915,16\frac{kJ}{h}$$

$$Q_{NT} = 49624,42\frac{kJ}{s} = kW$$

$$Q_{Pot} = G_{Turbogenerador} * (h_{e\,vapor} - h_{s\,vapor})$$

$$Q_{Pot} = 92931,70 * (3120,84 - 2683.50)$$

$$Q_{Pot} = 40642817,55\frac{kJ}{h}$$

$$Q_{Pot} = 11289,67\frac{kJ}{s} = kW$$

$$Q_{otros} = G_{otros} * h_{0.vapor}$$

$$Q_{otros} = 7131,73 * 2683.5$$

$$Q_{otros} = 19138006,01\frac{kJ}{h}$$

$$Q_{otros} = 5316,11\frac{kJ}{s} = kW$$

$$Q_{cond} = G_{a.tec} * h_{\ agua\ \text{cond}}$$

$$Q_{cond} = 108201,37 * 410.61$$

$$Q_{cond} = 44428562,54\frac{kJ}{h}$$

$$Q_{cond} = 12341,27\frac{kJ}{s} = kW$$

$$Q_{perd} = Q_{cald} - Q_{NT} - Q_{Pot} - Q_{otros} - Q_{cond}$$

$$Q_{perd} = 110\,000 - 49624,42 - 11289,67 - 5316,11 - 12341,27$$

$$Q_{perd} = 17\,324,86\frac{kJ}{s} = kW$$

$$\text{Eficiencia Térmica General} = \frac{(Q_{cald} - Q_{perd})}{Q_{cald}} * 100 = \frac{(110\,000 - (17\,324,86)}{110\,000} * 100 = 81,93\,\%$$

$$\text{Pérdidas Generales} = \frac{Q_{perd}}{Q_{cald}} * 100 = \frac{17\,324,86}{75874,22} * 100 = 18,07\%$$

$$\text{Pérdidas en Proceso} = \frac{Q_{NT}}{Q_{cald}} * 100 = \frac{49624,42}{110\ 000} * 100 = 51,75\ \ \%$$

$$\text{Pérdidas de Potencia} = \frac{Q_{Pot}}{Q_{cald}} * 100 = \frac{11289,67}{110\ 000} * 100 = 11,77\ \%$$

$$\text{Pérdidas de Otros} = \frac{Q_{otros}}{Q_{cald}} * 100 = \frac{5316,11}{110\,000} * 100 = 5,54\%$$

$$\text{Pérdidas de Condensados} = \frac{Q_{cond}}{Q_{cald}} * 100 = \frac{12341,27}{110\,000} * 100 = 12,87\%$$

Electricidad Generada:

$$\text{Electricidad Generada} = \frac{G_{Turbos}}{Ind.de.consumoTécnico}$$

$$\text{Electricidad Generada} = \frac{92931,70}{11,3} \frac{\text{kg vapor/h}}{\text{kg vapor/kW - h}}$$

$$\text{Electricidad Generada} = 8224,04 kW$$

Electricidad Consumida:

$$\text{Electricid ad Consumida} = CañaMolida * Ind.GeneraciónEléctrica$$

$$\text{Electricid ad Consumida} = 179,17 \frac{tcaña}{h} * 32 \frac{kW}{tcaña}$$

$$\text{Electricid ad Consumida} = 5733,33\ \ kW/h$$

Electricidad Entregada al SEN:

$$\text{Electricidad Entregada} = ElectricidadGenerada - ElectricidadConsumida$$

$$\text{Electricidad Entregada} = 8224,04 - 5733,33$$

$$\text{Electricidad Entregada} = 2490,71 kW/h$$

Resumen de los Balances de Masa y Energía.

Tabla 2.3 Resumen de los balances de Masa y Energía según condiciones operacionales para la nueva capacidad de 4300 t/d.

Balance de Masa			
Caña molida (t/h)	179,17	Masa Jugo Mezclado (t/h)	195,33
Bagazo % Caña	36,00	Masa Jugo Alcalizado (t/h)	197,89
Masa de bagazo (t/h)	64,50	Masa Jugo entrada Clarificador (t/h)	197,89
% extracción en los molinos	94,80	Masa de Lodo (t/h)	32,23
Masa de jugo en molinos (t/h)	169,85	Masa de Jugo Claro (t/h)	165,66
Agua de Imbibición (t/h)	55,18	Masa de Cal (t/h)	89,58
Masa Jugo en los filtros (t/h)	25,48	Masa de Lechada (t/h)	2,56
Balance de energía			
Consumo de vapor Pre-evaporadores (t/h)	69,02	Vapor generado en la Caldera t/h	109,68
Consumo de vapor 1er Evaporador (t/h)	25,37	IG (índice de generación) kgv/kg bag	2,01
Consumo de vapor de tachos (t/h)	73,26	ηcal (Eficiencia total de las calderas) %	55,29
Consumo de vapor Calentador 1 J.C (t/h)	2,21	Bq (bagazo quemado) t/h	43,24
Consumo de agua Calentador 2 L-L (t/h)	19,95	Condensados (t/h)	108,20
Consumo de vapor Calentador 3	5,60	Agua de reposición (t/h)	12,74
Consumo de vapor Calentador 4	7,89	% Reposición	1,64
Consumo de vapor turbogeneradores (t/h)	92,93	Electricidad Generada kW-h/h	8224,04
Consumo de vapor Necesidades. Tecnológicas (t/h)	79,12	Electricidad Consumida kW-h/h	5733,33
Consumo de vapor Válvula Reductora t/h	-	Electricidad Entregada al SEN kW-h/h	2490,71
% Válvula Reductora	-	Electricidad Entregada al SEN kW-h/d	59777,07
Bs (bagazo sobrante) (t/h)	9,84		

2.5 Análisis de los Resultados.

En estas condiciones de la capacidad propuesta, se muelen 179,17 t/h de caña, necesitándose 64,50 t/h de agua de imbibición para lograr un94,80 % de extracción de jugos en los molinos, obteniéndose así 153 t/h de jugo en los molinos y 64,50 t/h de bagazo, este último es el principal combustible utilizado en la generación de vapor. Las calderas existentes generan alrededor de 109,68 t/h de vapor, con un índice de generación de 2,014 kg vapor/kg bagazo y una eficiencia del 55,29 % valor adecuado según

(Hugot, 1974). El bagazo que se produce es utilizado como combustible en la caldera quemándose a razón de 43,24 t/h dejando una cantidad sobrante de 9,84 t/h de bagazo. Del vapor generado no es necesario pasar ninguno por la válvula reductora**.**Los condensados recuperados para su posterior utilización en la caldera son de13,81 t/h. Los turbogeneradores consumen 90,92 t/h de vapor y generan 8 224,04 kW-h/h de energía eléctrica, consumiéndose por el central 5 733,33 kW-h/h lo que representa el 69.71, los otros 2490,71kW-h/h equivalentes al 30.28% son entregados al Sistema Electroenergé-tico Nacional. Los valores relativamente se deben a que los turbos existentes no son de alta potencia (6500 kW entre los dos), además estos son turbos obsoletos que operan a contrapresión. Con la propuesta del turbo de extracción- condensación no se requiere pasar vapor por la válvula reductora, además, se aprovecha un condensado limpio (13,81t/h) que es enviado directamente para ser utilizado en las calderas.

2.6 <u>Balance de Capacidades.</u>

Para la realización de los Balances de capacidades del equipamiento actual del Central Antonio Sánchez, se utilizó el **Manual de Índices de capacidades para ingenios**, que hace varios años se elaboró por un grupo de especialistas del MINAZ y del que se pudo contar con una versión digital escaneada en pdf. En dicho manual se encuentran todos los equipos y accesorios a instalar en los centrales según su capacidad de molida en

@/ d.

Manipulación y preparación de caña:

Las áreas de manipulación de caña y molienda están en condiciones para asumir la propuesta de aumento de capacidad de 378400 @/d (4300 t/d). Como se ha demostrado con el análisis de las molidas horarias.

Planta de generación de vapor:

Existen dos calderas con una capacidad de 60 t/h cada una y una temperatura de vapor de 350 ^{0}C en la posición de las calderas No. 1 y No. 2, ambas tienen una capacidad de generación (120 t/h) suficiente, para la capacidad de molienda propuesta si se mejora el sistema de tratamiento de agua existente en la Empresa, puesto que el mismo no tiene la calidad óptima y en ocasiones su capacidad de generación disminuye y también disminuye su eficiencia. En su operación, estas calderas demandan unos 800 kW de potencia. Según el balance de energía para 4300 t/d, se necesitan 92931,70 kg/h para el consumo de vapor de los turbos por lo que es suficiente con el vapor que se genera actualmente en las calderas.

Planta de generación de electricidad:

Se propone sustituir el turbogenerador instalado de 2,5 MW por otro de 4 MW de extracción-condensación en su lugar.

La nueva capacidad instalada es de 8000 kW, es suficiente con respecto a la generación máxima que admite el balance de vapor, lo cual (incluyendo la cogeneración) permite explotar la capacidad instalada a un 80%.

Ambos turbogeneradores trabajarán de forma automática con un sistema de contrapresión regulada.

Estación de Purificación de jugo (Calentadores):

Existen cinco calentadores "Webre" Φ 32" de 33 tubos por pase para jugo mezclado.

Gravedad específica: 1,06

Velocidad del jugo: 6,06 p /s (es la correcta)

A = 1365 p^2 (S.C. de un calentador)

En el período de zafra actual se presentaron problemas de mal funcionamiento en tres de los cinco calentadores los cuales requieren cambio inmediato para poder trabajar en la zafra 2015 – 2016 y con este cambio realizado el banco de calentadores quedaría en óptimas condiciones para seguir moliendo 3680 t/d pero no 4300 t/d por tanto se propone instalar otro calentador de 1660 p^2 de superficie calórica como se indica en el **Manual de Capacidades**.

Filtros de Cachaza:

Existen instalados dos filtros de cachaza de Φ10" x 20" con una superficie filtrante total de 1 576 p^2, lo cual es suficiente para la molida proyectada según el **Manual de Índices de Capacidades para Equipos**.

Clarificación:

Hay un clarificador tipo "BTR" de Φ 24"-0" y un volumen de 33 600 galones, este clarificador no es favorable para el aumento que se requiere, por tanto se necesita uno de 40 000 galones como se especifica en el **Manual de Índices de Capacidades para Equipos**.

Evaporación:

El esquema de evaporación está formado por un pre-evaporador que da vapor a tachos, el cual trabaja a *15 psig* en la calandria y que tiene una superficie calórica de 11 000 p.c.s.c (1022 m^2) tipo "Leonard", trabajando con todos los tachos y los calentadores rectificadores alcanza una razón de evaporación de 8,57 lb/h-p^2 lo cual es totalmente posible de lograr en un pre-evaporador de este tipo trabajando con vapor de 15 psig.

El cuádruple efecto de 38 000 p.c.s.c (3 531 m^2) alcanza una razón de evaporación de 7.5 lb/h-p^2 que es un valor correcto según el **Manual de Capacidades**. Por tanto en la estación evaporadora hay capacidad suficiente para asumir la molida proyectada de 378400 @/d (4 300 t/d).

Tachos y cristalizadores:

Existen siete tachos tipo "Low – Head", "Honolulu", la superficie calórica total instalada es de 21 944 pcsc (2 039 m^2), siendo necesaria para procesar 378 400 @/d(4 300 t/d) una superficie calórica de13 545 pcsc(1 259 m^2).

Cantidad aproximada de masa cocida a producir con la capacidad de 4300 t/d

- Pureza de jugo mezclado = 86 %
- Masa cocida "A" = 21 947 p^3
- Masa cocida "B" = 7 500 p^3
- Masa cocida "C" = 5 377 p^3

Volumen existente en los tachos para:

- Masa cocida A: 4 300 p^3

Tiempo de cocción disponible para masa "A":

6 operaciones por día ---- 4 h por operaciones

Realizar seis operaciones por día de cuatro horas cada una es un valor holgado.

- Masa cocida B: 1 800 p^3 (Considerando la mitad del volumen de uno de los tachos que también se usa para cristalizar).

Tiempo de cocción disponible para masa "B":

4,3 operaciones por día ---- 4 ½ h por operaciones

Realizar 4,3 operaciones por día de cuatro horas y media aproximadamente cada una es un valor muy cómodo para trabajar.

- Masa cocida C: 1 600 p^3

Tiempo de cocción disponible para masa "C":

3,36 operaciones por día ---- 7h aproximadamente por operaciones

Realizar 3,36 operaciones por día de siete horas aproximadamente cada una es un valor posible.

La estación de tachos tiene capacidad amplia para procesar lo proyectado según el **Manual de Capacidades**.

Cristalizadores:

La pureza de la masa "C" es del orden del 40 %, vale la pena hacer un análisis de la estación de los cristalizadores para masa "C".

Capacidad instalada:

- Recibidor de masa: 1 800 p^3
- Cristalizador "Blandchard": 600 p^3 (volumen operacional)
- Cristalizador "Blandchard" rápido: 600 p^3 (volumen operacional)

Volumen total: 3 000 p^3

Masa "C" producida por día: 5 377 p^3

Tiempo de residencia: aproximadamente 14h

Es relativamente bajo el tiempo de residencia hay que tener en cuenta que la velocidad del paso de la sacarosa de la miel al grano es menor que la velocidad de enfriamiento.

Recomendaciones:

Levantar el nivel del cristalizador rápido de modo que el cristalizador "Blandchard" que vierte pueda trabajar a plena capacidad (1800 p^3) manteniendo al "Rápido" con un volumen de operación de 600 p^3, entonces se tiene:

Volumen en cristalizadores: 4 200 p^3

1,28 operaciones por día --- 19 horas por operaciones (lo cual es un valor razonable)

Centrífugas:

Centrífugas para masa "A"

Masa "A" producida: 21 947 p^3/d

Peso de la solución: 778 021,15 kg/d

4 centrifugas "ASEA 650" (purgando 20 h y considerando20 ciclos/h)

1 040 000 kg > 778 021,15 kg

Hay suficiente capacidad en las Centrifugas para Masa “A”

Centrífugas para masa “B”

Masa “B” producida: 7 500 p^3/d

Peso de la solución: 277 050 kg/d

3 centrifugas “ACWW-1 000 A” con una capacidad de 4 t/h.

240 000 kg > 277 050 kg por tanto la capacidad de las Centrífugas para Masa “B” no es suficiente para la nueva propuesta.

Centrífugas para masa “C”

Masa “C” producida: 5 377 p^3/d

Peso de la solución: 203 949,61 kg/d

5 centrifugas “ACW-1 000 A” con una capacidad de 4 t/h

400 000 kg > 203 949, 61 kg la capacidad de las centrífugas para la Masa “C” es suficiente para la propuesta del aumento.

Conclusiones Parciales

1. Esta fábrica de azúcar tal y como está es una buena fábrica, y admite mejoras y ampliaciones.
2. Mediante el análisis de las molidas horarias de la zafra actual se comprobó que el Tándem en muchos horarios y días diferentes procesó 4300 t caña /d que está por encima de su índice de capacidad operacional de molida.
3. Las calderas existentes en el central Antonio Sánchez operan en la actualidad a bajas presiones, no obstante, generan con un índice de 2,014 kg vapor/ kg bagazo y una eficiencia del 69,59 %, valor adecuado para este tipo de calderas según la bibliografía consultada.
4. Con el estudio de capacidad realizado se determinó que los calentadores, las centrífugas, el turbo y el clarificador, existentes no satisfacen la propuesta del aumento de capacidad y requieren ser ampliados para lograr el balance adecuado.
5. La recomendación de que el turbo de 2,5 sea sustituido por otro de 4 Mw de extracción-condensación, incluye la instalación en paralelo de ambos turbogeneradores con un sistema automático de contrapresión regulada para poder explotar al máximo la capacidad instalada en la planta eléctrica.
6. La casa de bagazo existente no tiene capacidad suficiente para almacenar la nueva masa de bagazo generada por tanto se requiere una ampliación de la que existe actualmente.

Capítulo 3

Capitulo 3: Evaluación de la factibilidad económica y ambiental.

Introducción.

Durante el desarrollo de este capítulo se realiza una evaluación económica de la variante desarrollada en el capítulo anterior. Se siguió el procedimiento recomendado por (**González, 2009)**. Para realizar la estimación de los costos se siguió la metodología que aparece en el (**Peters, 2003)**, la cual se ha programado en una hoja en Excel para facilitar los cálculos.

Determinación del costo total de inversión.

Para determinar el precio del turbogenerador de extracción - condensación de 4 MW se aplicó la regla de la potencia 0,6 a partir del valor determinado por **(Serguei, 2012)** para el turbogenerador de 15MW.

Tabla 3.1: Precio de equipamiento

Equipos	Costo ($)
Turbo Extracción- Condensación	4 015 590
Calentador (4)	104 560
Centrífugas (juego)	162 290
Clarificador	597 950
Total	**4 880 260**

El costo total de inversión se determinó por separado para observar que equipo requería mayor inversión. La sustitución de los cuatro calentadores, la centrífuga y el clarificador, tienen un costo total de inversión de 2577,10 (M$) y el turbogenerador de 4 MW tiene un costo total de inversión de 11966,46 (M$). El turbo es el equipo de mayor índice de costo.

Tabla 3.2: Determinación del costo total de la inversión.

Determinación del costo total de la inversión		Costo (M$)
Costo de equipamiento*		**864,80**
Costos directos	Fracción de (*)	
Instalación del equipamiento	0,35	275,23
Instrumentación y control	0,3	235,91
Instalación de tuberías	0,16	125,82
Instalaciones eléctricas	0,1	78,64
Construcción	0,1	78,64
Facilidades de servicio	0,1	78,64
Costo total directo		**1824,73**
Costos indirectos		
Ingeniería y supervisión	0,32	251,64
Contingencia	0,1	78,64
Costo total indirecto		**363,22**
Costo fijo de la inversión		**2187,94**
Inversión de trabajo	0,45	353,87
Costo total de la inversión		**2577,10**

Determinación del costo total de la inversión		Costo (M$)
Costo de equipamiento*		**4015,59**
Costos directos	Fracción	
	de (*)	
Instalación del equipamiento	0,35	275,23
Instrumentación y control	0,3	235,91
Instalación de tuberías	0,16	125,82
Instalaciones eléctricas	0,1	78,64
Construcción	0,1	78,64
Facilidades de servicio	0,1	78,64
Costo total directo		**8472,90**
Costos indirectos		
Ingeniería y supervisión	0,32	251,64
Contingencia	0,1	78,64
Costo total indirecto		**1686,55**
Costo fijo de la inversión		**10159,45**
Inversión de trabajo	0,45	1821,15
Costo total de la inversión		**11966,46**

La **tabla 3.3** resume el presupuesto de inversión para el Área de fabricación, para la ampliación de la casa se bagazo, para el turbo de 4MW y para la Infraestructura y mejoras a R.H. El presupuesto total de inversión para llevara cabo las mejoras que se requieren en la industria es de 15 343,57(M$)

Tabla 3.3: Presupuesto de inversión.

Concepto	**Miles $**	**Año 1**	**Año 2**
Área de fabricación	2577,10	2577,10	0,00
Ampliación casa de bagazo	500,00	500,00	
Inversión turbo 4 MW	11966,46	11966,46	0,00
Infraestructura y mejoras a RH	300,00	200,00	100,00
Total	**15343,57**	15243,57	100,00

La **tabla 3.4** resume los costos en los años productivos, estos costos se dividen en tres partes fundamentales; los costos variables directos que son de los elementos que varían como la caña, el combustible entre otros; los costos fijos que son los que no varían; y el costo total bruto que recoge los dos costos anteriores.

Tabla 3.4 Costos de los años productivos.

	Año 2	**Año 3**	**Año 4**	**Año 5**
ELEMENTOS Azúcar, Mt	45,056	46,793	47,729	48,683
COSTOS VARIABLES, M$	**45619,7**	**47378,1**	**48325,7**	**48325,7**
Caña	42854,6	44506,4	45396,5	45396,5
Otros Materiales	306,9	318,7	325,1	325,1
Combustible	76,3	79,2	80,8	80,8
Energía	125,6	130,4	133,0	133,0
Otros gastos monetarios	2256,4	2343,3	2390,2	2390,2
Transporte de caña	2037,5	2116,1	2158,4	2158,4
Otros servicios	218,8	227,3	231,8	231,8
COSTOS FIJOS	**4736,0**	**5563,3**	**5563,3**	**5563,3**
Salario y Seguridad Social	2613,5	2613,536	2613,536	2613,536
Amortización de Activos Fijos	416,5	1137,4	1137,4	1137,4
Industria	416,5	1137,4	1137,4	1137,4
Amortización Cargos Diferidos	722,1	722,1	722,1	722,1
Industria	722,1	722,1	722,1	722,1
Rep. Y Mantenimiento zafra	223,3	329,7	329,7	329,7
Administración industrial	171,0	171,0	171,0	171,0
Cargos diferidos	57,9	57,9	57,9	57,9
Gastos Generales y de Administración	560,9	560,9	560,9	560,9
Cargos diferidos	282,2	282,2	282,2	282,2
Gastos Distribución y venta	28,8	28,8	28,8	28,8
COSTO TOTAL BRUTO	**50355,7**	**52941,4**	**53888,9**	**53888,9**

La **tabla 3.5** recoge la proyección de la producción a partir del primer año de la nueva capacidad. Se puede observar que casi todos los parámetros van en aumento de un año a otro excepto el rendimiento que se mantiene constante. Esta tendencia al incremento de un año a otro es excelente pues se produce más y se vende más.

Tabla 3.5: Proyección de la producción.

Concepto / año	**UM**	**Año 3**	**Año 4**	**Año 5**	**Año 6**
Caña a moler	Mt	417,792	426,148	434,671	443,364
Capacidad Potencial	t/d	4300	4300	4300	4300
Capacidad Operacional	t/d	3010	3053	3053	3096
Aprovechamiento	%	70	71	71	72
Días de Zafra	días	138,8	139,6	142,4	143,2
Índice de Miel Final	t/t caña	0,025	0,025	0,025	0,025
Miel Final producida	t	10444,8	10653,7	10866,8	11084,1
Rendimiento	%	**11,20**	**11,20**	**11,20**	**11,20**
Azúcar Comercial	Mt	46,793	47,729	48,683	49,657
Bagazo	Mt	129,516	132,106	134,748	137,443
Cachaza	Mt	14,205	14,489	14,779	15,074
Miel Urea Bagacillo	t	1388	1396	1424	1432

Con el aumento de la producción se produce un incremento del azúcar comercial, de la electricidad generada y de la miel final a destilería, este incremento produce un ingreso total en los cinco primeros años de 61 185,36; 64 774,53; 66 052,66; 66 052,66 M$de los ingresos por venta.

Tabla 3.6: Proyección de ingresos por ventas.

Concepto/ Años	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6
Azúcar de calidad Comercial Mt	45,056	46,793	47,729	48,683	49,657
Precio en CUC Minaz CUC/ t	61,20	61,20	61,20	61,20	61,20
Precio en Cup Cup/ t	1251,60	1251,60	1251,60	1251,60	1251,60
Cachaza Mt	13,926	14,205	14,489	14,779	15,074
Precio en Cup Cup/ t	2,00	2,00	2,00	2,00	2,00
Electricidad a la red MWh	17096	15857	15946	16265	16360
Precio en Cup Pesos/kWh	0,10	0,10	0,10	0,10	0,10
Miel final a Destilería, Mt	10,240	10,445	10,654	10,867	11,084
Precio en CUC CUC/ t	80,00	80,00	80,00	80,00	80,00
Total ingreso mCUC	819,20	835,58	852,30	869,34	886,73
Total ingreso mCUCMinaz	2757,43	2863,71	2920,99	2979,41	3039,00
Total ingreso Divisa mCUC	3576,63	3699,30	3773,28	3848,75	3925,72
Total ingreso mCup	58129,58	60179,82	61360,64	62587,85	63816,57
INGRESO MONEDA TOTAL	61706,20	63879,12	65133,92	66436,60	67742,29
miles Pesos					

Para el trabajo con el programa de evaluación económica se ingresaron los datos que aparecen en las **tablas 3.7 y 3.8** para obtener resultados de los procesos de cambio para los que se necesita una inversión total de aproximadamente 15 ½ millones de pesos.

Tabla 3.7: Datos de Entrada a los programas para la evaluación:

Año Base	1
Año de Producción	1
Valores en	M Pesos
Período de análisis (años)	11
Reserva para contingencia (%)	5
Fondo para estimulación (%)	0
Impuestos sobre utilidades (%)	35
Inv. Total	15 343,6
Tasa de Actualización	10.00

Cap. Trab. Requerido	**Días de cobertura**
En efectivo	5
Cuentas por pagar	30
Cuentas por cobrar	25
Inventarios	
Insumos	30
Prod. en proceso	5
Prod. terminados	5
Repuestos	90

Tabla 3.8: Servicio de la Deuda.

Período	1	2	3	4	5	6	7	8
Préstamos Banco "A":								
Prést. L.P.Nº1: Reembolsos			3.810,9	3.810,9	3.810,9	3.810,9		
Saldo	15.243,6	15.243,6	11.432,7	7.621,8	3.810,9			
Intereses	1.524,4	1.524,4	1.143,3	762,2	381,1			
Prést.L.P. Nº2: Reembolsos								
Saldo		100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0
Intereses		10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0	10,0
Reembolsos Banco "A"			3.810,9	3.810,9	3.810,9	3.810,9		
Saldo Banco "A"	15.243,6	15.343,6	11.532,7	7.721,8	3.910,9	100,0	100,0	100,0
Intereses Banco "A"	1.524,4	1.534,4	1.153,3	772,2	391,1	10,0	10,0	10,0
Reembolso TOTAL			3.810,9	3.810,9	3.810,9	3.810,9		
Saldo TOTAL	15.243,6	15.343,6	11.532,7	7.721,8	3.910,9	100,0	100,0	100,0
Interés TOTAL	1.524,4	1.534,4	1.153,3	772,2	391,1	10,0	10,0	10,0

Tabla 3.9: Flujo de Caja y Valor Actualizado para la Rentabilidad de la Inversión Total.

CONCEPTO	**TOTALES**	**1**	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**
Entrada de Efectivos	655.775,5	0,0	61.706,2	63.879,1	65.133,9	66.436,6	66.436,6	66.436,6
Ingresos por Ventas	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
0,0	655.775,5	0,0	61.706,2	63.879,1	65.133,9	66.436,6	66.436,6	66.436,6
Salida de Efectivos	586.649,2	15.243,6	53.619,7	54.827,7	56.374,0	56.933,9	57.060,6	58.394,3
Inversión Total	15.343,6	15.243,6	100,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Capital Fijo	15.343,6	15.243,6	100,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Costos de Operación	534.408,4	0,0	50.355,7	52.941,4	53.888,9	53.888,9	53.888,9	53.888,9
Impuestos	34.197,3	0,0	2.894,0	1.616,4	2.215,1	2.774,9	2.901,7	4.235,4
Fondo Estimul. y Desarrollo	2.500,0	0,0	250,0	250,0	250,0	250,0	250,0	250,0
Servicios Bancarios		**200,0**	0,0	20,0	20,0	20,0	20,0	20,0
Saldo Anual (A-B)	69.126,2	-15.243,6	8.086,5	9.051,4	8.759,9	9.502,7	9.376,0	8.042,3
Saldo Acumulado	69.126,2	-15.243,6	-7.157,1	1.894,3	10.654,2	20.157,0	29.533,0	37.575,3

Tabla 3.10: Resumen de la evaluación económica:

Resumen de la evaluación económica				
Productos: Azúcar Alta pol, Miel C a destilería y Entrega EE a la red nacional				
	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5 al 11
Proyec. Producción, Mt	45,056	46,793	47,729	48,683
Precios Mon.Total, $/t	1251,60	1251,60	1251,60	1251,60
Electricidad a RED, MWh	17096	15857	15946	16265
Precio Electricidad, $/Kwh	**0,10**	**0,10**	**0,10**	**0,10**
MIEL C a destilería, Mt	10,240	10,445	10,654	10,867
Precio Miel B, USD/t	80,00	80,00	80,00	80,00
Costo Unitario Mon. Total	1117,62	1131,40	1129,07	1106,93
Precio promedio, $/t	**1369,54**	**1365,15**	**1364,67**	**1364,67**

La **tabla 3.11** resume los parámetros económicos fundamentales de la propuesta. El proceso tiene una Tasa Interna de Rendimiento del 55,8 % la que se considera buena

(Debe ser mayor que el 25% para el sector), se tiene un Valor Actualizado Neto al 12% de 29 millones 463 mil 600 pesos. Muy bueno. (Debe ser siempre positivo y mientras alto mejor) Posee una Tasa de Rendimiento Actualizada de 1,92 Próximo a 2 es bueno (Se duplica el capital en 10 años), un Período de Recuperación de Inversión de 2,79. (Para el sector menos de 5 es bueno). El punto de equilibrio de la propuesta se alcanza a un 44,3 % de la producción. (Menos del 50% es muy bueno). También el costo de operación es de 82 centavos por cada peso que se invierte y un costo total de 86 centavos por peso.

Tabla 3.11: Parámetros Económicos.

Parámetros Económicos	Mon. Total
	Invers. Total
TIR , %	55,8
VAN al 12 %, Miles$	29 463,6
RVAN $/$	1,92
P. Recuperación Inversión. (Años)	2,79
Pto de Equilibrio (tProduc)	21 584,6
Pto de Equilibrio (% Produc)	44,3
- Costo Oper. /Ingr.	0,82
- Costo Total/Ingr.	0,86

TIR = Tasa Interna de Rendimiento

VAN = Valor Actualizado Neto

RVAN = Tasa de Rendimiento Actualizada

Conclusiones Parciales

1. El costo total de inversión es de 15 millones 243 mil 570 pesos.
2. La propuesta de inversión es efectiva puesto que los parámetros económicos tiene buenos índices de rentabilidad.
3. Con el aumento de la producción la proyección de los ingresos por ventas para los primeros 4 años después de realizada la inversión son buenas.
4. El período de recuperación de la inversión es de 2,29 años y la deuda queda saldada en un período de cuatro años después del año de gracia.

Conclusiones

Conclusiones Generales

1. Se actualizó el estado del arte en las temáticas de balances de masa y energía en la fábrica azucarera y se realizó un estudio de capacidades mediante el cual se pudo determinar el equipamiento correcto para concretar la propuesta del aumento.
2. Mediante el análisis de las molidas horarias se comprobó que la capacidad potencial del Tándem permite el incremento de caña a procesar.
3. Según el balance de materiales y energía realizados en Antonio Sánchez en condiciones del aumento se determinó que era necesario hacer cambios en el equipamiento básico actual puesto que la capacidad de algunos equipos no era suficiente.
4. Las calderas existentes en el central Antonio Sánchez operan en la actualidad a bajas presiones, no obstante, generan con un índice de 2,014 kg vapor/ kg bagazo y una eficiencia del 69,59 %, valor adecuado para este tipo de calderas según la bibliografía consultada.
5. Con la propuesta del turbo de extracción- condensación se aprovecha un condensado limpio (13,81t/h) que es enviado directamente para ser utilizado en las calderas.
6. La propuesta de inversión es efectiva puesto que los parámetros económicos tiene buenos índices de rentabilidad. Y el período de recuperación de la inversión se obtiene en 2,79 años.
7. La electricidad que se entrega al SEN con el aumento propuesto es de 1494 MWh por mes, muy bueno porque sirve para cubrir casi la mitad del consumo del municipio.
8. La producción de Energía Eléctrica que se entrega al SEN con la nueva capacidad evita la quema de combustibles fósiles y la contaminación que este provoca al medio ambiente.

RECOMENDACIONES

Recomendaciones

1. Se debe contratar a una entidad especializada para el estudio de impacto ambiental en las nuevas condiciones, con enfoque de ecología industrial.

2. El sistema de tratamiento de agua para la caldera debe ser mejorado puesto que el existente es deficiente y provoca incrustaciones en las paredes de las calderas y disminuye su eficiencia. Instalar una planta de tratamiento químico para el agua de alimentar calderas con una capacidad de 40 m^3/h.

3. Realizar un estudio complementario que precise las inversiones en la producción cañera para garantizar la demanda de materia prima según las conclusiones de este.

4. Utilizar los resultados de esta investigación en la preparación del estudio de factibilidad según la legislación vigente para la aprobación del proceso inversionista.

BIBLIOGRAFÍA

Bibliografía

Almenares, V. (2009). Impacto de la reconversión en la hidrolisis del bagazo para la reanimación de la producción de furfural como producto de alto valor agregado. Trabajo de diploma, Universidad Central de Las Villas.

AZCUBA. (2010). Manuales de documentación técnica. Oficina de Producción Central Antonio Sánchez.

AZUCUBA. (2010). Expediente de identificación de los peligros y puntos críticos de control en el proceso de fabricación de azúcar crudo.

Bernal, N.; F. Morales; G. Gálvez e Ibis Jorge. (1997). Variedades de caña de azúcar. Uso y manejo. (pp. 101) Publicaciones IMAGO. INICA.Ciudad de la Habana.

Cenicaña. (1983) Efecto de la materia extraña en la calidad de la caña. (Vol. 2, pp.12- 35). Edición Ciencia y Técnica.

Colectivo de Autores. (2002). Aptitud de la industria azucarera cubana para la asimilación de una nueva norma de calidad de azúcar crudo. Retrieved from **http://www.redalyc.org/articulo.oa?id=223126409002.**

Colectivo de Autores. (n.d). "Uso de la biomasa cañera como alternativa para el incremento de la eficiencia energética y la reducción de la contaminación ambiental.".

Cruz Rodríguez Nailan (2014). Alternativa para el diseño de un central azucarero de nuevo tipo en Antonio Sánchez y su entorno. Trabajo de diploma, Universidad de Cienfuegos.

Curbelo, A. (2008). Generación de electricidad a partir del bagazo en Cuba. Tesis de Maestría. Universidad Central de las Villas.

Díaz García, E. (1995). Calidad de la caña, controles analíticos y eficiencia fabril. La Habana: Cuba.

Diez, F. G., N. (2012). Bagazo de caña de azúcar: ¿energía o etanol carburante? Dos casos de estudio. Available: **http://www.cubasolar.cu/biblioteca/Ecosolar/Ecosolar31**

Fernández, P. (2003). Turbinas de Vapor. Universidad de Cantabria.: Departamento de Ingeniería Eléctrica y Energética.

FOCER (2002). Manuales sobre energía renovable: Biomasa. San José, Costa Rica.

GEPLACEA-ICIDCA-PNUD. (1988). Manual de los derivados de caña de azúcar. México

González, V. (2009) Procedimiento para los estudios previos inversionistas en la industria de procesos químicos y fermentativos. Tesis de Maestría. Santa Clara.

Hoing, P. (1953). Principles of Sugar Technology.

Hugot, E. (1980). Manual para Ingenieros Azucareros, La Habana, Editorial Pueblo y Educación.

ICIDCA. (2013). Instituto cubano de investigación de los derivados de la caña de azúcar . Retrievedfrom**http://servernave/Boletines/ICIDCA/Enero2013/Boletin.htm.**

Jenkins, G. H. (1971). Introducción a la tecnología de la azúcar de caña, Edición Ciencia y Técnica.

Jorge H., R. González, M. A. Casas, Ibis Jorge, (2002). Normas y Procedimientos del programa de Mejoramiento Genético de la Caña de Azúcar. INICA.

(Vol. 1, pp.28- 37). Edición Ciencia y Técnica.

Jorge, H. e Ibis Jorge. (2006). Variedades de caña de azúcar. En: Programa de Fitomejoramiento. Impacto en la producción azucarera cubana. Publinica
(Vol. 4, pp.46- 49). Edición Ciencia y Técnica.

Jorge, H., H. García., N. Bernal., Ibis Jorge., A. Vera., y O. Suárez. (2008). Variedades de caña de azúcar en Cuba. Una nueva concepción y manejo. Revista Cuba&Caña. Publinica. pp.36- 42

Jorge, H., Vera, A., Campos, R., Jorge, I., Estévez, Y. & García, H. (2005). La biomasa cañera y el tránsito en Cuba hacia una energética sustentable.

Made, C. (1976). Manual de azúcar de caña. Cuba: Ediciones revolucionarias.

Martín, J. R.; Gálvez, R. De Armas; E. Espinosa; R. Vigoa y A. León. (1987). La caña de azúcar en Cuba. Editorial Científico Técnica. La Habana. 300p.

Menchaca Raúl. (2012, Diciembre 24). ¿Resurgirá en Cuba la industria azucarera?

Peñalver Yamila, & Espinosa Norberto. (2012). Balance Energético en la Empresa Azucarera Antonio Sánchez para reducir consumos y aumentar el sobrante de bagazo. Universidad de Las Villas.

Pérez Bermúdez Raúl A. (2005). Consideraciones medioambientales de la gasificación de biomasa cañera en un central azucarero.

Peters, M. (1991). Plant Design and Economics for Chemical Engineers (Fourth Edition.). McGraw-Hill Book Co.

Pino Hernández Gonzalo. (2002). Flujo de Producción CAI "Mario Muñoz Monroy".Retrievedfrom **http://www.monografias.com/trabajos77/gestion-procesos/gestion-procesos2.shtml.**

Proyecto Vitrina en el Jesús Rabí: Calidad y eficiencia. (2011, diciembre 15). . Retrieved from http://arestuche.wordpress.com/2011/12/15/proyecto-vitrina-en-el-jesus-rabi-calidad-y-eficiencia/.

Reyes, J. P., R; Betancourt, J (2003). La biomasa cañera como alternativa para el incremento de la eficiencia energética y la reducción de la contaminación ambiental. Centro Azúcar. Centro de Estudios de Termoenergética Azucarera.

Rodríguez, J. (1997). Manual de cálculo rápido para la industria azucarera.

Rodríguez, G. 2009. Análisis de la base energética del polo industrial de la empresa azucarera Antonio Sánchez. Propuesta y evaluación técnico económico de variantes para la integración energética. Tesis de Diploma, Universidad de Cienfuegos.

Skeldon Sugar Factory, Guyana. (). Retrieved from **http://www.foodprocessing-technology.com/projects/skeldonsugarfactory/.**

Sugar Mill Machinery. (n.d.). . Retrieved from **http://www.excelengineeringindia.co.in/sugar-mill-machinery.html.**

Sugar refinery. () . Retrieved from **http://en.wikipedia.org/wiki/Sugar_refinery**

http://www.cubagob.cu/des_eco/azucar.htm

Terrero Ariel. (2011). Azúcar sin mucho ruido. Retrieved from **http://www.bohemia.cu.**

Torres, J. & Larson, E. (1995). Estimaciones sobre la producción de electricidad en los ingenios cubanos.

ANEXOS

El siguiente grupo de tablas recogen datos para los Balances de Masa y Energía.

Datos para el Balance de Masa	
Caña molida t/d	4300
Bagazo % caña	36,00
% de extracción molinos	94,80
Cachaza t/d	162,11
Hum del bagazo (%)	50,11
Brix Jugo mezclado	14,82
Brix Jugo clarificado	14,41
Brix meladura	64,28
Brix salida del 1 Pre-ev	18,40
Brix salida del 2 Pre-ev	24,30
Floculante (kg/d)	21,50

Datos para el Balance de Energía	
Pre- evaporador	
P (cal) Mpa	0,10
λ(cal) Kcal/kg	639
P(cuerpo) Mpa	0,06
λ (cuerpo) kcal/kg	633,77
TebºC	103
TalimºC	108

Cuádruple efecto (Primer vaso)	
P (cal) Mpa	0,06
λ(cal) Kcal/kg	633,77
P(cuerpo) Mpa	0,01
λ (cuerpo) kcal/kg	617,34
n	4
Tb (1er vaso) ºC	105
T alim ºC	103

Tacho # 1 (Masa A)	
V inic (m^3)	13,23
V final (m^3)	35,23
Bx1 (semilla B)	90,06
Bx2 (meladura)	64,28
Bx3 (masa A)	92,60
φ (volumen específico) kg/m^3	1450
t cocción (h)	1,60

Tacho # 2 (Masa B)	
V inic (m³)	12,06
V final (m³)	39,08
Bx1 (semilla C)	90,12
Bx2 (miel A)	62,08
Bx3 (masa B)	93,80
t cocción (h)	2,50

Tacho # 4 (Ampliado)	
V inic (m³)	10,03
V final (m³)	30,73
Bx1 (ampliado)	90,50
Bx2 (miel B)	66,20
Bx3 (masa ampliado)	92,50
t cocción (h)	2

Tacho # 5 (Masa A)	
V inic (m³)	12,06
V final (m³)	36,22
Bx1 (semilla B)	90,06
Bx2 (meladura)	64,28
Bx3 (masa A)	92,75
t cocción (h)	1,60

Tacho # 6 (Masa C)	
V inic (m³)	12,83
V final (m³)	36,25
Bx1 (masa ampliado)	92,50
Bx2 (miel B)	66,20
Bx3 (masa C)	95,80
t cocción (h)	5

Tacho # 7 (Masa A)	
V inic (m^3)	16,99
V final (m^3)	59,42
Bx1 (semilla B)	89,80
Bx2 (meladura)	64,28
Bx3 (masa A)	93,08
t cocción (h)	2

Coeficiente de pérdidas (ζ)	
masa cocida A	1,1
masa cocida B	1,2
masa cocida C	1,3

Calentador #1(JClarificado)	
Masa de J Clarificado Kg/h	162378,15
Cp (jc)	0,92
T (inic) ºC	99
T (final) ºC	108
P (vapor) Mpa	0,1
λ (vapor) kca/kg	639
Coeficiente de pérdidas	1,05

Calentador # 2 (J Alcalizado)	L-L
Masa de J Alcalizado Kg/h	193973,30
Cp (ja)	0,92
T (inic) ºC	45
T (final) ºC	56
T (agua condensada) ºC	98
λ (agua sat) kca/kg	98,07

Calentador # 3 (J Alcalizado)	
Masa de J Alcalizado Kg/h	193973,30
Cp (ja)	0,92
T (inic) ºC	56
T (final) ºC	75
P (vapor) Mpa	0,06
λ (vapor) kcal/kg	633,77

Calentador # 4 (J Alcalizado)	
Masa de J Alcalizado Kg/h	193973,30
Cp (ja)	0,92
T (inic) ºC	75
T (final) ºC	102
P (vapor) Mpa	0,1
λ (vapor) kcal/kg	639

Turbogeneradores	
Índice de consumo técnico Kg vapor/Kw-h	11,3
Turbogenerador # 1	
N (producida) kw-h	4000
N (termodinámica)	0,70
Ho	130,40
N (mec)	0,94
N (eléct)	0,95
N (tubo)	0,94
Pve (Mpa)	1,72
Tve (ºC)	340
λe kcal/kg	745,40
Pvs (Mpa)	0,12
Tvs (ºC)	130
λs kcal/kg	654,39
λ (ciclo adiabático ideal) kcal/kg	615
Turbogenerador # 2	
N (producida) kw-h	4000
N (eléct) kw-h	0,95

Caldera	
G (trabajo) kg/h	110000,00
G (otros) kg/h	7131,73
Coeficiente de pérdidas	1,1
T (gases) ºC	230
m (relación de aire empleado)	1,5
P (caldera) Mpa	1,93
Tv (caldera) ºC	350
λv (sobrec) kcal/kg	749,6
T (H2O alimentada) ºC	115
λ (agua sat) kca/kg	115,24
Coeficiente de pérdidas (α)	0,99
Coeficiente de pérdidas (β)	0,93
Coeficiente de pérdidas (γ)	0,93

Balance de calor	
Q (caldera)	
λv (sobrec) kJ/kg	3138,43
Q NT	
Pv (escape) MPa	0,1
λv (escape) kJ/kg	2675,37
λ H2O (sat) kJ/kg	417,46
Q (Pot)	
λe kJ/kg	3120,84
λs kJ/kg	2683,50
Q (otros)	
Pv (otros) MPa	0,12
λv (otros) kJ/kg	2683,5
Q (cond)	
T H2O (cond) ºC	98
λ H2O (sat) kj/kg	410,61