

**Universidad de Cienfuegos “Carlos Rafael Rodríguez”.
Facultad de Ingeniería
Departamento de Química**

**TRABAJO DE DIPLOMA EN OPCIÓN AL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO**



**Título: Alternativa para el diseño de un central azucarero
de nuevo tipo en Antonio Sánchez y su entorno.**

**Autora: Nailan Cruz Rodríguez
Tutores: MSc.Víctor González Morales.
Lic. George Sardiñas Arias
Consultante: Ing. Orlando Manuel Stable Rodríguez.**

Curso: 2013-2014

- *Se me hace difícil en tan poco espacio, agradecer, luego del deber cumplido a tantas personas que de diversas formas me apoyaron, impulsaron y establecieron vínculos con mi vida estudiantil.*
- *Agradezco a mis tutores por su paciencia, colaboración, y por haberme brindado sus conocimientos para ponerlos en función de mi formación profesional y laboral.*
- *A quienes ni en mil vidas podría pagarles sus sacrificios y desvelos, a mis padres, y a toda mi familia.*
- *A todos los que me quieren, por darme la fuerza para llegar y la confianza para continuar.*

A todos, muchas gracias.

Agradecimientos



- *A mis padres que siempre han deseado lo mejor para mí y que han sabido guiarme por el camino del conocimiento para hacerme comprender que es la única vía del éxito.*
- *A la Revolución por haberme dado la posibilidad de desarrollarme como profesional.*
- *A mis abuelos, que están en el cielo.*
- *A todos los que de una forma u otra han aportado su granito en la realización de este sueño.*

Dedicatoria

Dedicatoria



R e s u m e n



R E S U M E N

Un proyecto de este tipo se comenzó en el central Jesús Rabí de la provincia de Matanzas en el mismo se ha cumplido las expectativas en el desarrollo cañero logrando altos rendimientos asegurando una molido por más de 159 días de zafra. En la industria solo se lograron avances en la automatización y mejoras tecnológicas en algunas áreas no culminando el proyecto que inicialmente fue diseñado. Conocida esta experiencia AZCUBA se propone implementar en Antonio Sánchez un proyecto de central de nuevo tipo que considere todos los aspectos agroindustriales y del entorno de la industria. En este trabajo se presenta un diseño de un central de nuevo tipo ajustado a las condiciones de Antonio Sánchez y su entorno, que posibilite las bases para la implementación de la innovación tecnológica en todos los procesos, utilizando procedimientos que aseguren su efectividad y sostenibilidad. Se realizó vigilancia tecnológica en lo referente al estado del arte en las nuevas proyecciones de centrales azucareros modernos, con énfasis en la sostenibilidad económica, ambiental y social. Se proponen alternativas de desarrollo del central, proyectando y adaptando las condiciones de su entorno.

Palabras clave: innovación tecnológica, central azucarero.

A b s t r a c t



A B S T R A C T

One such project was started in the central province of Rabbi Jesus Matanzas in it has met expectations in the sugarcane development achieving high yields by ensuring more ground 159 days of harvest. In industry alone advances were made in automation and technological improvements in some areas culminating project was initially designed. Known this experience AZCUBA plans to implement a project in Antonio Sanchez new type of power that considers all agribusiness and environmental aspects of the industry. In this paper a design of a new type plant adjusted to the conditions of Antonio Sanchez and his environment, which enables the foundation for the implementation of technological innovation in all processes, using procedures to ensure their effectiveness and sustainability is presented. Technological monitoring was performed with regard to the state of art in the new projections of modern sugar mills, with emphasis on economic, environmental and social sustainability. Development alternatives are proposed central, projecting and adapting environmental conditions.

Keywords: technological innovation, sugar central.



Índice

Introducción	1
Capítulo I: MARCO TEÓRICO DE LA INVESTIGACIÓN	5
1.1 Definiciones generales de la caña de azúcar	5
1.2 Etapas del proceso de producción del Azúcar Crudo	6
1.3 Principales modificaciones tecnológicas realizadas en Cuba en los últimos años	11
1.4 Investigaciones realizadas de carácter nacional	13
1.5 Investigaciones internacionales	16
Capítulo II: Propuesta de diseño del central azucarero de nuevo tipo	25
2.1 Función y descripción del sistema en estudio	25
2.2 Propuestas de desarrollo del central	28
2.3 Detalles sobre las propuestas por áreas	29
2.4 Desarrollo de los balances energéticos	34
Capítulo III: Caso en estudio: El central con la nueva capacidad. Su eficiencia y rentabilidad	54
3.1 Resultados de los balances	54
3.2 Presupuesto de la inversión	55
3.3 Evaluación económica	57
Conclusiones generales	62
Recomendaciones	63
Referencias bibliográficas	64
Anexos	

Introducción

El desarrollo de la industria azucarera requiere por una parte diversificar sus producciones en la instalación productora generando coproductos que como la electricidad tienen una amplia demanda en la industria y en la sociedad, por otra parte es necesario aprovechar experiencias internacionales que permitan disminuir los costos de producción y la incertidumbre asociada al abastecimiento de las instalaciones industriales, lo que sin duda obligará en ambos casos a evaluar los efectos negativos que los cambios tecnológicos y las nuevas inversiones generen (Watson, 1983).

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.

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 un central 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. El proyecto, a su vez, está subdividido en seis vitales aspectos. Ellos son promover el cultivo y cosecha de caña con semilla de calidad y altos rendimientos, industria, derivados, mecanización y cosecha, y transporte.

A la hora de escoger un escenario para el experimento, estudiaron ingenios con mejores índices de eficiencia industrial que el Jesús Rabí. Pero al final pesó el aval agrícola de esa región matancera. En el mismo se ha cumplido las expectativas en el desarrollo cañero logrando altos rendimientos y una molida por más de 159 días de zafra, introduciendo nuevas tecnologías de riego, maquinaria agrícola y cosecha. En la industria solo se lograron

avances en la automatización y mejoras tecnológicas en algunas áreas, no culminando el proyecto que inicialmente fue diseñado.

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. En el mismo se pretende demostrar la efectividad de este proyecto a partir de las deficiencias de la implementación en el central Jesús Rabí.

La ejecución del proyecto se justifica por los beneficios energéticos y económicos que representa su adopción, la optimización del uso de la materia prima, disminución en el uso de combustible, así como en el costo de la cosecha y en el número de obreros necesarios para hacer la zafra. Fundamentalmente se produciría un marcado incremento de la producción de azúcar.

Problema científico.

No se dispone de alternativas de diseño de un central de nuevo tipo ajustado a las condiciones de Antonio Sánchez y su entorno, que posibilite las bases para la implementación de la innovación tecnológica en todos los procesos.

Hipótesis.

Si proponen y evalúan alternativas de diseño de un central de nuevo tipo ajustado a las condiciones de Antonio Sánchez y su entorno, entonces se posibilitarían las bases para la implementación de la innovación tecnológica en todos los procesos.

Objetivo general.

Elaborar una alternativa de diseño de un central de nuevo tipo ajustado a las condiciones de Antonio Sánchez y su entorno, que posibilite las bases para la implementación de la innovación tecnológica en todos los procesos.

Objetivos específicos.

1. Actualizar el estado del arte en lo referente a las nuevas proyecciones de centrales azucareros modernos, con énfasis en la sostenibilidad económica, ambiental y social.
2. Definir las propuestas de mejoras tecnológicas para el diseño de un central de nuevo tipo según las condiciones básicas de Antonio Sánchez.
3. Realizar la evaluación económica de la alternativa propuesta.

Metodología a utilizar.

El enfoque metodológico del presente trabajo, se fundamenta en un análisis de los resultados alcanzados con las tecnologías de producción azucarera que en los últimos años se utilizan en Cuba y el resto del mundo. Se aplica una metodología de trabajo que permite acometer el diagnóstico, caracterización y análisis de los problemas existentes en la Empresa Azucarera Antonio Sánchez. A partir de lo anterior, se recomiendan las modificaciones tecnológicas, las que se presentan a los productores para su aprobación y posterior implementación; así como su validación, monitoreo y evaluación.

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

- Creación de la nueva sala de operación y control de todos los procesos del central. Diseño de toda la base energética del central.
- Un uso más racional de los combustibles, con la utilización de forma efectiva de las infocomunicaciones y mejora progresiva de la eficiencia energética.
- Disminución del impacto ambiental puesto que la caña de azúcar constituye el tipo de biomasa con mayor importancia y potencial como combustible. Con la introducción de nuevas tecnologías se logra un impacto positivo sobre el balance de carbono en el medio ambiente que equivale a 3.67 t de CO₂ que se dejan de emitir a la atmósfera por tonelada de petróleo equivalente (tpe) (Sardiñas, 2013).
- Aumento de la producción de azúcar y sus derivados, considerando a la energía eléctrica como un derivado estratégicamente importante.

Capítulo I: MARCO TEÓRICO DE LA INVESTIGACIÓN

La industria azucarera de Cuba parece renacer en el marco de una modernización económica que permitió ampliar el ingreso de capital extranjero como parte de una estrategia para fortalecer y diversificar la producción de este sector. En ese aspecto, ahora se puede hablar de un crecimiento sostenido de la producción azucarera. La diversificación de un central azucarero en estas condiciones debe ser una estrategia dirigida a optimizar el uso de los recursos naturales, tecnológicos e industriales con que cuenta cada región, a la vez que representa la alternativa de modernización más viable para garantizar la rentabilidad y competitividad de la ya mencionada agroindustria.

La esencia de las transformaciones que se están llevando a cabo en el sector azucarero cubano se basa en la disminución de los costos, el perfeccionamiento de la gestión empresarial y la diversificación de la producción.

Se trabaja también en la investigación y demostración de tecnologías de punta que en un plazo más largo, permitirán un máximo aprovechamiento de los beneficios económicos y ecológicos de la biomasa cañera, a través de su uso como fuente renovable de energía.

1.1 Definiciones generales de la caña de azúcar.

Caña: es la materia prima normalmente suministrada a la fábrica y que comprende la caña propiamente dicha, la paja, el agua y otras materias extrañas.

Paja: es la materia seca e insoluble en agua de la caña.

Jugo Absoluto: son todas las materias disueltas en la caña, más el agua total de la caña.

Bagazo: es el residuo después de la extracción del jugo de la caña por cualquier medio, molino o prensa.

Jugo Residual: es la fracción de jugo que no ha podido ser extraída y que queda en el bagazo.

Brix: el Brix de una solución es la concentración (expresada en g de sólidos disueltos en 100 g de solución) de una solución de sacarosa pura en agua.

Pol: es la concentración expresada en g sacarosa aparente en 100 g de solución de una solución de sacarosa pura en agua (M ade C . , 1976).

Tipificación del azúcar.

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 morena: se produce en cristales de mayor tamaño y conserva una película de melaza que envuelve cada cristal.

Blanco directo y directo especial: se produce por procesos de clarificación y su producción final se logra en una sola etapa de clarificación.

Refinamiento: se cristaliza dos veces con el fin de lograr su máxima pureza,

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 (D í az , 1995).

1.2 Etapas del proceso de producción del Azúcar Crudo.

Según expone (R odríguez , 1997). La caña de azúcar ha sido sin lugar a dudas uno de los productos de mayor importancia para el desarrollo comercial en el continente americano y europeo. El azúcar se consume en todo el mundo, puesto que es una de las principales fuentes de calorías en las dietas de todos los países.

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.

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 objetivo 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 más 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 molino.

✓ Molienda.

La caña preparada por las picadoras llega a un tándem de molinos, constituido cada uno de ellos por tres o cinco 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 las picadoras, 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, 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.

✓ Purificación-Encalado.

En este proceso se elimina los ácidos orgánicos del jugo y permite elevar el pH a un valor aproximado entre 7 a 7.5 con el objetivo de minimizar las posibles pérdidas de sacarosa.

Para la obtención del jugo encalado se debe mezclar en un tanque, jugo 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 alcalizado 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 determinado de retención.

El clarificador está 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. El jugo claro posee casi la misma composición del jugo crudo extraído (con la excepción de las impurezas eliminadas en la cachaza).

Problemas que se presentan en la Clarificación:

- Baja temperatura del jugo encalado
- Valores del pH del jugo claro fuera del rango
- Falta de brillantez en el jugo clarificado.
- Presencia de la Cachaza en el Jugo clarificado.

✓ 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 pre-evaporador 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 °Brix, se concentra por evaporación de múltiple efecto y se entrega con una concentración aproximada de 60-65 °Brix. Este jugo concentrado se denomina jarabe o meladura. En este proceso se comienza a evaporar el agua del jugo.

Problemas que se pueden presentar en la evaporación:

- Presencia de fugas en el sistema
- Cantidad de agua que entra al condensador.
- Evaporadores Incrustados.
- Extracción de gases incondensables.

- Drenaje de condensados.
 - Temperatura del jugo claro.
 - Exceso de molienda o de imbibición.
- ✓ Cristalización.

La cristalización tiene como objetivo “almacenar las masas cocidas y pasar con la consistencia debida a centrifugación.

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 masas cocidas o templas para lograr la mayor concentración de sacarosa.

Problemas que se presentan en los tachos:

- Vacío Bajo.
 - Tiempos de evaporación en los tachos altos.
 - Presencia de grano falso.
 - Alta pureza de la miel final y/o cantidad de miel final por ton caña molida.
- ✓ Centrifugación.

La centrifuga 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. 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.

Problemas que se presentan en la centrifugación:

- Azúcar con varios colores en la misma masa.
- Exceso de mieles.

- Cristales de azúcar en la miel.

- ✓ Secado y enfriamiento.

El azúcar se transporta por conductores en los cuales la misma 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.

- ✓ Envase.

El azúcar seca y fría se empaca en sacos de diferentes pesos y presentaciones dependiendo del mercado, para su posterior venta y comercialización.

Concluye **Rodríguez** precisando que: Cada etapa debe cumplir con los parámetros de calidad requeridos por el proceso, lográndose un comportamiento de forma eficaz en todo el proceso.

1.3 Principales modificaciones tecnológicas realizadas en Cuba en los últimos años.

El proceso de producción de azúcar de caña ha mantenido una tecnología muy similar desde hace más de un siglo. Las principales modificaciones tecnológicas realizadas en esta industria en los últimos años han sido las siguientes:

- Se aumentó la preparación de la caña en todos los centrales con la introducción de machetes Zuazagas, Baguera, y Perret que desfibran la caña. Se aumentó de un 50% de celdas rotas a un 75%.
- Se automatizaron la alimentación de caña a plantas de moler, para lograr la estabilidad del proceso tecnológico.
- Se montaron tolvas Donnelly para lograr alimentación forzada en los molinos, lográndose setting (separación entre las masas) más ajustados y aumento de eficiencia y capacidad.

CAPITULO I: MARCO TEÓRICO DE LA INVESTIGACIÓN

- Se aplicó aspereza transversal en las masas superiores de todos los molinos, disminuyendo el desgaste de masas y eliminando el rayado helicoidal de las mismas.
- Se eliminaron desmenuzadoras, lográndose disminuir la potencia instalada en 20,5 MW.
- Se automatizó la limpieza con vapor en plantas de moler, para disminuir las pérdidas de azúcar por infección en molinos. De una caída de pureza mayor de 2,50 se lograron valores menores de 1,50 en la última zafra.
- Se trabajó en el proceso de velocidad de fabricación:

Se modificaron clarificadores y se montaron de bajo tiempo de residencia.

Modificación en la alimentación de las centrífugas de tercera para aumentar su eficiencia y capacidad.
- Aumento de la presión de vapor con nuevos esquemas que permiten el uso de menos equipos en evaporación y tacho en los centrales.
- Introducción de las cosechadoras de caña KTP-2M más productivas que las anteriores, las KTP-1.
- Esquema de cristalización con doble semilla: Pudiera ser lo más impactante. Después que durante muchos años Cuba produjera 2 tipos de azúcar comercializable(A y B), se produjo el cambio tecnológico que da lugar a un único tipo de azúcar destinada al comercio. Este último tipo de azúcar se deriva de masas cocidas de mayor pureza, lo que provoca un significativo incremento de la calidad, superior a la correspondiente a los dos tipos producidos en la etapa anterior.

1.4 Investigaciones realizadas de carácter nacional.

Los estudios realizados en el ICINAZ han permitido demostrar, que es posible mejorar y proteger la calidad de la caña a través del uso de inhibidores de las enzimas que se pueden obtener a partir de la propia sacarosa (IFO POL). Actualmente se conoce que la aplicación a la caña de las soluciones de las primeras variantes de tales inhibidores a una concentración alrededor de las 200 ppm, permiten disminuir las pérdidas de sacarosa calculadas en más de un 5 % y disminuir la formación de sustancias dañinas en el jugo de la caña.

Para el tratamiento de la caña con las soluciones de IFO POL fue necesario el desarrollo de plantas de fumigación (PF) para la aplicación de las soluciones del producto en el centro de acopio durante la descarga de la caña troceada en los carros de ferrocarril y en el área de las cuchillas durante el desfibrado de la caña. Las PF basan su funcionamiento en la fumigación de las soluciones de IFO POL sobre la caña troceada o desmenuzada.

No obstante para dar solución integral al problema de la calidad de la caña para la fabricación de azúcar, es necesario inhibir la formación por las enzimas de la propia caña de determinadas impurezas, antes de realizar la cosecha. Con este fin se ha realizado una innovación, que añade nuevas cualidades funcionales al producto para hacerlo más útil, obteniéndose un producto mejorado llamado IFO POL⁵, el cual puede aplicarse a la caña en el campo inmediatamente antes de la cosecha para disminuir el contenido en sus jugos de aquellas impurezas que disminuyen la eficiencia de la fábrica de azúcar. El producto, hoy escalado e introducido industrialmente, garantiza además la protección de la calidad de la caña cortada durante 3 días.

Algo muy importante de la tecnología desarrollada es su efecto económico en la agroindustria azucarera, este abarca la reducción de las pérdidas de sacarosa por dos vías fundamentales:

- Disminución de las pérdidas de sacarosa por auto-degradación y deterioro (acción de los microorganismos) de la caña y sus jugos.
- Elevación de la velocidad de cristalización, que se refleja en un aumento de la capacidad industrial y en la disminución de las pérdidas de sacarosa en las mieles.

Los beneficios para la Industria y nuestra sociedad que trae consigo la utilización de esta nueva tecnología son apreciables, ya que al proteger la calidad de la caña y sus jugos, garantiza mayores recobrados industriales de azúcar de mejor calidad, evitando altas pérdidas de la sacarosa. Es decir, logra un efecto directo en el bienestar de la sociedad (Ravelo, 2007).

Centro Nacional de Electromagnetismo Aplicado.

El Centro Nacional de Electromagnetismo Aplicado, señaló que la industria azucarera cubana podría aprovechar mejor sus reservas productivas, mediante la aplicación del tratamiento magnético en sistemas claves del proceso fabril. Se destacó la aplicación del magnetismo en los evaporadores de cuatro ingenios, donde la reducción del ciclo de limpieza del sistema y el ahorro de productos químicos registró durante una zafra un aporte económico superior a los 208 mil dólares, junto a una mayor caña procesada. En igual sentido se expuso la efectividad de esta técnica en la eliminación de incrustaciones y la prevención de nuevas costras en las calderas, calentadores y sistemas de enfriamiento, lo cual –dijo- estabiliza los niveles de presión. Igualmente se recordó que entre los años 1991 y 1996, el campo magnético se introdujo con notable influencia en la disminución de la pol (sacarosa aparente) en bagazo, lo cual redundó en el incremento del rendimiento industrial en la producción de azúcar.

Disponible en: (Nuevos aportes del CNEA a la industria azucarera y la electromedicina).

Uso de la biomasa.

Según (Pérez). 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).

Impacto medioambiental del uso de la biomasa cañera como combustible.

La biomasa desempeña un papel importante en la reducción de la concentración de CO_2 de dos formas: como reservorio de carbón, absorbiendo CO_2 en su propio desarrollo, y como sustituto de combustibles fósiles al ser usada como fuente energética. La introducción de nuevas tecnologías, como la gasificación, encuentra varias dificultades pues tendrá que propiciar la recuperación de las inversiones en un tiempo razonable y aportar cierto margen de beneficio; hoy resulta poco competitiva, aún con las tecnologías tradicionales establecidas hace tiempo.

Las emisiones de estas plantas incluyen óxidos de nitrógeno y partículas sólidas; la inyección de urea o amoníaco (reducción no-catalizadora selectiva) puede usarse para reducir emisiones de óxido de nitrógeno, mientras los filtros pueden usarse para el control de emisiones de partículas. Los combustibles de la biomasa contienen pequeñas cantidades de azufre comparado con el carbón y producen emanaciones disminuidas de dióxido de azufre (SO_2). Además, sus temperaturas de combustión son más bajas, las cuales ayudan a reducir las emisiones de (NO_x).

De estas plantas modernas las que cuentan con ciclos IGCC son las más eficientes en cuanto a la producción de energía eléctrica y a emisiones. Las mismas cuentan con un beneficio económico adicional que consiste en lograr grandes reducciones de las emisiones a costos menores con respecto a otras tecnologías avanzadas.

1.5 Investigaciones internacionales.

Brasil.

Dentro del grupo, NETZSCH do Brasil es referido como desarrollador de tecnología de punta en las aplicaciones de bombeo para la industria del Azúcar y Alcohol en América Latina y el Mundo. Con el constante crecimiento de la industria Azucarera y Alcohol, el grupo NETZSCH y sus representantes vienen mejorando cada vez más sus conocimientos de las aplicaciones de las bombas de este sector.

La bomba NEMO® que inició su fabricación en 1976, en su mayoría con componentes importados de Alemania. Hoy en día es completamente fabricada en Brasil a través de mano de obra local especializada y con gran conocimiento de las diferentes aplicaciones.

La bomba NEMO® fue diseñada para productos con las siguientes características: productos de baja y alta viscosidad que contienen desde una alta concentración de sólidos (como los que contienen pulpa de fruta o similares), hasta los que no poseen ningún tipo de sólido.

Flujos de descarga que varían de 500 hasta 22.000 l/h.

Presiones que varían de 0 hasta 6 bar.

Ventajas:

- Transporte suave.
- Presión infinitamente variable, debido al control de velocidad integrado a la propulsión de la bomba por medio de inversor de frecuencia.
- Las versiones portátiles y móviles proporcionan flexibilidad, diseño modular permite variaciones.
- Las partes de la bomba que entran en contacto con el producto.
- Son fabricadas totalmente en acero inoxidable CrNiMo.
- Alta capacidad de succión y fácil mantenimiento.

Nueva tecnología para simulación de procesos.

La Pentagro, empresa innovadora de base tecnológica, situada en São Carlos, lanzó un producto que pretende revolucionar el sector sucroenergético. El BdME, software de simulación, busca la eficiencia productiva máxima y contempla aplicaciones específicas para los diversos procesos de las fábricas: molienda; tratamiento de jugo; fábrica de azúcar; destilería de etanol; vapor y generación de bioelectricidad.

La aplicación del BdME en la gestión de rutina industrial permite la detección y corrección de las ineficiencias y cuellos del proceso de producción de azúcar, etanol y energía. El BdME es una aplicación de software proyectado para modelar y simular procesos industriales de las usinas sucroenergéticas, y para monitorear y optimizar su desempeño operacional. Se trata de un software preciso, robusto y con interface amigable y modular. Una de las más impactantes innovaciones de esta nueva versión del producto es que el usuario tiene ahora la prerrogativa de construir, conforme sus necesidades, sus propios modelos o reglas operacionales dentro del ambiente de BdME.

En 2010, se lanzó una versión de BdME en el Instituto Inova y fue un suceso. En 2012, se lanzó esta nueva versión (BdME 2.0.7) que contempla, además la comercialización y entrenamiento. Con esa sociedad la solución BdME forma parte de la PRX, que tiene la finalidad de llenar las lagunas entre los diversos sistemas utilizados en las organizaciones y contribuye a la optimización de procesos.

PRX es una empresa brasileña líder en el suministro de sistemas de gestión para el agronegocio, consolida y agrega 22 años de experiencia, combinando conocimiento, tecnología y equipos complementarios, con más de 225 empresas clientes “plenas” de sus soluciones (caña, cítricos y granos), manejo de más de 300 MM de toneladas de caña/año (cerca de 60% de toda la producción nacional) y 2,9 MM de hectáreas de área productiva y con clientes en 5 países (Brasil, Colombia, México, Perú y Guatemala).

Sudáfrica

En (Moor, 2008) se abordó acerca de la industria azucarera de Sudáfrica la cual ha desarrollado y / o perfeccionado varios elementos innovadores de la fabricación de equipos

de azúcar en los últimos años. La instalación de estos por lo general se ha justificado por razones de ahorro de costos (en particular los costos de mano de obra) y / o la mejora de la recuperación, a menudo con poca consideración de sus características energéticas.

Equipamientos Modernos estándar y tecnologías que se introducen:

- Las condiciones de vapor se han mejorado (presión y temperatura).
- Difusión en lugar de molienda.
- Reciclaje del barro del clarificador para el difusor.
- Cambios de calderas para mejorar la eficiencia.

Ejemplos:

1. Planta de extracción

Mientras que la molienda fue la tecnología de extracción casi universal hasta los años 1980, a continuación, la difusión de caña fue desarrollada y ha tenido éxito.

Molienda: La extracción por molienda es de alta presión (HP) de vapor intensiva debido a la potencia necesaria para las unidades de molino. Se ha venido utilizando una tasa de imbibición de fibra y seis fábricas de turbinas impulsadas para la extracción.

Difusión: La difusión es vapor de proceso (LP) dependiente debido al proceso de vapor requerido por las pérdidas de calor radiante del difusor, en parte compensado por la calefacción de los jugos. El 97,7% extracción probablemente podría ser alcanzado a una tasa imbibición inferior.

La elección de la molienda o difusión dependerá de diversas consideraciones pero especialmente de la fábrica, el balance de energía para un ejemplo típico de fábrica muestra que la difusión es significativamente mejor.

El cambio a la difusión aumenta la exportación de energía.

Otros beneficios de la difusión son:

1. Mayor extracción.
2. Menor Mantenimiento.
3. Mayor continuidad de operaciones.
4. Menor desgaste.
5. Menor costo de operación.
6. Mayor eficiencia mecánica.
7. Menores costos de inversión y de instalación.

2. Rendimiento de la caldera.

Frecuentemente no se aprecia que las ganancias más fáciles son a menudo de mejorar la eficiencia de la caldera. En particular, las mejoras a menudo se pueden efectuaren dos áreas: recuperación de calor y controlar el exceso de aire.

El control de exceso de aire.

A menudo es posible mejorar la eficiencia de las calderas tradicionales por bagazo logrando el control de la cantidad y la distribución de aire de combustión. En los últimos años, una serie de mejoras para las calderas de bagazo han ayudado en este sentido:

- Rejillas Pin- agujero que controlan con precisión la distribución del aire y requieren poco mantenimiento.
- La mejora de los alimentadores de bagazo.
- Mejora de la turbulencia y horno de combustión.
- Regulación de la proporción aire / combustible automática utilizando medidores de oxígeno.

Guyana.

La fábrica de azúcar Skeldon ubicado en Skeldon, Berbice, en Guyana ha sido objeto de la modernización. El objetivo del proyecto azúcar Skeldon era reducir el costo de producción,

mejorar la calidad del azúcar , aumentar la producción de azúcar por encima de 450.000 t, mejorar la recuperación de sacarosa, reducir los costes operativos , mejorar la eficiencia operativa y atraer a los créditos de carbono.

Tecnología de la fábrica de azúcar

La fábrica utiliza un difusor de caña, que ayuda a lograr una mejor recuperación de azúcar durante la extracción.

Equipos de proceso continuo se utilizan en lugar de los equipos tradicionales. El uso de dicho equipo mejora las eficiencias de funcionamiento de la fábrica y también reduce el consumo de energía. Un sistema de control central controla todo el proceso de fabricación de azúcar. A partir de la recepción de la caña hasta el despacho de azúcar, todo el proceso está altamente automatizado. Una gama de nuevas tecnologías y equipos se introdujeron en la nueva fábrica durante la modernización. Un estudio del Instituto de Investigación del Azúcar (SRI) propuso un clarificador de nueva generación con un diámetro de 9,5 mm , altura de 4 mm y fondo cónico doble. El agitador centrado vertical tiene un motor de 0,55 kW .

La fábrica también cuenta con cristalizadores verticales en forma de dos unidades cilíndricas verticales y un variador de frecuencia del motor de 15 kW (VFD). El triturador de gran potencia instalado en la planta gira a una velocidad de 900 rpm y 235 martillos se han montado en el mismo. El motor de la trituradora opera a una tensión de 13,8 kV y requiere de 3 kW de potencia.

Tecnología de última generación se ha implementado a través de sistemas de control distribuido. El evaporador en la fábrica consta de arreglo quíntuple efecto. Hay dos calderas presentes en la fábrica con una capacidad de 125t de vapor / unidad a presión 54bar.

Aunque la planta se puso en marcha en 2009, nunca ha funcionado a pleno rendimiento. El funcionamiento de la fábrica ha sido arruinado por las ineficiencias y varios defectos. Esto ha afectado seriamente la capacidad de producción de la fábrica. Para mejorar esta situación se llevarán a cabo una serie de modificaciones de diseño en el sistema de alimentación de

bagazo, sistema de cintas y el tanque de condensado. El proyecto también incluye una actualización del sistema de drenaje y la gestión del agua, y la construcción de un segmento de carretera sin restricciones.

Deoband.

Deoband es una unidad de azúcar que fue establecida en el año 1932 y ampliada en fases para llegar a su actual capacidad de molienda de 14.000 TCD. Deoband se encuentra ubicada en Distt. Sahranpur en el oeste de UP.

En el último par de años, la fábrica ha sido completamente renovada y modernizada. Modernos equipos como tachos continuos y sistema de clarificación de jugos se han instalado bajo el esquema de modernización de la planta. Una corriente de baja presión y baja capacidad proveniente calderas y turbinas de energía también se ha eliminado después de la instalación de la planta de cogeneración de energía. De hecho, la instalación de la planta de cogeneración eficiente es también el principal motor para lograr una mayor eficiencia energética en la planta de azúcar, para maximizar el ahorro de bagazo y la exportación de energía a la red eléctrica del estado.

¿Qué es la cogeneración?

La cogeneración es la producción secuencial de energía eléctrica (electricidad), y de energía térmica aprovechable (vapor) en los procesos de elaboración de azúcar, a partir de una fuente de energía renovable (biomasa-bagazo), y que es hoy, una alternativa como método de conservación de energía para la industria, acorde a las políticas de globalización económica regional y a la política internacional orientada a lograr un desarrollo sustentable.

Factory ha tomado una serie de pasos para optimizar aún más / reducir el consumo de energía de la planta que incluye:

- Instalación de Centros de Control de los motores en las centrifugas de alta capacidad
- Automatización de control de la combustión de las calderas de 32 ata existentes.
- Conversión de las unidades existentes de centrifugas a los accionamientos de CC.

Colombia.

Ejemplo: Proyecto de Modernización de la Empresa Agroindustrial Laredo S. A. A.

Proyecto de Modernización de la Fábrica.

Se desarrollaron varios proyectos, que garantizaron la estabilidad de la molienda, e incrementaron los índices de eficiencia, optimizando las calidades de azúcar, reduciendo significativamente el tiempo perdido y adecuando el ingenio para futuras ampliaciones de la capacidad de molienda; destacándose las siguientes inversiones:

En el área de molinos, se inició la operación de un moderno sistema de alimentación y preparación de caña, equipado con una mesa receptora y lavadora de caña, que alimenta en forma continua y regulada la molienda, a través de tres conductores de caña, uno de tablillas y dos de banda, los cuales alimentan la caña a los equipos de preparación, una picadora y una desfibradora, accionadas por turbinas a vapor, y al primer molino, todo esto operado por una persona con un sistema automático de regulación de molienda controlado por computador.

Adicionalmente para garantizar la seguridad de la operación de molienda se instaló equipos de protección contra elementos metálicos, electroimán y detector de metales, con un sistema de monitoreo para el control visual de la operación de la mesa y conductores de caña que facilita al operador el control de la molienda.

En el área de elaboración, se incrementó la eficiencia del tratamiento de jugo alcalizado y jugo clarificado, con la instalación de tres calentadores de placas Alfa Laval, totalmente automatizados, con control de flujo y de temperatura, que facilitan los procesos de clarificación y evaporación, equipos que vienen con sistema de retrolavado automático.

En el área de cristalización de crudo, se construyó y montó un nuevo tacho discontinuo de 2,500 pies cúbicos para masa cocida “A”, con equipos complementarios, totalmente automatizados, para reemplazar los tachos originales N°2 y N°4 que operaban desde 1914, lo que permite incrementar la capacidad de producción hasta una molienda de 3,600 t.c.d.

Se finalizó la automatización de todos los equipos periféricos y el sistema de tratamiento de agua por ósmosis inversa, para la operación de la nueva caldera de 250,000 libras de vapor por hora, que garantizan la generación de vapor para los procesos de molienda, elaboración de azúcar, refinería, destilería, y nos permite vender excedentes de bagazo, sin quemar petróleo residual, cumpliendo con todos los índices más exigentes de contaminación ambiental y en especial atmosféricos.

Para garantizar un suministro estable de energía a los diferentes sistemas de control y sistemas de suministro de potencia de las áreas de la Fábrica, se modernizó los tres turbogeneradores existentes, instalándoles controles automáticos de velocidad, amperaje y voltaje.

Se amplió el sistema de control y automatización de las áreas productivas de Fábrica a las áreas de preparación de caña, molinos, cristalización azúcar crudo y refinería, permitiendo tener monitoreo de todas las áreas desde la oficina de control, operación de fábrica o cualquier oficina de gerencia.

Para asegurar la métrica azucarera se instaló un nuevo Polarímetro de última generación, que garantiza los análisis de pol, facilitando los análisis de sacarosa de las cañas que ingresan a la molienda y se terminó de adecuar el laboratorio con nuevos equipos automatizados, que en tiempo real, y con mejor precisión permiten conocer los valores de las variables del proceso.

Mejoramiento Ambiental.

El sostenimiento de las actividades en el tiempo se realiza aplicando programas de monitoreo de efluentes y emisiones de combustión, así como también programas de seguimiento en actividades de salud y seguridad, residuos sólidos y control de plagas; además como complemento de estas actividades se realiza un control para la determinación de pérdidas de sacarosa y carga orgánica vertida, además de efectuar el control del consumo de agua utilizada en la fábrica.

Emissiones Atmosféricas.

Se inició la operación de la nueva caldera N°5, equipada con control automático de combustión de alta eficiencia, recolector cerrado de cenizas, separador de partículas ciclónico y lavador de gases, quedando fuera de línea las 4 calderas antiguas. Esta nueva caldera opera hoy en un 65% de su capacidad nominal, y podrá abastecer de vapor hasta de 4,500 toneladas de caña diarias, con niveles de emisiones normales, quemando sólo el 82% del bagazo producido (Dussán, 2003).

Conclusiones Parciales.

1. El correcto cumplimiento de cada una de las etapas del proceso garantiza la calidad del azúcar final.
2. En los últimos años se han introducido nuevas tecnologías en el país que contribuyen al aumento de la velocidad y la calidad del proceso.
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. Considerar lo desarrollado en este capítulo como alternativas para implementar algunas tecnologías existentes y probadas en el mundo.
5. Es necesario hacer la valoración técnico-económica-ambiental de dichas tecnologías en función de las condiciones actuales y perspectivas del central.

Capítulo II: Propuesta de diseño del central azucarero de nuevo tipo.

2.1 Función y descripción del sistema en estudio.

El ingenio Antonio Sánchez se encuentra ubicado en el poblado de Covadonga perteneciente al municipio de Aguada de Pasajeros, provincia de Cienfuegos. El mismo tiene una capacidad de molienda de 3680 t/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 transportada 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 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 definitiva obtener una extracción de jugo en la primera unidad de molienda 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.

Este central cuenta con cinco molinos tipo Fulton con virgen inclinada. En esta etapa vamos a obtener el bagazo, que es utilizado en las calderas para generar vapor, representando este aproximadamente el 25% del peso de la caña molida, así como 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/pul²) 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 le preceden.

CAPITULO II: PROPUESTA DE DISEÑO DEL CENTRAL AZUCARERO DE NUEVO TIPO .

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 2-4°Be 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 $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ 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 /pul²). Después continúa a los evaporadores a múltiple efecto donde ocurre una evaporación secundaria,

CAPITULO II: PROPUESTA DE DISEÑO DEL CENTRAL AZUCARERO DE NUEVO TIPO .

consumen vapor de escape hasta (15 lb/pul²). 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 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. (A Z C U B A , 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: Este ingenio 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

CAPITULO II: PROPUESTA DE DISEÑO DEL CENTRAL AZUCARERO DE NUEVO TIPO .

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 alta presión 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 7m³.

2.2 Propuestas de desarrollo del central.

A partir de los resultados del estudio bibliográfico acerca de las últimas tecnologías empleadas para producir azúcar en Cuba y el resto del mundo, así como de realizar entrevistas a los trabajadores y técnicos del central más conocedores de las dificultades y problemas ocurridos durante las zafas, se proponen las siguientes mejoras tecnológicas:

1. Basculador. Mejoras en el basculador, mesa alimentadora y aumento de capacidad para recibir de 80 a 100% de tiro directo.
2. Ampliación del tándem para moler 4500 ton día.
3. Rehabilitación de la casa de bagazo.
4. Construcción de un área de almacén de bagazo a granel o empaçado.
5. Montaje de una caldera de 120 ton/h (alta presión).
6. Rehabilitación de la unidad de tratamiento de agua.
7. Ampliación del área de purificación – concentración.
8. Ampliación de la casa de caldera y centrifugas.

CAPITULO II: PROPUESTA DE DISEÑO DEL CENTRAL AZUCARERO DE NUEVO TIPO .

9. Montaje de un turbo extracción condensación de 15 m W .
10. Rehabilitación del laboratorio.
11. Mejoras en las estructuras y techos de las naves.
12. Mejoras en los pisos y sistema de drenajes.
13. Comedor - Cafetería nuevo en la Industria.
14. Rehabilitación del enfriadero y de otros circuitos cerrados de enfriamiento.
15. Instalación de las pizarras de control, y mando computarizado en las áreas de Basculador – Tándem , Purificación – Concentración, Fabricación, Calderas y Turbos de forma integrada con imágenes en el punto de Dirección. (AHLFELD, 1989).
16. Rehabilitación de todo el sistema de protección contra incendios. (Hernández, 2005).
17. Rehabilitación de todos los medios de protección al trabajador.
18. Completamiento de los talleres de Instrumentación y maquinaria.
19. Rehabilitación de los sistemas de tratamiento y disposición de los residuales sólidos y líquidos.
20. Remodelación del sistema de recuperación de condensados y aguas pluviales.

2.3 Detalles sobre las propuestas por áreas.

1. Rehabilitación del laboratorio.

Cambiar la imagen general del laboratorio.

- Cambiar la puerta de entrada para su antigua posición, con ello se garantiza mejor acceso al Centro de Dirección y al mismo tiempo se evita el acceso a la oficina pasando por el salón de ensayos.
- Construir ventana para la entrega de muestras sin entrar con ellas por todo el salón.
- Fomentar mini área verde entre el laboratorio y el área de chatarra del central.

Mejorar el flujo interno de los procesos del laboratorio.

- Cambiar la ubicación del salón de análisis del 1er Químico por el que ocupa la oficina, con ello garantizamos darle el área requerida por la guía de

CAPITULO II: PROPUESTA DE DISEÑO DEL CENTRAL AZUCARERO DE NUEVO TIPO .

categorización de laboratorios azucareros, climatizarlo y conectarle agua corriente.

- Extender la meseta de trabajo para facilitar la manipulación de las muestras.
- Reparar la meseta central para eliminar salidero de agua.
- Conectar alimentación de agua caliente a la mesa de fregado.
- Sustituir la zanja de residuales líquidos por tubería.
- Renovar el sistema eléctrico para garantizar el voltaje de 220 volts requerido por algunos equipos como el polarímetro y pH metro digital.

Dignificación del laboratorio.

- Completar climatización del laboratorio.
- Elevar el nivel de iluminación en el área de trabajo de los químicos.
- Adquirir mobiliario para el mismo, mesa de computadora, sillas, y archivos.
- Reparación total del baño sanitario.
- Construcción de taquillas individuales.
- Mejorar el sistema de comunicación con el resto de las áreas del central.
- Adquirir la totalidad de las calculadoras y materiales de oficina que requiere el trabajo.

2. Basculador y Tándem.

Área de Basculador.

- Introducir romanas digitales ya que las que se encuentran en estos momentos son mecánicas.
- Viradores de camiones para más de 20 Ton de caña; para dar respuesta a la nueva tecnología de la cosecha.
- Construcción de la mesa alimentadora.
- Montar desfibradora pesada como complemento de la preparación de la caña.
- Equipos motrices con velocidad variable; para automatizar la alimentación al tándem (variadores de frecuencia).

CAPITULO II: PROPUESTA DE DISEÑO DEL CENTRAL AZUCARERO DE NUEVO TIPO .

- Esteras rápidas alimentadoras a tolvas de primeros molinos con conductores de bandas para lograr velocidades adecuadas con electroimanes planos.

Área de Tándem .

- Montar tolva Donnelly para lograr alimentación forzada en los molinos, lográndose setting (separación entre las masas) más ajustados y aumento de eficiencia y capacidad.
- Instalación de equipos de protección contra elementos metálicos (electroimán).
- Sustituir interruptores y paneles ya que estos están expuestos a la intemperie.

3. Planta de Tratamiento de agua.

- Instalación de una nueva planta de tratamiento de agua por ósmosis inversa.

4. Generación de vapor.

- Montar una nueva caldera de 120ton/h de alta presión.
- Modernizar toda la instrumentación y automatización para los controles de presión, temperatura, etc.
- Separador de partículas de los gases producto de la combustión, para calderas.
- Reemplazar el aislamiento térmico de tuberías, así como el techo de las calderas.
- Remodelación del sistema de bandejas eléctricas para eliminar la acumulación de bagazo en estas.
- Instalación de Fluómetros de vapor y agua.
- Instalación de nuevos sopladores de hollín. Se emplean para quitar el hollín en los tubos de las calderas en las plantas de generación de energía que utilizan combustible fósil. Hay diferentes tipos de sopladores, en la actualidad la mayoría emplean el vapor o aire comprimido como medio para vaciar la ceniza que se acumula en las calderas y la tubería. La operación apropiada de estos sopladores incide

CAPITULO II: PROPUESTA DE DISEÑO DEL CENTRAL AZUCARERO DE NUEVO TIPO.

en el aumento de la eficiencia y la reducción de emisiones aéreas, como óxido de nitrógeno.

5. Purificación y Concentración.

- Remodelación del reactor de alcalización con control automático de pH.
- Montar evaporadores tubulares de película descendente.

Ventajas de estos.

- Poco tiempo de retención.
- Buena capacidad de transmisión de calor con baja ΔT .
- Rango de capacidad del 0 al 100%.
- Viscosidades líquidas hasta 500 cP.
- Acepta cierta cantidad de sólidos.

Aplicaciones.

- Líquidos sensibles al calor.
- Soluciones con viscosidad bastante alta.

6. Casa de Calderas

- Introducir Tacho continuo. Tienen el menor costo por área de intercambio de calor instalada y el mejor rendimiento del mercado. Son especialmente para la cristalización continua de diferentes masas cocidas, debido ser uno de los únicos equipos con tubos de calefacción horizontales que proporcionan el mejor movimiento de la masa cocida. El sistema de automatización es del tipo predictivo, anticipándose a las probables desviaciones que pueden ocurrir durante la operación y corregirlos automáticamente.

7. Planta Eléctrica.

- Montaje de un turbo extracción condensación de 15 m W .
- Sustituir PGD (pizarra general de distribución).

8. Instrumentación y Controles.

En la planta m oledora.

- La estera principal estará equipada con velocidad variable bien con un variador de velocidad (variador de frecuencia), la cual garantizará la variabilidad de la cantidad de caña para mantener el flujo deseado de jugo al proceso.
- Los equipos motrices de las cuchillas, desfibradoras y niveladores tendrán medidores de corriente o sobrecarga para evitar disparos y atoros al mismo tiempo que se mide la altura del colchón para que sea pareja y lo más alta posible para aprovechar al máximo la potencia instalada y lograr el mayor índice de preparación.

En generación de vapor.

- Sustituir las compuertas de los ventiladores de las calderas por variadores de frecuencia en los motores de los ventiladores.

En planta eléctrica.

- Automatizar sistema de disparo en los turbos para baja temperatura, por baja presión y por baja presión de aceite de lubricación.
- Automatizar temperatura de chumacera.

2.4 Desarrollo de los balances energéticos.

Este balance energético se realizó según el esquema energético de la fábrica, tomando como referencia un día de molido.

Ejemplo de cálculo.

A continuación se presenta un caso de estudio como validación de la metodología utilizada, en las hojas de cálculo Excel se han programado los cálculos para el análisis de diferentes condiciones operacionales.

Los datos utilizados para la elaboración del balance energético se presentan en Tabla de datos (anexos del 2 -7).

Base de cálculo: 1 día 4500 t caña.

Balance Total en los Molinos.

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

Cálculo de la cantidad de bagazo.

$$\begin{aligned}\text{Bagazo \% caña} &= \frac{\text{Bagazo}}{\text{caña}} * 100 \\ \text{Masa de bagazo} &= \frac{\text{bagazo \% caña} * \text{caña}}{100} \\ \text{Masa de bagazo} &= \frac{36 * 4500 \text{ t}}{100} \\ \text{Masa de bagazo} &= 1620 \frac{\text{t}}{\text{d}} = 67500 \frac{\text{kg}}{\text{h}}\end{aligned}$$

Cálculo de la cantidad de Jugo Mezclado.

$$\begin{aligned}\% \text{ Ext molinos} &= \frac{\text{jugo de molinos}}{\text{caña}} * 100 \\ \text{Jugo de molinos} &= \frac{\% \text{ Ext molinos} * \text{caña}}{100} \\ \text{Jugo de molinos} &= \frac{100 * 4500 \text{ t}}{100} \\ \text{Jugo de molinos} &= 4500 \frac{\text{t}}{\text{d}} = 187500 \frac{\text{kg}}{\text{h}}\end{aligned}$$

Cálculo de agua de imbibición.

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

Agua de imbibición = (1620 + 4500) - 4500

Agua de imbibición = $1620 \frac{t}{d}$

Balance Total en el tanque de Jugo Mezclado.

Jugode los Filtros = 15% * JM

Jugode los Filtros = $0.15 * 4500 \frac{t}{d}$

Jugode los Filtros = $675 \frac{t}{d}$

Consumo de vapor de los Calentadores.

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

Cálculo de la capacidad calorífica (Cp).

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

$C_p = 1 - 0.0056(14.41)$

$C_p = 0.9193 \frac{Kcal}{Kg^{\circ}C}$

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

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

$G_{cal1} = \left(\frac{183111.9 * 0.9193(108 - 95)}{523.17} \right) * 1.05$

$G_{cal1} = 4386.52 \frac{kg}{h}$

Dónde:

G = Consumo de vapor.

CAPITULO II: PROPUESTA DE DISEÑO DEL CENTRAL AZUCARERO DE NUEVO TIPO.

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:

$$Q = S * C_p (t_f - t_i) * X$$

Dónde:

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

C_p = Calor específico del jugo.

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

S = Caña + Agua – Bagazo

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

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

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

$$G_{cal2} = \left(\frac{218304.7 * 0.917 (56 - 35)}{38} \right)$$

$$G_{cal2} = 110629.74 \frac{kg\ H_2O}{h}$$

$$C_p = 1 - 0.0056 Bx_{JM}$$

$$C_p = 1 - 0.0056 (14.82)$$

$$C_p = 1 - 0.0829$$

$$C_p = 0.917 \frac{Kcal}{Kg\ ^\circ C}$$

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

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

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

$$G_{cal3} = \left(\frac{218304.7 * 0.917(85 - 56)}{548.8} \right) * 1.05$$

$$G_{cal3} = 11107.32 \frac{kg}{h}$$

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

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

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

$$G_{cal4} = \left(\frac{218304.7 * 0.917(105 - 85)}{523.3} \right) * 1.05$$

$$G_{cal4} = 8033.50 \frac{kg}{h}$$

Cantidad de jugo que entra al proceso de Alcalización.

Jugo mezclado = Jugo de molinos + Jugo de filtros

Jugo mezclado = 4500 t + 675 t

Jugo mezclado = $5175 \frac{t}{d} = 215625 \frac{kg}{h}$

Cálculo de la lechada de cal.

4°Be → $\rho = 1.029 \text{ Kg/l}$ Base: 1 día

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

500g (CaO) → 1 t caña

$$m(CaO) = 500 \frac{g}{t} * 4500 t = 2.25 * 10^6 g = 2250 Kg$$

$$V(CaOH) = 2.25 * 10^6 g * \frac{1l}{36g} = 62500 l$$

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

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

$$m(CaOH) = 1.029 \frac{kg}{l} * 62500 t$$

$$m(CaOH) = 64312.50 kg = 64.31 t$$

Balace de masa en el Tanque Flash .

Jugo mezclado+ Lechada de cal = Jugo alcalizado

Jugo alcalizado = 5175 t + 64.31t

Jugo alcalizado = 5239.31 $\frac{t}{d}$

Jugo a calentadores 2,3,4 = 5239.31 $\frac{t}{d} = 218304.69 \frac{kg}{h}$

Cálculo de la cantidad de Flocculante (Fs).

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

$$Fs = \frac{4500 * 5}{1000}$$

$$Fs = 22.5 \frac{kg}{d} = 0.0225 \frac{t}{d}$$

Balance de masa en el Clarificador.

Jugo que entra al clarificador = Jugo a calentadores 2,3,4+ Flocculante

Jugo que entra al clarificador = 4970.21t + 0.0225t

Jugo que entra al clarificador = $4970.24 \frac{t}{d}$

Balance de masa en el Filtro.

lodo = cachaza + Jugo de los Filtros

lodo = 169.65t + 675

lodo = $844.65 \frac{t}{d}$

Jugo que entra al clarificador = Jugo claro + lodo

Jugo claro = Jugo que entra al clarificador - lodo

Jugo claro = $5239.34 \frac{t}{d} - 844.65 \frac{t}{d}$

Jugo claro = $4394.69 \frac{t}{d} = 183111.88 \frac{kg}{h}$

Jugo claro = Jugo al Calentador 1

Balance Parcial de sólidos en el Pre-evap 1.

Jugo clarificado * Bx_{ent} = Jugo Salida 1 * Bx_{sal1}

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

Jugo Salida 1 = $\frac{183111.88 * 14.45}{21}$

Jugo Salida 1 = $125998.41 \frac{kg}{h}$

Balance Parcial de sólidos en el Pre-evap 2.

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

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

$$\text{Jugo Salida 2} = \frac{125998.41 * 21}{24}$$

$$\text{Jugo Salida 2} = 110248.61 \frac{kg}{h}$$

Balance Total en los Pre-evaporadores.

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

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

$$\text{Vapor producido} = 183111.88 \frac{kg}{h} - 110248.61 \frac{kg}{h}$$

$$\text{Vapor producido} = 72863.27 \frac{kg}{h}$$

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

Consumo de vapor de los Pre - Evaporadores.

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

$$C_p = 1 - 0.0056(14.45)$$

$$C_p = 0.92 \frac{Kcal}{Kg^{\circ}C}$$

$$G_{pre} = \left(\frac{S_{jugo} * C_{p_{jugo}} (t_{eb} - t_{alim})}{\lambda_{calandria}} + \frac{Ext * \lambda_{cuerpo}}{\lambda_{calandria}} \right) * X$$

$$G_{pre} = \left(\frac{183111.88 * 0.92 (103 - 108)}{639} + \frac{72863.27 * 633.77}{639} \right) * 1.05$$

$$G_{pre} = 74497.55 \frac{kg}{h}$$

D ó n d e :

S_{jugo} = M asa del jugo alim entado.

CAPITULO II: PROPUESTA DE DISEÑO DEL CENTRAL AZUCARERO DE NUEVO TIPO.

$$S_{\text{jugo}} = (\text{Jugo mezclado} + \text{cal}) * 1.15 - \text{cachaza}$$

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

C_p = Capacidad calorífica del jugo.

$$C_p = 1 - 0.0056 * (B_x)$$

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.

Consumo de vapor del 1er Vaso del Cuádruple Efecto.

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

$$V_t = 110248.61 * \left(1 - \frac{24}{65} \right) \quad C_p = 1 - 0.0056 Bx_{Ent} \quad C_p = 1 - 0.0056(24)$$

$$V_t = 69541.43 \frac{kg}{h} \quad C_p = 0.87 \frac{Kcal}{Kg^{\circ}C}$$

D ó n d e :

V_t = Evaporación total.

F = Jugo a la salida del 2 Pre evaporador.

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

$$S = \left(\frac{69541.43}{4} * \frac{617.34}{633.77} + \frac{110248.61 * 0.87 (105 - 103)}{633.77} \right) * 1.04$$

$$S = 17925.24 \frac{kg}{h}$$

$$S = G_{Vaso1}$$

D ó n d e :

$$S_{jugo} = S_{jugo \text{ clarificado}} - E_{extracción}$$

B x_e = Brix del jugo de entrada al vaso.

B x_s = Brix de la meladura.

n = Número de efectos.

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

Economía en el Cuádruple efecto.

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

$$e = \frac{69541.43}{17925.24}$$

$$e = 3.88$$

Consumo de vapor de las Necesidades Tecnológicas.

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

$$G_{NT} = 74497.55 + 4386.52 + 8033.50$$

$$G_{NT} = 86917.57 \frac{kg}{h}$$

Cálculo del consumo de vapor en el turbo Extracción - Condensación.

$$G_{turbo} = N(\text{producida}) * \text{Indice de consumotécnico Kg vapor/Kw-h}$$

$$G_{turbo} = 15000 * 7$$

$$G_{turbo} = 105000$$

D ó n d e :

N = Cantidad de energía producida.

Consumo de vapor por la Válvula Reductora.

$$G_{VR} = G_{NT} - G_{turbo}$$

$$G_{VR} = 86917.57 - 105000$$

$$G_{VR} = -18082.43 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Com o promedio sobra escape del turbo.

Consumo de vapor de los Tachos.

Tacho 1:(Masa Cocida A).

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

$$P_{inic} = 1450 * 13.23$$

$$P_{inic} = 19183.5 \text{ kg}$$

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

$$W_{inic} = 19183.5 \left(1 - \frac{90.06}{92.60} \right)$$

$$W_{inic} = 526.20 \text{ kg}$$

D ó n d e :

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.

CAPITULO II: PROPUESTA DE DISEÑO DEL CENTRAL AZUCARERO DE NUEVO TIPO.

W_{inic} = Agua evaporada inicialmente.

Bx_1 = Concentración del material inicial.

Bx_3 = Concentración final de la masa cocida.

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

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

$$P_{fin} = 1450 * 35.23$$

$$P_{fin} = 51083.5kg$$

$$P_{mat} = (1083.5 - 19183.5 - 526.20) * \frac{92.60}{64.28}$$

$$P_{mat} = 45196.23kg$$

D ó n d e :

P_{fin} = Peso final del material.

V_{fin} = Volumen final de la templa.

P_{mat} = Peso del material.

Bx_2 = Concentración del material a alimentar.

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

$$W_{mat} = 45196.23 \left(1 - \frac{64.28}{92.60}\right)$$

$$W_{mat} = 13822.43kg$$

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

$$G_{tachol} = \frac{526.20 + 13822.43}{1.6} * 1.1$$

$$G_{tachol} = 9864.69 \frac{kg}{h}$$

D ó n d e :

φ = Coeficiente de pérdida de masas cocidas.

Tacho 2:(Masa Cocida B).

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

$$P_{inic} = 1450 * 12.06$$

$$P_{inic} = 17487kg$$

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

$$W_{inic} = 17487 \left(1 - \frac{90.12}{93.80} \right)$$

$$W_{inic} = 686.06kg$$

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

$$P_{fin} = 1450 * 39.08$$

$$P_{fin} = 56666kg$$

$$P_{mat} = P_{final} - P_{inic} - W_{inic} * \frac{Bx_3}{Bx_2}$$

$$P_{mat} = 66666 - 17487 - 686.06 * \frac{93.80}{62.08}$$

$$P_{mat} = 58161.05kg$$

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

$$W_{mat} = 58161 * \left(1 - \frac{62.08}{93.80} \right)$$

$$W_{mat} = 19668.1kg$$

$$G_{tacho2} = \frac{W_{inic} + W_{mat} * \varphi}{T_0}$$

$$G_{tacho2} = \frac{686.06 + 19668.1}{2.5} * 1.2$$

$$G_{tacho2} = 9770 \frac{kg}{h}$$

Tacho 3:(Masa Cocida A).

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

$$P_{inic} = 1450 * 16.99$$

$$P_{inic} = 24635.5kg$$

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

$$W_{inic} = 24635.5 \left(1 - \frac{89.80}{93.08} \right)$$

$$W_{inic} = 868.12kg$$

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

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

$$P_{fin} = 86159kg$$

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

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

$$P_{mat} = 87831.41kg$$

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

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

$$W_{mat} = 27176.03kg$$

$$G_{tacho3} = \frac{W_{inic} + W_{mat} * \varphi}{T_0}$$

$$G_{tacho3} = \frac{868.11 + 27176.02}{2} * 1.1$$

$$G_{tacho3} = 15424.28 \frac{kg}{h}$$

T a c h o 4 : (A m p l i a d o o g r a n o f i n o) .

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

$$P_{inic} = 1450 * 10.03$$

$$P_{inic} = 14543.5kg$$

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

$$W_{inic} = 14543.5 \left(1 - \frac{90.50}{92.50} \right)$$

$$W_{inic} = 314.45kg$$

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

$$P_{fin} = 1450 * 30.73$$

$$P_{fin} = 44558.5kg$$

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

$$P_{mat} = (44558.5 - 14543.5 - 314.45) * \frac{92.50}{66.20}$$

$$P_{mat} = 41500.01kg$$

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

$$W_{mat} = 41500 \left(1 - \frac{66.20}{92.50}\right)$$

$$W_{mat} = 11799.46kg$$

$$G_{tacho4} = \frac{W_{inic} + W_{mat} * \varphi}{T_0}$$

$$G_{tacho4} = \frac{314.45 + 11799.46}{2} * 1.3$$

$$G_{tacho4} = 7874.05 \frac{kg}{h}$$

T a c h o 5 : (M a s a C o c i d a A) .

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

$$P_{inic} = 1450 * 12.06$$

$$P_{inic} = 17487kg$$

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

$$W_{inic} = 17487 \left(1 - \frac{90.06}{92.75}\right)$$

$$W_{inic} = 507.17kg$$

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

$$P_{fin} = 1450 * 36.22$$

$$P_{fin} = 52519kg$$

$$P_{mat} = P_{final} - P_{inic} - W_{inic} * \frac{Bx_3}{Bx_2}$$

$$P_{mat} = 52519 - 17487 - 507.17 * \frac{92.75}{64.28}$$

$$P_{mat} = 49816.09kg$$

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

$$W_{mat} = 49816 \left(1 - \frac{64.28}{92.75}\right)$$

$$W_{mat} = 15291.26kg$$

$$G_{tacho5} = \frac{W_{inic} + W_{mat} * \varphi}{T_0}$$

$$G_{tacho5} = \frac{507.17 + 15291.23}{1.6} * 1.1$$

$$G_{tacho5} = 10861.42 \frac{kg}{h}$$

T a c h o 6 : (A m p l i a d o) .

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

$$P_{inic} = 1450 * 12.83$$

$$P_{inic} = 18603.5kg$$

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

$$W_{inic} = 18603.5 \left(1 - \frac{92.50}{95.80}\right)$$

$$W_{inic} = 640.83kg$$

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

$$P_{fin} = 1450 * 36.25$$

$$P_{fin} = 52562.5kg$$

$$P_{mat} = P_{final} - P_{inic} - W_{inic} * \frac{Bx_3}{Bx_2}$$

$$P_{mat} = 62562.5 - 18603.5 - 640.83 * \frac{95.80}{66.20}$$

$$P_{mat} = 48215.72kg$$

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

$$W_{mat} = 48215.72 * \left(1 - \frac{66.20}{95.80}\right)$$

$$W_{mat} = 14897.55kg$$

$$G_{tacho6} = \frac{W_{inic} + W_{mat}}{T_0} * \varphi$$

$$G_{tacho6} = \frac{640.83 + 14897.55}{5} * 1.3$$

$$G_{tacho6} = 4039.98 \frac{kg}{h}$$

Tacho 7: (Masa Cocida A).

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

$$P_{inic} = 1450 * 16.99$$

$$P_{inic} = 24635.5kg$$

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

$$W_{inic} = 24635.5 * \left(1 - \frac{89.80}{93.08}\right)$$

$$W_{inic} = 868.12kg$$

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

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

$$P_{fin} = 86159kg$$

$$P_{mat} = P_{final} - P_{inic} - W_{inic} * \frac{Bx_3}{Bx_2}$$

$$P_{mat} = 86159 - 24635.5 - 868.11 * \frac{93.08}{64.28}$$

$$P_{mat} = 87831.41kg$$

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

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

$$W_{mat} = 27176.03kg$$

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

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

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

Consumo de vapor total de los Tachos.

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

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

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

Balance en la caldera (VCN).

P: Presión a la salida de la caldera.

T: Temperatura a la salida de la caldera.

W : Humedad del bagazo.

F: Superficie total instalada.

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

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

$$VCN = 1834.7$$

Pérdidas de calor sensible en los gases (Qp).

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

$$Qp = 225 \left(1 - \frac{49.8}{100} \right) \left(1.4 * 1.5 + \frac{0.5}{1 - \frac{49.8}{100}} - 0.12 \right)$$

$$Qp = 336.14 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}}$$

Calor recuperado en el bagazo (Q_{recup}).

$$Q_{recup} = (CN - Q_p) * \alpha * \beta * \gamma$$

$$Q_{recup} = (834.7 - 336.14) * 0.99 * 0.95 * 0.95$$

$$Q_{recup} = 1338.93 \frac{Kcal}{kg}$$

Calor necesario para la vaporización de un Kg de vapor (Q_n).

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

$$Q_n = 796 - 115.9$$

$$Q_n = 680.1 \frac{Kcal}{kg}$$

Índice de generación (IG).

$$IG = \frac{Q_{recup}}{Q_n} = \frac{1338.93}{680.1} = 1.97 \frac{kg_{vapor}}{kg_{bagazo}}$$

Eficiencia total de la caldera (N_{cald}).

$$N_{cald} = \frac{Q_{recup}}{VCS} * 100 = \frac{1338.93}{2309.2} * 100 = 57.98\%$$

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

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

$$VCS = 2309.2$$

Vapor producido si se quemara todo el bagazo de la molido (V_{psm}).

$$V_{psm} = IG * \text{Kg de bagazo producido}$$

$$V_{psm} = 1.97 * 67500$$

$$V_{psm} = 132888.45 \frac{Kg \text{ vapor}}{h}$$

Bagazo quemado (Bq).

$$Bq = \frac{G_{cald.}}{IG} = \frac{105000}{1.97} = 53334.20 \text{ kg bag/h}$$

Bagazo Sobrante (Bs).

$$Bs = 67500 - 53334.20$$

$$Bs = 14165.80 \frac{kg}{h}$$

Eficiencia en la caldera.

$$\text{Eficiencia} = \frac{G_{cald.} * (Q_v(\text{sobrec}) - \lambda(\text{agua}))}{Bq * VCN} * 100 = \frac{105000 * (96 - 115.9)}{53334.20 * 1834.7} * 100 = 72.98 \%$$

Balance de Condensado.

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

$$G_{a.tec} = 74497.55 + 17925.24 + 105000 - 86917.57$$

$$G_{a.tec} = 110505.22 \frac{kg}{h}$$

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

$$G_{a.R} = 105000 - 110505.22$$

$$G_{a.R} = -5505.22 \frac{kg}{h}$$

Balance de Calor.

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

$$Q_{cald} = 105000 * 3332.693$$

$$Q_{cald} = 349932744 \frac{kJ}{h}$$

$$Q_{cald} = 97203.54 \frac{kJ}{s} = kW$$

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

$$Q_{NT} = 86917.57 * (675.365 - 417.46)$$

$$Q_{NT} = 196251626.1 \frac{kJ}{h}$$

$$Q_{NT} = 54514.34 \frac{kJ}{s} = kW$$

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

$$Q_{\text{otros}} = 7350 * 2683.5$$

$$Q_{\text{otros}} = 19723725 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

$$Q_{\text{otros}} = 5478.81 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} = \text{kw}$$

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

$$Q_{\text{cond}} = 110505.22 * 410.61$$

$$Q_{\text{cond}} = 45374550.4 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

$$Q_{\text{cond}} = 12604.04 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} = \text{kw}$$

$$Q_{\text{perd}} = Q_{\text{cald}} - Q_{\text{NT}} - Q_{\text{otros}} - Q_{\text{cond}}$$

$$Q_{\text{perd}} = 97203.54 - 54514.34 - 5478.81 - 12604.04$$

$$Q_{\text{perd}} = 24606.35 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} = \text{kw}$$

$$\text{Eficiencia Térmica General} = \frac{Q_{\text{cald}} - Q_{\text{perd}}}{Q_{\text{cald}}} * 100 = 74.69\%$$

$$\text{Pérdidas Generales} = \frac{Q_{\text{perd}}}{Q_{\text{cald}}} * 100 = 25.31\%$$

$$\text{Pérdidas en Proceso} = \frac{Q_{\text{NT}}}{Q_{\text{cald}}} * 100 = 56.08 \%$$

$$\text{Pérdidas de Otros} = \frac{Q_{\text{otros}}}{Q_{\text{cald}}} * 100 = 5.64\%$$

$$\text{Pérdidas de Condensados} = \frac{Q_{\text{cond}}}{Q_{\text{cald}}} * 100 = 12.97\%$$

Conclusiones Parciales.

1. Con la nueva mesa alimentadora y la introducción de la tolva Donnelly se puede lograr recibir el 100% de tiro directo de caña y aumentar la eficiencia y capacidad en el proceso de extracción de jugo.
2. Los nuevos evaporadores de película descendente aumentarán la velocidad del proceso por su bajo tiempo de retención y su amplio rango de capacidad.
3. Con el montaje de la caldera de 120 t/h y del turbo de 15 mW se genera vapor y energía para satisfacer las necesidades tecnológicas del central y la restante pasa al sistema energético nacional.
4. En el balance de energía se comprueba que con el turbo de extracción – condensación se puede eliminar el vapor por válvula reductora.
5. Se garantiza un sobrante de bagazo próximo a las 15 t/h.
6. Es necesario que se lleve a cabo un estudio de capacidad en el área de centrifugas, tachos y cristalizadores para ver si estos equipos abastecen las nuevas necesidades del proceso.
7. Con la introducción todas las propuestas de cambio en la industria se mejora las condiciones de trabajo de los obreros, y se produce un aumento en la calificación técnica y operativa del capital humano.
8. Con el enfoque de las nuevas técnicas de ecología industrial, se debe actualizar el sistema de tratamientos de residuales.

Capítulo III: Caso en estudio: El central con la nueva capacidad. Su eficiencia y rentabilidad.

3.1 Resultados de los balances.

En las condiciones actuales se muelen 3680t/d de caña y se logra balancear el vapor con excedente de vapor de escape. Para una capacidad de molida de 4500t/d en los resultados de los balances de masa y energía se observa que, para las propuestas de cambio dadas el consumo de vapor de los tachos más el del calentador 3 y el del 1er Vaso del múltiple efecto (que son alimentados con vapor proveniente de los pre- evaporadores) da mayor que el vapor que estos generan. Lo que significa que se debe modificar el esquema energético.

Los balances de masa y energía, montados en hoja Excel, se realizaron y a continuación se resumen los resultados:

Tabla 3.1.1: Resumen de los balances de masa y energía según condiciones operacionales futuras.

Balance de Masa			
Caña molida (t/h)	187.50	Masa Jugo Mezclado (t/h)	215.63
Bagazo % Caña	36	Masa Jugo Alcalizado (t/h)	218.30
Masa de bagazo (t/h)	67.5	Masa Jugo entrada Clarificador (t/h)	218.31
% extracción en los molinos	100	Masa de Lodo (t/h)	35.19
Masa de jugo en molinos (t/h)	187.5	Masa de Jugo Claro (t/h)	183.11
Agua de Imbibición(t/h)	67.5	Masa de Cal (t/h)	93.75
Masa Jugo en los filtros(t/h)	28.13	Masa de Lechada (t/h)	2.68

**CAPITULO III: CASO EN ESTUDIO : EL CENTRAL CON LA
NUEVA CAPACIDAD. SU EFICIENCIA Y RENTABILIDAD.**

Balance de energía			
Consumo de vapor Pre-evaporadores (t/h)	74.5	Vapor generado en la Caldera t/h	105
Consumo de vapor 1er Evaporador (t/h)	17.93	IG (índice de generación) kgv/kg bag	1.97
Consumo de vapor de tachos (t/h)	73.26	ηcal (Eficiencia total de las calderas) %	57.98
Consumo de vapor Calentador 1 J.C (t/h)	4.39	Bq (bagazo quemado) t/h	53.33
Consumo de agua Calentador 2 L - L (t/h)	110.63	Condensados (t/h)	110.5

Consumo de vapor Calentador 3	11.1		
Consumo de vapor Calentador 4	8.03	Azúcar Producida t/d	513
Consumo de vapor turbogenerador (t/h)	105	Electricidad Generada kW -h/h	15000
Consumo de vapor Necesidades. Tecnológicas (t/h)	86.92	Electricidad Consumida kW -h/h	6400
Consumo de vapor Válvula Reductora t/h	-18 (no hay)	Electricidad Entregada al SEN kW -h/h	8600
% Válvula Reductora		Electricidad Entregada al SEN kW -h/d	206400

3.2 Presupuesto de la inversión.

La estimación del presupuesto de la inversión necesaria para la ejecución de todas las actividades propuestas, se obtuvo mediante el complemento por dos vías:

1. Utilizando la hoja de trabajo del Peters (**Peters, M . 1991**).
2. Los presupuestos estimados por la dirección económica de la empresa en el año 2013 propuestos por (**Sardiñas, G . 2013**).

Por la hoja de trabajo:

Tabla 3.2.1: Determinación del costo total de la inversión.

Determinación del costo total de la inversión		Costo (M \$)
Costo de equipamiento*		10875.00
Costos directos	Fracción	
	de (*)	
Instalación del equipamiento	0.35	3806.25
Instrumentación y control	0.3	3262.50
Instalación de tuberías	0.16	1740.00
Instalaciones eléctricas	0.1	1087.50
Construcción	0.1	1087.50
Facilidades de servicio	0.1	1087.50
Costo total directo		22946.25
Costos indirectos		
Ingeniería y supervisión	0.32	3480.00
Contingencia	0.1	1087.50
Costo total indirecto		4567.50
Costo fijo de la inversión		27513.75
Inversión de trabajo	0.45	4893.75
Costo total de la inversión		32407.50

El presupuesto total se resume en la siguiente tabla:

Tabla 3.2.2: Presupuesto de inversión.

Concepto	Miles \$	Año 1	Año 2
Remodelación Casa Calderas	1500.00	1500	
Ampliación Basculador y Tándem.	1000.00	500	500
Caldera de alta presión de 120 t/h	4220.00	4220	
Ampliación casa de bagazo	300.00	300	
Inversión turbo 15 m W	18726.25	10726	8000
Remodelación áreas y techos	500.00	500	
Programa desarrollo cañero	5000.00	3000	2000

**CAPITULO III: CASO EN ESTUDIO : EL CENTRAL CON LA
NUEVA CAPACIDAD. SU EFICIENCIA Y RENTABILIDAD.**

Infraestructura y mejoras a RH	1000.00	500	500
Entrega de Vapor a destilería	900.00		900
Otros (por distribuir)	2000.00	1000	1000
Total	35146.25	22246.25	12900.00

3.3 Evaluación económica

Los costos estimados por la dirección de economía de la empresa para el plan 2014 fueron usados como referencia para obtener los costos en los años productivos según la inversión.

Tabla 3.3.1: Costos en los años productivos.

	Costo en Moneda total			
	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5
Azúcar, M t	58,226	61,937	61,937	61,937
ELEMENTOS				
COSTOS VARIABLES, M \$	55986,8	62715,8	62664,0	62664,0
Caña	52409,7	58910,8	58859,0	58859,0
Otros Materiales	396,6	421,9	421,9	421,9
Combustible	98,6	104,8	104,8	104,8
Energía	165,9	176,4	176,4	176,4
Otros gastos monetarios	2916,0	3101,8	3101,8	3101,8
Transporte de caña	2633,2	2801,0	2801,0	2801,0
Otros servicios	282,8	300,8	300,8	300,8
COSTOS FIJOS	4662,0	7114,1	7114,1	7114,1
Salario y Seguridad Social	2572,7	2572,7	2572,7	2572,7
Amortización de Activos Fijos	410,0	2763,3	2763,3	2763,3
Industria	410,0	2763,3	2763,3	2763,3
Amortización Cargos Diferidos	710,8	710,8	710,8	710,8
Industria	710,8	710,8	710,8	710,8
Rep. Y Mantenimiento zafra	219,8	329,7	329,7	329,7
Administración industrial	168,3	168,3	168,3	168,3
Cargos diferidos	57,0	57,0	57,0	57,0
Gastos Generales y de Administración	552,1	541,1	541,1	541,1
Cargos diferidos	272,2	266,8	266,8	266,8
Gastos Distribución y venta	28,3	28,3	28,3	28,3
COSTO TOTAL BRUTO	60648,7	69829,9	69778,0	69778,0
Unitario, \$/t	1041,62	1127,44	1126,61	1126,61

**CAPITULO III: CASO EN ESTUDIO : EL CENTRAL CON LA
NUEVA CAPACIDAD. SU EFICIENCIA Y RENTABILIDAD.**

La proyección de la producción es la siguiente:

Tabla 3.3.2: Proyección de la producción.

Concepto / año	U M	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5
Caña a moler	M t	512.550	543.303	543.303	543.303
Capacidad Potencial	t/d	4500	4500	4500	4500
Capacidad Operacional	t/d	3375	3600	3600	3600
Aprovechamiento	%	75	80	80	80
Días de Zafra	días	151.9	150.9	150.9	150.9
Índice de Miel Final	t/t caña	0.025	0.025	0.025	0.025
Miel Final producida	t	12813.8	13582.6	13582.6	13582.6
Rendimiento	%	11.36	11.40	11.40	11.40
Azúcar Comercial	M t	58.226	61.937	61.937	61.937
Bagazo	M t	164.016	168.424	168.424	168.424
Cachaza	M t	17.427	18.472	18.472	18.472
Miel Urea Bagacillo	t		1509	1509	1509
Vapor a la Destilería (20 t/h)	M t	0.000	72.440	72.440	72.440

La proyección de ingresos por ventas.

Tabla 3.3.3: Proyección de ingresos por ventas.

Concepto/ Años	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5
Azúcar de calidad Comercial M t	58.226	61.937	61.937	61.937
Precio en Cup Cup/ t	1251.60	1251.60	1251.60	1251.60
Miel C M t	23.829	25.259	25.259	25.259
Precio en Cup Cup/ t	80.00	80.00	80.00	80.00
Cachaza M t	17.427	18.472	18.472	18.472
Precio en Cup Cup/ t	2.00	2.00	2.00	2.00
Electricidad a la red m W h	30616	32327	32327	32327

**CAPITULO III: CASO EN ESTUDIO : EL CENTRAL CON LA
NUEVA CAPACIDAD. SU EFICIENCIA Y RENTABILIDAD.**

Precio en Cup Pesos/kW h	0.15	0.15	0.15	0.15
Miel C a Destilería, M t	23.829	25.259	25.259	25.259
Precio en CUC CUC / t	80.00	80.00	80.00	80.00
Vapor a la Destilería M t	0.00	72.44	72.44	72.44
Precio en CUC CUC / t	6.70	6.70	6.70	6.70
Total ingreso m CUC	1906.32	2773.71	2773.71	2773.71
Total ingreso m CUC	3563.41	3790.52	3790.52	3790.52
M INAZ				
Total ingreso Divisa m CUC	5469.73	6564.23	6564.23	6564.23
Total ingreso m Cup	79408.88	84426.40	84426.40	84426.40
INGRESO MONEDA TOTAL	84878.61	90990.63	90990.63	90990.63
Miles Pesos				

Se ejecutaron los programas Balance y Flujos, aprobados por el MEP.

Tabla 3.3.4: 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	35.1463
Tasa de Actualización	10.00

Cap.Trab. Requerido	Días de cobertura
En efectivo	5
Cuentas por pagar	30
Cuentas por cobrar	25

**CAPITULO III: CASO EN ESTUDIO : EL CENTRAL CON LA
NUEVA CAPACIDAD. SU EFICIENCIA Y RENTABILIDAD.**

Inventarios	
Insumos	30
Prod. en proceso	5
Prod. terminados	5
Repuestos	90

Tabla 3.3.5: 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, M t	58.226	61.937	61.937	61.937
Precios Mon.Total, \$/t	1251.60	1251.60	1251.60	1251.60
Precio USD /t	61	61	61	61
Electricidad a RED, M W h	30616	32327	32327	32327
Precio Electricidad, \$/K w h	0.15	0.15	0.15	0.15
M IEL C a destilería, M t	23.829	25.259	25.259	25.259
Precio Miel B, USD /t	80.00	80.00	80.00	80.00
Costo Unitario Mon. Total	1041.62	1127.44	1126.61	1126.61
Precio promedio, \$/t	1457.75	1469.09	1469.09	1469.09

Se obtuvo los siguientes indicadores, para la Inversión total, para un período de 10 años, con una tasa de descuento de 10:

Tabla 3.3.6: Parámetros Económicos.

Parámetros Económicos	Mon. Total
	Invers. Total
TIR , %	47,1
VAN al 10 % , Miles\$	48438,7
RVAN \$/\$	1,43
P.Recuperación Inversión. (Años)	3,37
Pto de Equilibrio (t Produc)	15998,9

CAPITULO III: CASO EN ESTUDIO : EL CENTRAL CON LA NUEVA CAPACIDAD. SU EFICIENCIA Y RENTABILIDAD.

Pto de Equilibrio (% Produc)	25,8
- Costo Oper./Ingr.	0,74
- Costo Total/Ingr.	0,79

TIR = Tasa Interna de Rendimiento

RVAN = Tasa de Rendimiento

VAN = Valor Actualizado Neto

Actualizada

Como puede verse en la tabla anterior, se observan buenos indicadores de rentabilidad.

Conclusiones



Conclusiones generales

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, pero son insuficientes.
2. 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.
3. Con las modificaciones en el basculador- tándem, en las áreas de purificación- concentración y fabricación se puede aumentar la eficiencia general del proceso para la nueva capacidad.
4. Con el montaje de la caldera de 120 t/h y del turbo de 15 m W se genera vapor y energía para satisfacer las necesidades tecnológicas del central y la restante pasa al sistema energético nacional.
5. Es necesario que se lleve a cabo un estudio de capacidad en el área de centrifugas, tachos y cristalizadores para ver si estos equipos abastecen las nuevas necesidades del proceso.
6. Con la introducción todas las propuestas de cambio en la industria se mejora las condiciones de trabajo de los obreros, y se produce un aumento en la calificación técnica y operativa del capital humano.
7. Con el enfoque de las nuevas técnicas de ecología industrial, se debe actualizar el sistema de tratamientos de residuales.
8. Se demuestra en la evaluación económica que las inversiones son factibles ya que se obtienen buenos indicadores dinámicos para los 10 años productivos.

Recomendaciones



Recomendaciones

- 1) Se debe continuar profundizando el estudio del esquema energético más propicio para las nuevas condiciones.
- 2) Se debe contratar a una entidad especializada para actualizar el estudio del balance de capacidades, con el objetivo de aprovechar todos los equipos existentes posibles.
- 3) Se debe hacer un estudio de factibilidad con todo el rigor que exige la legislación vigente, con un análisis de alternativas que incluya, entre otras:
 - Aprovechamiento al máximo del bagazo sobrante.
 - Infraestructura para el aprovechamiento de los residuos forestales.
 - Posible desarrollo de otras fuentes de biomasa forestal.
- 4) Se debe contratar a una entidad especializada el estudio de impacto ambiental en las nuevas condiciones, con enfoque de ecología industrial.
- 5) Se debe ejecutar un programa de recalificación y capacitación de obreros y técnicos acorde con las nuevas tecnologías a introducir.



Referencias bibliográficas

¿Cómo se planifica una zafra azucarera? (2011, de agosto de 4). .

Retrieved from <http://www.opciones.cu/cuba/2011-08-04/como-se-planifica-una-zafra-azucarera/>.

AFP. (2011, Julio). Brasil moderniza industria azucarera cubana. Retrieved from

<http://www.180.com.uy/articulo/20220-Brasil-moderniza-industria-azucarera-cubana>.

Ahlfeld, Helmut, & G. B. Hagelberg. (1989). *Statistical problems in world sugar balance calculations*.

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.

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."

Colectivo de Autores. (n.d.). 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.). *Rentabilidad de la gestión del mantenimiento en los centrales azucareros cubanos*.

Con información de EFE. (2012, February 5). Cuba produce azúcar con nueva tecnología.

Retrieved from <http://www.cubadebate.cu/noticias/2012/02/05/cuba-produce-azucar-con-nueva-tecnologia/>.

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

Engineers and Consultants. (n.d.). *Modern Trends in Technology and relevant issues in cogeneration plants of Sugar Industry*.

Evaporador de película descendente (FF). (n.d.). Retrieved from

<http://www.ecoplanning.fi/index.php/evaporador-de-pelicula-descendente.html>.

Bibliografía



Frater Adrian. (2006, February 7). New technologies to help revive sugar. Retrieved from

<http://jamaica-gleaner.com/gleaner/20060207/news/news1.html>.

Grupo Piasa. (n.d.). Retrieved from

http://server1.interactivohost.com/piasa/index.php?option=com_content&view=category&layout=blog&id=39&Itemid=66.

Hernández. Andrés. (2005). *La seguridad y la higiene en los ingenios azucareros en México*.

ICIDCA. (n.d.). Sobre los Derivados de la Caña de Azúcar. (Versión impresa): 0138-6204, 11.

Ing. Manso Hernández, William A. (n.d.). *Las calderas de los ingenios azucareros y la austeridad económica*.

INSTITUTO CUBANO DE INVESTIGACIONES DE LOS DERIVADOS DE LA CAÑA DE AZÚCAR (ICIDCA). (n.d.). Retrieved from

<http://servernave/Boletines/ICIDCA/Enero2013/Boletin.htm>.

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

Mateos Fernández David. (n.d.). Sopladores de hollín (Parte 1). Retrieved from

<http://www.atmosferis.com/sopladores-de-hollin-parte-1/>.

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

Retrieved from <http://www.oncubamagazine.com/economia-negocios/resurgira-en-cuba-la-industria-azucarera/>.

Moor Bruce. (2008). Equipo de azúcar moderna la asistencia de cogeneración, (SASTA CONGRESO).

Nueva tecnología para simulación de procesos. (2012, Agosto). (Notietanol). Retrieved

from (http://www.jornalcana.com.br/noticia/Jornal-Cana/48810+Nova-tecnologia-permite-simular-processos-de-producao-para-setor-sucroenergetico?utm_source=Newsletter+JornalCana&utm_campaign=f77e03e4b9-Newsletter_27_4_2012&utm_medium=email,3julio2012).

Bibliografía



- Nuevos aportes del CNEA a la industria azucarera y la electromedicina. (n.d.). . Retrieved from <http://cienciadecuba.wordpress.com/2012/05/31/nuevos-aportes-del-cnea-a-la-industria-azucarera-y-la-electromedicina/>.
- 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. (n.d.). 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. (n.d.). Flujo de Producción CAI "Mario Muñoz Monroy". Retrieved from <http://www.monografias.com/trabajos77/gestion-procesos/gestion-procesos2.shtml>.
- Proyecto de Modernización de la Empresa Agroindustrial Laredo S. A. A. (2003).
- 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/>.
- Quim iNet Sectores relacionados. (2012). La mejor bomba industrial para la industria de azucarera y de alcohol. Retrieved from <http://www.quiminet.com/articulos/la-mejor-bomba-industrial-para-la-industria-de-azucarera-y-de-alcohol-3344675.htm>.
- Ravelo S., & Ramos E. L. (2007). Innovación Tecnológica VS Competitividad de la Industria Azucarera Cañera. ICINAZ.
- REUTERS. (2012, November 7). Brasil administrará central azucarero en Cuba. Retrieved from <http://www.yohandry.com/index.php/component/content/article/44-cuba/1939-brasil-administrara-central-azucarero-en-cuba>.
- Rodríguez, J. (1997). *Manual de cálculo rápido para la industria azucarera*.

Bibliografía



- Sardiñas Arias George. (2013). *“Gerencia para la introducción de un proyecto de Central de Nuevo tipo en el entorno del central Antonio Sánchez”*. Universidad Central de Las Villas.
- Skeldon Sugar Factory, Guyana. (n.d.). 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. (n.d.). Retrieved from http://en.wikipedia.org/wiki/Sugar_refinery.
- Terrero Ariel. (2011, Julio). Azúcar sin mucho ruido. Retrieved from <http://www.bohemia.cu>.
- Triveni Engineering and industries LTD. (n.d.). Visión de conjunto. Retrieved from <http://www.trivenigroup.com/sugar/deoband.html>.
- Watson, Andrew M. (1983). *Agricultural innovation in the early Islamic world*. Cambridge.

A n e x o s

A n e x o 1

Tabla 1.1 Parámetros de las desfibradoras.

<u>Parámetros</u>	<u>Medianas</u>	<u>Pesadas</u>
Cant. De martillos	87 en 78"	152 en 78"
Peso de los martillos	34 Kg	22 Kg
Velocidad periférica	60 m /s	93 m /s
Potencia instalada	32 HP/TFH	45 HP/TFH
Índice de preparación SMRI *	81 a 86 IP	90 93 IP

Anexo 2:

Datos para el Balance de Masa y Energía.

Datos para BM	
Caña molida t/d	4500
Bagazo % caña	36
% de extracción molinos	100
Cachaza t/d	169,65
Hum del bagazo (%)	49,8
Brix Jugo mezclado	14,82
Brix Jugo clarificado	14,45
Brix meladura	65
Brix salida del 1 Pre-ev	21
Brix salida del 2 Pre-ev	24
Floculante (kg/d)	22,5

Tachos	
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)	92,6
ϕ (volumen específico) kg/m ³	1450
t _{cocción} (h)	1,6

T a c h o # 2 (M a s a B)	
V i n i c (m ³)	12,06
V f i n a l (m ³)	39,08
B x 1 (s e m i l l a C)	90,12
B x 2 (m i e l A)	62,08
B x 3 (m a s a B)	93,8
t c o c c i ó n (h)	2,5
T a c h o # 3 (M a s a A)	
V i n i c (m ³)	16,99
V f i n a l (m ³)	59,42
B x 1 (s e m i l l a B)	89,8
B x 2 (m e l a d u r a)	64,28
B x 3 (m a s a A)	93,08
t c o c c i ó n (h)	2
T a c h o # 4 (A m p l i a d o)	
V i n i c (m ³)	10,03
V f i n a l (m ³)	30,73
B x 1 (a m p l i a d o)	90,5
B x 2 (m i e l B)	66,2
B x 3 (m a s a a m p l i a d o)	92,5
t c o c c i ó n (h)	2
T a c h o # 5 (M a s a A)	
V i n i c (m ³)	12,06
V f i n a l (m ³)	36,22



B x 1 (semilla B)	90,06
B x 2 (meladura)	64,28
B x 3 (masa A)	92,75
t cocción (h)	1,6

Tacho # 6 (Masa C)	
V inic (m³)	12,83
V final (m³)	36,25
B x 1 (masa ampliado)	92,5
B x 2 (miel B)	66,2
B x 3 (masa C)	95,8
t cocción (h)	5

Tacho # 7 (Masa A)	
V inic (m³)	16,99
V final (m³)	59,42
B x 1 (semilla B)	89,8
B x 2 (meladura)	64,28
B x 3 (masa A)	93,08
t cocción (h)	2

Datos para BE	
Pre- evaporador	
P (cal) Mpa	0,1
λ (cal) Kcal/kg	639
P (cuerpo) Mpa	0,06



λ (cuerpo) kcal/kg	633,77
T_{eb} °C	103
T_{alim} °C	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
T_b (1er vaso) °C	105
T_{alim} °C	103
Coeficiente de pérdidas (ζ)	
masa cocida A	1,1
masa cocida B	1,2
masa cocida C	1,3

Calentadores	
Calentador # 1 (J Clarificado)	
Masa de J Clarificado Kg/h	183111,9
C_p (jc)	0,91908
$T_{(inic)}$ °C	95
$T_{(final)}$ °C	108
P (vapor) Mpa	0,23
λ (vapor) kca/kg	523,7
Coeficiente de pérdidas	1,05

Calentador # 2 (J Alcalizado) L-L	
Masa de J Alcalizado Kg/h	218304,7
Cp (ja) kcal/kg °C	0,917008
T (inic) °C	35
T (final) °C	56
T (inic agua condensada) °C	93
T (final agua condensada) °C	55
Cp (agua) kcal/kg °C	1
Calentador # 3 (J Alcalizado)	
Masa de J Alcalizado Kg/h	218304,7
Cp (ja)	0,917008
T (inic) °C	56
T (final) °C	85
P (vapor) Mpa	0,06
λ (vapor) kcal/kg	548,8
Calentador # 4 (J Alcalizado)	
Masa de J Alcalizado Kg/h	218304,7
Cp (ja)	0,917008
T (inic) °C	85
T (final) °C	105
P (vapor) Mpa	0,23
λ (vapor) kcal/kg	523,3

Turbogenerador Extracción -Condensación	
N (producida) kw-h	15000
Índice Promedio de Generación eléctrico	32



K w /tcm	
Índice de consumo técnico K g vapor/K w -h	7
Por Contrapresión	
Presión vapor Escape (M pa)	0,12
Temperatura Vapor Escape °C	140
λ_e kcal/kg	
Agua Condensada (15-40 %)	
Presión Agua Condensada (M pa)	0,013
Temperatura Agua Condensada °C	60

Caldera	
G (trabajo) kg/h	110000
G (otros) kg/h	7350
Coefficiente de pérdidas	1.1
T (gases) °C	225
m (relación de aire empleado)	1.5
P (caldera) M pa	3.92
T v (caldera) °C	450
λ_v (sobrec) kcal/kg	796
T (H ₂ O alimentada) °C	115
λ (agua sat) kca/kg	115.9
Coefficiente de pérdidas (α)	0.99
Coefficiente de pérdidas (β)	0.95
Coefficiente de pérdidas (γ)	0.95



B a l a n c e d e c a l o r	
Q (c a l d e r a)	
$\lambda v (s o b r e c) \text{ k j / k g}$	3 3 3 2 . 6 9 3
Q N T	
P v (e s c a p e) M p a	0 . 1
$\lambda v (e s c a p e) \text{ k j / k g}$	2 6 7 5 . 3 6 5
$\lambda \text{ H } 2 \text{ O } (s a t) \text{ k j / k g}$	4 1 7 . 4 6

Q (o t r o s)	
P v (o t r o s) M p a	6 0
$\lambda v (o t r o s) \text{ k j / k g}$	2 6 8 3 . 5
Q (c o n d)	
T H 2 O (c o n d) ° C	9 8
$\lambda \text{ H } 2 \text{ O } (s a t) \text{ k j / k g}$	4 1 0 . 6 1

Anexo 3: 3.1 Diagrama de distribución de vapor.

