

REPÚBLICA DE CUBA.
MINISTERIO DE EDUCACIÓN SUPERIOR.
UNIVERSIDAD DE CIENFUEGOS.
FACULTAD DE INGENIERÍA MECÁNICA



Trabajo de Diploma

TITULO:

**Balance energético del bloque de generación
del C.A.I "Ciudad Caracas"**

AUTOR: Luis Manuel Domínguez Montero.

TUTORES: Dr. José Monteagudo.

Ing. Edwin García.

AÑO 54 DE LA REVOLUCIÓN.

CIENFUEGOS 2012.

Declaración de Autoridad.

Hago constar que el presente trabajo de diploma fue realizado en la Universidad de Cienfuegos “Carlos Rafael Rodríguez” como parte de la culminación de estudios de la carrera de Ingeniería en Mecánica, autorizando a que el mismo sea utilizado por la Institución, para los fines que estime conveniente, tanto de forma parcial como total y que además no podrá ser presentado en eventos, ni publicados sin autorización de la Universidad.

Firma del Autor

Los abajo firmantes certificamos que el presente trabajo ha sido realizado según acuerdo de la dirección de nuestro centro y el mismo cumple con los requisitos que debe tener un trabajo de esta envergadura referido a la temática señalada.

Firma del Responsable de
Información Científico-
Técnica

Vise Decano
Nombre y Apellidos. Firma

Firma del Tutor

Sistema de Documentación y Proyecto
Nombre y Apellidos. Firma

Pensamiento

Todos y cada uno de nosotros paga puntualmente su cuota de sacrificio consciente de recibir el premio en la satisfacción del deber cumplido, consciente de avanzar con todos hacia el Hombre Nuevo que vislumbra en el horizonte.

Ernesto Che Guevara.

Dedicatoria

A mis padres Margarita y Manuel que son los mejores del mundo, porque gracias a su educación, amor y entrega, he podido llegar a donde estoy.

A mi novia Laura por darme el amor y apoyo necesario para poder cumplir mis sueños.

A mi hermana Diana por creer en mí.

A mi familia que de una manera y otra me apoyaron en los momentos difíciles.

A mis tutores por tener paciencia, y creer en el éxito de este Trabajo de Diploma.

A todas las personas que me han brindado su apoyo, respeto y cariño, en especial a mis compañeros de aula.

Agradecimientos

Especialmente a mis padres que me apoyaron desde el inicio de mis estudios y me alertaron constantemente y me prepararon para llegar hacer lo que soy;

A mi familia y aquellas personas que desde que ingresé a esta universidad me brindaron su mano en los malos y buenos momentos y que también los considero como mi familia;

A mis tutores: José Monteagudo Yanes y Edwin García gracias por su esmerada dedicación y entrega;

A mi novia por estar a mi lado en los momentos buenos y malos, por darme su apoyo y confiar en mí;

A los trabajadores del C.A.7 "Ciudad Caracas".

A todos mis profesores que durante toda la carrera pusieron todo su empeño y dedicación, gracias por sus enseñanzas;

A mis compañeros de aula y a mis amigos;

A todos. ¡Muchas Gracias!

RESUMEN:

Se presenta de forma detallada una metodología general que permite evaluar integralmente el comportamiento energético de los centrales azucareros. La metodología se basa en realizar balances de masa y de energía en todas las secciones de la industria, desde los molinos hasta los tachos, incluyendo los generadores de vapor. Para llevar a cabo estos balances se utilizan datos que deben ser conocidos en la generalidad de los casos o que, de no disponerse de ellos, puedan ser estimados con alto grado de confiabilidad. Las ecuaciones de cálculo planteadas están plenamente fundamentadas en los basamentos teóricos correspondientes y solamente en casos imprescindibles se hacen aproximaciones o consideraciones totalmente justificadas y validadas por la experiencia práctica. La efectividad de esta metodología se comprobó al ser aplicada en centrales azucareros. En todos ellos se obtuvo la información necesaria que permitió conocer el comportamiento de los parámetros que es necesario tener en cuenta en la evaluación integral de la eficiencia energética del proceso y por consiguiente, tomar decisiones a su personal técnico.

Palabras clave: eficiencia energética, índices de eficiencia, evaluación energética.

INDICE:

INTRODUCCIÓN.....	1
Capítulo # 1: Fundamentos energéticos del esquema térmico del C.A.I "Ciudad Caracas".	3
1-) Conducción de la caña de azúcar.	4
1.2-) Capacidad de los molinos.	5
2-) Mando eléctrico de los molinos.	6
3-) Eficiencia de los molinos	7
4-) Extracción del jugo primario.	7
4.1-) Separador de Bagacillo.	8
5-) Planta de proceso	9
5.1-) Calentadores de jugo.....	9
5.2-) Pérdida de calor en los calentadores.	10
5.3-) Evaporación.	10
5.4-) Condensados.	11
5.5-) Tachos al vacío.	12
6-) Producción de vapor.	14
6.2-) Cantidad de vapor que puede obtenerse de la unidad de peso del bagazo.....	15
6.3-) Eficiencia total de la caldera	16
7.1-) Retorno de condensados.	17
Capítulo # 2: Metodología de cálculo para el balance térmico del C.A.I "Ciudad Caracas".	19
1-) Balance de vapor en el C.A.I "Ciudad Caracas".	19
2-) Balance de bagazo en el C.A.I "Ciudad Caracas".	22
3-) Balance de masa y energía en el generador de vapor del CAI "Ciudad Caracas".	24
3.1-) Balance de carbono en el sistema:	24
3.2-) Balance material particulado en el scrubber:	25
3.3-) Balance de hidrógeno en el hogar:.....	25
3.4-) Balance de oxígeno.	26
3.5-) Balance de masa en el ICQ:	26
3.6-) Balance de energía en la caldera:.....	27
3.7-) Balance de energía en el ICQ.	27
4-) Verificación del cuádruple efecto:	28
4.1-) Cálculo de la evaporación.....	28
4.2-) Integración del calentamiento del jugo en el 1er cuerpo	28
4.3-) Cálculo de las evaporaciones individuales.	29
4.4-) Cálculo de los brix	29
4.5-) Cálculo de las caídas netas de temperatura.....	30
4.6-) Verificación del trabajo de los cuerpos.....	30

5-) Elección del número de efectos.	30
Capítulo # 3: Estudio de caso, “Cálculo del balance térmico con los datos reales del C.A.I “Ciudad Caracas”.”	32
1-) Balance de vapor en el C.A.I “Ciudad Caracas”.	32
2-) Balance de bagazo en el C.A.I “Ciudad Caracas”.	36
3-) Balance de masa y energía en el generador de vapor del CAI “Ciudad Caracas”.37	
3.1-) Balance de carbono en el sistema:	39
3.2-) Balance material particulado en el scrubber:	39
3.3-) Balance de hidrógeno en el hogar:.....	40
3.4-) Balance de oxígeno.	40
3.5-) Balance de masa en el ICQ:	41
3.6-) Balance de energía en la caldera:.....	41
3.7-) Balance de energía en el ICQ.	41
4-) Verificación del cuádruple efecto:	42
4.1-) Cálculo de la evaporación.....	42
4.2-) Integración del calentamiento del jugo en el 1er cuerpo	42
4.3-) Cálculo de las evaporaciones individuales.	43
4.4-) Cálculo de los brix	43
4.5-) Cálculo de las caídas netas de temperatura.....	44
4.6-) Verificación del trabajo de los cuerpos.....	44
Capítulo # 4: Valoración técnico-económica de equipos que representan un aumento de la eficiencia en el C.A.I “Ciudad Caracas”.	45
1-) Separadores magnéticos.....	45
1.1-) Descripción:	45
1.2-) Potencia necesaria.....	46
1.3-) Eficacia.	46
1.4-) Aspecto económico:.....	47
2-) Tratamiento magnético del agua.....	47
3-) Instalaciones donde se aplica.....	48
3.1-) Descripción	48
3.2-) Procesos industriales.....	49
3.3-) Calderas	52
3.4-) Calentadores.....	53
4-) Análisis económico general	54
5-) Termocompresión:	55
5.1-) Principios:	55
5.2-) Descripción:	55
5.3-) Ventajas de la termocompresión:.....	56

5.4-) Desventajas de la termocompresión:	56
6-) Instalación de un termocompresor.	56
6.1-) Primera condición: Peso máximo de vapor aspirado.....	57
6.2-) Segunda condición. Trabajo mínimo del último cuerpo.....	58
6.3-) Variación del consumo de vapor con la termocompresión.....	59
7-) Análisis económico del cuádruple efecto con termocompresión.....	59
7.1-) Materiales:	59
7.2-) Mano de obra, taller y gastos administrativos:	60
CONCLUSIONES:.....	62
RECOMENDACIONES:	63
BIBLIOGRAFÍA:.....	64
REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS	¡Error! Marcador no definido.
ANEXOS:.....	65

INTRODUCCIÓN.

La eficiencia energética en los centrales azucareros, tiene que evaluarse de forma integral y hacerse el análisis en todas las secciones del proceso, desde la etapa de molienda hasta la producción de azúcar, incluyendo, como es lógico los generadores de vapor. Es necesario tener en cuenta aspectos tales como: la eficiencia de generación y el comportamiento de los diferentes renglones que inciden en las pérdidas energéticas que provocan una disminución del valor que se puede obtener en este parámetro tan fundamental; el análisis de la cogeneración y la posibilidad de su incremento, el estudio del comportamiento de las diferentes secciones del proceso (calentamiento, evaporación y tachos) y el aprovechamiento que se haga en cada una de ellas del vapor disponible; la necesaria correspondencia entre la disponibilidad y consumo de vapor en las diferentes líneas de presión para detectar posibles cuellos de botella o excesos evitables; el estudio del vapor que se circula por reductora y la posibilidad de su reducción; el aprovechamiento que se hace del vapor generado en el proceso tecnológico y en otras partes del proceso azucarero.

Para determinar todos estos parámetros es necesario utilizar los métodos y ecuaciones más confiables y evitar, en lo posible, hacer consideraciones que no siempre son satisfactorias en algunas condiciones. Las metodologías que se aplican frecuentemente en la actualidad por el MINAZ presentan algunas insuficiencia no se hace una evaluación integral, ya que no consideran todos los parámetros que es necesario analizar, utilizan aproximaciones que pueden, en muchos casos, ser evitables y que son innecesarias , si se utilizan adecuadamente las ecuaciones de balances de masa y energía en las diferentes secciones del proceso y no toman en cuenta algunos aspectos importantes que influyen en los balances de masa y energía como son entre otros, los atemperadores y el tanque flash. El siguiente trabajo tiene como objetivo, desarrollar y aplicar una metodología para realizar un balance más eficaz e integral para el estudio de la eficiencia energética de los centrales azucareros.

Problema:

El C.A.I "Ciudad Caracas" dispone de balances energéticos realizados antes de las modificaciones en el proceso. En la actualidad, una vez concluidas las reparaciones y modificaciones del proceso productivo, no se conoce el comportamiento energético y el nivel de eficiencia con que debe laborar el proceso azucarero y el bloque energético.

Hipótesis:

La creación de una metodología para el balance energético del central, en sus nuevas condiciones de funcionamiento, debe posibilitar el conocimiento de la eficiencia del proceso productivo y del bloque de generación de vapor.

Objetivo General:

Elaborar la metodología y realizar los cálculos necesarios para determinar la eficiencia del esquema energético del ingenio y de la sala de generación de vapor.

Objetivos Específicos:

1. Realizar el balance de vapor de todo el ingenio desde la transportación de la caña hasta las calderas.
2. Elaborar la metodología de balance térmico del central y cuantificar el consumo de bagazo en la producción de vapor.
3. Realizar el balance de masa y energía en la planta de generación de vapor.

Capitulo # 1: Fundamentos energéticos del esquema térmico del C.A.I "Ciudad Caracas".

Las necesidades de azúcar del mundo se satisfacen de dos fuentes principales: la caña de azúcar y la remolacha de azúcar. La caña de azúcar se conoce desde hace 2000 años, por lo menos. El azúcar cristalizado se ha estado manufacturando de ella durante un período similar, como lo indica la palabra "sharkara" del sánscrito, que denota el material en su forma granular y es el origen del término "sugar" o "azúcar" en las lenguas modernas.

Climáticamente, la caña de azúcar es una planta tropical. De ahí que la caña de azúcar se siembre y el azúcar de caña se produzca en países situados principalmente dentro de los trópicos. Las latitudes más altas para el cultivo de la caña de azúcar son aproximadamente de 30⁰S, como Natal, Argentina, y el extremo sur de la zona cañera australiana, y la de 34⁰N, en las provincias de la frontera noroeste de Pakistán Occidental, aunque existe una industria pequeña en el sur de España, casi a los 37⁰N. Estas dos últimas zonas constituyen el límite extremo del clima apropiado para la caña.

La caña de azúcar requiere altas temperaturas y agua abundante durante el período de crecimiento. De ahí que las lluvias copiosas o, en su defecto, la aplicación en gran escala de agua de regadío sean esenciales para cultivar la caña con éxito. Con ayuda del cruce sistemático para su mejoramiento, se han producido variedades adecuadas para una amplia gama de climas y resistentes en grado sumo a las condiciones de sequía, así como otros estados adversos que puedan afectar a la caña como, por ejemplo, las enfermedades.

Una fábrica de azúcar de caña funciona, generalmente y de manera continua del lunes en la mañana al sábado en la noche. Se detiene durante 36 horas, comprendiendo el domingo, para la limpieza del múltiple efecto y las reparaciones menores. La fábrica marcha, entonces, durante 132 horas por semana. En el curso del día, el transporte de cañas, se efectúa generalmente durante 12 horas, de las 6 a las 18 horas. Para que el molino no quede desprovisto de cañas en la noche es necesario que la fábrica reciba en 12 horas, el tonelaje que manipula en 24. Existe un margen de seguridad que debe siempre mantenerse para evitar paradas del molino por falta de cañas.

1-) Conducción de la caña de azúcar.

Plataforma de alimentación de la desmenuzadora: Las cañas o los pedazos de caña que llegan a la cabeza del conductor de cañas son conducidos a la desmenuzadora por una plataforma cuya parte principal es la lámina del fondo. Cuando reciben cañas enteras su longitud debe superar los 3 m.

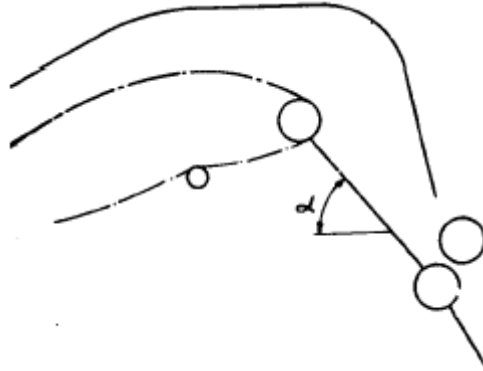


Fig.1. Tolva alimentadora de una desmenuzadora.

Conductores intermedios.

Los conductores intermedios son cadenas que llevan el bagazo de la salida de un molino a la entrada del siguiente:

Hay tres tipos principales:

- 1- Las cadenas de arrastre o de rastrillo.
- 2- Las cadenas de conducción, de tabillas o de persianas.
- 3- Los conductores intermedios fijos.

Plataforma de salida del último molino.

El bagazo relativamente seco de último molino, que ya no recibe agua de imbibición, resbala más fácilmente que el bagazo embebido. Para que el bagazo resbale debe existir una inclinación de 38 a 40° para que el bagazo más húmedo pueda resbalar por la plataforma. El bagazo que sale del último molino debe distribuirse en los hornos de las calderas. Para este fin, se eleva por un elevador de bagazo, que lo tira sobre un conductor horizontal para distribuirlos a lo largo de los hornos de las calderas.

1.2-) Capacidad de los molinos.

La capacidad de una batería de molinos es la cantidad de caña que ésta es capaz de pasar por unidad de tiempo. Se expresa generalmente en ton de caña por hora (T.C.H). Las ecuaciones presentes en este capítulo se obtuvieron de (Hugot, 1963).

Existen numerosos factores que determinan la capacidad, los más importantes son los siguientes:

- Contenido de la caña de azúcar.
- Dimensiones y velocidad de los cilindros.
- Número de cilindros.
- Preparación de la caña.
- Imbibición.
- Presión hidráulica.
- Personal.

Se calcula de la siguiente forma:

$$C = 0.55 * \frac{c*n*L*D^2*\sqrt{N}}{f} \quad (1.1)$$

Donde:

C- capacidad de la batería en T.C.H.

f- fibra de la caña con relación a la unidad.

c- coeficiente relativo de los aparatos de preparación.

n- velocidad de rotación de los cilindros en rpm.

L- longitud de los cilindros, en m.

D- diámetro de los cilindros, en m.

N- número de cilindros de la batería.

Potencia total consumida por un molino.

$$T = \frac{n * D}{\rho} * \left[P * \left(0.5 * \sqrt{\frac{\tau}{d * f}} + 0.05 \right) + 4L \right] \quad (1.2)$$

Donde:

T- potencia total consumida por un molino de 3 cilindros en HP.

n- velocidad de rotación de los cilindros en rpm.

L- longitud de los cilindros, en m.

D- diámetro de los cilindros, en m.

ρ - rendimiento de los engranajes.

P- presión hidráulica total aplicada sobre el cilindro superior, en ton.

τ - carga fibrosa específica de molino en kg/m²/m.

d- densidad del bagazo comprimido por los cilindros de salida en kg/m³.

f- fibra de la caña con relación a la unidad.

2-) Mando eléctrico de los molinos.

Los molinos con mando eléctrico presentan muchas ventajas e inconvenientes podemos citar algunos:

Ventajas

- Limpieza
- Control completo y definido
- Fácil ajuste de la velocidad
- Facilidad en los arranques y en las paradas
- Costos de operación y de conservación bajos
- Menos accidentes
- Vapor de escape sin aceite

Inconvenientes

- Costos de la primera instalación más elevados
- Menor control de la velocidad
- Accidentes más serios
- Personal más especializado

3-) Eficiencia de los molinos

Los principales elementos de los que depende la eficiencia del trabajo de los molinos, como la medida del jugo perdido % fibra, son los siguientes:

- Estado de preparación más o menos completo de la caña.
- Presión específica empleada.
- Largo o número de los cilindros de la batería.
- Velocidad de rotación de los cilindros.
- Carga fibrosa específica.
- Imbibición.

4-) Extracción del jugo primario.

La extracción obtenida por una batería de molinos puede dividirse en dos partes:

- 1- La fracción obtenida por la molienda seca, por el primer molino de la batería sin la desmenuzadora, o por la combinación de desmenuzadora más el primer molino en una batería que la tenga.
- 2- La fracción obtenida por la molienda húmeda, dada por los molinos restantes.

Es interesante conocer la primera fracción, o la extracción del jugo primario. En la práctica varía dentro de límites muy amplios de una batería a otra. Cuanto mayor sea la extracción de azúcar por la molienda seca al principio de la batería, tanto menos difícil será la tarea de la extracción húmeda que permanece en los molinos siguientes y, por lo mismo, es mucho mejor la extracción final de la batería.

4.1-) Separador de Bagacillo.

Muchas partículas de bagazo caen en los molinos por el intervalo que queda entre la tolva y el cilindro de entrada o se separan de las mechartes por los peines, o, en fin, caen entre la cuchilla y el cilindro de salida.

La cantidad de este bagacillo es muy variable pero por lo general está entre 1 y 10 de material seco por litro de jugo. El separador de bagacillo es un aparato instalado cerca de los molinos, que tamiza el jugo que dan estos y envía las partículas de bagazo que retiene a un conductor intermedio. (Ver figura 2)

Frecuentemente se tamiza al jugo por segunda vez antes de enviarlo a la fabricación. Las materias que entonces quedan en el jugo están formadas sobre todo de bagazo muy fino. Sólo este material merece realmente el nombre de bagacillo: el que elimina el separador es, en realidad, bagazo grueso. Para separar este bagacillo, todavía en suspensión, es necesario emplear una tela metálica muy fina. Se le dispone, en general, sobre un troco de pirámide hexagonal de eje horizontal que se hace girar de 8 a 12 rpm, la tela queda extendida sobre seis marcos removibles como se muestra en la figura 3, cuando la tela se rompe se detiene el tamiz y se remplaza el marco por uno nuevo en pocos segundos.



Fig. 2. Separador y elevador de bagacillo.

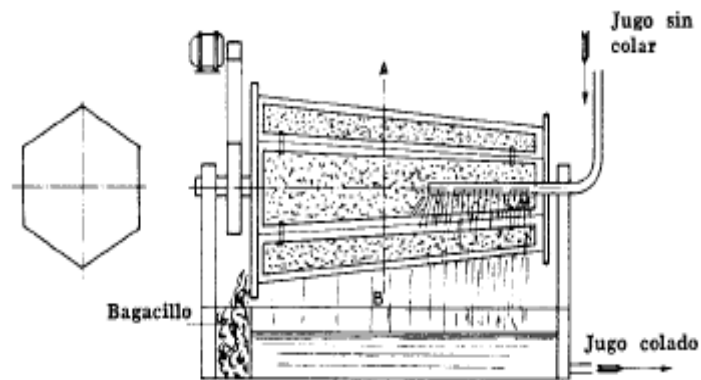


Fig. 3. Colador rotativo

5-) Planta de proceso

5.1-) Calentadores de jugo.

En el curso del tratamiento del jugo, es necesario calentarlo por lo menos una vez. El jugo debe llevarse con anterioridad a una temperatura cercana a los 90°C por medio del vapor de escape o del vapor que se obtiene de los evaporadores. Es necesario contar con un cambiador de calor entre el vapor de escape y el jugo, estos aparatos son los calentadores. (Ver figura 4)

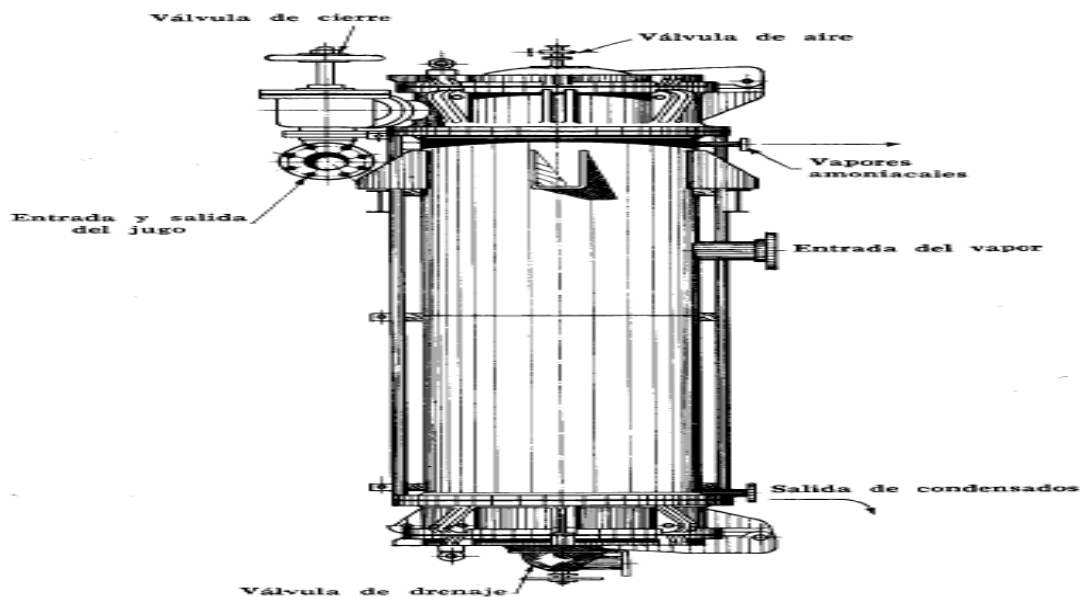


Fig. 4. Calentador de jugo.

5.2-) Pérdida de calor en los calentadores.

De acuerdo al aislamiento más o menos cuidadoso del calentador la pérdida correspondiente al rendimiento de la operación de cambio de calor, llega hasta 4 u 8 %, en promedio 5 %, en un calentador convenientemente aislado con duelas de madera.

En la práctica el cálculo de los calentadores muestra que para no llegar a superficies de calentamiento excesivas, es necesario conservar cierto margen entre la temperatura T del vapor de calentamiento y la temperatura t que se desea obtener en el jugo caliente que sale del calentador. Económicamente es necesario limitar la temperatura t de tal manera que se tenga que:

Vapor de calentamiento	Margen de temperatura
Vapor de escape	$T - t = 6 \text{ a } 8^\circ$
Vapor del 1er. cuerpo	$T - t = 10 \text{ a } 12^\circ$
Vapor de los otros cuerpos	$T - t = 15 \text{ a } 20^\circ$

Tabla 1. Margen de temperatura que debe darse en lo calentadores.

5.3-) Evaporación.

El evaporador de una fábrica de azúcar está constituido esencialmente por una calandria tubular que tiene la función de intercambiar temperatura: El vapor de calentamiento baña los tubos por el exterior y el jugo por evaporar se encuentra en el interior de esos tubos.

La purificación del jugo claro. Este jugo es azúcar disuelta en agua junto con ciertas impurezas. Cuando se ha quitado ya la mayor cantidad posible de estas impurezas queda por eliminar el agua. Este es el objeto de la evaporación.

Cantidad de agua por evaporar

Sea:

E- peso del agua por evaporar por T.C

J- peso del jugo obtenido/T.C

S- peso de la meladura/ T.C a la salida del múltiple efecto.

B_j- brix del jugo

B₈- brix de la meladura

$$E = J * \left(1 - \frac{B_f}{B_s}\right) \quad (1.3)$$

Capacidad de los evaporadores.

En la tabla 2 se muestra la capacidad práctica del múltiple efecto, tomadas sobre datos que engloban la totalidad de las fábricas de un país. Está dada en metros cuadrados de superficie total por T.C.H.

País	Año	n	Mínimo	Máximo	Promedio o estándar
Sudáfrica . . .	1932	triple efecto . . .	15.5	25.1	22.8 m ² /T. H. C.
		cuádruple efecto . . .	14.6	36.5	27.4 —
Puerto Rico . . .	1934	triple efecto . . .	13.7	17.1	15.7 —
		cuádruple efecto . . .	13.9	33	23.8 —
		quíntuple efecto . . .	15.8	37	26.5 —

Tabla 2. Capacidad del evaporador.

En Cuba, Salinas (ISJ (1940), Pág. 330) da como estándar:

Triple efecto 20 m²/T.C.H.

Cuádruple efecto 25 m²/T.C.H.

Quíntuple efecto 30 m²/T.C.H.

5.4-) Condensados.

El calor transmitido del vapor al jugo a través de la calandria corresponde al calor latente de vaporización del vapor. Por lo tanto todo el vapor que se usa para calentar se transforma en condensados dentro de la calandria. Entonces es necesario evacuarlos o remover un peso del vapor que se recibió. Esta evacuación se efectúa por medio de drenajes colocados en la parte inferior de la calandria. (Ver figura 5)

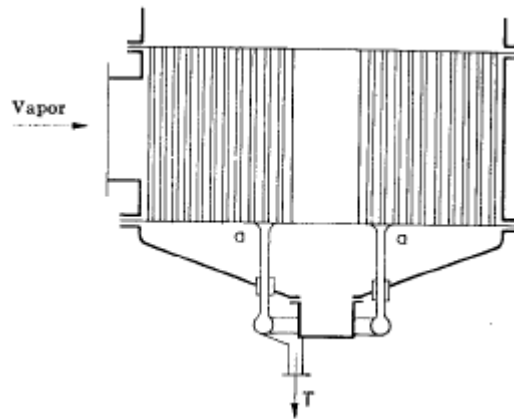


Fig. 5. Salida de condensados

La extracción de los condensados de la calandria puede hacerse de diversas maneras. De acuerdo con la presión dentro de ésta pueden distinguirse:

- a-) Calandrias a presión: Se realiza la extracción mediante trampas de vapor.
- b-) Calandrias al vacío: Bomba de aire húmedo.
- c-) Calandrias a presión o al vacío: Bombas, Sifón, Tanque de expansión.

5.5-) Tachos al vacío.

El principio del tacho al vacío es análogo al de uno de los cuerpos de un evaporador. Sin embargo, pueden emplearse dos sistemas de calentamiento:

- Serpentes (Fig. 6): Un tacho puede tener uno, dos o más serpentines. Estos son siempre de latón y se mantienen en su lugar por medio de abrazaderas y soportes.
- Calandria (Fig. 7): En los tachos de calandria los tubos son más cortos y de mayor diámetro que en los evaporadores.

Esta última es similar a la que se emplea en los evaporadores de múltiple efecto. En algunos casos se emplean serpentines y calandria en un solo tacho.

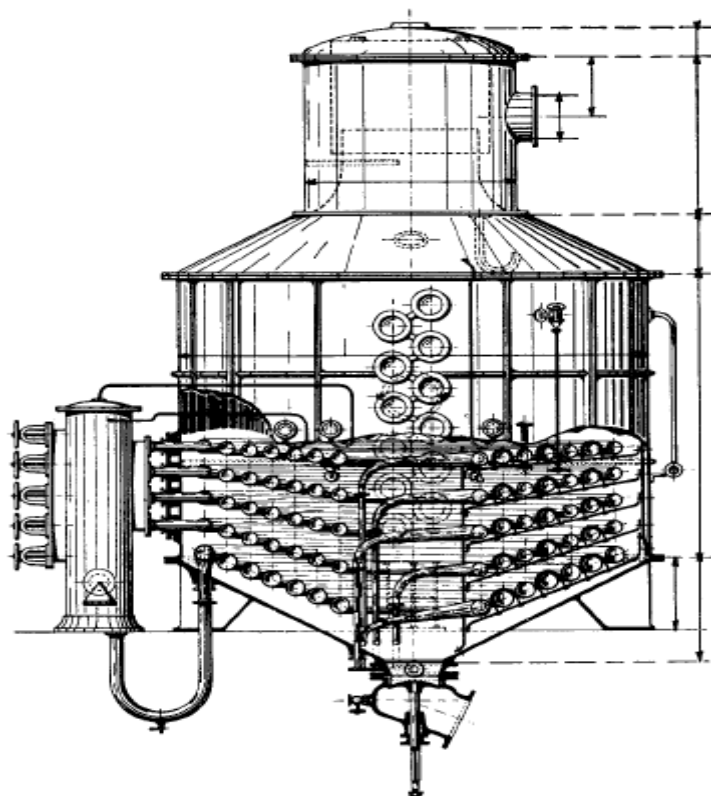


Fig. 6. Tachos de serpentines al vacío.

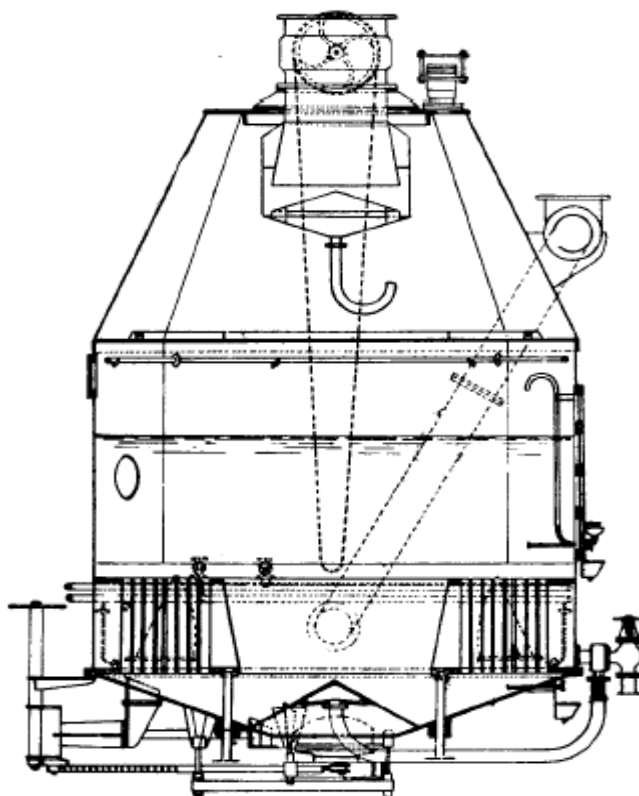


Fig. 7. Tacho de calandria al vacío.

Capacidad de los tachos al vacío.

La capacidad del tacho al vacío se mide generalmente por el volumen máximo de masa cocida que puede contener. El nivel máximo se encuentra generalmente a la mitad de la mirilla superior. Lo que quiere decir evidentemente que el diseñador coloca la mirilla superior en una posición tal que su centro coincide con el nivel máximo que se ha dado al tacho. Sin embargo, el volumen del tacho sólo es superficialmente el factor principal en la capacidad en términos de T.C.H. El factor determinante es, en realidad, la superficie de calentamiento, que determina la cantidad de agua que debe evaporar en el curso de la zafra, a partir de las meladuras, mieles y masas cocidas.

6-) Producción de vapor.

La fibra de la caña, es en general suficiente para que la cantidad de bagazo producida por el molino se utilice, a su vez, como combustible en los hornos de las calderas y produzca todo el vapor necesario para el movimiento de los motores y para la fabricación. Con un contenido de fibra normal de fibra (12-14%) y en una fábrica bien balanceada u bien diseñada, debe quedar un exceso de bagazo útil para otros fines.

6.1-) El bagazo

El bagazo final, o simplemente el bagazo, es el material sólido, fibroso, que sale de la abertura trasera del último de los molinos de la batería, después de la extracción del jugo, es el residuo de la molienda de caña.

Composición física

A pesar de la diversidad de las plantas de la molienda y de las máquinas empleadas para ella, la composición física del bagazo varía entre límites bastantes estrechos. Su propiedad más importante, desde el punto de vista de producción del vapor, es su humedad. Cuando el trabajo de los molinos es deficiente, el contenido de humedad del bagazo será de aproximadamente el 50 %, mientras que con un buen trabajo su contenido será del 40 %.

Los valores más frecuentes son:

$\omega = 42-48 \%$ y no se incurriría en un grave error al adoptar prácticamente en todos los casos: 45% .

Composición química del bagazo

La composición química del bagazo seco, varía ligeramente, de acuerdo con diferentes autores:

	N. Deerr (Pág. 455)	Tromp (ISJ, 1938 Pág. 175)	Kelly (FAS, 1938, Pág. 61)	V.M.* (ISJ, 1939, Pág. 69)	Davies (ISJ, 1947, Pág. 103)	Gregory (FAS, Dic. 1944, Pág. 26)
Carbono C	46.5	44	48.5	47.5	47.9	49
Hidrógeno H	6.5	6	6	6.1	6.7	7.4
Oxígeno O	46	48	43.3	44.4	45.4	41.8
Cenizas ϵ	1	2	2.2	2	—	1.8
	100	100	100	100	100	100

Tabla 3. Composición química del bagazo.

Humedad en el bagazo	Exceso de aire		
	50 % ($m = 1.5$)	75 % ($m = 1.75$)	100 % ($m = 2$)
40 % ($w = 0.40$)	1 200°	1 400°	1 010°
45 % ($w = 0.45$)	1 150	1 050	970
50 % ($w = 0.50$)	1 090	1 000	925

Tabla 4. Temperaturas de combustión en los hornos de bagazo.

6.2-) Cantidad de vapor que puede obtenerse de la unidad de peso del bagazo.

Esta se puede calcular teniendo en cuenta la siguiente ecuación:

$$M_v = (7650 - 8730 * w - q) \alpha * \beta * \eta \quad (1.4)$$

Donde:

M_v - calor transmitido al vapor (B.T.U)

w- humedad por unidad de bagazo

q- calor sensible de los gases finales, dado por la ecuación:

$$q = (t - 32) * (1 - w) * (1.4 * m + \frac{0.5}{1 - w} - 0.12) \quad (1.4.1)$$

t- temperatura de los gases finales en °C

m- relación entre el peso del aire empleado para la combustión y el peso teórico necesario.

α- coeficiente que incluye las pérdidas en los sólidos no quemados 0.99.

β- coeficiente que incluye las pérdidas debidas a la radiación, varía de 0.90-0.95 según el aislamiento de la caldera.

□- coeficiente que incluye las pérdidas debidas a la combustión incompleta, combustión mala puede variar de 0.99 a 0.80.

6.3-) Eficiencia total de la caldera

La eficiencia total de la caldera está definida por la ecuación siguiente:

$$\rho = \frac{M_v}{N_g} = \frac{\text{Calorías transferidas al vapor}}{\text{Valor calórico superior del bagazo}} \quad (1.5)$$

Donde:

El valor calórico del bagazo está 7 650 - 8 730w

Esta eficiencia varía generalmente entre el 50 y el 65 %.

Tromp (ISJ, (1940) Pág. 90) da las cifras siguientes:

Tipo de caldera	Tipo de horno	Eficiencia total
Caldera tipo elefante	Horno de gradilla	50%
Caldera de tubos de agua	Horno de herradura	60%
Caldera de tubos de agua	Horno Ward	66%

Tabla 5. Valores de eficiencia de calderas.

En Queensland (FAS, (1931), Pág. 540), las pruebas señaladas por Behne dan las cifras siguientes:

Tipo de caldera	kg de vap./kg de bagazo	Eficiencia total %
Thompson	2.3	53.1
Babcock y Wilcox	2.4	56.2
Semitubular	1.8	42.2

Tabla 6. Valores de eficiencia para diferentes tipos de calderas según los kg de vapor/kg de bagazo.

7-) Agua de alimentación a las calderas.

7.1-) Retorno de condensados.

La fábrica de azúcar tiene un gran número de condensados, de los varios cambiadores de calor, múltiples efectos, calentadores de jugo, tachos al vacío, etc.

Estos condensados son generalmente puros porque han sido evaporados y condensados como agua destilada. Sin embargo, es necesario clasificarlos de acuerdo a su origen:

- Las aguas derivadas de la condensación del vapor que viene directamente o indirectamente de las calderas.
- Las aguas originadas del vapor del jugo.

Las aguas de retornos deberán entonces separarse cuidadosamente en condensados:

- Del vapor directo o de escape
- Del vapor del jugo

Utilización de los condensados

Solo los condensados del primer grupo deben mandarse al tanque de agua de alimentación de las calderas. Los condensados del segundo grupo pueden utilizarse en la imbibición, el lavado de las trozas de los filtros, la dilución de las mieles, etc. Si hay un exceso de ellos, es mejor, desecharlos y no mandarlos a las calderas.

Debido a la necesidad de obtener respuestas y resultados mejores respecto a las comprobaciones realizadas en el C.A.I "Ciudad Caracas", se disponen de balances energéticos realizados antes de las modificaciones en el proceso, pero dichos balances presentan insuficiencias en su metodología de cálculo, pues, solamente se enfocaban en cálculos generales, se calculaban el balance de bagazo, de vapor y en el bloque de generación de vapor. Las metodologías utilizadas para realizar dichos cálculos eran incompletas o algunas ya estaban obsoletas, muchos de los parámetros que se debían medir eran asimilados y estimados o no existía la instrumentación correcta para medir los mismos por esa razón se realizó una metodología mucho más profunda y abarcadora, la cual presenta grandes ventajas respecto a las encontradas en la literatura. Se mantuvieron presentes los criterios y ecuaciones representadas en las metodologías anteriores y se agregaron ecuaciones que proponen un análisis más profundo y exhaustivo, con ellas podemos conocer el flujo de combustible que se utiliza para la generación de vapor y de electricidad, el consumo de vapor de equipos primarios en el proceso, se puede verificar el múltiple efecto para ver sus condiciones de funcionamiento y saber cómo se realizará el mantenimiento de los equipos que lo necesiten. Se estimaron de una forma u otra, algunos parámetros que no se pudieron medir, tomando los mismos de las literaturas correspondientes. Además se corroboró que la misma no se aleja de los valores reales que se pueden obtener en un ingenio azucarero.

Capítulo # 2: Metodología de cálculo para el balance térmico del C.A.I "Ciudad Caracas".

1-) Balance de vapor en el C.A.I "Ciudad Caracas".

Frecuentemente se tiene la necesidad de establecer el balance de vapor de la fábrica, se trabajará un caso concreto, reduciéndose todas las cifras al trabajo de una tonelada de caña por hora. De esta manera es fácil repetir los cálculos en cualquier caso real que pueda presentarse, remplazando los valores reales en las ecuaciones y calculando las cantidades de vapor por el nuevo tonelaje horario. El cálculo se hará para el caso en que se emplea la termocompresión.

ENTRADAS:

El valor calorífico neto del bagazo está dado por la siguiente ecuación:

$$V.C.N = 4\,250 - (4\,850 * w) \quad [Kcal] \quad (2.1)$$

Pérdida del calor sensible en los gases de la combustión:

$$q = t * (1 - w) * (1.4 * m + \frac{0.5}{1-w} - 0.12) \quad [Kcal] \quad (2.2)$$

Donde:

q- Pérdida del calor sensible en los gases de la combustión.

w- humedad por unidad de bagazo.

m- relación entre el peso del aire empleado para la combustión y el peso teórico necesario.

t- temperatura de los gases finales en °C.

Cantidad de calor recuperado en el vapor:

$$M_v = (4\,250 - 4\,850 * w - q) \alpha * \beta * \quad [Kcal] \quad (2.3)$$

Donde:

w- humedad por unidad de bagazo.

q- calor sensible de los gases finales.

α - coeficiente que incluye las pérdidas en los sólidos no quemados 0.99.

β - coeficiente que incluye las pérdidas debidas a la radiación, varía de 0.90-0.95 según el aislamiento de la caldera.

$\square$ - coeficiente que incluye las pérdidas debidas a la combustión incompleta, combustión mala puede variar de 0.99 a 0.80.

La vaporización de un kilogramo de vapor necesita 26 kg/cm² absolutos y 350°C. (Ver tablas 151 y 149 del Anexo)

$$749 - 90 = 659 \text{ Kcal}$$

Un kilogramo de bagazo dará entonces:

$1590/659 = 2.42$ kg de vapor a 25 kg/cm^2 y 350°C .

Y cada tonelada de caña podrá producir, si es necesario:

$250 * 2.42 = 605$ kg de vapor vivo

SALIDAS:

Se calculará primero el vapor consumido por los motores y después se verá el consumo en la fabricación.

a-) **Motores:** La potencia de los motores de una fábrica de azúcar es del orden de la tabla 2.1.

(a) Molinos	18 a 24, H.P./T.C.H.
(b) Otras máquinas:	12 a 16 H.P./T.C.H.
Fábricas electrificadas	6 a 8 H.P./T.C.H.
Fábricas no electrificadas	8 a 12 H.P./T.C.H.
Total:	
Fábricas electrificadas	18 a 24, promedio
	20 H.P./T.C.H.
Fábricas no electrificadas	20 a 28, promedio
	24 H.P./T.C.H.

Tabla 2.1 Potencia media total consumida.

$$P_m = \frac{P_{mtc}}{0.85 * 0.97} \quad (2.4)$$

Donde:

0.85 = rendimiento de los motores eléctricos.

0.97 = rendimiento medio de las líneas de transmisión.

Con un consumo de 8 kg de vapor por H.P.H, se necesitarán en los turbogeneradores: $25 * 8 = 200$ kg vapor/T.C.

Sin embargo, este vapor no se pierde. Se vuelve a encontrar totalmente en la forma de vapor de escape. Se tomarán solamente:

Pérdidas en los turbogeneradores, 5%, es decir, $200 * 0.05 = 10$ kg

Fugas en las tuberías, 5 kg/T.C, es decir, 15 kg y se recuperará en el escape:

$M = 200 - 15 = 185$ kg/T.C.

b-) **Fabricación:**

(1) **Múltiple efecto.** La cantidad de agua evaporada por el cuádruple efecto es:

$$E = J * \left(1 - \frac{B_f}{B_s}\right) \quad (2.5)$$

Donde:

E- peso del agua por evaporar por T.C

J- peso del jugo obtenido/T.C

S- peso de la meladura/ T.C a la salida del múltiple efecto.

B_j- brix del jugo

B₈- brix de la meladura

La distribución de esta evaporación en los diferentes cuerpos será, llamando x la evaporación en el último de ellos:

4^{to} cuerpo x

3^{er} cuerpo x+20

2^{do} cuerpo x+20+30

1^{er} cuerpo x+20+30+40+200

$$4x+60+60+40+200=800$$

De donde:

$$x = \frac{800 - 360}{4} = 110$$

El consumo de vapor del primer cuerpo será entonces:

(a) Vapor a 23 kg/cm²:

$$q = 200/2 = 100 \text{ kg}$$

(b) Vapor a 0.5 kg/cm²

$$q' = x+20+30+40+200-200-100 = 100 \text{ kg}$$

(2) Tachos:

El peso de la meladura es:

$$S = J - E \text{ [kg/T.C]} \quad (2.6)$$

Y el consumo de vapor en las templas, en [kg/T.C.]:

$$C = S * \left(1 - \frac{B_8}{B_t}\right) * m \quad (2.7)$$

Suponiendo que las templas se mantengan a 96^o Brix en promedio.

(3) Calentadores:

Los calentadores finales, calentados con vapor de escape, consumen 36 kg/T.C.

Por lo que el consumo total de la fabricación es entonces la suma de todos estos elementos, (motores, tachos y calentadores)

Hay que agregar los siguientes gastos:

- Lavado de las centrífugas 20 kg/T.C
- Michaelis, sopladores de hollín, lavado de los filtros, calentamiento de las mieles, etc. 25 kg/T.C.

- Pérdidas por condensación, fugas, trampas de vapor, válvulas, etc. 40 kg/T.C.

Total 433 kg/T.C.

Como solo se tienen 185 kg de vapor de escape, tendrían que utilizarse en las centrífugas entre 4 y 6 kg/cm² o expandir 433-185=248 kg de vapor de alta presión. La cantidad total de vapor vivo que debe producirse será entonces:

El vapor de alta presión + el vapor consumido en los turbogeneradores

Si tuviera:

Un quíntuple efecto en lugar de un cuádruple,

Evaporación a presión,

Elaboración de templates con vapor del evaporador, sería posible reducir este consumo.

2-) Balance de bagazo en el C.A.I "Ciudad Caracas".

Para realizar el balance de bagazo del central es necesario conocer primero la producción de bagazo, posteriormente calcular el bagazo de uso no combustible (filtración cachaza, producciones derivadas, alimento animal y las pérdidas en manipulación y almacenaje), para poder determinar por diferencia el bagazo disponible. Las ecuaciones presentes en este balance se obtuvieron de (MINAZ, 1989).

Bagazo producido – Bagazo uso no combustible = Bagazo disponible

Dando un orden metodológico podemos numerar los pasos a seguir en el balance de bagazo de la forma siguiente:

- A- Cálculo del bagazo producido (Bp)
- B- Cálculo del bagazo uso no combustible (Bunc)
- C- Cálculo del bagazo disponible (Bd)

A-Cálculo del bagazo producido

$$B_p = \text{Caña molida diaria} \times \text{bagazo \% de caña} / 100 \quad (2.8)$$

Donde:

Bp- Bagazo producido diario, en toneladas.

Caña molida diaria, en t/día.

$$\text{Bagazo \% de caña} = \% \text{ fibra en caña} / \% \text{ fibra en bagazo} \times 100 \quad [\%]$$

B-Cálculo del bagazo uso no combustible.

B1 bagacillo para filtros (B_f)

B2 bagacillo para alimento animal (miel urea bagacillo y bagazo predigerido (BMUB+BsP))

B3 bagazo para tableros (BT)

B4 bagazo para papel se procederá igual que al bagazo para tableros (Bpap)

B5 bagazo perdido en manipulación y almacenaje (Bpma)

Por lo que:

$$\text{Bunc} = \text{B1} + \text{B2} + \text{B3} + \text{B4} + \text{B5} \quad (2.9)$$

- **Cálculo de B1 (Bagacillo filtros)**

$$\text{Bf} = \frac{0.7 * \text{Caña molida diaria}}{100}$$

- **Cálculo de B2 (Bagacillo para alimento animal)**

Bmub = 0.6 * producción miel urea bagacillo diaria

BsP = 0.62 * producción de bagacillo predigerido diaria

- **Cálculo de B3 (Bagazo para tableros)**

$$\text{Bt} = 1 - \frac{\% \text{ meollo}}{100} * \text{cantidad de bagazo integral} \quad (2.10)$$

Donde:

$$\% \text{ meollo} = \frac{\text{cantidad de meollo o fino obenido}}{\text{cantidad de bagazo integral desmedulado}} * 100 \quad (2.10.1)$$

Por regla general este valor es de 33 % en las fábricas que tienen desmeduladores.

- **Cálculo de B4 (Bagazo para papel)**

$$\text{Bt} = 1 - \frac{\% \text{ meollo}}{100} * \text{cantidad de bagazo integral diaria a fábrica de papel} \quad (2.11)$$

El tratamiento es igual que B3 para fábrica de tableros

- **Cálculo de B5 (Bagazo perdido en manipulación y almacenaje)**

$$\text{Bpma} = \frac{\% \text{ pérdida} * \text{Bp}}{100} \quad (2.12)$$

% Pérdida:

2 % para centrales con alta manipulación y grandes casas de bagazo

1.5 % para centrales con mediana manipulación y mediana casa de bagazo

1 % para centrales con poca manipulación y pequeña casa de bagazo

3-) Balance de masa y energía en el generador de vapor del CAI "Ciudad Caracas".

El siguiente balance se realizará por el método indirecto. Este método requiere medir la concentración de los componentes de los gases de combustión, efectuar un análisis del combustible y medir su caudal en el caso de aplicar el método completo. Requiere además, el cálculo de las pérdidas, posibilitando el incremento de la eficiencia mediante la reducción de las pérdidas identificables. Su desventaja radica en la necesidad de recopilar una gran diversidad de datos experimentales y de efectuar laboriosos cálculos posteriores. (Llerena M, 1978)

3.1-) Balance de carbono en el sistema:

$$NC_B + NC_{CZ} = NC_{GS} + NC_{SCR} + NP_{CH} \quad (2.13)$$

Donde:

NC_B : átomos de carbono por hora en el bagazo consumido.

NC_{CZ} : átomos de carbono por hora en la ceniza.

NC_{SCR} : átomos de carbono por hora en el agua a la salida del scrubber.

NP_{CH} : átomos de carbono por hora en la chimenea (se asume el material particulado como carbono).

NC_{GS} : átomos de carbono por hora en los gases secos.

NC_B : átomos de carbono por hora en el bagazo consumido.

$$NC_B = B * (1 - w_B) * \frac{C_B}{PM_C} \quad (2.13.1)$$

Donde:

B: caudal de bagazo consumido (kg/h).

w_B : humedad del bagazo (%), base húmeda.

C_B : composición de carbono en bagazo seco (% en peso).

PM_C : masa atómica del carbono (12 kg/kátomo).

NC_{CZ} : átomos de carbono por hora en la ceniza.

$$NC_{CZ} = B * (1 - w_B) * \frac{C_{CZ} * C_Z}{PM_C} \quad (2.13.2)$$

Donde:

C_{CZ} : contenido de carbono no quemado en la ceniza (porcentaje en peso referido a inorgánicos únicamente).

C_Z : contenido de ceniza (inorgánicos) en el combustible (%).

NC_{SCR} : átomos de carbono por hora en el agua a la salida del scrubber.

$$NC_{SCR} = \frac{C_{SCR} * G_{SCR}}{PM_C} \quad (2.13.3)$$

Donde:

C_{SCR} : contenido de particulado (carbono) en el agua de salida del scrubber (kg/kg agua).

G_{SCR} : caudal de agua a la salida del scrubber (kg agua/h).

NC_{GS} : átomos de carbono por hora en los gases secos.

$$NC_{GS} = \frac{Gas_{seco}}{PM_{Gas\ seco}} * (CO_2 + CO)_{gas\ seco} \quad (2.13.4)$$

Donde:

Gas_{seco} : caudal de gases secos de chimenea (kg/h), valor medido.

$PM_{Gas\ seco}$: peso molecular de los gases secos.

(CO_2, CO) gas seco: fracción de volumen del CO_2 y CO en gases secos.

De este balance se obtiene el caudal de bagazo quemado.

3.2-) Balance material particulado en el scrubber:

$$P_T = P_{SCR} + P_{CH} \quad (2.14)$$

Donde:

P_T : caudal material particulado total (kg/h) a la entrada de gases en el scrubber.

P_{SCR} : flujo de material particulado del agua de salida del scrubber (kg/h).

P_{CH} : emisión de material particulado (kg/h) que acompaña a los gases de la chimenea.

De este balance se determina P_T .

3.3-) Balance de hidrógeno en el hogar:

$$NH_B = NH_{GCh} \quad (2.15)$$

Donde:

NH_B : átomos de hidrógeno por hora en el bagazo húmedo.

NH_{GCh} : átomos de hidrógeno por hora en los gases de chimenea.

NH_B : átomos de hidrógeno por hora en el bagazo húmedo.

$$NH_B = B * \left[(1 - w_B) * \frac{H_B}{PM_H} + 2 * \left(\frac{w_B}{PM_{H_2O}} \right) \right] \quad (2.15.1)$$

Donde:

H_B : composición de hidrógeno en bagazo seco (porcentaje en peso).

PM_H : masa atómica del hidrógeno (1 kg/kátomo).

PM_{H_2O} : masa molar del agua (18 kg/kmol).

NH_{GCh}: átomos de hidrógeno por hora en los gases de chimenea.

$$NH_{GCh} = Agua_{gases} * \frac{2}{PM_{H_2O}} \quad (2.15.2)$$

Donde:

Agua_{gases}: flujo de agua en los gases de chimenea (kg/h).

De este balance se obtiene el caudal de agua en los gases de chimenea (Agua_{gases}).

3.4-) Balance de oxígeno.

$$NO_B + NO_{aire} = NO_{GS} + NO_{agua} \quad (2.16)$$

Donde:

NO_B: átomos de oxígeno por hora en el bagazo húmedo.

NO_{aire}: átomos de oxígeno por hora del aire total.

NO_{GS}: átomos de oxígeno por hora en los gases secos.

NO_{agua}: átomos de oxígeno por hora del agua contenida en los gases (la cual se obtiene del balance de hidrógeno).

NO_B: átomos de oxígeno por hora en el bagazo húmedo.

$$NO_B = B * \left[(1 - w_B) * \frac{O}{PM_O} + \frac{w_B}{PM_{H_2O}} \right] \quad (2.16.1)$$

Donde:

O: composición de oxígeno en bagazo seco (porcentaje en peso).

PM_O: masa atómica del oxígeno.

NO_{GS}: átomos de oxígeno por hora en los gases secos.

$$NO_{GS} = \frac{Gas_{seco}}{PM_{gas\ seco}} * (2O_2 + CO + 2CO_2)_{gas\ seco} \quad (2.16.2)$$

Donde:

(O₂, CO, CO₂)_{gas seco}: composición del O₂, CO y CO₂ de gases secos.

NO_{agua}: átomos de oxígeno por hora del agua contenida en los gases (la cual se obtiene del balance de hidrógeno).

$$NO_{agua} = \frac{Agua_{gases}}{PM_{H_2O}} \quad (2.16.3)$$

De este balance se obtiene el oxígeno del aire total (O_{aire})

3.5-) Balance de masa en el ICQ:

$$Gases_{ent\ ICQ} + Aire_{INF} = Gases_{sal\ ICQ} \quad (2.17)$$

Donde:

Gases_{ent ICQ}: gases a la entrada del precalentador de aire (kg/h).

Aire_{INF}: aire infiltrado (kg/h).

Gases_{sal ICQ}: gases a la salida del precalentador (kg/h).

De este balance, se obtiene el caudal de aire infiltrado.

3.6-) Balance de energía en la caldera:

$$V \cdot (H_v - i_{AG}) = \eta \cdot (PCI \cdot G_{comb} + Créd.) \quad (2.18)$$

Donde:

V: producción de vapor (kg/h).

H_v: entalpía específica del vapor sobrecalentado, en función de la temperatura del vapor (T_v) y de la presión de vapor (p_v) (kJ/kg) (de tablas de vapor).

i_{AG}: entalpía específica del agua de alimentación, en función de la temperatura del agua de alimentación (t_{AG}) (kJ/kg) (de tablas de vapor).

η: rendimiento térmico de la caldera.

PCI: poder calorífico inferior del combustible (kJ/kg).

G_{comb}: caudal de combustible (kg/h) o (Nm³/h) ó (kgequivalente/h).

Créd.: créditos de energía (calor sensible del aire de combustión, el agua de alimentación y el combustible).

Con esta ecuación se determina el rendimiento térmico de la caldera (η).

3.7-) Balance de energía en el ICQ.

$$Q = \text{Aire primario} \cdot C_{p\text{aire}} \cdot (t_{AC} - t_{AF}) = [\text{Gases}_{\text{húmedos}} \cdot C_{p\text{gases}} \cdot (t_G - t_{ch})] \cdot \eta_{ICQ} \quad (2.19)$$

$$\text{Gases}_{\text{húmedos}} = \text{Gases}_{\text{seco}} + \text{Agua}_{\text{gases}} \quad (2.19.1)$$

Donde:

Q: calor de transferencia (kJ/h).

Aire primario: caudal de aire primario (kg/h).

C_{p_{aire}}: calor específico del aire (1 kJ/kg°C).

t_{AC}: temperatura del aire caliente (°C).

t_{AF}: temperatura del aire frío (°C).

C_{p_{gases}}: calor específico medio de los gases húmedos de combustión (se adopta 1,67 kJ/kg°C).

t_G: temperatura de los gases a la entrada del ICQ (°C).

t_{ch}: temperatura de los gases a la salida del ICQ (°C).

η_{ICQ} : rendimiento del intercambiador de calor.

Gases_{húmedos}: caudal de gases húmedos (kg/h).

De aquí se obtiene el rendimiento del ICQ.

4-) Verificación del cuádruple efecto:

El funcionamiento de un múltiple efecto puede verificarse anotando los brix del jugo y de la meladura y las temperaturas de vapor y calculando:

a-) Los coeficientes de transmisión del calor de cada cuerpo.

b-) Preferentemente los cálculos de las superficies de calentamiento (C.E.E.R).

Datos:

Trabajo de la fábrica..... 59 T.C.H

Peso del jugo claro/T.C..... 950 kg

Temperatura de entrada del jugo claro al 1^{er} cuerpo..... 96⁰C

Brix del jugo claro..... 14

Brix de la meladura..... 56

Tomas de vapor en el 1^{er} cuerpo..... 4 000 kg/h

Tomas de vapor en el 2^{do} cuerpo..... 3 000 kg/h

	Superficie de calentamiento		Temperaturas anotadas ⁰ C
		V.E	115
1 ^{er} cuerpo	500 m ²	1 ^{er} cuerpo	105
2 ^{do} cuerpo	400 m ²	2 ^{do} cuerpo	94
3 ^{er} cuerpo	360 m ²	3 ^{er} cuerpo	81
4 ^{to} cuerpo	360 m ²	4 ^{to} cuerpo	54

Verificación:

4.1-) Cálculo de la evaporación. El trabajo del cuádruple está dado por:

Peso del jugo= trabajo de la fábrica * peso del jugo claro (2.20)

Entonces la evaporación total será:

E= Peso del jugo * (1-14/56) (2.21)

4.2-) Integración del calentamiento del jugo en el 1er cuerpo. El primer cuerpo debe calentar el jugo unos 10 ⁰C, (106 - 96). Este calentamiento corresponde a la inmovilización de una parte S₁ de su superficie.

$$S_1 = 0.1 * C * (t_1 - t_0) \quad (2.22)$$

Donde:

C: peso del jugo por calentarse

t_1 : temperatura de ebullición el jugo en el 1^{er} cuerpo

t_0 : temperatura de jugo claro en su entrada en el cuerpo

$$C = 0,001 * (100 - B) * (T - 54) \quad (2.22.1)$$

Donde:

B: brix del jugo medio

T: temperatura del vapor caliente dentro de la calandria (°C)

4.3-) Cálculo de las evaporaciones individuales.

Se denominará como x a la cantidad de vapor dado por el 4^{to} cuerpo y que va al condensador, como cada cuerpo debe dar el vapor necesario al siguiente más el vapor que se toma de él, los diversos cuerpos evaporarán:

4^{to} cuerpo..... x

3^{er} cuerpo..... x

2^{do} cuerpo..... x + 3 000

1^{er} cuerpo..... x + 3 000 + 4 000

De donde: $4x + 2*(3\ 000) + 4\ 000 = 42\ 000$

Entonces $x = 8\ 000\text{ kg/h}$

Por lo que las evaporaciones de los diversos cuerpos serán:

Evaporación del 4^{to} cuerpo = 8 000 = 8 000 kg/h

Evaporación del 3^{er} cuerpo = 8 000 = 8 000 kg/h

Evaporación del 2^{do} cuerpo = 8 000 + 3 000 = 11 000 kg/h

Evaporación del 1^{er} cuerpo = 11 000 + 4 000 = 15 000 kg/h

= 42 000 kg/h

4.4-) Cálculo de los brix. Los brix de salida y los brix medios del jugo en los diversos cuerpos son:

Brix medio

Entrada al 1^{er} cuerpo: $B_0 = 14$

$b_1 = 16,5$

Salida del 1^{er} cuerpo: $B_1 = 14 * \frac{56\ 000}{56\ 000 - 15\ 000} = 19$

$b_2 = 22,5$

Salida del 2^{do} cuerpo: $B_2 = 14 * \frac{56\ 000}{41\ 000 - 11\ 000} = 26$

$$b_3 = 31$$

$$\text{Salida del 3}^{\text{er}} \text{ cuerpo: } B_3 = 14 * \frac{56\,000}{30\,000 - 8\,000} = 35,7$$

$$b_4 = 46$$

$$\text{Salida del 4}^{\text{to}} \text{ cuerpo: } B_4 = 14 * \frac{56\,000}{22\,000 - 8\,000} = 56$$

4.5-) Cálculo de las caídas netas de temperatura.

	Vapor de calentamiento (°C)	d	Vapor del jugo (°C)	Caída neta
1 ^{er} cuerpo	115	0,8	105	115 – 105 - 0,8=9,2
2 ^{do} cuerpo	105	1,1	94	105 – 94 - 1,1=9,9
3 ^{er} cuerpo	94	1,8	81	94 – 81 – 1,8=11,2
4 ^{to} cuerpo	81	4,5	54	81 – 54 – 4,5= 22,5

4.6-) Verificación del trabajo de los cuerpos. En cada cuerpo se tiene:

$$q = C * S * \Delta = f * (100 - b) * (T - 54) * S * \Delta \quad (2.23)$$

f es el factor de la fórmula de Dessin

Despejando:

$$f = \frac{q}{(100 - b) * (T - 54) * S * \Delta} \quad (2.23.1)$$

Donde:

q: evaporación de los cuerpos

b: brix medio

T: temperatura del vapor caliente dentro de la calandria (°C)

S: superficie de calentamiento

Δ: caída neta de temperatura

5-) Elección del número de efectos.

Desde el punto de vista de la economía del vapor, evidentemente es de conveniencia que el número de efectos o de cuerpos sea lo más alto posible.

¿Por qué entonces se permanece en 3, 4 o 5 efectos?

Esto se debe a cuatro causas principales:

- Estando la capacidad de un múltiple efecto determinada por la superficie individual de sus cuerpos, su precio es aproximadamente proporcional al número de ellos.

- Cuando se pasa de un efecto del orden $n-1$ a uno del orden n , el ahorro del consumo de vapor tiene por valor:

$$Q' - Q = \frac{E}{n-1} - \frac{E}{n} = \frac{E}{n*(n-1)} \quad (2.24)$$

Relacionado al consumo anterior este aumento representa:

$$\frac{Q' - Q}{Q} = \frac{\frac{E}{n*(n-1)}}{\frac{E}{n-1}} = \frac{1}{n} \quad \text{o} \quad \frac{100}{n} \% \quad (2.25)$$

Y va entonces disminuyendo rápidamente junto con el número de efectos.

- Es relativamente más simple y menos costoso aumentar el número de efectos instalando un termocompresor, que al mismo tiempo ocupa menos espacio.
- Las pérdidas por radiación y convección son aproximadamente proporcionales el número de cuerpos, es decir, al número de efectos. Además, la pérdida de caída de temperatura debido a la diferencia entre la temperatura del jugo y la de su vapor, aumenta rápidamente junto con el número de efectos. Esta es ya casi igual en el último cuerpo del múltiple efecto a la que es un simple efecto. La pérdida análoga debida a la presión hidrostática crece igualmente con el número de efectos. Finalmente, estas tres pérdidas contribuyen rápidamente a disminuir el incremento que puede esperarse agregando un efecto.

Capítulo # 3: Estudio de caso, “Cálculo del balance térmico con los datos reales del C.A.I “Ciudad Caracas”.”

1-) Balance de vapor en el C.A.I “Ciudad Caracas”.

Datos:

Trabajo de la fábrica: 60 T.C.H.

(a) Producción de vapor

Fibra en la caña: 13 %

Peso del bagazo: 250 kg/T.C.

Humedad del bagazo: 45 %

Exceso de aire en los hornos: 50 %

Temperatura de los gases a la entrada de la chimenea: 180 °C

Presión de las calderas: 25 kg/cm² manométricas

Temperatura de sobrecalentamiento del vapor vivo: 350 °C

Temperatura del agua en el tanque de alimentación: 90 °C

Coefficientes característicos del rendimiento de la producción: $\alpha = 0.99$, $\beta = 0.95$,

$\square = 0.95$

Fábrica electrificada, clarificación compuesta, evaporación en cuádruple efecto con termocompresión.

(b) Consumo de vapor.

Peso del jugo mezclado por tonelada de caña: 1 000 kg/T.C

Brix del jugo claro: 12

Brix de la meladura: 60

Peso del jugo primario: 1 100 kg/T.C

Peso del jugo secundario: 550 kg/T.C

Temperatura del jugo primario después de la mezcla: 50 °C

Temperatura del jugo secundario después de la mezcla: 50 °C

Vapor tomado del tercer cuerpo: $P_3 = 20$ kg/T.C

Vapor tomado del segundo cuerpo: $P_2 = 30$ kg/T.C

Vapor tomado del primer cuerpo: $P_1 = 40$ kg/T.C

Cantidad de vapor aspirada por el termocompresor: $y = 200$ kg/T.C

Temperatura de los jugos primario y secundario a la salida del calentamiento, con vapor del evaporador: 93 °C

Temperatura de calentamiento de los jugos primario y secundario con vapor de escape: 105 °C

Contrapresión: 550 g/cm² manométricos

Vacío: 64 cm

SOLUCION:

Los valores serán sustituidos en las ecuaciones propuestas en la metodología de cálculo del capítulo # 2.

ENTRADAS:

El valor calorífico neto del bagazo está dado por la siguiente ecuación:

$$V.C.N = 4\,250 - (4\,850 * w)$$

$$V.C.N = 4\,250 - (4\,850 * 0.45)$$

$$V.C.N = 2\,070 \text{ Kcal}$$

Pérdida del calor sensible en los gases de la combustión:

Sustituyendo en la ecuación (2.2):

$$q = t * (1 - w) * (1.4 * m + \frac{0.5}{1-w} - 0.12)$$

$$q = 180 * (1 - 0.45) * (1.4 * 1.5 + \frac{0.5}{1-0.45} - 0.12)$$

$$q = 286 \text{ Kcal}$$

Cantidad de calor recuperado en el vapor:

Sustituyendo en la ecuación (2.3)

$$M_v = (4\,250 - 4\,850 * w - q) \alpha * \beta *$$

$$M_v = (4\,250 - 4\,850 * 0.45 - 286) 0.99 * 0.95 * 0.95$$

$$M_v = 1\,590 \text{ Kcal}$$

NOTA:

La vaporización de un kilogramo de vapor necesita 26 kg/cm² absolutos y 350°C. (Ver tablas 151 y 149 del Anexo)

$$749 - 90 = 659 \text{ Kcal}$$

Un kilogramo de bagazo dará entonces:

$$1590/659 = 2.42 \text{ kg de vapor a } 25 \text{ kg/cm}^2 \text{ y } 350^\circ\text{C}.$$

Y cada tonelada de caña podrá producir, si es necesario:

$$250 * 2.42 = 605 \text{ kg de vapor vivo}$$

SALIDAS:

Se calculará primero el vapor consumido por los motores y después se verá el consumo en la fabricación.

a-) **Motores:** La potencia de los motores de una fábrica de azúcar es del orden de la tabla 2.1.

Supóngase que la fábrica consume en total 20 H.P/T.C.H. En el tablero de la planta eléctrica, esta cifra corresponde a:

$$P_m = \frac{P_{mtc}}{0.85 \cdot 0.97}$$

$$P_m = \frac{20}{0.85 \cdot 0.97}$$

$$P_m = 25 \text{ H. P/T. C. H}$$

NOTA:

Con un consumo de 8 kg de vapor por H.P.H, se necesitarán en los turbogeneradores: $25 \cdot 8 = 200 \text{ kg vapor/T.C.}$

Sin embargo, este vapor no se pierde. Se vuelve a encontrar totalmente en la forma de vapor de escape. Se tomarán solamente:

Pérdidas en los turbogeneradores, 5%, es decir, $200 \cdot 0.05 = 10 \text{ kg}$

Fugas en las tuberías, 5 kg/T.C, es decir, 15 kg y se recuperará en el escape:

$$M = 200 - 15 = 185 \text{ kg/T.C.}$$

b-) **Fabricación:**

(1) **Múltiple efecto.** La cantidad de agua evaporada por el cuádruple efecto es:

$$E = J \cdot \left(1 - \frac{B_f}{B_\delta}\right)$$

Sustituyendo en la ecuación (2.5)

$$E = 1\,000 \cdot \left(1 - \frac{12}{60}\right)$$

$$E = 800 \text{ kg/TC}$$

La distribución de esta evaporación en los diferentes cuerpos será, llamando x la evaporación en el último de ellos:

4^{to} cuerpo x

3^{er} cuerpo x+20

2^{do} cuerpo x+20+30

1^{er} cuerpo x+20+30+40+200

$$4x+60+60+40+200=800$$

De donde:

$$x = \frac{800 - 360}{4} = 110$$

El consumo de vapor del primer cuerpo será entonces:

(c) Vapor a 23 kg/cm^2 :

$$q = 200/2 = 100 \text{ kg}$$

(d) Vapor a 0.5 kg/cm^2

$$q' = x + 20 + 30 + 40 + 200 - 200 - 100 = 100 \text{ kg}$$

(2) Tachos:

El peso de la meladura es:

$$S = J - E$$

$$S = 1\,000 - 800$$

$$S = 200 \text{ kg/T.C}$$

Y el consumo de vapor en las templates, en $[\text{kg/T.C.}]$:

$$C = S * \left(1 - \frac{B_s}{B_t}\right) * m$$

$$C = 200 * \left(1 - \frac{60}{96}\right) * 1.5$$

$$C = 112 \text{ kg/TC}$$

Suponiendo que las templates se mantengan a 96^0 Brix en promedio.

(3) Calentadores:

Los calentadores finales, calentados con vapor de escape, consumen 36 kg/T.C.

El consumo total de la fabricación es entonces la suma de todos estos elementos, (motores, tachos y calentadores)

Hay que agregar los siguientes gastos:

- Lavado de las centrífugas 20 kg/T.C
- Michaelis, sopladores de hollín, lavado de los filtros, calentamiento de las mieles, etc. 25 kg/T.C.
- Pérdidas por condensación, fugas, trampas de vapor, válvulas, etc. 40 kg/T.C.

Total 433 kg/T.C.

Como solo se tienen 185 kg de vapor de escape, tendrían que utilizarse en las centrífugas entre 4 y 6 kg/cm^2 o expandir $433 - 185 = 248 \text{ kg}$ de vapor de alta presión. La cantidad total de vapor vivo que debe producirse será entonces:

El vapor de alta presión + el vapor consumido en los turbogeneradores

Si tuviera:

- Un quintuple efecto en lugar de un cuádruple

- Evaporación a presión
- Elaboración de templas con vapor del evaporador, entonces sería posible economizar el 25 % de su bagazo.

2-) Balance de bagazo en el C.A.I "Ciudad Caracas".

Datos:

Caña molida diaria: 1 656 t/día

Bagazo % de caña: 30 %

Bagazo para tableros: 103 t/día

Bagazo para papel: 103 t/día

Bagazo perdido en manipulación y almacenaje: 8 t/día

% meollo: 33 %

% pérdida: 2 % para centrales con alta manipulación y grandes casas de bagazo.

2.2.1-) Cálculo del bagazo producido:

$B_p = \text{Caña molida diaria} \times \text{bagazo \% de caña} / 100$

$B_p = 1\,656 \times 30 / 100$

$B_p = 496,8 \text{ t/día}$

2.2.2-) Cálculo del bagazo uso no combustible:

$B_{unc} = B_1 + B_2 + B_3 + B_4 + B_5$

Cálculo de B1 (Bagacillo filtros)

$B_f = \frac{0.7 \times \text{Caña molida diaria}}{100}$

$B_f = \frac{0.7 \times 1\,656}{100}$

$B_f = 12 \text{ t/día}$

2.2.3-) Cálculo de B2 (Bagacillo para alimento animal)

En el ingenio no se usa el bagacillo para alimento animal, por lo que no se tendrá en cuenta en el cálculo.

2.2.4-) Cálculo de B3 (Bagazo para tableros)

$B_t = 1 - \frac{\% \text{ meollo}}{100} \times \text{cantidad de bagazo integral}$

$B_t = 1 - \frac{33}{100} \times 103$

$$B_t = 0.66 \text{ t/día}$$

2.2.5-) Cálculo de B4 (Bagazo para papel)

Para el cálculo de bagazo de papel se procederá de la misma forma que el bagazo para tableros, por lo que el bagazo para papel es de 0.66 t/día.

2.2.6-) Cálculo de B5 (Bagazo perdido en manipulación y almacenaje)

$$B_{pma} = \frac{\% \text{ pérdida} * B_p}{100}$$

$$B_{pma} = \frac{0.02 * 496,8}{100}$$

$$B_{pma} = 0.0994 \text{ t/día}$$

Sustituyendo los datos en la ecuación (2.9)

$$B_{unc} = B_1 + B_3 + B_4 + B_5$$

$$B_{unc} = 12 + 0.66 + 0.66 + 0.0994$$

$$B_{unc} = 13,42 \text{ t/día}$$

Entonces:

$$B_d = B_p - B_{unc}$$

$$B_d = 496,8 - 13,42$$

$$B_d = 483,38 \text{ t/día}$$

3-) Balance de masa y energía en el generador de vapor del CAI "Ciudad Caracas".

El siguiente balance se realizará por el método indirecto. Este método requiere medir la concentración de los componentes de los gases de combustión, efectuar un análisis del combustible y medir su caudal en el caso de aplicar el método completo. Requiere además, el cálculo de las pérdidas, posibilitando el incremento de la eficiencia mediante la reducción de las pérdidas identificables. Su desventaja radica en la necesidad de recopilar una gran diversidad de datos experimentales y de efectuar laboriosos cálculos posteriores.

Datos:

Humedad del bagazo: 45 %

Composición de carbono en bagazo seco (% en peso): 45 % (Ver Tabla 3.1 del Anexo).

Masa atómica del carbono: 12 kg/kátomo.

Átomos de carbono por hora en la chimenea (se asume el material particulado como carbono): 630,53 kátomo/h

Contenido de carbono no quemado en la ceniza: 0.003 kgc/kgcz

Contenido de ceniza (inorgánicos) en el combustible: 6,55 % (Ver Tabla 3.1 del Anexo)

Masa atómica del carbono: 12 kg/kátomo

Contenido de particulado (carbono) en el agua de salida del scrubber: 8 kg/kg agua

Caudal de agua a la salida del scrubber: 60 336 kg agua/h

Caudal de gases secos de chimenea: 162,585 kg/h

Peso molecular de los gases secos: $(CO_2 + O_2 + CO) = 11.38 + 8.62 + 0.03 = 20.03$ %

Fracción de volumen del CO_2 y CO en gases secos: 11,41 % (Ver Tabla 3.2 del Anexo)

Flujo de material particulado del agua de salida del scrubber: 483 kg/h

Emisión de material particulado que acompaña a los gases de la chimenea: 17,39 kg/h

Composición de hidrógeno en bagazo seco: 2.99 % (Ver Tabla 3.1 del Anexo)

Masa atómica del hidrógeno: 1 kg/kátomo

Masa molar del agua: 8 kg/kmol

Composición de oxígeno en bagazo seco: 20.24 % (Ver Tabla 3.1 del Anexo)

Masa atómica del oxígeno: 15.99 kg/kátomo

Gases a la entrada del precalentador de aire: 191,678 kg/h

Gases a la salida del precalentador: 162,862 kg/h

Producción de vapor: 50,28 kg/h

Entalpía específica del vapor sobrecalentado, en función de la temperatura del vapor (T_V) y de la presión de vapor (p_v): 3,054 kJ/kg

Entalpía específica del agua de alimentación, en función de la temperatura del agua de alimentación (t_{AG}): 444 kJ/kg

Caudal de combustible: 36,52 kg/h

Caudal de aire primario: 140,569 kg/h

Calor específico del aire: 1 kJ/kg°C

Temperatura del aire caliente: 205,6 °C

Temperatura del aire frío: 25.1 °C

Calor específico medio de los gases húmedos de combustión: 1,67 kJ/kg°C

Temperatura de los gases a la entrada del ICQ: 106,34 °C

Temperatura de los gases a la salida del ICQ: 182,4 °C

3.1-) Balance de carbono en el sistema:

$$NC_B + NC_{CZ} = NC_{GS} + NC_{SCR} + NP_{CH}$$

NC_B: átomos de carbono por hora en el bagazo consumido.

$$NC_B = B * (1 - w_B) * \frac{C_B}{PM_C}$$

NC_{CZ}: átomos de carbono por hora en la ceniza.

$$NC_{CZ} = B * (1 - w_B) * \frac{C_{CZ} * C_Z}{PM_C}$$

NC_{SCR}: átomos de carbono por hora en el agua a la salida del scrubber.

$$NC_{SCR} = \frac{C_{SCR} * G_{SCR}}{PM_C}$$

$$NC_{SCR} = \frac{8 * 60\,336}{12}$$

$$NC_{SCR} = 40\,224 \text{ kátomo/h}$$

NC_{GS}: átomos de carbono por hora en los gases secos.

$$NC_{GS} = \frac{Gas_{seco}}{PM_{Gas\ seco}} * (CO_2 + CO)_{gas\ seco}$$

$$NC_{GS} = \frac{162,585}{0.2} * 0.1141$$

$$NC_{GS} = 92,755 \text{ kátomo/h}$$

Sustituyendo los valores obtenidos en la ecuación 2.13 para calcular el caudal de bagazo consumido.

$$B = \frac{(NC_{SCR} + NC_{GS} + NP_{CH}) * PM_C}{[C_B + (C_{CZ} * C_Z)] * (1 - w_B)}$$

$$B = \frac{40\,224 + 92,755 + 630,53 * 12}{[0.45 + (0.003 * 0.0655)] * (1 - 0.45)}$$

$$B = 36\,516 \text{ kg/h}$$

3.2-) Balance material particulado en el scrubber:

$$P_T = P_{SCR} + P_{CH}$$

Sustituyendo los datos en la ecuación 2.14

$$P_T = 483 + 17,39$$

$$P_T = 500,39 \text{ kg/h}$$

3.3-) Balance de hidrógeno en el hogar:

$$NH_B = NH_{GCh}$$

NH_B: átomos de hidrógeno por hora en el bagazo húmedo.

$$NH_B = B * \left[(1 - w_B) * \frac{H_B}{PM_H} + 2 * \left(\frac{w_B}{PM_{H_2O}} \right) \right]$$

$$NH_B = 36\,516 * \left[(1 - 0.45) * \frac{0.0299}{1} + 2 * \left(\frac{0.45}{18} \right) \right]$$

$$NH_B = 2\,373,54 \text{ kátomo/h}$$

NH_{GCh}: átomos de hidrógeno por hora en los gases de chimenea.

$$NH_{GCh} = \text{Agua}_{\text{gases}} * \frac{2}{PM_{H_2O}}$$

Despejando en la ecuación 2.15 podemos obtener el flujo de agua en los gases de la chimenea.

$$\text{Agua}_{\text{gases}} = \frac{NH_B * PM_{H_2O}}{2}$$

$$\text{Agua}_{\text{gases}} = \frac{2\,373,54 * 18}{2}$$

$$\text{Agua}_{\text{gases}} = 21\,361,86 \text{ kg/h}$$

3.4-) Balance de oxígeno.

$$NO_B + NO_{\text{aire}} = NO_{GS} + NO_{\text{agua}}$$

NO_B: átomos de oxígeno por hora en el bagazo húmedo.

$$NO_B = B * \left[(1 - w_B) * \frac{O}{PM_O} + \frac{w_B}{PM_{H_2O}} \right]$$

$$NO_B = 36\,516 * \left[(1 - 0.45) * \frac{0.2}{15,99} + \frac{0.45}{18} \right]$$

$$NO_B = 1\,164,86 \text{ kátomo/h}$$

NO_{GS}: átomos de oxígeno por hora en los gases secos.

$$NO_{GS} = \frac{Gas_{\text{seco}}}{PM_{\text{gas seco}}} * (2O_2 + CO + 2CO_2)_{\text{gas seco}}$$

$$NO_{GS} = \frac{162,59}{0.2} * (2 * 0.0862 + 0.0003 + 2 * 0.1138)_{\text{gas seco}}$$

$$NO_{GS} = 159,34 \text{ kátomo/h}$$

NO_{agua}: átomos de oxígeno por hora del agua contenida en los gases.

$$NO_{\text{agua}} = \frac{\text{Agua}_{\text{gases}}}{PM_{H_2O}}$$

$$NO_{\text{agua}} = \frac{21\,361,86}{18}$$

$$NO_{\text{agua}} = 1\,186,77 \text{ kátomo/h}$$

Despejando NO_{aire} y sustituyendo los valores en la ecuación 2.16.

$$NO_{aire} = NO_{GS} + NO_{agua} - NO_B$$

$$NO_{aire} = 159,34 + 1\,186,77 - 1\,164,86$$

$$NO_{aire} = 181.25 \text{ kátomo/h}$$

3.5-) Balance de masa en el ICQ:

$$Gases_{ent\ ICQ} + Aire_{INF} = Gases_{sal\ ICQ}$$

Despejando el aire infiltrado y sustituyendo los datos en la ecuación 2.17

$$Aire_{INF} = Gases_{sal\ ICQ} - Gases_{ent\ ICQ}$$

$$Aire_{INF} = 162,862 - 191,678$$

$$Aire_{INF} = 28,816 \text{ kg/h}$$

3.6-) Balance de energía en la caldera:

$$V \cdot (H_V - i_{AG}) = \square \cdot (PCI \cdot G_{comb} + Créd.)$$

Despejando el rendimiento de la caldera y sustituyendo los datos en la ecuación 2.18.

$$\eta = \frac{V \cdot (H_V - i_{AG})}{PCI \cdot G_{comb} + Créd}$$

$$\eta = \frac{50.28 \cdot (3.054 - 444)}{6\,761 \cdot 36,52 - 288\,586,05}$$

$$\eta = 53,2 \%$$

3.7-) Balance de energía en el ICQ.

$$Q = Aire\ primario \cdot Cp_{aire} \cdot (t_{AC} - t_{AF}) = [Gases_{húmedos} \cdot Cp_{gases} \cdot (t_G - t_{ch})] \cdot \square_{ICQ}$$

Despejando el rendimiento del intercambiador de calor y sustituyendo los datos en la ecuación 2.19.

$$Gases_{húmedos} = Gases_{seco} + Agua_{gases}$$

$$Gases_{húmedos} = 162,59 + 28,816$$

$$Gases_{húmedos} = 191,41 \text{ kg/h}$$

$$\eta_{ICQ} = \frac{Aire\ primario \cdot Cp_{aire} \cdot (t_{AC} - t_{AF})}{[Gases_{húmedos} \cdot Cp_{gases} \cdot (t_G - t_{ch})]}$$

$$\eta_{ICQ} = \frac{140,569 \cdot 1 \cdot (205,6 - 25,1)}{[21\,361,86 \cdot 1,67 \cdot (106,34 - 182,4)]}$$

$$\eta_{ICQ} = 86,9 \%$$

4-) Verificación del cuádruple efecto:

Datos:

Trabajo de la fábrica.....	59 T.C.H
Peso del jugo claro/T.C.....	950 kg
Temperatura de entrada del jugo claro al 1 ^{er} cuerpo.....	96 ⁰ C
Brix del jugo claro.....	14
Brix de la meladura.....	56
Tomas de vapor en el 1 ^{er} cuerpo.....	4 000 kg/h
Tomas de vapor en el 2 ^{do} cuerpo.....	3 000 kg/h

	Superficie de calentamiento		Temperaturas anotadas ⁰ C
		V.E	115
1 ^{er} cuerpo	500 m ²	1 ^{er} cuerpo	105
2 ^{do} cuerpo	400 m ²	2 ^{do} cuerpo	94
3 ^{er} cuerpo	360 m ²	3 ^{er} cuerpo	81
4 ^{to} cuerpo	360 m ²	4 ^{to} cuerpo	54

Verificación:

4.1-) Cálculo de la evaporación. El trabajo del cuádruple está dado por:

Sustituyendo en la ecuación (2.20)

Peso del jugo= 59 * 950 = 56 000 kg/h

Entonces la evaporación total será:

$$E = 56\,000 * (1 - 14/56)$$

$$E = 42\,000 \text{ kg/h}$$

4.2-) Integración del calentamiento del jugo en el 1er cuerpo. El primer cuerpo debe calentar el jugo unos 10 ⁰C, (106 - 96). Este calentamiento corresponde a la inmovilización de una parte S₁ de su superficie.

Sustituyendo los valores en (2.22)

$$C = 0,001 * (100 - 16,5) * (724,66 - 54)$$

$$C = 56$$

Al sustituir los datos en la ecuación (2.21) la superficie de calentamiento es de:

$$S_1 = 0.1 * 56 * (106 - 96)$$

$$S_1 = 56 \text{ m}^2$$

Se consideró entonces al 1^{er} cuerpo exactamente como si fuera uno de superficie: $500 - 56 = 444 \text{ m}^2$ y que recibiera el jugo a la temperatura de ebullición.

4.3-) Cálculo de las evaporaciones individuales.

Se denominará como x a la cantidad de vapor dado por el 4^{to} cuerpo y que va al condensador, como cada cuerpo debe dar el vapor necesario al siguiente más el vapor que se toma de él, los diversos cuerpos evaporarán:

4^{to} cuerpo..... x

3^{er} cuerpo..... x

2^{do} cuerpo..... x + 3 000

1^{er} cuerpo..... x + 3 000 + 4 000

De donde: $4x + 2*(3\ 000) + 4\ 000 = 42\ 000$

Entonces $x = 8\ 000 \text{ kg/h}$

Por lo que las evaporaciones de los diversos cuerpos serán:

Evaporación del 4^{to} cuerpo = 8 000 = 8 000 kg/h

Evaporación del 3^{er} cuerpo = 8 000 = 8 000 kg/h

Evaporación del 2^{do} cuerpo = 8 000 + 3 000 = 11 000 kg/h

Evaporación del 1^{er} cuerpo = 11 000 + 4 000 = 15 000 kg/h
= 42 000 kg/h

4.4-) Cálculo de los brix. Los brix de salida y los brix medios del jugo en los diversos cuerpos son:

Brix medio

Entrada al 1^{er} cuerpo: $B_0 = 14$

$$b_1 = 16,5$$

Salida del 1^{er} cuerpo: $B_1 = 14 * \frac{56\ 000}{56\ 000 - 15\ 000} = 19$

$$b_2 = 22,5$$

Salida del 2^{do} cuerpo: $B_2 = 14 * \frac{56\ 000}{41\ 000 - 11\ 000} = 26$

$$b_3 = 31$$

Salida del 3^{er} cuerpo: $B_3 = 14 * \frac{56\ 000}{30\ 000 - 8\ 000} = 35,7$

$$b_4 = 46$$

Salida del 4^{to} cuerpo: $B_4 = 14 * \frac{56\ 000}{22\ 000 - 8\ 000} = 56$

4.5-) Cálculo de las caídas netas de temperatura.

	Vapor de calentamiento (°C)	d	Vapor del jugo (°C)	Caída neta
1 ^{er} cuerpo	115	0,8	105	115 – 105 - 0,8=9,2
2 ^{do} cuerpo	105	1,1	94	105 – 94 - 1,1=9,9
3 ^{er} cuerpo	94	1,8	81	94 – 81 – 1,8=11,2
4 ^{to} cuerpo	81	4,5	54	81 – 54 – 4,5= 22,5

4.6-) Verificación del trabajo de los cuerpos. En cada cuerpo se tiene:

$$f = \frac{q}{(100 - b) * (T - 54) * S * \Delta}$$

Sustituyendo los datos en la ecuación (2.23)

Se tiene entonces:

$$1^{\text{er}} \text{ cuerpo: } f_1 = \frac{15\,000}{(100-16,5)*(115-54)*444*9,2} = 0,00072$$

$$2^{\text{do}} \text{ cuerpo: } f_2 = \frac{11\,000}{(100-22,5)*(105-54)*400*9,9} = 0,00070$$

$$3^{\text{er}} \text{ cuerpo: } f_3 = \frac{8\,000}{(100-31)*(94-54)*360*11,2} = 0,00072$$

$$4^{\text{to}} \text{ cuerpo: } f_4 = \frac{8\,000}{(100-46)*(81-54)*360*22,5} = 0,00068$$

Se puede decir que el cuádruple trabaja al 70 % de las condiciones normales correctas, las que se expresan por el factor 0,001; sin embargo, ninguno de sus cuatro cuerpos presenta alguna anomalía. Es probable que el bajo rendimiento se deba a las incrustaciones.

Frecuentemente se encuentra que uno o varios cuerpos trabajan menos que los otros y debe buscarse la causa: incrustaciones mal removidas, limpieza defectuosa, fugas, obturación de alguna tubería de vapor, de jugo, de agua o de incondensables, etc.

Capítulo # 4: Valoración técnico-económica de equipos que representan un aumento de la eficiencia en el C.A.I "Ciudad Caracas".

1-) Separadores magnéticos

No se conoce con precisión el número de pedazos de acero y fundición que pasan por un molino durante la zafra.

Los objetos más frecuentes son: pedazos de hojas de cuchillas, ganchos de las cadenas, pedazos de cadena, remaches, tuercas. Las piezas de fundición o de acero especial son las más peligrosas. Aunque a veces el operador del molino se da cuenta de ellas, por el ruido que hace el pedazo de fierro al caer sobre la tolva, o a la salida de la desmenuzadora o del primer molino. Detiene entonces a éste, busca y retira el cuerpo extraño.

Estos fragmentos ocasionan la destrucción de un cierto tramo de una o varias ranuras, la pérdida se podrá calcular de acuerdo con el valor de 1 mm de espesor o de 1 cm³ del metal del cilindro. En las fábricas en las cuales las mazas no están protegidas, es necesario torneárselas nuevamente para reconstruir el ranurado, perdiéndose así varios milímetros de su diámetro que se suman a los perdidos por el desgaste normal.

Para evitar estos perjuicios se ha buscado la manera de eliminar los pedazos de fierro. Puede disminuirse la cantidad de ellos tomando las precauciones necesarias durante la carga y descarga de la caña, procurando que haya una gran limpieza en el patio y revisando con cuidado los tronillos y los remaches de las cadenas y las cuchillas. La mejor manera de evitarlos es instalando un separador magnético.

1.1-) Descripción:

El separador magnético es un electroimán instalado sobre todo el ancho del conductor que va a la desmenuzadora. El electroimán atrae y retiene los pedazos de metal que pasan por su campo magnético (Ver figura 8).

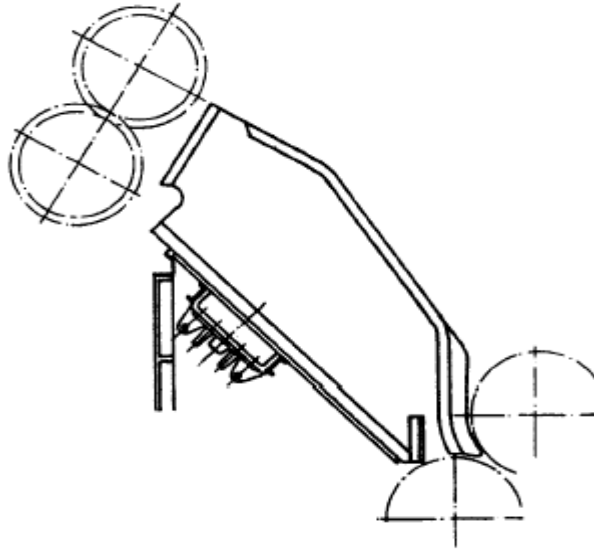


Fig.8. Separador magnético (Sección transversal)

Existen dos tipos principales:

- El electromagneto plano, que se coloca bajo la lámina inferior de la tolva de alimentación. En algunos casos, el electromagneto está provisto de cuatro superficies de trabajo que giran, automáticamente, 90^0 cada 14 minutos.
- El separador cilíndrico, que sobresale dentro de la tolva de alimentación. Este separador tiene la forma de un cilindro de unos 90 cm de diámetro, cuyo eje está localizado en el plano de la tolva.

1.2-) Potencia necesaria.

Su consumo es pequeño: de 1 a 2 kw como máximo, es decir 2 H.P por metro ancho en el conductor.

1.3-) Eficacia.

La eliminación de pedazos de metal por medio de este aparato es incompleta. Algunos de ellos escapan a la acción del electroimán, bien por encontrarse en la parte superior del colchón, o porque están en el inferior de éste, empujados por las cañas que siguen. Tromp estima su eficacia entre el 65 y el 75 %. Pero tomando el electroimán, las piezas más grandes, es decir, aquéllas que ocasionan mayores daños a los molinos, su eficacia financiera es superior a su eficacia en peso: puede calcularse que el separador magnético evita del 80 al 90 % de los daños que sufriría sin él la superficie de las mazas.

1.4-) Aspecto económico:

El separador magnético es caro, pero consumiendo poca fuerza y protegiendo eficazmente a los cilindros se paga rápidamente y viene a ser un aparato interesante y útil. Es muy conveniente cuando las baterías son largas y se aplica una presión hidráulica poderosa.

2-) Tratamiento magnético del agua.

El hombre en su actividad cotidiana vive e interactúa de forma continua con el medio ambiente. Es objetivo común desarrollar la sociedad, sobre todo industrialmente, aspecto este que ha generado grandes contradicciones, pues para el desarrollo industrial y pleno de una nación es necesario la construcción de industrias, que en su mayoría realizan procesos en los que inevitablemente se desechan productos que son vertidos en ríos, mares, lagos y lagunas, provocando su contaminación total o parcial.

Cuba no está exenta de estas indeseadas circunstancias. Son muchos los procesos y operaciones industriales que culminan vertiendo desechos; entre ellos, y uno de los más propagados en nuestro país, es el vertimiento de residuos de productos químicos empleados en la limpieza de las superficies de intercambio de calor de calderas, evaporadores, calentadores y muchos otros sistemas propensos a generar incrustaciones.

Estas incrustaciones son las deposiciones de las sales de calcio y magnesio presentes en el agua que, al sobresaturarse por el aumento de la temperatura del fluido, se depositan en las paredes y tuberías de los sistemas antes mencionados, llegando a dejarlos en ocasiones fuera de servicio o inservibles por la obstrucción de sus conductos; de ahí que esta limpieza haya que realizarla periódicamente, en dependencia del ritmo del proceso y la calidad del agua.

La comunidad científica internacional ha ido buscando soluciones con el objetivo de sustituir esta limpieza química por otros tratamientos físicos al agua que impidan o disminuyan la formación de las incrustaciones, y por tanto la frecuencia de realización de dicha limpieza.

De estos tratamientos, uno de los más empleados y con gran aceptación en nuestro país es el tratamiento magnético (TM), que consiste en hacer pasar el fluido a través de un campo magnético antes de someterlo al proceso de

calentamiento o evaporación; este tratamiento se logra con un dispositivo llamado magnetizador.

El tratamiento magnético constituye una tecnología limpia y de rápida amortización, así como de fácil y sencilla aplicación sin consumo adicional de energía. (Berenguer Maurant & Tristá Moncada, 1995)

3-) Instalaciones donde se aplica.

Teniendo en cuenta los estudios anteriores realizados sobre el efecto del campo magnético en diferentes instalaciones de los complejos agroindustriales azucareros se realiza el presente trabajo. En el mismo se analizaron los resultados de la aplicación del campo magnético en el CAI "Arquímedes Colina" de la provincia de Granma, en las siguientes instalaciones:

- Agua de alimentación de las calderas.
- Sistema de enfriamiento de compresores.
- Sistema de enfriamiento de turbogeneradores.
- Sistema de enfriamiento de bomba de vacío.
- Guarapo a calentadores.
- Sistema de evaporación.

Los efectos de la aplicación del campo magnético en estas instalaciones han sido altamente beneficiosos, representando ahorros considerables para el Central.

3.1-) Descripción

Según la teoría el campo magnético actúa sobre los iones presentes en la corriente de agua que se desplaza a través del campo magnético, de manera similar a como lo hace un conductor por el que circula corriente. Estos iones no son más que átomos, que tienen la particularidad de poseer una carga eléctrica positiva o negativa debido a un defecto o un exceso de electrones respectivamente.

La acción del campo magnético provoca el surgimiento de una fuerza que actúa sobre el ion (carga) que se mueve en el campo magnético denominada fuerza de Lorentz y cuya magnitud viene determinada por la ecuación:

$$F = k. g. v. B \sin \alpha \quad (3.1)$$

Donde:

k: coeficiente de proporcionalidad;

g: carga del ion;

v: velocidad de desplazamiento del ion;

B: inducción magnética;

α : ángulo entre la dirección del campo magnético y el movimiento del ion.

Las fuerzas de Lorentz crecen con el aumento de la carga del ion, la intensidad del campo magnético, la velocidad del flujo y el grado de perpendicularidad en la interacción de ésta con la dirección del flujo magnético. Los iones cargados positiva y negativamente (cationes y aniones) bajo la acción de las fuerzas de Lorentz se desvían en direcciones contrarias.

3.2-) Procesos industriales

Entre las aplicaciones industriales del tratamiento magnético, una de las más desarrolladas y antiguas es la prevención y eliminación de incrustaciones en los equipos de transferencia de calor, generadores de vapor e intercambiadores de calor.

El tratamiento magnético propuesto y debidamente probado, evita o atenúa sensiblemente el indeseable efecto de la incrustación, la cual trae una serie de inconvenientes entre los que se encuentran:

- Reducción del diámetro interior de los tubos.
- Incremento de la pérdida de presión.
- Reducción en la transferencia de calor.
- Sobre calentamientos locales.
- Aumento de la corrosión.
- Descenso de la producción.
- Aumento de los gastos de mantenimiento.

No se analizarán una a una las consecuencias que traen los inconvenientes mencionados, pero lo que sí se puede asegurar es que la tecnología propuesta elimina o atenúa sensiblemente cada una de ellas, como ha sido probado en diversas instalaciones de los servicios, defensa e industria nacional.

Se recopilaron los siguientes datos:

- Toneladas de caña molida
- Horas molida tándem
- Brix promedio de la meladura
- Pol en bagazo

- Humedad del bagazo
- Pol en cachaza
- Temperatura promedio en calentadores
- Tiempo perdido por limpieza
- Cantidad de limpiezas
- Productos químicos empleados en cada limpieza
- Días totales de zafra
- Temperatura del agua de alimentar caldera
- Temperatura de los gases de escape

Con los datos recogidos se realizaron los análisis correspondientes en la instalación, determinando el efecto de la aplicación del tratamiento magnético. En todos los casos fueron utilizados equipos magnetizadores diseñados por el CNEA.

Magnetizadores MIPAZ: Éstos fueron diseñados en el CNEA y construidos en el propio CAI, sus características se observan en la figura 9.

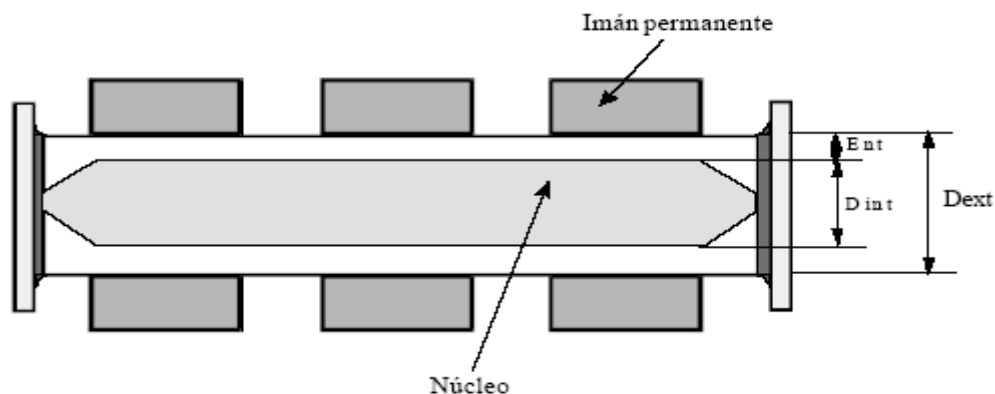


Fig.9. Esquema de los magnetizadores a imanes permanentes tipo MIPAZ.

Magnetizadores MAGCIME: Se fabrican en el Centro de Investigaciones Metalúrgicas (CIME) de Ciudad Habana con diseños del CNEA. Ver figura 10

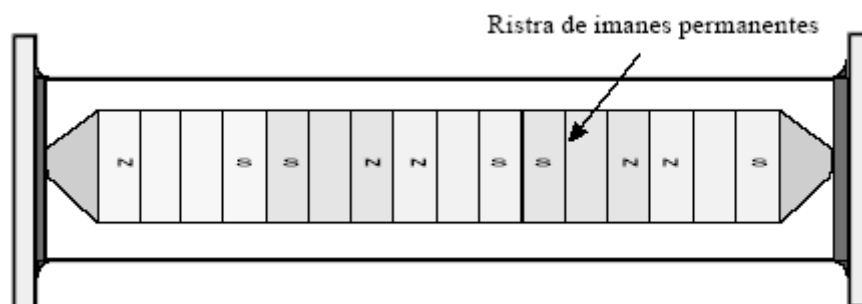


Fig.10. Esquema de los magnetizadores a imanes permanentes tipo MAGCIME 2 1/2"

3.2.1-) Evaporadores

Resultados obtenidos

Para realizar un análisis de los resultados que se obtuvieron en evaporadores, se hará una comparación entre el comportamiento del Brix de la meladura en los casos analizados. La norma del Brix de la meladura para una correcta cristalización es entre 60 y 65 Brix. En el CAI, el valor del Brix se encuentra dentro de la norma hasta el séptimo o décimo día, momento en el que este valor comienza a disminuir por debajo de los valores permisibles, indicando la necesidad de limpieza de los equipos. Después de instalados los magnetizadores en el CAI "A. Colina" este valor se comporta dentro de la norma hasta el día 13-14, lo que implicó que los ciclos de limpieza se prolongaran en cinco ocasiones a 15 o más días.

Resulta necesario aclarar que a medida que el Brix de la meladura comienza a disminuir por debajo de la norma, para aumentar este valor se debe incrementar la presión de trabajo, lo que implica un mayor consumo de vapor, así como realizar la recirculación de la meladura. Si se tiene en cuenta que el sistema de evaporación consume alrededor del 59 % del vapor total que se genera en el central, se tendrá una idea clara de lo que representa reducir el consumo de vapor por la disminución de las incrustaciones en los evaporadores.

3.2.1.1-) Beneficios económicos

- Días de zafra..... 123 d
- Cantidad de limpiezas programadas..... 12
- Cantidad de limpiezas realizadas..... 8
- Cantidad de limpiezas ahorradas..... 4

Costo de una limpieza:

- Consumo de ácido	2,4 t	\$ 370,24
- Consumo de potasa	1,6 t	\$ 61,69
Total		\$ 1 031,93

Ahorro total en productos químicos:

$$4 \times \$ 1\,031,93 = \$ 4\,127,72$$

Ganancias por lograr producir azúcar en días donde se había programado limpieza

Producción diaria = 326 t

Teniendo en cuenta que: 1 t = 2 200 lb y que el precio de 1 lb = \$0,04

Precio de 1 t en el mercado = \$ 88

Luego: 326 t x \$ 88 = \$ 28 688

Ganancia total en 4 d:

4 x \$ 28 688 = \$ 114 752,00

3.2.1.2-) Ahorro económico total

Considerando que la tasa de canje en nuestro país es de: 1 peso = 1 USD.

Entonces tenemos:

- Ahorro en productos químicos	\$ 4 127,72
- Ganancias en producción de azúcar	\$114 752,00
Total	\$118 879,72

Por lo que el beneficio económico total producto de la instalación del magnetizador en el sistema de evaporación es de: \$ 118 879,72.

3.3-) Calderas

Resultados obtenidos

Antes de instalarse el magnetizador en las calderas del CAI "Arquímedes Colina" los fluses, al finalizar la zafra, presentaban incrustaciones con espesores promedios de 3 a 4 mm, la generación de vapor era baja, presentándose continuados problemas por baja presión. En años anteriores, la producción de bagazo del ingenio no satisfacía la demanda, ya que el ingenio no balanceaba con la molida; luego de electrificar el central y sustituir esas máquinas de vapor, se logró en parte balancear la demanda de bagazo, quemándose y demandando leña para la liquidación final de zafra. Ésta a la vez demandaba mayor cantidad de extracciones continuas y de fondo, y por ende, mayor uso de productos químicos. Luego de instalarse el magnetizador, las calderas del CAI "Arquímedes Colina" tuvieron una mejoría significativa en su funcionamiento debido a:

- Al finalizar la zafra se comprobó en forma práctica la reducción del espesor de las incrustaciones a sólo 0,4-0,6 mm, lo que implica que durante el período de zafra el intercambio de calor en las calderas fue muy efectivo. Se debe resaltar que el aumento de las incrustaciones en 1 mm representa un incremento del

consumo de combustible en un 10 %, y 4 mm representan aproximadamente un 29 % de incremento de consumo.

- El proceso de generación de vapor fue notablemente mucho más estable que en años anteriores; lográndose con esto mejoras en el proceso de generación eléctrica, sistema de evaporación y cocción del azúcar. Podemos además resaltar que con niveles de alimentación de bagazo mucho más pequeños, con menor uso de alimentación y una distribución más uniforme y muy pequeña altura del colchón de bagazo sobre parrilla, se lograban las presiones deseadas.

- Además, con molidas elevadas y estables la producción de bagazo fue suficiente, lográndose además un exceso de éste en el patio, lo que permitió la venta del mismo, y esto en años anteriores nunca se había logrado.

3.3.1-) Beneficios económicos

- Cantidad de bagazo vendido	2 208,4 t
- Precio de 1 t de bagazo	\$ 16,50
Ahorro total	\$ 36 438,60

3.4-) Calentadores

Resultados obtenidos

Se instaló un magnetizador tipo MIPAZ 1010 a la entrada del guarapo o calentadores, observándose cambios significativos en la operación de los calentadores:

- Los ciclos de trabajo comenzaban igualmente con tres baterías de calentadores, manteniéndose este número de baterías hasta el último día del ciclo.

- Los valores de temperatura a la salida del jugo de los calentadores se incrementaron entre 2 y 3 °C con respecto a zafras anteriores; lo cual resulta altamente económico, ya que el jugo entra a los clarificadores con una temperatura más elevada, lo que implica un menor número de revolturas y por ende, un proceso de clarificación más rápido y efectivo.

- Durante todo el ciclo se realizó menor cantidad de limpieza en los calentadores, lo que conllevó a un menor uso de productos químicos.

3.4.1-) Beneficios sociales

Con la instalación del magnetizador y la posterior eliminación de las incrustaciones se mejora el proceso de limpieza de las calderas, lo que le facilita al operador el trabajo en el momento de la limpieza, además de que estará menor cantidad de tiempo en contacto con productos químicos.

3.4.2-) Beneficios ecológicos

La instalación del magnetizador al mejorar el proceso de combustión provoca que los gases que van hacia la atmósfera sean menos contaminantes, así como que se necesita menor cantidad de productos químicos para realizar la limpieza.

4-) Análisis económico general

Costo total de la inversión:

Magnetizadores MIPAZ.....	\$ 13 789,09
Magnetizadores MAGCIME.....	\$ 650,00
Total.....	\$ 14 439,09

Ganancias obtenidas:

Evaporadores.....	\$ 118 879,72
Calderas.....	\$ 36 438,60
Subtotal.....	\$ 155 318,32

Se estima además el ahorro en sistemas de enfriamiento y calentadores como un 25 % de este costo total, por lo que:

Ganancias totales

$$1,25 * (155\,318,32) = 194\,147,9$$

Ganancia neta = Ganancia - Inversión

$$194\,147,9 - 14\,439,09 = \$ 179\,708,81$$

De este valor se deduce que:

$$179\,708,81 / 14\,439,09 = 12,45$$

Por lo que de cada dólar invertido se ganan 12,45 dólares.

5-) Termocompresión:

5.1-) Principios:

Si consideramos un evaporador de simple efecto, el vapor de jugo producido tiene un calor latente de vaporización que podría ser aprovechado para calentar el jugo del mismo cuerpo. El inconveniente que se presenta, es que este vapor no tiene la suficiente temperatura como para que exista un diferencial de temperatura entre dicho vapor producido y el jugo existente en la calandria.

La termocompresión analiza este aspecto y lo que se propone es aumentar la presión y consecuentemente la temperatura del vapor producido, a tal grado que pueda ser utilizado para evaporar agua del mismo jugo del que proviene.

5.2-) Descripción:

La compresión del vapor puede producirse mediante el uso de un compresor centrífugo o con eyector de chorro de vapor.

El primero, es decir, el compresor centrífugo, obtiene su fuerza motriz de una turbina a vapor o de un motor eléctrico. Es rara vez utilizado debido a que como se trata de un aparato mecánico, tiene costosas piezas en movimiento que exigen una lubricación y mantenimiento esmerado. Por lo tanto este método está expuesto a daños repentinos que podrían paralizar la producción del ingenio.

El segundo método es el que generalmente se usa debido a su mayor confiabilidad. El eyector de chorro de vapor utiliza vapor a altas presiones.

Consiste de una boquilla o tobera en el cual es acelerado el vapor de proceso y luego expandido, una caja de mezcla en donde el vapor de proceso cede su energía cinética al vapor de proceso y por último tiene un difusor en el cual la mezcla de vapores es comprimida a una presión requerida en la calandria.

Para evaluar la eficiencia de estos eyectores, existe un término llamado "coeficiente de arrastre", que es la relación entre el peso de vapor aspirado y el peso de vapor que llega al eyector.

$$e = \frac{M_2}{M_1}$$

Donde:

e: coeficiente de arrastre

M₂: peso de vapor aspirado (kg)

M₁: peso de vapor de proceso requerido (kg)

El vapor de e, depende de la presión existente en la calandria, a mayor presión menor será el coeficiente de arrastre, es decir, que para una mayor presión de salida de los vapores mezclados en el eyector, mayor será el vapor de proceso requerido por el eyector.

5.3-) Ventajas de la termocompresión:

Las principales ventajas que presenta la termocompresión son las siguientes:

- a-) Debido a que la termocompresión aumenta la evaporación en el primer efecto, disminuye la evaporación en los efectos restantes y consecuentemente las superficies de calentamiento de estos cuerpos, con lo cual el costo de estos aparatos es inferior.
- b-) Debido a que ahorra vapor de proceso, el termocompresor aumenta la eficiencia térmica del proceso.
- c-) Alivia la carga del condensador, disminuyendo la capacidad del rociador de agua.

5.4-) Desventajas de la termocompresión:

- a-) El costo mismo del compresor.
- b-) Necesidad de una válvula de vapor para regular la entrada de vapor de proceso al termocompresor según los requerimientos del cuerpo al cual sirve.

6-) Instalación de un termocompresor.

Cuando se instala un termocompresor existen ciertas condiciones que deben llenarse. Las más importantes son las siguientes:

- El peso y de vapor aspirado está limitado a un cierto margen.
- El peso x de vapor que va del último cuerpo al condensador no puede, por el contrario descender de un cierto mínimo.

6.1-) Primera condición: Peso máximo de vapor aspirado

La termocompresión lleva en sí una economía de vapor. Esta economía es interesante en tanto disminuya el complemento de vapor que debe tomarse de las calderas para la fábrica. Sin embargo, cuando se ha podido reducir este complemento a 0, no hay mayor interés en aumentar la termocompresión: En efecto, el consumo de vapor de escape producido, lo que haría necesario dejar escapar vapor a la atmósfera, por la válvula de seguridad y se perdería más de lo que podría ganarse.

Existe entonces una economía máxima que puede obtenerse con la termocompresión: debe instalarse un regulador en ella tal, que el consumo de vapor sea siempre igual o ligeramente superior a la producción.

La producción de vapor de escape corresponde a la cantidad dada por el tubo o las máquinas, disminuida de las pérdidas por condensación, fugas, etc. Es decir M.

El consumo de vapor de escape Q está representado por tres partes: vapor introducido al 1^{er} cuerpo, al cocimiento y al calentamiento, es decir:

$$Q = q' + C + R \quad (3.2)$$

Donde:

Q: peso total del vapor de escape consumido

q': peso del vapor de escape proporcionado al 1^{er} cuerpo del múltiple efecto

C: peso del vapor de escape consumido en el cocimiento

R: peso del vapor de escape consumido en el calentamiento

Es necesario que:

$$q' + C + R \geq M \quad (3.3)$$

o :

$$q' \geq M - C - R \quad (3.4)$$

La evaporación total aplicada a un múltiple efecto con termocompresión esta dada por la ecuación:

$$E = nx + P_1 + 2P_2 + 3P_3 + \mu q \quad (3.5)$$

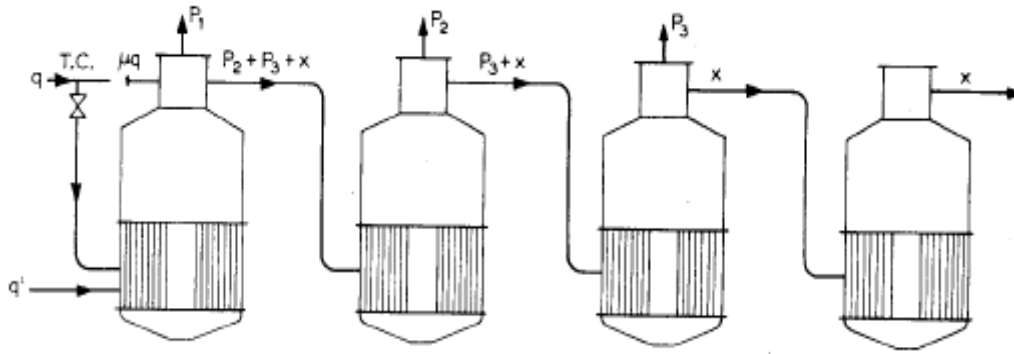


Fig.11. Termocompresión máxima.

Y al igualar el peso de vapor de calentamiento al peso de vapor producido en el 1^{er} cuerpo se tiene:

$$q + q' = x + P_1 + P_2 + P_3 \quad (3.6)$$

Si se elimina x de (3.5) y se sustituye en (3.6) se obtiene:

$$q' = \frac{E + (n-1)P_1 + (n-2)P_2 + (n-3)P_3}{n} - \frac{n+\mu}{n} * q \quad (3.7)$$

Llevando este valor a (3.4) y resolviendo con relación a q se obtiene:

$$q \leq \frac{1}{n+\mu} * [E + (n-1)P_1 + (n-2)P_2 + (n-3)P_3 - n(M - C - R)] \quad (3.8)$$

Que también se puede expresar:

$$y \leq \frac{\mu}{n+\mu} * [E + (n-1)P_1 + (n-2)P_2 + (n-3)P_3 - n(M - C - R)] \quad (3.9)$$

En una fábrica de azúcar de caña clásica y bien balanceada, pueden tenerse los valores siguientes (por T.C):

E=800 kg, P₁=40 kg, P₂=30 kg, P₃=0 a 20 kg

M-C-R= 0 a 200 (0 para una fábrica completamente electrificada, con un turbo de alta presión; 200 cuando se emplean máquinas de vapor de baja presión)

Con un cuádruple efecto, la expresión entre los paréntesis variará de 0 a 1000 aproximadamente. Su valor más frecuente estará alrededor de 600. Si $\mu=2$, la cantidad de vapor motriz no deberá pasar de 100 kg/T.C, ni la cantidad de vapor aspirado de 200 kg/T.C, en estas condiciones.

6.2-) Segunda condición. Trabajo mínimo del último cuerpo.

La condición (3.9) fija un trabajo máximo para el termocompresor y para el primer cuerpo, pero no significa una condición de trabajo mínimo para los últimos cuerpos.

En efecto, E, P₁, P₂ y P₃ se conocen generalmente y de cualquier manera, la igualdad (3.5) nos muestra que al máximo impuesta a q por (3.8) corresponde

un mínimo para x. Búsquese este valor. Se dedujo q de (3.5) se remplazó en (3.8) y se obtuvo:

$$x \geq \frac{1}{n+\mu} * [E - P_1 - 2P_2 - 3P_3 - \mu(P_1 + P_2 + P_3) + \mu(M - C - R)] \quad (3.10)$$

6.3-) Variación del consumo de vapor con la termocompresión.

Cuando el regulador del termocompresor trabaja, y abre o cierra la admisión de vapor motriz, los pesos de vapor de alta presión motriz (q) y del vapor de escape entrando al primer cuerpo (q') deben variar correlativamente.

Dicho de otra manera: cuando el termocompresor absorbe 2 kg de vapor de alta presión motriz adicionales, la calandria del 1^{er} cuerpo consume 3 kg menos de vapor de escape.

Son sobre todo las variaciones del consumo de vapor en los tachos (es decir, el término C de M-C-R) las que originan las oscilaciones más frecuentes e importantes en el regulador del termocompresor y su gasto.

7-) Análisis económico del cuádruple efecto con termocompresión.

El análisis que a continuación se empezará será algo estimativo, por cuanto, para realizar un análisis exacto del costo que tendrá el sistema de evaporación, sería necesario efectuar un diseño completo de todos los elementos que intervendrán en la fabricación de estos aparatos principalmente en los que se refiere a la selección de los materiales a utilizarse.

El análisis económico se desarrollará dividiendo los costos en dos secciones: el costo de los materiales y el de la mano de obra, taller y gastos de administración. (S., 2010)

7.1-) Materiales:

En lo que respecta al espesor de la plancha de acero a usarse en los diferentes cuerpos de los evaporadores, se respetarán las normas dadas por la A.S.M.E para tanques cilíndricos sometidos a presiones de vacío, por lo que el espesor de la plancha será de ½".

El cuerpo cilíndrico estará soportado por una estructura fabricada con ángulos de hierro de 2"x2"x1/2" la cual se encuentra representada en la figura 1 del anexo.

Las bridas y sus respectivas contrabridas usadas para el acople de las diferentes secciones de los evaporadores, serán fabricadas de un angular de hierro de 4"x4x1/2".

Los espejos a los cuales estarán soldados los tubos que forman las superficies de calentamiento, serán fabricados de plancha de acero de 1/2" de espesor.

De lo antes expuesto y considerando los precios actuales existentes en el mercado, tenemos:

Cantidad	Descripción	Precio (\$)	Subtotal (\$)
70	Tonelada métrica de acero 1/2"	2 914, 26	2 040 000
9 100	Tubos de latón de 2"x1x15/16" de 20 pies de largo	900	8 190 000
40	Ángulos de hierro de 4"x1/2"x6 metros de largo	1 950	78 000
75	Ángulos de hierro de 2"x1/2"x6 metros de largo"	1 153,33	86 500
1 000	Pernos de acero con tuerca de 3/4"x5"	6,5	6 500
	Materiales varios (3 % de lo anterior)		312 000
	TOTAL COSTO MATERIALES		10 713 000

7.2-) Mano de obra, taller y gastos administrativos:

Para la fabricación de los cuerpos de los evaporadores, se tomará el costo actual que tiene en nuestro medio este tipo de trabajo. Este costo es de 25 200 por tonelada métrica de acero procesado. En este valor está incluida mano de obra, taller y gastos administrativos.

Para la fabricación de las calandrias se considerará seis cuadrillas de obreros compuestas de un maestro soldador con dos ayudantes cada una. Dos cuadrillas compuestas de un maestro cortador y dos ayudantes en cada una de ellas. Para la supervisión de estos trabajos se tendrá un ingeniero con dos ayudantes.

El tiempo de labores será por un lapso de 120 días para los obreros y de 4 meses para el ingenio y sus ayudantes.

Considerando los puntos anteriormente mencionados, tenemos:

Cantidad	Descripción	Precio(\$)	Subtotal(\$)
70	Toneladas métricas de acero procesado	25 200	1 764 000
6	Maestros soldadores laborando 120 días	2 640	15 840
2	Maestros cortadores laborando 120 días	2 160	4 320
16	Ayudantes de maestros laborando 120 días	1 320	21 120
1	Ingeniero laborando 4 meses	4000	4000
2	Ayudantes de ingeniería laborando 4 meses	3 400	3 400
	Gasto-taller y uso de maquinaria (10 % de lo anterior)		235 000
	Gastos administrativos e imprevistos (11 % de lo anterior)		258 000
	TOTAL MANO DE OBRA, TALLER Y GASTOS ADMINISTRATIVOS		2 837 800
	COSTO TOTAL DE LOS EVAPORADORES		13 550 800
1	Termocompresor		115 000
	GRAN TOTAL		13 665 800

CONCLUSIONES:

- La metodología desarrollada permite evaluar de forma eficaz e integral el comportamiento de la eficiencia energética del proceso de producción en los centrales azucareros.
- Esta metodología se basa en la realización de balances de masa y energía en todas las secciones de la industria a partir, fundamentalmente, de datos que se deben conocer del proceso.
- La metodología es aplicable a cualquier central azucarero, independientemente de su esquema energético.
- Como validación de esta metodología, se contrastó el valor del rendimiento calculado con el obtenido aplicando el código ASME, observándose desviaciones poco significativas. ($\approx 2\%$)
- A su vez, la metodología permite determinar el caudal de combustible que ingresa al horno, el caudal de aire total, el caudal de gases y la temperatura de los gases a la salida del precalentador de aire. Para ello, se utiliza la composición química y poder calorífico inferior de los combustibles empleados; caudal, temperatura y presión del vapor generado; temperatura del agua de alimentación a la caldera; composición, temperatura y caudal de los gases secos de combustión a la entrada del precalentador de aire y temperatura del aire frío.
- Se pudo observar que tanto el rendimiento de la caldera como el del intercambiador de calor se encuentran con pocas variaciones con respecto a los valores que se encuentran en la literatura.
- Se pudo comprobar que los proyectos de mejoras no presentan un alto costo de inversión y el país se ahorra una gran suma de dinero con su instalación.

RECOMENDACIONES:

- Aplicar la metodología de cálculo en posteriores balances que se realicen en el ingenio y comparar los resultados obtenidos para ver si variaron o no los parámetros calculados.
- Mejorar las condiciones de aislamiento en las tuberías y accesorios en el complejo para mejorar la eficiencia del mismo y de sus respectivas áreas.
- Mantener controlados y tabulados todos los datos necesarios para realizar dicha metodología.
- Instalar de acuerdo a los costos correspondientes un quíntuple efecto para mejorar el consumo de bagazo y de vapor en la instalación.
- Mejorar las condiciones de trabajo de los equipos que intervienen directamente en el proceso, para continuar elevando la eficiencia del central.
- Aplicar de acuerdo los costos de instalación los proyectos de mejoras propuestos en el trabajo.

BIBLIOGRAFÍA:

- (ASME), A. S. (1964). *Power Test Code for Steam Generating Units*. New York: Three Park Avenue.
- (ICINAZ), D. d. (1980). Seminario para la Racionalización Energética en la Industria de la Caña de Azúcar. *Eficiencia térmica en la industria azucarera* , 324.
- Berenguer Maurant, A., & Tristá Moncada, J. (1995). *Instrucciones de instalación y explotación de magnetizadores en la industria azucarera*.
- Dunand, R., & Morera, R. (1988). *El campo megnético y su efecto sobre la estructura y la composición de las incrustaciones en las instalaciones de evaporación en las fábricas azucareras*.
- Font, M. F. *Cuba y la economía azucarera mundial*. La Habana: Pueblo y Educación.
- G.H, J. (1971). *Introducción a la tecnología de la caña de azucar*. Ciencia y técnica.
- Hugot, E. (1963). *Manual para ingenieros azucareros*. México: Continental.
- Llerena M, G. (1978). *Metodología para el balance energético*. La Habana.
- MINAZ. (Enero de 1989). *Balance de bagazo* .
- Pons, H. A. (1987). *Termodinámica técnica para ingenieros químicos*. La Habana: Pueblo y Educación.
- S., S. (2010). Tesis de maestría. *Evaluación integral de la eficiencia energética en centrales azucareros* . México.
- Suarez R, R., C, J. L., & Banbanaste, R. (1982). *El almacenamiento de bagazo para la industria de derivados*. La Habana: Ciencia-Técnica.

ANEXOS:

TABLA 149A. PROPIEDADES DEL VAPOR SECO SATURADO (UNIDADES METRICAS)

t = temperatura en °C
 p = presión absoluta del vapor en kg/cm²
 p' = presión manométrica del vapor en kg/cm²
 d = peso específico del agua a t °C, en kg/dm³
 q = calor sensible para elevar la cantidad de 1 kg de agua, de 0°C a t °C en kcal/kg
 r = calor latente de vaporización del agua a t °C en kcal/kg
 $\lambda = q + r$ = calor total de 1 kg de agua a t °C
 ω = peso específico del vapor a t °, en kg/m³
 v = volumen específico del vapor a t °C, en m³/kg

t	p	d	q	r	λ	ω	v
0	0.00623	0.99987	0	597.2	597.2	0.00485	206.3
5	0.00889	0.99999	5	594.4	599.4	0.00680	147.2
10	0.01251	0.99973	10	591.6	601.6	0.00940	106.4
15	0.01738	0.99913	15	588.8	603.8	0.01282	77.99
16	0.01853	0.99897	16	588.3	604.3	0.01363	73.39
17	0.01975	0.99880	17	587.7	604.7	0.01447	69.10
18	0.02103	0.99862	18	587.1	605.1	0.01536	65.10
19	0.02239	0.99843	19	586.6	605.6	0.01630	61.35
20	0.02383	0.99823	20	586	606	0.01729	57.84
21	0.02534	0.99802	21	585.5	606.5	0.01833	54.56
22	0.02694	0.99780	22	584.9	606.9	0.01942	51.49
23	0.02863	0.99756	23	584.3	607.3	0.02056	48.63
24	0.03041	0.99732	24	583.8	607.8	0.02177	45.94
25	0.03229	0.99707	25	583.2	608.2	0.02304	43.41
26	0.03426	0.99681	26	582.6	608.6	0.02437	41.04
27	0.03634	0.99654	27	582.1	609.1	0.02576	38.82
28	0.03853	0.99626	28	581.5	609.5	0.02723	36.73
29	0.04083	0.99597	29	581	610	0.02876	34.77
30	0.04325	0.99567	30	580.4	610.4	0.03036	32.93
31	0.04580	0.99537	31	579.8	610.8	0.03204	31.20
32	0.04847	0.99505	32	579.3	611.3	0.03380	29.58
33	0.05128	0.99463	33	578.7	611.7	0.03565	28.05
34	0.05423	0.99440	34	578.1	612.1	0.03758	26.61
35	0.05733	0.99406	35	577.5	612.5	0.03960	25.25
36	0.06057	0.99371	36	577	613	0.04171	23.97
37	0.06398	0.99336	37	576.4	613.4	0.04392	22.77
38	0.06755	0.99299	38	575.9	613.9	0.04622	21.63
39	0.07129	0.99262	39	575.3	614.3	0.04863	20.56
40	0.07520	0.99224	40	574.7	614.7	0.05114	19.55
41	0.07930	0.99186	41	574.2	615.2	0.05377	18.60
42	0.08360	0.99147	42	573.6	615.6	0.05650	17.70
43	0.08809	0.99107	43	573	616	0.05935	16.85
44	0.09279	0.99066	44	572.4	616.4	0.06233	16.04
45	0.09771	0.99024	45	571.8	616.8	0.06544	15.28
46	0.10284	0.98982	46	571.2	617.2	0.06867	14.56
47	0.10821	0.98940	47	570.7	617.7	0.07203	13.88
48	0.11382	0.98896	48	570.1	618.1	0.07553	13.24
49	0.11967	0.98852	49	569.5	618.5	0.07918	12.63
50	0.12578	0.98807	50	569	619	0.08298	12.05
51	0.1322	0.98762	50.9	568.4	619.3	0.0869	11.50
52	0.1388	0.98715	51.9	567.8	619.7	0.0910	10.98
53	0.1457	0.98669	52.9	567.3	620.2	0.0953	10.49
54	0.1530	0.98621	53.9	566.7	620.6	0.0997	10.02
55	0.1605	0.98573	54.9	566.1	621	0.1043	9.584
56	0.1684	0.98524	55.9	565.6	621.5	0.1091	9.164
57	0.1765	0.98478	56.9	565	621.9	0.1141	8.764
58	0.1850	0.98425	57.9	564.4	622.3	0.1193	8.385
59	0.1939	0.98375	58.9	563.8	622.7	0.1247	8.025
60	0.2031	0.98324	59.9	563.3	623.2	0.1302	7.682

TABLA 149A. (Continuación)

t	p	d	q	r	λ	$\overline{u}$	v
61	0.2127	0.98272	60.9	562.7	623.6	0.1359	7.356
62	0.2227	0.98220	61.9	562.1	624	0.1419	7.046
63	0.2330	0.98167	62.9	561.5	624.4	0.1481	6.752
64	0.2438	0.98113	63.9	560.9	624.8	0.1545	6.473
65	0.2550	0.98059	64.9	560.3	625.2	0.1611	6.206
66	0.2666	0.98005	65.9	559.7	625.6	0.1680	5.951
67	0.2787	0.97950	66.9	559.1	626	0.1752	5.709
68	0.2912	0.97894	67.9	558.5	626.4	0.1826	5.478
69	0.3042	0.97838	68.9	558	626.9	0.1902	5.258
70	0.3177	0.97781	69.9	557.4	627.3	0.1981	5.049
71	0.3317	0.97723	70.9	556.8	627.7	0.2062	4.849
72	0.3463	0.97666	71.9	556.2	628.1	0.2146	4.658
73	0.3613	0.97607	72.9	555.6	628.5	0.2234	4.476
74	0.3769	0.97548	73.9	555	628.9	0.2324	4.302
75	0.3931	0.97489	74.9	554.4	629.3	0.2418	4.136
76	0.4098	0.97429	75.9	553.8	629.7	0.2514	3.977
77	0.4272	0.97368	76.9	553.2	630.1	0.2614	3.826
78	0.4451	0.97307	77.9	552.6	630.5	0.2717	3.681
79	0.4637	0.97245	78.9	552	630.9	0.2823	3.543
80	0.4829	0.97183	80	551.3	631.3	0.2933	3.410
81	0.5028	0.97121	81	550.7	631.7	0.3046	3.283
82	0.5234	0.97057	82	550.1	632.1	0.3162	3.162
83	0.5447	0.96994	83	549.5	632.5	0.3282	3.047
84	0.5667	0.96930	84	548.8	632.8	0.3406	2.936
85	0.5894	0.96865	85	548.2	633.2	0.3534	2.830
86	0.6129	0.96800	86	547.6	633.6	0.3666	2.728
87	0.6372	0.96734	87	547	634	0.3802	2.630
88	0.6623	0.96668	88	546.4	634.4	0.3942	2.537
89	0.6882	0.96601	89	545.7	634.7	0.4086	2.447
90	0.7149	0.96534	90	545.1	635.1	0.4235	2.361
91	0.7425	0.96467	91	544.5	635.5	0.4388	2.279
92	0.7710	0.96399	92	543.9	635.9	0.4545	2.200
93	0.8004	0.96330	93	543.3	636.3	0.4707	2.124
94	0.8307	0.96261	94	542.7	636.7	0.4873	2.051
95	0.8619	0.96192	95	542	637	0.5045	1.981
96	0.8942	0.96122	96	541.4	637.4	0.5221	1.914
97	0.9274	0.96051	97	540.8	637.8	0.5402	1.851
98	0.9616	0.95981	98	540.2	638.2	0.5588	1.789
99	0.9969	0.95909	99	539.5	638.5	0.5780	1.730
100	1.0332	0.95838	100	538.9	638.9	0.5977	1.673
101	1.0707	0.0375	101	538.3	639.3	0.6179	1.618
102	1.1092	0.0760	102	537.6	639.6	0.6387	1.565
103	1.1489	0.1157	103.1	536.9	640	0.6601	1.515
104	1.1898	0.1566	104.1	536.2	640.3	0.6820	1.466
105	1.2318	0.1986	105.1	535.6	640.7	0.7045	1.419
106	1.2751	0.2419	106.1	535	641.1	0.7276	1.374
107	1.3196	0.2864	107.1	534.3	641.4	0.7514	1.331
108	1.3654	0.3322	108.1	533.6	641.7	0.7758	1.289
109	1.4125	0.3793	109.1	533	642.1	0.8008	1.249
110	1.4609	0.4277	110.1	532.4	642.5	0.8265	1.210
111	1.5106	0.4774	111.1	531.8	642.9	0.8528	1.173
112	1.5618	0.5286	112.1	531.1	643.2	0.8798	1.137
113	1.6144	0.5812	113.2	530.4	643.6	0.9075	1.102
114	1.6684	0.6352	114.2	529.7	643.9	0.9359	1.068
115	1.7239	0.6907	115.2	529.1	644.3	0.9650	1.036

TABLA 149A. (Continuación)

t	p	p'	q	r	λ	ω	ν
116	1.7809	0.7477	116.2	528.4	644.6	0.9947	1.005
117	1.8394	0.8062	117.2	527.8	645	1.026	0.9752
118	1.8995	0.8663	118.2	527.1	645.3	1.057	0.9462
119	1.9612	0.9280	119.2	526.4	645.6	1.089	0.9183
120	2.0245	0.9913	120.3	525.7	646	1.122	0.8914
121	2.0895	1.0563	121.3	525.1	646.4	1.156	0.8655
122	2.1561	1.1229	122.3	524.4	646.7	1.190	0.8404
123	2.2245	1.1913	123.3	523.7	647	1.225	0.8161
124	2.2947	1.2615	124.3	523.1	647.4	1.262	0.7927
125	2.3666	1.3334	125.3	522.4	647.7	1.299	0.7701
126	2.4404	1.4072	126.4	521.6	648	1.337	0.7482
127	2.5160	1.4828	127.4	520.9	648.3	1.376	0.7271
128	2.5935	1.5603	128.4	520.3	648.7	1.415	0.7068
129	2.6730	1.6398	129.4	519.6	649	1.455	0.6871
130	2.7544	1.7212	130.4	518.9	649.3	1.496	0.6680
131	2.8378	1.8046	131.4	518.2	649.6	1.539	0.6496
132	2.9233	1.8901	132.5	517.4	649.9	1.583	0.6318
133	3.011	1.978	133.5	516.7	650.2	1.628	0.6146
134	3.101	2.068	134.5	516	650.5	1.673	0.5979
135	3.192	2.159	135.5	515.3	650.8	1.719	0.5817
136	3.286	2.253	136.6	514.6	651.2	1.767	0.5661
137	3.382	2.349	137.6	513.9	651.5	1.815	0.5510
138	3.481	2.448	138.6	513.3	651.9	1.864	0.5363
139	3.582	2.549	139.6	512.6	652.2	1.915	0.5221
140	3.685	2.652	140.6	511.9	652.5	1.967	0.5084
141	3.790	2.757	141.7	511.1	652.8	2.020	0.4951
142	3.898	2.865	142.7	510.4	653.1	2.074	0.4823
143	4.009	2.976	143.7	509.7	653.4	2.129	0.4698
144	4.122	3.089	144.8	508.9	653.7	2.185	0.4577
145	4.237	3.204	145.8	508.2	654	2.243	0.4459
146	4.355	3.322	146.8	507.5	654.3	2.302	0.4345
147	4.476	3.443	147.8	506.8	654.6	2.362	0.4235
148	4.599	3.566	148.9	506	654.9	2.423	0.4128
149	4.725	3.692	149.9	505.3	655.2	2.485	0.4024
150	4.854	3.821	150.9	504.6	655.5	2.548	0.3924

p	p'	t	q	r	λ	ω	ν
5	3.967	151.11	152.1	503.7	655.8	2.621	0.3816
5.5	4.467	154.71	155.8	501.1	656.9	2.867	0.3488
6	4.967	158.08	159.3	498.5	657.8	3.112	0.3213
6.5	5.467	161.21	162.5	496.1	658.6	3.356	0.2980
7	5.967	164.17	165.6	493.8	659.4	3.600	0.2778
7.5	6.467	166.96	168.5	491.6	660.1	3.842	0.2603
8	6.967	169.61	171.3	489.5	660.8	4.085	0.2448
8.5	7.467	172.12	173.9	487.5	661.4	4.327	0.2311
9	7.967	174.53	176.4	485.6	662	4.568	0.2189
9.5	8.467	176.83	178.9	483.6	662.5	4.809	0.2080
10	8.967	179.04	181.2	481.8	663	5.049	0.1981
10.5	9.467	181.16	183.4	480.1	663.5	5.290	0.1891
11	9.967	183.20	185.6	478.3	663.9	5.530	0.1808
11.5	10.467	185.17	187.7	476.6	664.3	5.770	0.1733
12	10.967	187.08	189.7	475	664.7	6.010	0.1664
12.5	11.467	188.92	191.6	473.5	665.1	6.249	0.1600
13	11.967	190.71	193.5	471.9	665.4	6.488	0.1541
13.5	12.467	192.45	195.3	470.4	665.7	6.728	0.1486
14	12.967	194.13	197.1	468.9	666	6.967	0.1435
14.5	13.467	195.77	198.9	467.4	666.3	7.207	0.1388

TABLA 149A. (Continuación)

p	p'	t	q	r	λ	α	γ
15	13.967	197.36	200.6	466	666.6	7.446	0.1343
16	14.967	200.43	203.9	463.2	667.1	7.925	0.1262
17	15.967	203.35	207.1	460.4	667.5	8.405	0.1190
18	16.967	206.14	210.1	457.8	667.9	8.886	0.1126
19	17.967	208.81	213	455.2	668.2	9.366	0.1068
20	18.967	211.38	215.8	452.7	668.5	9.846	0.1016
21	19.967	213.85	218.5	450.2	668.7	10.33	0.09682
22	20.967	216.23	221.2	447.7	668.9	10.81	0.09251
23	21.967	218.53	223.6	445.5	669.1	11.29	0.08856
24	22.967	220.75	226.1	443.2	669.3	11.78	0.08492
25	23.967	222.90	228.5	440.9	669.4	12.26	0.08157
26	24.967	224.99	230.8	438.7	669.5	12.75	0.07846
27	25.967	227.01	233	436.6	669.6	13.23	0.07557
28	26.967	228.98	235.2	434.4	669.6	13.72	0.07288
29	27.967	230.89	237.4	432.3	669.7	14.21	0.07037
30	28.967	232.76	239.5	430.2	669.7	14.70	0.06802
32	30.967	236.35	243.6	426.1	669.7	15.69	0.06375
34	32.967	239.77	247.5	422.1	669.6	16.68	0.05995
36	34.967	243.04	251.2	418.3	669.5	17.68	0.05658
40	38.967	249.18	258.2	410.8	669	19.69	0.05078
45	43.967	256.23	266.5	401.7	668.2	22.25	0.04495
50	48.967	262.70	274.2	393.1	667.3	24.85	0.04024
60	58.967	274.29	288.4	376.6	665	30.21	0.03310
80	78.967	293.62	312.6	346.3	658.9	41.60	0.02404
100	98.967	309.53	334	317.1	651.1	54.21	0.01845
150	148.967	340.56	381.7	243.2	624.9	93.90	0.01065
200	198.967	364.08	431.4	150.7	582.1	161.2	0.00620
225.6	224.567	374.15	501.5	0	501.5	315	0.00318

TABLA 151. CALOR TOTAL DEL VAPOR SOBRECALENTADO

Esta tabla da el calor total λ de la ecuación precedente empleando la misma nomenclatura. p' = presión de manómetro correspondiente aproximada.

A. Unidades Métricas

p p' $^{\circ}\text{C}$	9 8	11 10	13 12	17 16	21 20	26 25	31 30	41 40	51 50	61 60
200	677.5	674.9	671.8							
210	683	680.8	678.2	672.5						
220	688.4	686.3	684	679.2	673.7					
230	693.5	691.6	688.6	685.3	680.6	673.8				
240	698.7	697	695.2	691.3	687.2	681.3	674.6			
250	703.8	702.2	700.6	697	693.2	688.1	682.4			
260	709	707.5	706	702.7	699.2	694.6	689.6	677.8		
270	714	712.6	711.2	708.1	705	700.8	696.3	686.1	673.6	
280	719	717.7	716.3	713.5	710.6	706.8	702.8	693.6	682.8	670.1
290	724.1	722.8	721.5	718.9	716.2	712.7	709	707.7	691.3	680.3
300	729.2	727.9	726.7	724.3	721.8	718.4	715	707.5	699.1	689.5
310	734.3	733.1	731.9	729.6	727.2	724.1	721	714.1	706.5	698
320	739.3	738.2	737.1	734.8	732.6	729.7	726.8	720.4	713.5	705.8
330	744.3	743.2	742.2	740	737.9	735.2	732.5	726.6	720.2	713.3
340	749.4	748.4	747.4	745.4	743.4	740.8	738.2	732.7	726.7	720.5
350	754.4	753.5	752.5	750.6	748.7	746.3	743.7	738.5	733	727.2
360	759.4	758.5	757.6	755.8	754	751.7	749.3	744.3	739.2	733.8
370	764.5	763.7	762.8	761.1	759.3	757.1	754.9	750.1	745.4	740.4
380	769.6	768.7	767.9	766.2	764.6	762.5	760.3	755.9	751.5	746.8
390	774.6	773.8	773	771.4	769.8	767.8	765.7	761.6	757.4	753
400	779.6	778.9	778.1	776.6	775.1	773.1	771.2	767.3	763.2	759.1
410	784.8	784.1	783.3	781.9	780.4	778.6	776.7	772.9	769.1	765.2
420	789.9	789.2	788.5	787.1	785.7	783.9	782.1	778.5	774.8	771.1
430	795	794.3	793.6	792.3	790.9	789.2	787.5	784.1	780.5	777
440	800.1	799.4	798.8	797.5	796.2	794.6	792.9	789.7	786.2	783
450	805.2	804.5	803.9	802.7	801.4	799.9	798.3	795.2	792	788.8
460	810.2	809.6	809	807.8	806.6	805.1	803.6	800.6	797.5	794.5
470	815.3	814.8	814.2	813	811.9	810.4	809	806.1	803.2	800.2
480	820.5	820	819.4	818.3	817.2	815.8	814.4	811.6	808.8	806
490	825.7	825.2	824.6	823.6	822.5	821.2	819.8	817.1	814.5	811.7
500	830.8	830.3	829.7	828.8	827.7	826.4	825.2	822.6	820	817.4
510	836	835.5	835	834.1	833	831.8	830.6	828.1	825.5	823
520	841.2	840.7	840.2	839.3	838.3	837.1	835.9	833.5	831	828.6
530	846.4	846	845.5	844.6	843.7	842.6	841.4	839	836.6	834.4
540	851.6	851.2	850.8	849.9	849	847.9	846.8	844.5	842.2	840
550	856.8	856.4	856	855.1	854.3	853.2	852.1	849.9	847.8	845.6

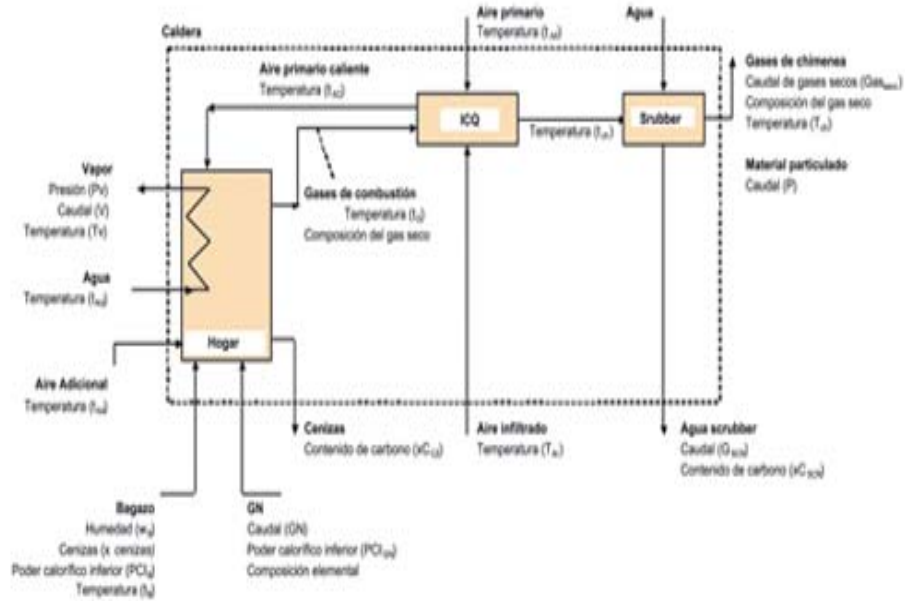
Tabla 3.1 Composición de los gases en el bagazo % de peso.

	Composición propuesta por Hugot (%)	Composición corregida (%)
C	47,0	45,00
H ₂	6,5	6,20
O ₂	44,0	42,20
cenizas	2,5	6,55

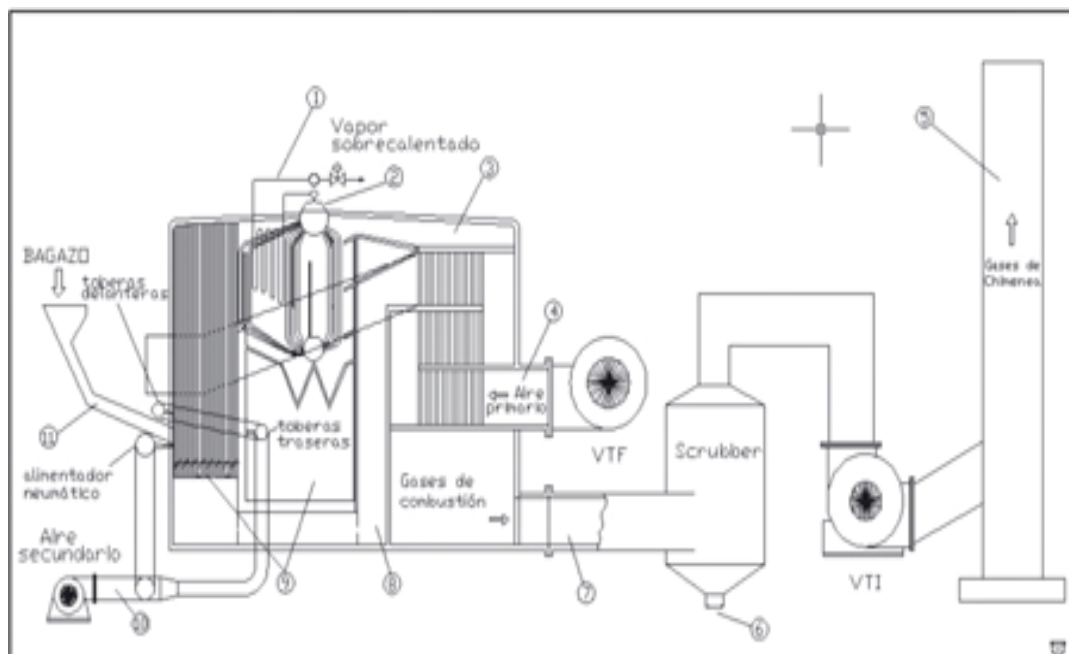
Tabla 3.2 Valores promedio, desviación estándar y coeficiente de variación porcentual de las variables medidas.

Variables medidas	Promedio	Desv. est.	CV (%)
V (kg/h)	50.280	3.100	6,17
pv (ata)	17,4	0,548	3,15
Tv (°C)	311,27	18,425	5,92
CO ₂ (%)	11,38	0,076	0,67
O ₂ (%)	8,62	0,076	0,88
CO (%)	0,03	0,005	16,79
P _{esc} (kg/h)	17,39	2,5	14,37
G _{esc} (kg/h)	60.336	5.430	9,00
C _{esc} (g/kg)	8	0,5	6,25
λ. Entrada	1,72	0,046	2,68
Gases ____ (kg/h)	162.585	6.721	3,55
C _{esc}	0,003	0,0003	10,00
Tgas (°C)	304,2	11,426	3,76
tch (°C)	182,4	0,943	0,52
taf (°C)	25,1	2,205	8,78
tac (°C)	205,6	1,608	0,78
tag (°C)	106,34	2,25	2,11

Diagrama de un generador de vapor con los datos de entrada necesarios, mostrando los centros de balances: hogar, precalentador de aire (ICQ), scrubber y caldera (enmarcada en líneas de trazo).



Generador de vapor para bagazo del tipo acuotubular, con la indicación de los puntos de medición.



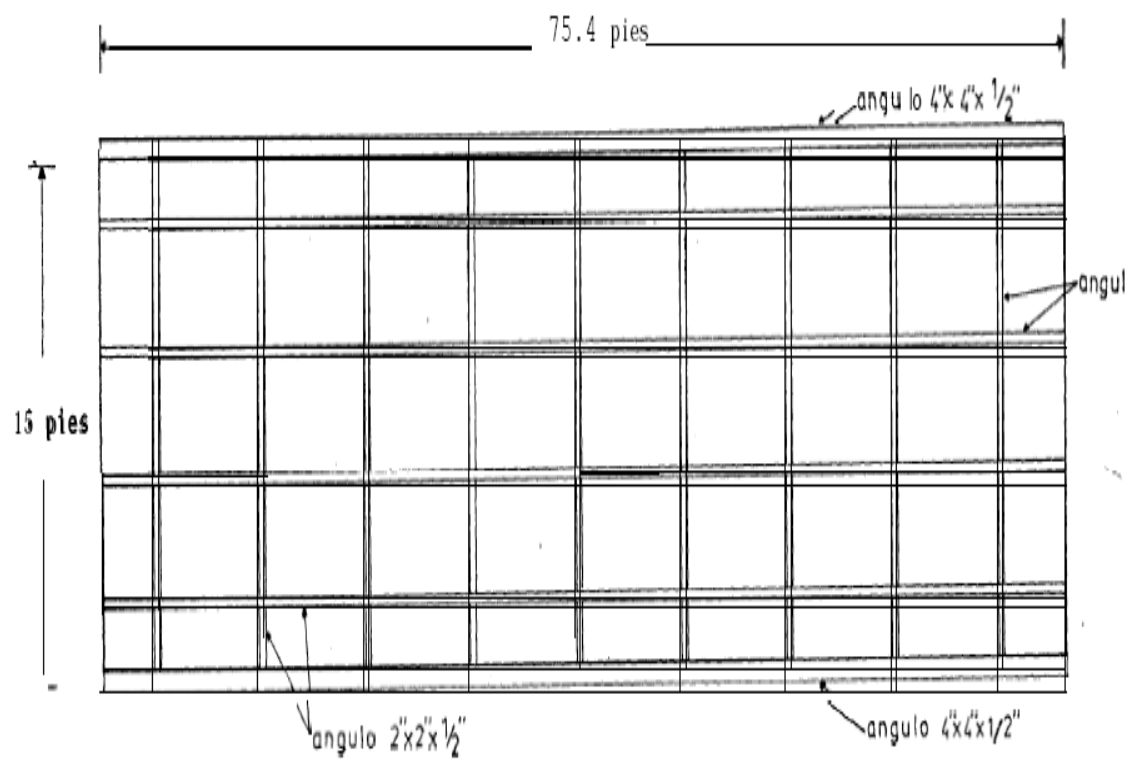
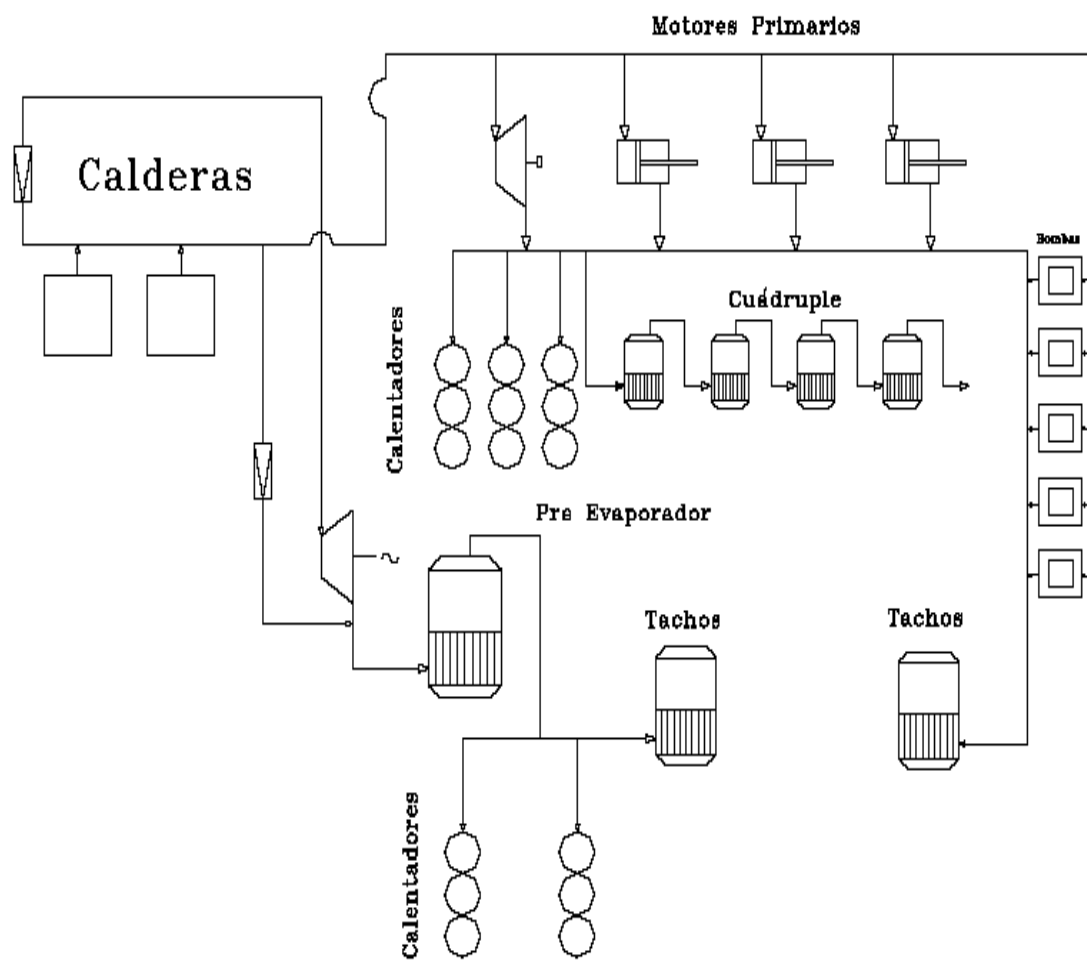


Fig.1. Angular de hierro



Esquema térmico del C.A.I "Ciudad Caracas"

Flujo de vapor en la planta de proceso.

