



Universidad de San Carlos de Guatemala
Facultad de Ingeniería
Escuela de Ingeniería Mecánica

ANÁLISIS ENERGÉTICO INTEGRAL DE INGENIO SANTA TERESA, S.A.

Manuel Alberto Escamilla Cobar

Asesorado por el Ing. Roberto Guzmán Ortiz

Guatemala, febrero de 2007

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA



FACULTAD DE INGENIERÍA

**ANÁLISIS ENERGÉTICO INTEGRAL DE
INGENIO SANTA TERESA, S.A.**

TRABAJO DE GRADUACIÓN

PRESENTADO A LA JUNTA DIRECTIVA DE LA
FACULTAD DE INGENIERÍA

POR

MANUEL ALBERTO ESCAMILLA CÓBAR

ASESORADO POR EL ING. ROBERTO GUZMÁN ORTIZ

AL CONFERÍRSELE EL TÍTULO DE
INGENIERO MECÁNICO

GUATEMALA, FEBRERO DE 2007

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA
FACULTAD DE INGENIERÍA



NÓMINA DE JUNTA DIRECTIVA

DECANO	Ing. Murphy Olympo Paiz Recinos
VOCAL I	Inga. Glenda Patricia García Soria
VOCAL II	Inga. Alba Maritza Guerrero de López
VOCAL III	Ing. Miguel Ángel Dávila Calderón
VOCAL IV	Br. Kenneth Issur Estrada Ruiz
VOCAL V	Br. Elisa Yazminda Vides Leiva
SECRETARIA	Inga. Marcia Ivonne Véliz Vargas

TRIBUNAL QUE PRACTICÓ EL EXAMEN GENERAL PRIVADO

DECANO	Ing. Murphy Olympo Paiz Recinos
EXAMINADOR	Ing. Hugo Leonel Ramírez Ortiz
EXAMINADOR	Ing. Luis Alfredo Asturias Zúñiga
EXAMINADOR	Ing. Erick René Guerrero Silva
SECRETARIA	Inga. Marcia Ivonne Véliz Vargas

HONORABLE TRIBUNAL EXAMINADOR

Cumpliendo con los preceptos que establece la ley de la Universidad de San Carlos de Guatemala, presento a su consideración mi trabajo de graduación titulado:

ANÁLISIS ENERGÉTICO INTEGRAL DE INGENIO SANTA TERESA, S.A.,

tema que me fuera asignado por la Dirección de la Escuela de Ingeniería Mecánica, el 14 de febrero de 2005.



Manuel Alberto Escamilla Cobar

Guatemala, 15 de enero de 2007

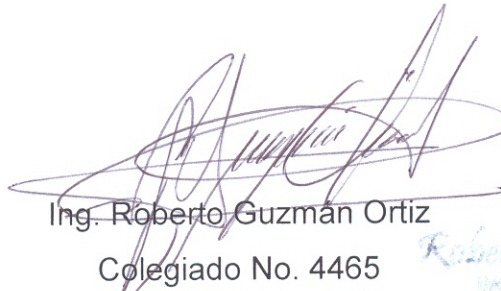
Ingeniero
Fredy Mauricio Monroy Peralta
Director de Escuela de Ingeniería Mecánica
Facultad de Ingeniería

Señor Director:

Cumpliendo con lo resuelto por la Dirección de Escuela, he asesorado y revisado el trabajo de graduación titulado **“ANÁLISIS ENERGÉTICO INTEGRAL DE INGENIO SANTA TERESA, S.A.”**, presentado por el estudiante de la carrera de Ingeniería Mecánica, Manuel Alberto Escamilla Cobar, con carné No. 200212916, quien ha cumplido con los requisitos reglamentarios, consultando la bibliografía y seguido las recomendaciones de la asesoría.

El autor de este trabajo y el suscrito asesor, nos responsabilizamos por el contenido y conclusiones que en él se exponen.

Atentamente,



Ing. Roberto Guzmán Ortiz
Colegiado No. 4465

Asesor

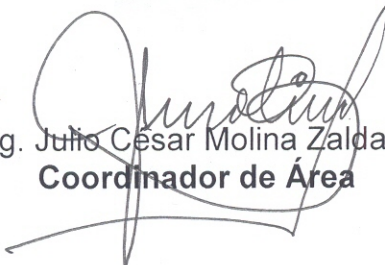
Roberto Guzmán Ortiz
INGENIERO MECANICO
Colegiado No. 4465



FACULTAD DE INGENIERIA

El Coordinador del Área térmica de la Escuela de Ingeniería Mecánica, luego de conocer el dictamen del Asesor y habiendo revisado en su totalidad el trabajo de graduación titulado ANÁLISIS ENERGÉTICO INTEGRAL DE INGENIO SANTA TERESA, S. A., del estudiante Manuel Alberto Escamilla Cóbar, recomienda su aprobación.

ID Y ENSEÑAD A TODOS


Ing. Julio César Molina Zaldaña
Coordinador de Área

Guatemala, enero de 2007.

/behdei



FACULTAD DE INGENIERIA

El Director de la Escuela de Ingeniería Mecánica de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de San Carlos de Guatemala, después de conocer el dictamen del asesor, con la aprobación del Coordinador del Área Térmica, al trabajo de graduación, ANÁLISIS ENERGÉTICO INTEGRAL DE INGENIO SANTA TERESA, S. A., del estudiante Manuel Alberto Escamilla Cóbar, procede a la autorización del mismo.

ID Y ENSEÑAD A TODOS

Ing. Fredy Mauricio Monroy Peralta

DIRECTOR



Guatemala, enero de 2007

Universidad de San Carlos
de Guatemala



Facultad de Ingeniería
Decanato

Ref. DTG. 018.2007

El Decano de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de San Carlos de Guatemala, luego de conocer la aprobación por parte del Director de la Escuela de Ingeniería Mecánica, al trabajo de graduación titulado: **ANÁLISIS ENERGÉTICO INTEGRAL DE INGENIO SANTA TERESA, S.A.**, presentado por el estudiante universitario **Manuel Alberto Escamilla Cóbar** procede a la autorización para la impresión del mismo.

IMPRÍMASE.

Ing. Murphy Olimpo Paiz Recinos
DECANO

Guatemala, febrero de 2007

/gdech

ACTO QUE DEDICO A:

DIOS	Por darme la fuerza y capacidad para culminar éste triunfo.
Mi papá	Por el incondicional apoyo que me has dado siempre y por ser mi principal guía para ser un buen padre y un buen profesional.
Mi mamá	Por tu amor, entrega y sacrificios para formar de mi un hombre ejemplar.
Mi abuela	Gracias por ser un ejemplo de amor y dedicación en mi vida.
Mis hermanos	Por apoyarme y estar siempre a mi lado.
Mi novia	Rosario, gracias por tu amor, compañía y apoyo. Por ser un ejemplo de lucha, entrega y tenacidad.
Mi tío	Emilio Escamilla, por su tiempo y dedicación. Gracias por creer en mí.
Mi cuñado	Mauricio de la Torre, por su apoyo y sabios consejos.
Mis amigos	Juan Carlos, José, Jorge, Heidi, Rafael Figueroa, Waldemar, Rafael Paiz, y Juan Francisco, por la amistad, buenos consejos y apoyo.

AGRADECIMIENTOS A:

La Facultad de Ingeniería	Por los conocimientos adquiridos.
Ing. Roberto Guzmán	Por la asesoría brindada.
Ing. William Manso	Por la colaboración ofrecida. Gracias por su amistad, consejos y buen ejemplo profesional.
Ing. Luiz Felipe Pellegrini	Por tantos meses de dedicación y ayuda. Gracias por tu amistad y enseñanzas
Ing. Jaime Klusmann e Ing. Francisco Santizo	Por su colaboración, amistad, apoyo y buenos consejos.
Ing. Sergio Cop y CUBAENERGÍA	Por la guía y cooperación establecida.
Ing. Calixto Monteagudo	Gracias maestro por su amistad, motivación, guía y enseñanzas.
Sugar Research Institute de Australia	Por el tiempo dedicado y la valiosa cooperación.
CENGICAÑA, GTZ de Alemania y ENERGY - Konsult de Suecia	Por la guía y cooperación ofrecida.
Grupo Sugar Knowledge International	Por la cooperación recibida y por permitirme ser parte de ésta organización.

ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES	VII
LISTA DE SÍMBOLOS	XI
GLOSARIO	XVII
RESUMEN	XXXIX
OBJETIVOS	XLI
INTRODUCCIÓN	XLIII
1. HISTORIA DE LA MANUFACTURA DE AZÚCAR EN GUATEMALA	1
1.1 Retrospectiva sobre la manufactura del azúcar en Guatemala	1
1.2 Estado actual del azúcar en Guatemala	4
2. FUNCIONAMIENTO Y COMPONENTES DE UN INGENIO AZUCARERO	15
2.1 Campo y batey	15
2.2 Extracción del jugo	17
2.3 Preparación del jugo	19
2.4 Calentamiento y clarificación	19
2.5 Estación de evaporadores	22
2.6 Estación de tachos	24
2.7 Centrifugado y secado	26
2.8 Producción de vapor y energía eléctrica	28

3. EFICIENCIA ENERGÉTICA EN LA INDUSTRIA AZUCARERA	31
3.1 Marco conceptual	31
3.1.1 La caña de azúcar como fuente de energía y oportunidad comercial	31
3.1.2 Autosuficiencia energética de los ingenios azucareros	34
3.1.3 Parámetros de medición y comparación	37
3.1.4 Principios de la combustión del bagazo	41
3.1.5 Principios termodinámicos	55
3.1.6 Indicadores energéticos para fábricas de azúcar	85
3.2 Producción de vapor en los ingenios	87
3.2.1 Cantidad de energía que se puede obtener de la combustión del bagazo	87
3.2.2 Distribución de energía entregada por el combustible	101
3.3 Equipos indispensables en los ingenios	102
3.3.1 <i>Tandem</i> de molinos	104
3.3.2 Calentadores de jugo	108
3.3.3 Estación de evaporadores	115
3.3.4 Evapo - cristalizadores (tachos)	125
3.3.5 Calderas	130
3.3.6 Turbinas y turbogeneradores	142
3.3.7 Tuberías y sistema de condensados	148

4. ANÁLISIS ENERGÉTICO DE INGENIO SANTA TERESA, S.A.	151
4.1 Levantamiento general de la instalación	151
4.1.1 Sectorización de la planta	152
4.1.2 Inventario de equipos	152
4.2 Estado actual de la instrumentación	159
4.3 Balance de energía y exergía	163
4.3.1 Metodología para el balance energético y exergético del ingenio	163
4.3.2 Resultado del balance en las áreas relacionadas con la fabricación del azúcar	165
4.3.2.1 Balance de masa y consumos de potencia del <i>tandem</i> de molienda	168
4.3.2.2 Balance de masa y de energía de la casa de cocimientos	172
4.3.2.2.1 Tratamiento del jugo	172
4.3.2.2.2 Evaporación	175
4.3.2.2.3 Cristalización y centrifugado	184
4.3.2.3 Balance de masa y de energía de la sala de generación	201
4.3.2.4 Balance de masa y de energía de la sala de calderas	203
4.3.2.5 Balance de calor de la instalación	207
4.3.2.6 Índices tecno - económicos	216
4.3.2.7 Eficiencia energética del ciclo de potencia	218
4.3.2.8 Análisis exergético	219

5. ANÁLISIS DE LA EFICIENCIA DE INGENIO SANTA TERESA, S.A.	223
5.1 Análisis de resultados	223
5.1.1 Caldera, equipos auxiliares y líneas de vapor directo	224
5.1.2 Equipo de preparación de caña y <i>tandem</i> de molienda	228
5.1.3 Sala de generación	231
5.1.4 Equipo de tratamiento de jugo, calentadores de jugo crudo, clarificador, filtro de cachaza y líneas de vapor de escape	233
5.1.5 Evaporadores	235
5.1.6 Tachos y centrífugas	238
5.1.7 Estado general de la instalación	242
5.2 Alternativas de ahorro energético	246
5.2.1 Caldera y accesorios, sistema de condensados	246
5.2.2 Equipo de preparación de caña, <i>tandem</i> de molienda y generación de energía eléctrica	251
5.2.3 Consumos varios de vapor directo y líneas de vapor	260
5.2.4 Equipo de tratamiento de jugo, calentadores de jugo crudo, clarificador y filtro de cachaza	261
5.2.5 Evaporadores	264
5.2.6 Tachos y centrífugas	266
5.2.7 Laboratorio	268
5.2.8 Instrumentación de planta	269
5.3 Programa de control energético continuo de Ingenio Santa Teresa, S.A.	272

CONCLUSIONES	275
RECOMENDACIONES	279
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	281
ANEXOS	289

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

FIGURAS

1.	Producción de azúcar de los principales países del área	8
2.	Exportación de azúcar de los principales países del área	9
3.	Importación de azúcar de los principales países del área	10
4.	Exportación de azúcar de la región	11
5.	Exportación de azúcar de los principales países americanos	12
6.	Exportaciones mundiales de azúcar	13
7.	Instalación típica de cuchillas y tipos de cuchillas	18
8.	Construcción típica de un molino	18
9.	Sección de un calentador típico de guarapo	20
10.	Clarificador tipo Dorr - Oliver 444 "Rapidorr"	21
11.	Esquema de funcionamiento de un filtro rotativo al vacío	22
12.	Evaporador Robert de cuádruple efecto	23
13.	Tacho al vacío	24
14.	Esquema de un cristalizador	25
15.	Corte transversal de una centrífuga	27
16.	La caña de azúcar como fuente de energía y oportunidades comerciales	33
17.	Distribución de energía entregada por el combustible	102
18.	Pérdida de carga hidrostática	120

19.	Elevación del punto de ebullición (EPE)	121
20.	Caldera con arreglo <i>Dutch Oven</i> de celdas laterales	133
21.	Caldera con arreglo <i>Pinhole Grate</i>	135
22.	Caldera con arreglo <i>Traveling Grate</i>	137
23.	Caldera con arreglo <i>Vibrating Grate</i>	139
24.	Diagrama de flujos en un ingenio azucarero típico	167
25.	Volumen de control del melador	177
26.	Demanda de vapor de tachos	194
27.	Tiempo perdido y causas en Ingenio Santa Teresa	244

TABLAS

I.	Asignación de cuotas para Guatemala en el marco del CAFTA	7
II.	Composición del aire seco I	42
III.	Composición del aire seco II	42
IV.	Composición de un kg de bagazo para diferentes humedades	45
V.	Presión de saturación p_s del agua y contenido de agua x_s para aire saturado a una presión de 1 bar	49
VI.	Cantidades de los diversos componentes de los gases de combustión por kg de bagazo	52
VII.	Densidad en kg/Nm^3 de algunos gases para $T = 0 \text{ }^\circ\text{C}$ y $P = 1.01325 \text{ bar}$	53

VIII.	Escala de colores de la temperatura	54
IX.	Temperaturas de combustión en los hornos de bagazo	55
X.	Calor necesario para producir la unidad de peso del vapor	93

LISTA DE SÍMBOLOS

US\$	Dólares norteamericanos
\dot{W}	Potencia
\dot{m}	Masa de sustancia seca
@	A; Establece a la condición de un estado
°C	Grado centígrado
°F	Grado Fahrenheit
A	Área
Amp	Amperios
b	Exergía específica
B	Grados Brix; vapores vegetales
bar abs; bar a	Presión en bares absolutos
Bè	Grados Baumè
BPE	Boiling point elevation
Btu	British Thermal Unit
c	Velocidad específica; capacidad calórica específica; coeficiente
C	Coeficiente de corrección
cal	Caloría

cm	Centímetro
D	Diámetro
d	Densidad
E	Energía
e	Exergía específica
f	Factor de corrección
F	Fibra en bagazo
F.P.	Factor de potencia
F.S.	Factor de servicio
ft	Pie
ft/min	Pies por minuto
ft²	Pie cuadrado
ft³	Pie cúbico
g	Aceleración de la gravedad
G	Consumo de vapor
H	Entalpía; carga hidráulica total
h	Entalpía específica
H_o	Entalpía de referencia
H_p	Caballo de fuerza
H_p	Caballo de fuerza
H_U	Poder calorífico inferior

hr	Horas
HR	Heat Rate
I	Irreversibilidad
i	Irreversibilidad específica
in	Pulgada
J	Joule; flujo de jugo
K	Coeficiente de transferencia de calor; grado Kelvin
kcal	Kilo caloría
Kcal/min	Kilo calorías por minuto
Kg	Kilogramo
Kg/hr	Kilogramos por hora
Kg/s	Kilogramos por segundo
kJ	Kilo Joules
kPa	Kilo Pascales
kW	Kilo Watt
kWh	Kilo Watt hora
L	Longitud
L; Lt	Litro
lb	Libra
Lb/hr	Libras por hora
ln	Logaritmo natural

m	Masa, metro
M	Peso molecular
m²	Metro cuadrado
mbar	Mili bar
min	Minutos
MJ	Mega Joules
mm	Milímetro
mmHg	Milímetros de mercurio
Mol	Unidad de masa molecular
m_s	Masa de sacarosa
msnm	Metros sobre el nivel del mar
mt	Metro
n	Número de... ; velocidad rotacional
Nm³	Metro cúbico normalizado
p	Presión
pH	Medición de ion hidrógeno
P_o	Presión de referencia
psi	Libras de fuerza por pulgada cuadrada
psig	Libras de fuerza por pulgada cuadrada manométrica o relativa
Q	Calor
q	Calor específico; pureza absoluta

R	Constante universal de los gases
r	Entalpía de vaporización del agua
RPM	Revoluciones por minuto
S	Entropía
s	Entropía específica; segundos
S_o	Entropía de referencia
T	Temperatura; potencia consumida
t	Tiempo
t/hr	Toneladas métricas por hora
TC	Tonelada corta
TCM	Tonelada corta por hora; tonelada de caña por hora
TFH	Tonelada de fibra por hora
TM	Tonelada métrica
TMH	Tonelada métrica por hora
T_o	Temperatura de referencia
U	Energía interna
U_o	Energía interna de referencia
US Gal	Galones norteamericanos
V	Volumen; flujo de vapor; voltaje; velocidad
VC	Valor calorífico
VCN	Valor calorífico inferior o neto

VCS	Valor calorífico superior
V_o	Volumen de referencia
w	Contenido de humedad
W	Trabajo
x	Fracción de masa o volumen
z	Cenizas; Columna piezométrica
α	Factor de corrección por sólidos no quemados
β	Factor de corrección por radiación; BPE
γ	Factor de corrección por combustión mala
Δ	Razón de cambio; Diferencia
ε	Eficiencia
η	Eficiencia
λ	Exceso de aire de combustión
ρ	Densidad
τ	Carga fibrosa específica
ϕ	Humedad relativa
ψ	Fracción molar

GLOSARIO

Adiabática:	ver Isentrópica.
Almidón:	Polímero de unidades de glucosa con enlaces α - 1.4 principalmente y una rotación específica de $[\alpha]_D^{20} + 200$. El jugo de los tallos de la caña de azúcar contiene pequeñas cantidades de almidón, generalmente limitadas al meristemo intercalar.
Aumento del Punto de Ebullición (BPE):	Las soluciones tienen a una presión determinada una temperatura de ebullición más alta que la del diluyente en estado puro. La diferencia entre la temperatura de ebullición de la solución y la temperatura de ebullición del diluyente a una presión determinada, es el aumento del punto de ebullición. A igual temperatura de ebullición, la presión de vapor del diluyente es siempre más alta que la presión de vapor de la solución.
Azúcar:	El producto principal de una fábrica de azúcar que consiste de cristales de sacarosa removidos de una masa supersaturada y que contiene trazas de impurezas, dependiendo del tipo de azúcar.
Azúcares Reductores:	Sustancias reductoras en la caña de azúcar y sus productos. Denominados así los azúcares invertidos.

- Balance de Masa:** De acuerdo a la ley de la conservación de la masa, la cantidad de masa que entra a un proceso debe ser igual a la cantidad que sale. Se puede hacer un balance de masa ya sea para todos los componentes que participan en un proceso, o sólo para algunos de ellos.
- Batey:** Patio de caña. Zona de pesaje, lavado y descarga de la caña traída del campo y donde se carga a los conductores, para ser pasada al equipo de preparación de fibra.
- Bagacillo:** Partículas de bagazo separadas ya sea de la pre clarificación del jugo o del bagazo final para propósitos generalmente de filtrado.
- Bagazo:** El residuo obtenido de la molienda de la caña. Dependiendo del número de molino se le denomina bagazo de primer molino, bagazo de segundo molino, etc. El bagazo del último molino es denominado bagazo o final, o simplemente bagazo.
- Brix:** Término utilizado cuando un refractómetro equipado con una escala, basado en la relación índice refractivos a 20°C y el porcentaje en base másica de todos los sólidos solubles de una solución acuosa pura de sacarosa, es usado en lugar de un hidrómetro para analizar la concentración de sólidos en una solución azucarada. Las unidades Brix se refieren a las

divisiones de la escala de un hidrómetro el cual, cuando es colocado en una solución acuosa pura de sacarosa a 20 °C, indica el porcentaje en masa de los sólidos disueltos en solución.

Calor de Fusión: Es el calor necesario para llevar, a presión y temperatura constante, al estado líquido una unidad de masa de un cuerpo sólido.

Calor Latente de Evaporación: Cantidad de calor necesaria para evaporar, a presión y temperatura constante, una unidad de masa del líquido que se encuentra a la temperatura de ebullición.

Caña de Azúcar: Materia prima recibida por la fábrica y que incluye la caña limpia, basura del campo, agua, etc. La caña tal y como se recibe, es la caña en bruto y si se sustrae el *trash* se denomina caña neta. Planta del género *Saccharum*.

Capacidad Calórica Específica (Calor Específico): Cantidad de calor necesaria para calentar una unidad de masa de una sustancia o de una mezcla en un grado de temperatura. Para gases, se distingue entre capacidad calórica específica a presión constante y capacidad calórica específica a volumen constante. La capacidad calórica específica media en el intervalo de temperatura $T_2 - T_1$ es:

$$c_m = \frac{\int_{T_1}^{T_2} c \cdot dT}{T_2 - T_1}$$

Capacidad de Trabajo

Técnico:

ver Exergía.

Capacidad Higroscópica:

Capacidad de alguna sustancia de atraer agua en forma de vapor o líquido.

Casa de Cocimientos:

Llamada también casa de calderas y corresponde a la parte de la fábrica en donde los procesos de manufactura, desde el jugo mezclado al azúcar final, son llevados a cabo.

Ceniza:

La ceniza volante es el nombre que se le da a las cenizas arrastradas por el gas de combustión y transportadas por el aire. Contenido de ceniza después de la incineración y que forma parte del bagazo.

Coefficiente de Súper Saturación de la Sacarosa:

Razón entre la concentración de sacarosa en la muestra a la solubilidad de la sacarosa en la muestra a la misma temperatura.

Coefficiente Global de Transferencia de Calor (k):

Es el valor recíproco de la suma de las resistencias al paso del calor a través de una pared desde un medio caliente a otro que recibe el calor.

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

$1/\alpha_1$ y $1/\alpha_2$ son las resistencias a la transferencia de calor en ambos lados de la pared, δ/λ (δ = ancho de la pared, λ = conductividad térmica), es la resistencia térmica de la pared. Si la pared está compuesta de varias capas, se tiene:

$$\frac{\delta}{\lambda} = \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \dots$$

Coefficiente de Transferencia de Calor (α):

Cantidad de calor que pasa a la pared, o bien, de la pared al fluido que recibe el calor por unidad de tiempo, unidad de superficie y de diferencia de temperatura. Además del mecanismo de convección, el calor es también transmitido por radiación.

Concentración:

Para el caso de sistemas binarios o de múltiples componentes (soluciones, mezclas) la concentración está dada por la relación entre:

- a) Una o algunas componentes a la suma de todas las componentes (concentración másica, contenido de materia seca, fracción molar),
- b) Una componente de la mezcla sobre la segunda componente (contenido másico, contenido molar),
- c) La masa o fracción molar de un componente sobre la unidad volumétrica de la mezcla (concentración volumétrica,

molaridad).

Para a): la concentración másica en un sistema binario está dada por:

$$\xi = \frac{G_2}{G_1 + G_2}$$

Donde G_1 y G_2 constituyen las masas de los componentes.

Para soluciones puras sacarosa - agua:

$$\xi = \frac{S}{S + W}$$

Donde S constituye la parte de sacarosa y W la de agua.

Para soluciones impuras sacarosa - agua:

$$\xi = \frac{S + NZ}{S + NZ + W}$$

Donde NZ constituyen los no - azúcares.

Contenido de materia seca:

$$MS = \xi \cdot 100[\%]$$

Fracción molar:

$$\psi = \frac{M_2}{M_1 + M_2}$$

Donde M_1 y M_2 constituyen el número de moles de los componentes.

Para b): contenido másico:

$$x = \frac{G_2}{G_1}$$

Contenido molar:

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

Para c): concentración volumétrica:

$$c = \frac{G_2}{V}$$

Donde V constituye el volumen de la mezcla.

Molaridad:

$$c_m = \frac{M_2}{V}$$

Concentración de Saturación:

Concentración de una solución para la cual la solución se encuentra en equilibrio estable con el material precipitado. Un aumento de la concentración, por encima de la saturación, provoca que el material disuelto precipite en la solución. En un diagrama de entalpía de soluciones, la línea de saturación une entre sí las concentraciones de saturación de la solución a

diferentes temperaturas.

Conductividad de Temperatura:

Propiedad de un material que indica la rapidez con que se lleva a cabo un proceso de enfriamiento o calentamiento en un cuerpo. Se utiliza para procesos de calentamiento y enfriamiento así como para el cálculo del número de Prandtl.

$$a = \frac{\lambda}{c \cdot \rho}$$

Donde λ es la conductividad térmica, c la capacidad calórica específica y ρ la densidad.

Conductividad Térmica (λ):

Es el flujo de calor que atraviesa una superficie de 1 m^2 de una capa de 1 m de espesor de una sustancia, cuando las superficies de la capa tienen una diferencia de temperatura de un grado.

Contenido de Cristales:

Porcentaje en masa de la sacarosa cristalina presente en la masa cocida, magma o material similar.

Contenido de Materia Seca:

ver Concentración.

Cuasiestático (Cuasiestáticamente):

Proceso ideal verificable a través de sucesivos estados de equilibrio infinitesimales.

Cush - Cush:

El material removido del jugo de molinos por colado. Equipo de filtración para el jugo de los molinos.

Densidad a Granel: Es la masa de un material apilado por unidad de volumen.

Entalpía (Contenido de Calor): En el caso de procesos estacionarios, la entalpía representa el flujo de energía. El flujo de entalpía es la suma de energía interna U más la energía de flujo (trabajo de desplazamiento) $p \cdot V$:

$$H = U + p \cdot V$$

La entalpía permanece constante durante el estrangulamiento.

Cuando la transferencia de calor ocurre a presión constante, el calor Q transferido es igual a la diferencia de entalpía:

$$Q = H_1 - H_2$$

Cuando en un proceso no hay intercambio de calor, el trabajo técnico de un fluido es igual a la variación de entalpía:

$$W = H_1 - H_2$$

Entalpía Libre (Potencial Termodinámico):

$$G = H - T \cdot S$$

Donde S es la entropía y T la temperatura absoluta.

En el caso de procesos isotérmicos - isobáricos, el trabajo reversible es igual al cambio de la entalpía

libre:

$$W = G_1 - G_2$$

Un sistema a presión y temperatura constante se encuentra en equilibrio cuando su entalpía libre ha alcanzado su valor mínimo.

Entropía:

Es una función que aumenta en todos los procesos espontáneos. El calor dQ fluye en la dirección para la cual se incrementa la función:

$$dS = \frac{dQ}{T}$$

Dos gases que difunden mutuamente se mezclan; el cambio de entropía que ocurre en ese proceso es:

$$\Delta s = (1-r) \cdot R \cdot \ln \frac{1}{1-r} + r \cdot R \cdot \ln \frac{1}{r}$$

Donde r es la fracción molar del gas B, $1-r$ la fracción molar del gas A en 1 mol de mezcla, R es la constante universal de los gases.

La entropía de un sistema es proporcional al logaritmo natural de la probabilidad termodinámica:

$$S = k \cdot \ln w$$

La probabilidad termodinámica es el número de

micro estados mediante los cuales se puede conformar un macro estado.

Entropía Absoluta:

Es el valor entrópico de una sustancia en un estado determinado (p , T), obtenido al elegir como estado de referencia para la entropía el cero absoluto (0 K).

**Equilibrio. Equilibrio
Térmico (1):**

Es el estado final en una reacción química. En sistemas homogéneos que se encuentran en equilibrio químico, están presentes en cantidades finitas todas las sustancias que participaron en la reacción.

**Equilibrio. Equilibrio
Térmico (2):**

Varios sistemas, o bien, partes del mismo sistema se encuentran en equilibrio térmico cuando su temperatura es la misma.

**Equilibrio. Equilibrio
Termodinámico:**

Un sistema se encuentra en equilibrio termodinámico cuando en un lapso finito de tiempo no se observan cambios. En un sistema aislado térmicamente, existe equilibrio termodinámico cuando la entropía del sistema ha alcanzado un valor máximo. Un sistema que se encuentra en equilibrio termodinámico, alcanza a presión y temperatura constante un mínimo en su entalpía libre.

Estado:

Es la generalidad de las magnitudes físicas medibles de la sustancia que lo constituye y que son independientes de la forma externa del

cuerpo. Magnitudes de estado térmicas son presión, volumen y temperatura; magnitudes de estado calóricas son entalpía específica, energía interna específica y entropía específica. Estas se determinan a partir de mediciones calorimétricas o se derivan de la ecuación de estado térmica.

Estado de Referencia de la Exergía:

Aquel estado para el cual la exergía del sistema es igual a cero. En el caso del calor, el estado de referencia de la exergía está representado por el equilibrio térmico con el ambiente.

Para sistemas de un componente (sólidos, líquidos, gases) el estado de referencia de la exergía está representado por el estado de equilibrio con el medio ambiente cuando el sistema está a la temperatura y a la presión del ambiente. En el caso de gases se obtiene un valor cero para la exergía, también en los estados en los cuales se cumple la ecuación:

$$\frac{h - h_0}{s - s_0} = T_0$$

Donde h es la entalpía específica, s la entropía específica para p y T ; h_0 , s_0 , son para p_0 y T_0 .

En el caso de sistemas de múltiples componentes (sacarosa - agua, aire húmedo) se elige como estado de referencia para la exergía aquel estado del sistema que, a las condiciones ambientales (p_0

y T_0), corresponde al estado de equilibrio más estable que pueda considerarse para el desarrollo de un proceso.

En el sistema sacarosa - agua este estado está representado por la solución saturada a la temperatura del ambiente (equilibrio entre la sacarosa cristalina y la solución saturada); en el sistema aire seco - agua, este estado es el aire saturado con vapor de agua (equilibrio entre aire húmedo y agua).

Estrangulamiento:

Aquel cambio de estado que sufre un fluido al atravesar un estrechamiento, sin que haya un aumento notable de energía cinética del fluido ni tampoco se haya efectuado trabajo.

La entalpía permanece constante durante el estrangulamiento. En el caso de los gases ideales, durante el estrangulamiento tampoco hay cambio de temperatura.

Exergía:

La exergía del calor Q:

$$E = Q \cdot \frac{T - T_0}{T}$$

Es el trabajo máximo (reversible) que puede obtenerse de la energía térmica disponible a una temperatura T siendo T_0 la temperatura del ambiente.

La exergía de una sustancia (anteriormente denominada capacidad técnica de trabajo):

$$E = H - H_0 - T_0(S - S_0)$$

Es la cantidad máxima de trabajo útil obtenible cuando la sustancia que estaba disponible a temperatura T y presión p es entregada al ambiente con temperatura T_0 y presión p_0 (equilibrio con el ambiente). H y S son la entalpía y la entropía a presión p y temperatura T , H_0 y S_0 son las propiedades correspondientes a presión p_0 y temperatura T_0 .

La exergía de los combustibles es el trabajo técnico obtenible bajo las condiciones ambientales (p_0 y T_0) en el caso de una combustión reversible (oxidación completa del combustible con el oxígeno del aire del ambiente).

Fibra: La materia insoluble en agua de la caña y el bagazo.

Grado Engler: ver Viscosidad.

Imbibición: Proceso en el que agua o jugo se agrega al bagazo para mezclarse y ayudar a diluir el jugo todavía presente en la fibra. El agua utilizada se denomina agua de imbibición. La maceración es una forma de imbibición en la que el bagazo se sumerge o se le agrega un exceso de jugo.

Índice de Preparación:	La razón porcentual de brix en las células rasgadas al brix total de la caña.
Isentrópicas (Adiabáticas):	Son líneas de igual entropía en un diagrama $p - T$ ó $p - v$. Un cambio de estado isentrópico es un cambio de estado para el cual la entropía permanece constante. En ese caso, no hay intercambio térmico.
Isobaras:	Son líneas de igual presión en un diagrama $h - s$ ó $h - \xi$. Se tiene un cambio de estado isobárico cuando se ejecuta un cambio de volumen a presión constante. La variación de entalpía durante un cambio de estado es igual al intercambio de calor a lo largo de una isobara. Para un sistema de un componente coinciden las isobaras con las isotermas en la región de vapor húmedo. Para sistemas de múltiples componentes varía la temperatura de ebullición durante una evaporación isobárica debido a que ésta depende de la composición de la fase líquida.
Isotermas:	Son líneas de igual temperatura en un diagrama $h - s$ ó $h - \xi$. Cambios de estado isotérmicos son aquellos para los cuales la temperatura permanece constante (evaporación isotérmica, compresión isotérmica, expansión isotérmica). Durante la expansión isotérmica de un gas ideal el producto $p \cdot v$ permanece constante (donde p es la presión y v el volumen específico).

- Isoterma de Adsorción:** La isoterma de adsorción es la representación, para una temperatura dada, de la dependencia existente entre el contenido de humedad de inmaterial y la presión de vapor de equilibrio. Esta presión se representa generalmente por medio de la humedad relativa del gas.
- Jugo:** El jugo absoluto es un jugo hipotético cuya masa es igual a la masa de la caña menos la masa de fibra. El jugo claro es el resultado del proceso de clarificación. El jugo de difusor lo constituye el jugo extraído de un difusor. Jugo primario es el jugo que no ha sufrido dilución. El jugo residual es el jugo dejado en el bagazo final. El jugo secundario es el jugo diluido que junto al jugo primario forman el jugo mezclado. El jugo mezclado lo constituye la mezcla de jugos del equipo de extracción y que es enviado a las pesas de jugo. El primer jugo extraído es el jugo extraído por las dos primeras mazas del molino. El último jugo extraído es el jugo extraído por las dos últimas masas de un molino.
- Líneas de Estrangulamiento:** En un diagrama $h - \xi$ para soluciones están representadas por aquellas líneas que indican el cambio de estado de la solución en ebullición, al pasar ésta de una presión más alta a una presión menor. Durante la evaporación multi etapa, la solución cambia de estado al pasar de una etapa de evaporación a la otra siguiendo las líneas de

estrangulamiento.

Lodo: Material removido del cono inferior del clarificador y que contiene los sólidos insolubles decantados.

Magma: Mezcla de cristales y licor de azúcar producido mediante medios mecánicos.

Masa: Denominada *Massecuite*, es la mezcla de cristales y licor madre descargados por un tacho. Se clasifican en orden de pureza descendente como primera, segunda, etc., o A, B, etc.

Meladura: Llamada sirope. Jugo claro concentrado con un Brix entre 60º y 70º.

Melaza: Licor madre separado de la masa por medios mecánicos. Se designa con los mismos sufijos que la masa. Nombre común dado al licor madre de la templa C o masa C.

No Azúcares: Sustancia seca menos sacarosa.

Número de Grashof (Gr):

$$Gr = \frac{l^3 \cdot g \cdot \beta \cdot \Delta T}{\nu^2}$$

Donde l es el largo característico, g la aceleración de la gravedad, β el coeficiente volumétrico de expansión, ΔT la diferencia de temperatura y ν la viscosidad cinemática.

El número de Grashof se utiliza para el cálculo de

la transferencia de calor, ya sea sólo o con otros números (número de Prandtl). En el caso de convección libre en una pared vertical y plana, se tiene para flujo laminar:

$$Nu = C \cdot \sqrt[4]{Gr}$$

Y para flujo turbulento:

$$Nu = 0.129 \cdot \sqrt{Gr} \cdot Pr$$

Número de Nusselt:

Es el coeficiente de transferencia de calor adimensional:

$$Nu = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda}$$

Donde α es el coeficiente de transferencia de calor, l es el largo característico y λ la conductividad térmica.

El número de Nusselt es la relación entre las dimensiones características del cuerpo (l) al ancho de la película $\delta = \lambda/\alpha$ de la capa del medio que descansa sobre la superficie.

Número de Prandtl (Pr):

Es el cociente entre la viscosidad cinemática y la conductividad de temperatura:

$$Pr = \frac{\nu}{a}$$

Donde a es la conductividad de temperatura.

El número de Prandtl se utiliza para el cálculo del número de Nusselt y contiene sólo los valores característicos de la sustancia. Para gases con igual número de átomos en la molécula, el número de Prandtl es una constante de un valor de 0.68 (gases monoatómicos) y 1 (gases de 4 y más átomos).

Pol: Contenido aparente de sacarosa de una sustancia expresado como un porcentaje de la masa y determinado a través de la polarización simple o directa. Término utilizado como si fuera una sustancia real.

Pérdidas de Exergía: En todos los procesos irreversibles (procesos técnicos) ocurren pérdidas de exergía. Algunos de estos procesos son: reacciones químicas, combustión, transferencia de calor, estrangulamiento, mezcla de dos flujos de gases, formación de una solución, etc. La pérdida de exergía es la diferencia entre el flujo de exergía que entra al proceso y el flujo de exergía que sale del proceso:

$$E_v = E_e - E_a$$

Presión de Vapor: Aquella presión que ejerce un vapor en equilibrio con su fase líquida o sólida, para una temperatura determinada.

Punto de Rocío: Aquella temperatura a la cual debe enfriarse una

mezcla de múltiples componentes (mezcla aire - vapor) para alcanzar el estado de saturación. Un enfriamiento adicional provoca la separación de la fase condensada de la mezcla en forma de gotas (formación de neblina).

Pureza: La razón porcentual de sacarosa (pol) en el total de sólidos solubles (brix) en un producto azucarado. La pureza aparente es la razón porcentaje de pol a brix por refractometría.

Purga: Licor diluido extraído por las centrifugas durante el lavado o agregado de vapor para las masas. Licor total separado del magma.

Razón de Aire: Relación entre la cantidad de aire necesario para la combustión (L) y la cantidad teórica de aire para la combustión (L_{\min}):

$$\lambda = \frac{L}{L_{\min}}$$

Sacarosa: El disacárido comúnmente conocido como azúcar. Los azúcares monosacáridos, glucosa y fructosa, se condensan para formar sacarosa y agua.

Seteo de Molinos: Denominado *setting*. Parámetros de operación y calibración de los molinos.

Sistema Heterogéneo: Sistema de uno o más componentes que contiene varias fases homogéneas (como líquidos o gases). En las fronteras de las fases cambian

abruptamente las características físicas (como volumen específico) o químicas (como composición).

Sistema Homogéneo: Sistema cuyas propiedades físicas y su composición química son idénticas dentro de sus fronteras. Está compuesto por una sola fase (sólida, líquida o gaseosa).

Sistemas Adiabáticos: Aquellos sistemas que se encuentran totalmente aislados térmicamente.

Sólidos Insolubles: Material insoluble en el jugo mezclado o lodo determinado gravimétricamente por filtración de acuerdo a un método prescrito.

Sólidos Totales: Concentración de sólidos de una solución acuosa, determinado ya sea por secado o por análisis del contenido de agua por el método Kart Fischer.

Solubilidad: Concentración de un soluto en un solvente en una solución saturada. Es dependiente de la temperatura, la naturaleza y concentración de impurezas y, en el caso de los gases, de la presión.

Solución Saturada: Solución en la que no se puede disolver cristales de sacarosa.

Tandem Montar ciertos aparatos de manera que funcionen simultánea o sucesivamente.

Templa:	Cada una de las cargas de masa cocida en un tacho.
Temperatura Límite de Enfriamiento:	Temperatura que adquiere en su superficie el medio o material a secarse cuando se usa un flujo de gas para el secado. La temperatura límite de enfriamiento depende del estado de los gases de secado (temperatura y humedad).
Torta del Filtro:	Residuo removido del proceso por filtración.
Trabajo Máximo (Reversible):	Máxima cantidad de trabajo que puede ser entregada por un sistema al pasar de un estado que no está en equilibrio con el ambiente a otro estado en equilibrio. El paso al estado de equilibrio con el ambiente debe ser reversible.
Trabajo Técnico (Trabajo Útil):	Trabajo entregado por una máquina en funcionamiento continuo. El fluido de trabajo ingresa a presión constante a la máquina y es desplazado también a presión constante.
<i>Trash</i> :	Basura del campo compuesta por hojas, puntas, tallos muertos, raíces, tierra, etc., entregados como parte de la caña.

RESUMEN

La presente investigación pretende establecer una nueva metodología para el análisis energético de ingenios azucareros. Para exponer el desarrollo del protocolo, se analiza a Ingenio Santa Teresa, S.A. a partir de balances de masa, energía y exergía, complementados con un análisis mecánico de los equipos que permita establecer de forma más clara la relación causa - efecto de las deficiencias energéticas de la planta.

El balance de masa se basa en los parámetros de Brix, Pol y Pureza del material que además representan las variables independientes de los modelos termoquímicos utilizados para el estudio energético y exergético.

A través de una cercana cooperación establecida con tecnólogos cubanos, brasileños, ingleses, australianos, colombianos, filipinos e indios, durante las dos zafas de investigaciones y pruebas, se satisfacen las necesidades de control y definición de parámetros energéticos que permitan obtener claros patrones de cambio en las tendencias operativas del proceso.

Finalmente, los índices tecno - económicos obtenidos se discuten con base a criterios de operación, mantenimiento y diseño de equipos para poder obtener un panorama más claro de las posibles causas del rendimiento energético, y que permitan definir estrategias adecuadas para su corrección.

OBJETIVOS

- **GENERALES**

1. Realizar un estudio energético de Ingenio Santa Teresa, S.A.
2. Comprobar los índices técnico - económicos de trabajo de Ingenio Santa Teresa, S.A.

- **ESPECÍFICOS**

1. Brindar un método de análisis energético general aplicable a los ingenios del país.
2. Implementar un grupo de medidas que conlleven al aumento de la eficiencia energética del ingenio.
3. Caracterizar el área de generación de electricidad desde un punto de vista técnico-económico.

INTRODUCCIÓN

La industria azucarera constituye en la actualidad uno de los procesos de manufactura más complejos y dinámicos, en donde flujos de calor interactúan con flujos de materiales con la finalidad de recuperar y transformar en cristales, la máxima cantidad posible de sacarosa contenida en la caña de azúcar. Termodinámicamente, constituye un ciclo de cogeneración en donde se encuentran en equilibrio flujos de vapor de distintos niveles de presión obtenidos a partir de la combustión de uno de los principales subproductos de la caña de azúcar: el bagazo.

La ventaja principal de la industria azucarera sobre las demás industrias, desde el punto de vista energético, radica en el hecho que se dispone de combustible sin incurrir en ningún costo, razón que a la vez representaba energéticamente la principal desventaja de la industria debido a la falta de interés por hacer más eficiente su proceso de combustión. De la mano con un aumento de la eficiencia térmica y mecánica de los equipos, vino un incremento en el excedente del bagazo que posibilitó la generación y venta de energía eléctrica, convirtiéndola en un subproducto más de la molienda de caña. A partir de éste cambio, se iniciaron esfuerzos para mejorar la calidad energética de la instalación y así poder obtener mayores ganancias a partir de la venta de los excedentes de energía eléctrica a las redes nacionales, esfuerzos que se iniciaron mediante cooperaciones con tecnólogos de la industria azucarera de remolacha de Europa.

Desde entonces muchas han sido las metodologías propuestas para el análisis energético de ingenios, propuestas fundamentadas en su mayoría en balances de masa y entalpía que únicamente muestran la operación de la planta bajo condiciones ideales.

Debido a la necesidad de mejorar la calidad operativa del proceso en Ingenio Santa Teresa, S.A., surge la idea de establecer una metodología más precisa, que permita resolver la problemática energética de la instalación a través de la correcta interpretación de resultados más puntuales que aquellos que se obtienen a partir de un simple balance de entalpías. Es así como surge la idea de combinar las técnicas de auditorías energéticas más aceptadas con técnicas de análisis exergético, resultados que luego se analizan desde la perspectiva del diseño y la operación de los equipos, y que finalmente conforma un protocolo de análisis que caracteriza al ingenio con base en la primera y segunda ley termodinámica.

Durante las zafras 2004/2005 y 2005/2006 se realizaron una serie de pruebas, mediciones y análisis de la conducta operativa de los equipos que fueron acompañadas de investigaciones en el área de la termodinámica, el diseño de equipos y las técnicas de proceso. Las pruebas y mediciones realizadas se desarrollaron en su mayoría en el turno de noche debido a la estabilidad operativa que generalmente presenta, basando las pruebas en los procedimientos de normas internacionalmente aceptadas de la ASME (*American Society of Mechanical Engineers*) y la ASTM (*American Society for Testing and Materials*) y registrando información del proceso bajo procedimientos de auditoría reconocidos internacionalmente. Los resultados y procedimientos fueron expuestos a un grupo de expertos y tecnólogos provenientes de los países productores de azúcar más importantes del mundo, y cotejados con un grupo de trabajo conformado por el superintendente de planta del ingenio y su equipo de asesoría.

En el capítulo uno se presenta una breve historia de la manufactura del azúcar en Guatemala, detallando las principales brechas históricas de la industria, los principales problemas enfrentados y el rápido desarrollo que ha tenido, elementos que justifican la necesidad de encontrar nuevas alternativas y metodologías que permitan incrementar la calidad de las operaciones.

El capítulo dos explica de forma breve y sencilla el proceso de manufactura del azúcar de caña, exposición que permitirá al lector sin experiencia en el área, tener los conocimientos básicos suficientes que le sirvan de guía para comprender el porqué de la forma como se estructura la metodología propuesta.

La eficiencia energética en la industria azucarera es el tema central del capítulo tres. Éste se encuentra dividido en dos partes: las bases teóricas del análisis y su aplicación a los equipos. En la primera parte se presenta a la caña de azúcar como una versátil fuente de energía y se desarrolla un breve análisis sobre la autosuficiencia energética de un ingenio, introduciendo los parámetros que deben ser obtenidos para una buena caracterización de la planta. Se introducen los principios básicos en que se fundamentan las reacciones de combustión y se complementan con los conceptos termodinámicos que fundamentan los modelos propuestos, presentando los indicadores energéticos más comunes de una fábrica de azúcar. La segunda parte analiza la producción de vapor en un ingenio azucarero. Se describe al bagazo como una fuente energética y se exponen los conceptos básicos de la generación de vapor en las calderas. Finalmente se exponen los principales aspectos energéticos y de diseño de los equipos indispensables en un ingenio.

La metodología de análisis propuesta, se presenta en el capítulo cuatro a través del análisis energético de Ingenio Santa Teresa, S.A. Se inicia con un levantamiento general de la instalación y un estudio sobre la condición actual de la instrumentación en planta, y se finaliza con el balance de masa, de energía y de exergía de los sistemas y sus subsistemas, exponiendo para cada caso los resultados obtenidos a partir del modelaje de los equipos.

El análisis de eficiencia y condición operativa se expone en el capítulo cinco. Se dividen los resultados de cada sistema y subsistema en base a su funcionalidad dentro del proceso, y se complementa el análisis desde el punto de vista del diseño del equipo y las técnicas de operación. Seguidamente, se proponen alternativas para buscar el ahorro energético en la planta buscando siempre mantener la estabilidad del proceso y enfocándose hacia un incremento en la calidad operativa. Finalmente, se propone un programa de control energético continuo para Ingenio Santa Teresa, S.A. con la finalidad de que sea incorporado como un método más para el control del proceso.

Durante la recopilación de datos del proceso se tuvo el inconveniente de no contar con el nivel de metrología necesario para caracterizar la planta. Este inconveniente fue resuelto mediante la medición con equipos portátiles y, en pocos casos, obteniéndose los valores de forma indirecta a partir de los principios de diseño mecánico y térmico de los equipos. A este manejo de datos se le debe asignar un error no mayor del 3%. Los datos de temperatura fueron obtenidos a través de termómetros instalados en los equipos y en los puntos donde no se contaba con el indicador se hizo uso de una termocopla K, de manera que debe considerarse que existieron correcciones durante el tratamiento de los datos. Los valores de presión fueron obtenidos de manómetros instalados en las líneas de vapor y en los cuerpos de los equipos, por lo que deberá considerarse un error de alrededor del 3%.

El presente estudio tiene como finalidad aportar una nueva metodología analítica para los ingenios azucareros guatemaltecos y establecer un punto de vista distinto sobre la forma como la problemática energética debe ser solucionada, todo bajo los principios operativos tradicionales de la Industria Azucarera Nacional.

1. HISTORIA DE LA MANUFACTURA DE AZÚCAR EN GUATEMALA

En el año 1600, la producción de azúcar cruda en América constituía el complejo industrial más grande del mundo. La producción de azúcar se desarrolló bajo el sistema de hacienda y en el contexto de mercado local restringido.

1.1 Retrospectiva sobre la manufactura del azúcar en Guatemala

En 1530 ingresó la caña de azúcar a Guatemala, pero no fue sino hasta en 1590 cuando los frailes dominicos fundaron el primer ingenio de Centroamérica en San Jerónimo, Baja Verapaz, Guatemala. Su producción ascendía a 600 arrobas (150 quintales) mensuales y la producción era apoyada por 1,000 trabajadores y un acueducto de 120 arcos. Para enviar el azúcar a su destino se utilizaban mulas.

De los ingenios existentes a finales del siglo XX, 5 fueron fundados en el período de 1863 a 1914, siendo el más antiguo Santa Teresa, que fue fundado en 1863. Le siguen Ingenio Pantaleón, fundado en 1870, Ingenio San Diego en 1890, Ingenio El Baúl en 1911 e Ingenio Tululá en 1914.

En el período de 1958 a 1969 se crearon 7 ingenios: La Sonrisa en 1958, Los Tarros en 1960, Concepción en 1961, Palo Gordo en 1962, Madre Tierra en 1963, Santa Ana en 1967 y La Unión en 1969.

Fue en esta época, en la primera mitad de la década de los años 60, cuando los Estados Unidos reasignó la cuota preferencial para importar azúcar, le quitó su cuota a Cuba y le dio una cuota global a todos los países centroamericanos. Este hecho introdujo a la industria guatemalteca a la exportación formal de azúcar haciendo los primeros embarques en 1963. Por haber tenido una cuota global, los ingenios formaron un grupo, o "pool", para efectuar sus embarques. Anterior a este suceso, toda la producción de Guatemala era consumida localmente. En 1930 hubo una exportación en sacos a California pero fue más que todo, un hecho aislado.

En la década de los 50 no hubo mayores cambios en la tecnología de cultivo de azúcar. El volumen de azúcar que era producida se incrementó dramáticamente en la década de los 60. Durante ésta década, el precio del azúcar en los mercados internacionales se incrementó, estimulando la fundación de cuatro nuevos ingenios en Guatemala.

Algunos ingenios disfrutaron de una producción eficiente y la competencia propició un incremento en la producción. Los ingenios establecieron además la Asociación de Azucareros de Guatemala (ASAZGUA) la cual se encarga de coordinar, comercializar y administrar la exportación de azúcar. ASAZGUA incluye la participación tanto de productores como de propietarios de las compañías, los cuales ejercen poder en los sectores industrial, económico y político.

Finalmente fundaron 4 ingenios adicionales de 1975 a 1981: El Pilar en 1975, Magdalena, que fue modificado en 1975 para producir azúcar, Tierra Buena en 1977 y Guadalupe en 1981. Fue a principios de este período que finalizó la operación en "pool" y los ingenios principiaron a exportar su azúcar en forma independiente. Una década después, en 1990, Ingenio Trinidad principió sus operaciones.

Las exportaciones se efectuaron originalmente en el norte, por el muelle de Puerto Barrios. Con el colapso de sus estructuras causadas por el terremoto de 1976, las operaciones se trasladaron al Puerto de Santo Tomás. Todas las operaciones se llevaban a cabo con sacos de papel. Hasta los años mencionados, las exportaciones estuvieron restringidas por escasez de azúcar en el mercado local o por limitaciones de cuota. En 1991, principió a funcionar EXPOGRANEL, en Puerto Quetzal, y se abandonó la operación en la zona norte. GRANELSA se ocupa de la exportación de sacos de polipropileno, normalmente con bolsa interna de polietileno.

A mediados de los años "70", ocurrió en el ámbito internacional un alza extraordinaria en los precios del azúcar que estimuló la producción en el mismo período en que se fundaron los últimos cuatro ingenios en Guatemala. El 20 de noviembre de 1974, el precio del azúcar del mercado mundial llegó a su máximo nivel de US\$ 0.75 por libra. Este precio decayó pocos años después a US\$ 0.035 por libra. La sobre capacidad de producción causó una sobre oferta de azúcar en el mercado local, la cual provocó que el precio de venta estuviera, en la zafra de 1983-84, a la mitad de lo que fue en 1982-83. Al mismo tiempo el Quetzal (unidad monetaria), estable desde 1923, comenzó a devaluarse. La volatilidad extrema en los mercados causó una serie de sobre ofertas en unos mercados y desabastecimiento en otros. La industria azucarera, en lugar de crecer, bajó su producción en la zafra 82-83.

La necesidad de obtener una economía de escala adecuada para hacerle frente a los niveles de precio de las exportaciones, hizo que varios de los ingenios entraran en un período de crecimiento acelerado, habiendo la industria aumentado su tamaño aproximadamente 160% en una década. El incremento de capacidad de unos obligó al incremento en otros, para mantener su porción de mercado, y esto dictó la tendencia de crecimiento de los ingenios desde los años ochenta.

1.2 Estado actual del azúcar en Guatemala

Del total de las plantaciones de caña de azúcar, la mayoría pertenecen a agricultores independientes, mientras que el restante pertenece a los mismos ingenios. Como resultado del incremento en productividad, en la zafra 1999-2000, Guatemala se convirtió en el séptimo mayor exportador de azúcar en el mundo y el tercero en Latino América, después de Brasil y Cuba. El incremento en la productividad tiene dos razones principales: el dinamismo del sector azucarero y la demanda del mercado internacional. Además, otros factores que contribuyeron al incremento en productividad durante este período fueron la mayor integración agro industrial, los cambios tecnológicos y administrativos y los cambios en las relaciones laborales(1-5).

La integración agro industrial era necesaria para asegurar la entrega de caña de azúcar a la fábrica mediante la coordinación de las labores en campo. Para asegurar el correcto contenido de sacarosa en la caña, se tenían que reducir los tiempos de transporte y espera. El resultado de esta integración fue la formación de un complejo sistema que elimina las barreras entre campo y fábrica.

Además de la integración agro industrial, y como reacción al riesgo de las fluctuaciones en el mercado internacional, los ingenios se diversificaron a otras áreas incluyendo bienes y raíces, finanzas, transporte y energía. Además, mediante la conformación de una concentrada estructura oligopolica, lograron fortalecer su influencia en todas las esferas de poder del país. El resultado de esto es la capacidad de asignarse cuotas para el mercado local, de acuerdo a capacidades productivas, y la capacidad de definir y aplicar políticas comerciales para enfrentar el mercado internacional.

Respecto a los avances tecnológicos, los más importantes fueron la introducción de variedades de caña más productivas y de rápida maduración; nuevos métodos de cultivo, fertilización y control de plagas; nuevo tipo de machete; organización técnica de las labores; mecanización del alzado de caña; introducción de nuevos tipos de centrifugas y nuevos procedimientos para mejorar la productividad y eficiencia de la extracción de sacarosa. La mecanización del corte ha tenido una lenta introducción debido principalmente a su alto costo, la falta de condiciones óptimas de operación y la abundante mano de obra barata(1-7).

Paralelo al cambio tecnológico, administrativamente hubo un crecimiento basado en técnicas orientadas a una visión de control de calidad, informática y evaluaciones anuales de cultivo e industria. La expansión y diversificación de la industria azucarera marcó un proceso hacia la modernización económica de la región que abarca Escuintla, Suchitepéquez, Retalhuleu y Santa Rosa.

Las relaciones laborales tuvieron escenas dramáticas entre la década de 1960 y 1980. Los bajos salarios y represiones a líderes sindicales afectaron las relaciones laborales provocando cambios que aún hoy son sensibles.

Entre las mejoras laborales esta el cambio en el pago de jornada, de base diaria a base por tarea; se eliminó la técnica de subcontratista mediante el contrato directo del empleado con el patrono, entre otros.

Las organizaciones sindicales no han tenido buena acogida dentro de los trabajadores de la industria, sumado a la necesidad legal de que es necesario el 50% más un trabajador de la empresa para formar el sindicato(2-3).

El desarrollo de los ingenios ha ido de la mano con el desarrollo de la asociación que conforman. ASAZGUA coordina el plan estratégico para la industria, operando a través de las siguientes organizaciones especializadas:

- EXPOGRANEL: Terminal de carga que garantiza la competitividad del azúcar Guatemalteca en el mercado internacional a través de un manejo efectivo, eficiente y confiable del azúcar y sus derivados para exportación.
- CENGICAÑA: Centro de investigación responsable de generar, adaptar y transferir tecnología de calidad para el desarrollo sostenible de la industria azucarera.
- FUNDAZÚCAR: Fundación a cargo de diseñar y ejecutar la estrategia de Responsabilidad Social Corporativa.
- COMPAÑÍAS COMERCIALIZADORAS DE AZÚCAR: Compuesta de cuatro compañías comercializadoras para el mercado local. Posee un sistema de bodegas en toda Guatemala para asegurar la distribución y venta de las diferentes calidades y tipos de azúcar.
- BANCASOL: Creado con la idea de constituir una institución financiera que diera acceso al capital a los pequeños y medianos empresarios, pero también provee una fuente de financiamiento para el propio sector.

El tratado de libre comercio entre Centro América y Estados Unidos de América (CAFTA) provee una nueva oportunidad para la industria azucarera nacional. Respecto a la cuota asignada para Guatemala, existirá un incremento de acuerdo a la siguiente tabla:

Tabla I. Asignación de cuotas para Guatemala en el marco del CAFTA

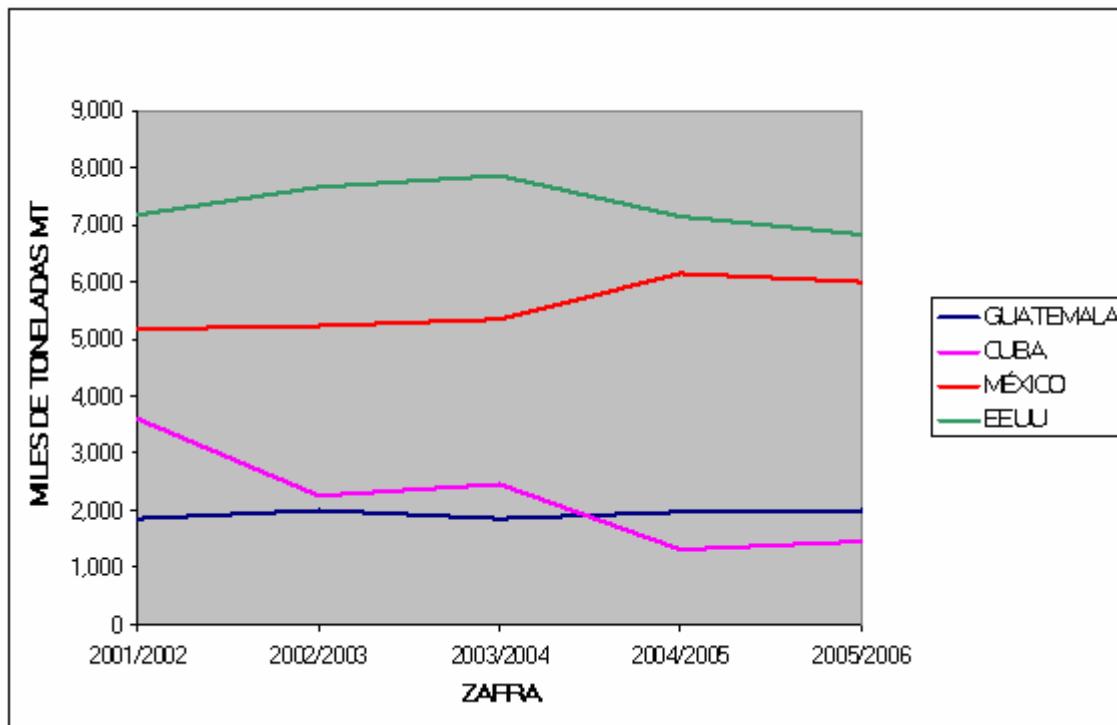
AÑO	CANTIDAD (Toneladas Métricas)
1	32,000
2	32,640
3	33,280
4	37,000
5	37,740
6	38,480
7	39,220
8	42,000
9	42,840
10	43,680
11	44,520
12	47,000
13	47,940
14	48,880
15	49,820

Fuente: *General Notes Tariff Schedule of The United States, Anexo 3.3-US Notes-5,*

Después del año 15, la cuota asignada se incrementará en 940 toneladas métricas cada año. Los impuestos a productos importados que queden fuera de ésta categoría serán considerados bajo los estándares de “nación más favorecida”.

En cuanto a la producción esperada para Guatemala en la presente zafra 2005/2006, existe un incremento de cerca de 18,000 toneladas métricas respecto al período anterior (se espera producir 2, 000,000 de toneladas métricas). El siguiente gráfico muestra la producción de azúcar de los principales países de la región Norte, Centro América y Caribe.

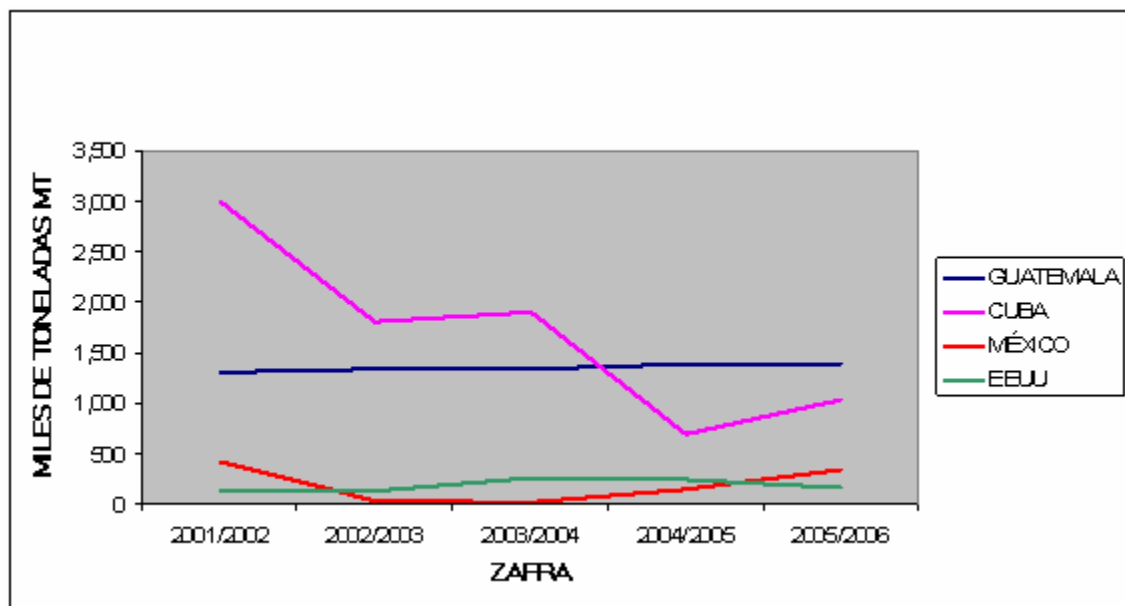
Figura 1. Producción de azúcar de los principales países del área



Fuente: *United States Department of Agriculture, www.fas.usda.gov*

En cuanto a las exportaciones, se espera que Guatemala sea el país más fuerte en la región, tal y como lo muestra el siguiente gráfico.

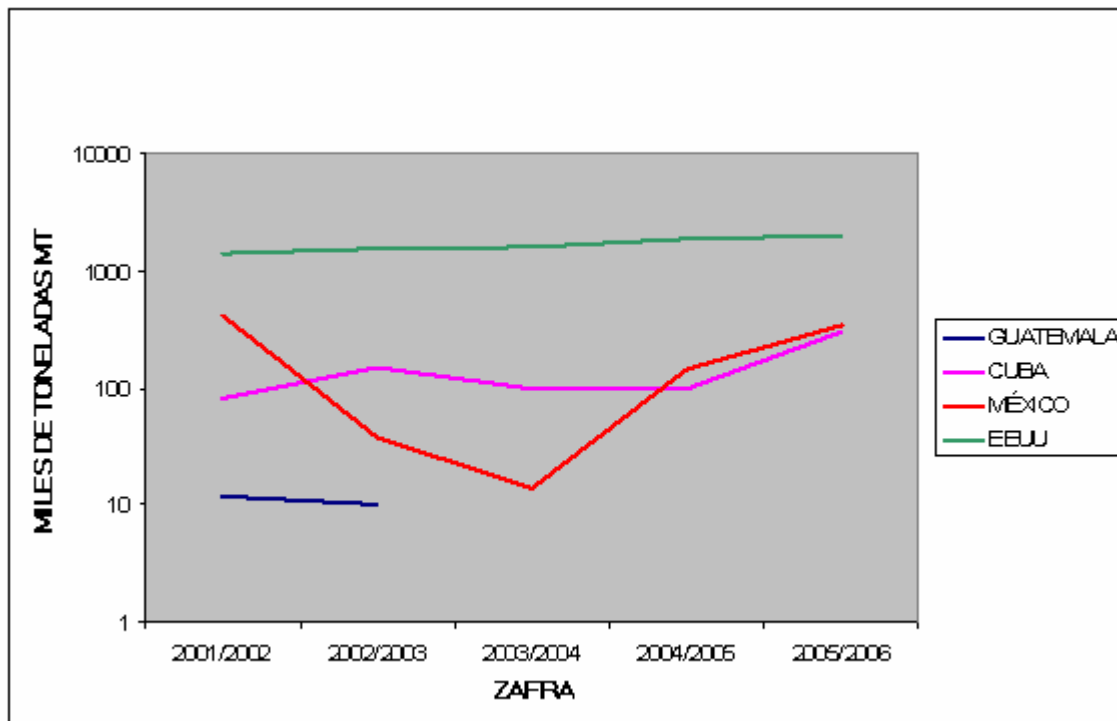
Figura 2. Exportación de azúcar de los principales países del área



Fuente: *United States Department of Agriculture, www.fas.usda.gov*

De la producción total de Guatemala, únicamente alrededor de un 25 % se asigna para consumo interno. Una nueva política permite la importación de azúcar condicionada a que sea fortificada con vitamina A. En las últimas dos zafras y en la presente 2005/2006 no se han producido importaciones de azúcar en el país.

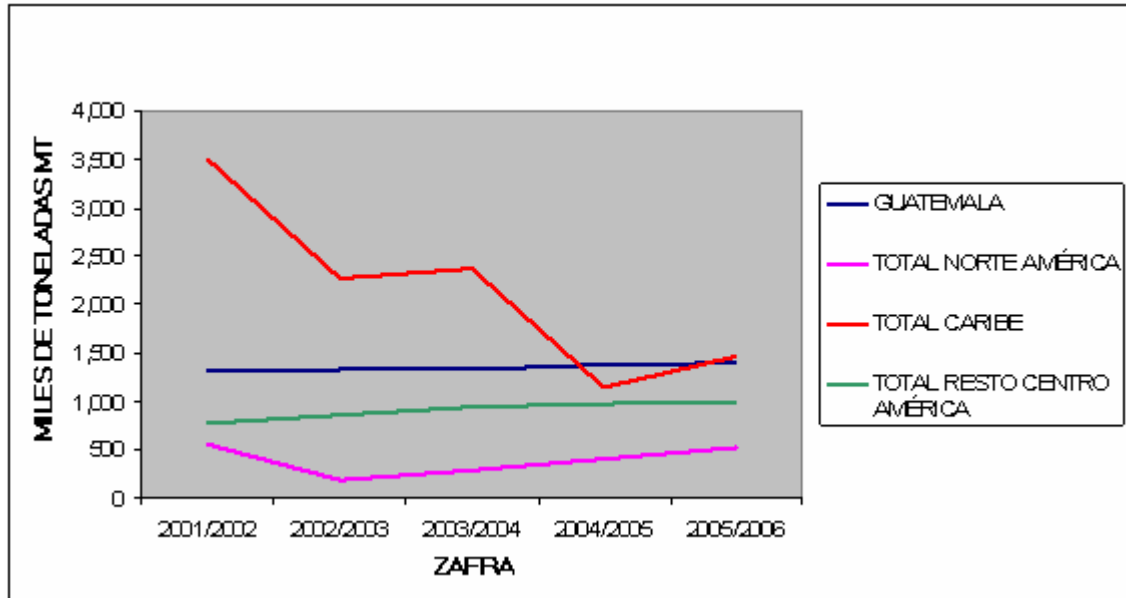
Figura 3. Importación de azúcar de los principales países del área



Fuente: *United States Department of Agriculture, www.fas.usda.gov*

El siguiente gráfico muestra las exportaciones de azúcar de Guatemala, la región Norte América, resto de países de Centro América y el total del Caribe. La tendencia del resto de países de Centro América es similar a la de Guatemala, con un relativo incremento cada año.

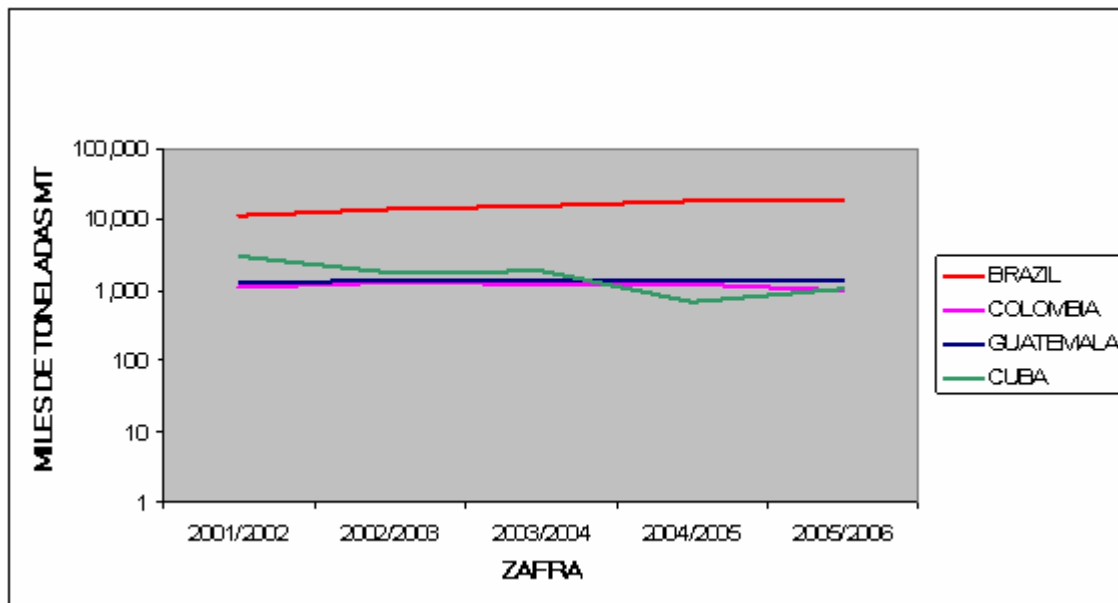
Figura 4. Exportación de azúcar de la región



Fuente: *United States Department of Agriculture, www.fas.usda.gov*

Desde la zafra 2004/2005, Guatemala ha sido el segundo exportador individual más grande del continente americano. La tendencia se espera sea la misma para la presente zafra 2005/2006, únicamente superado de manera amplia por Brasil.

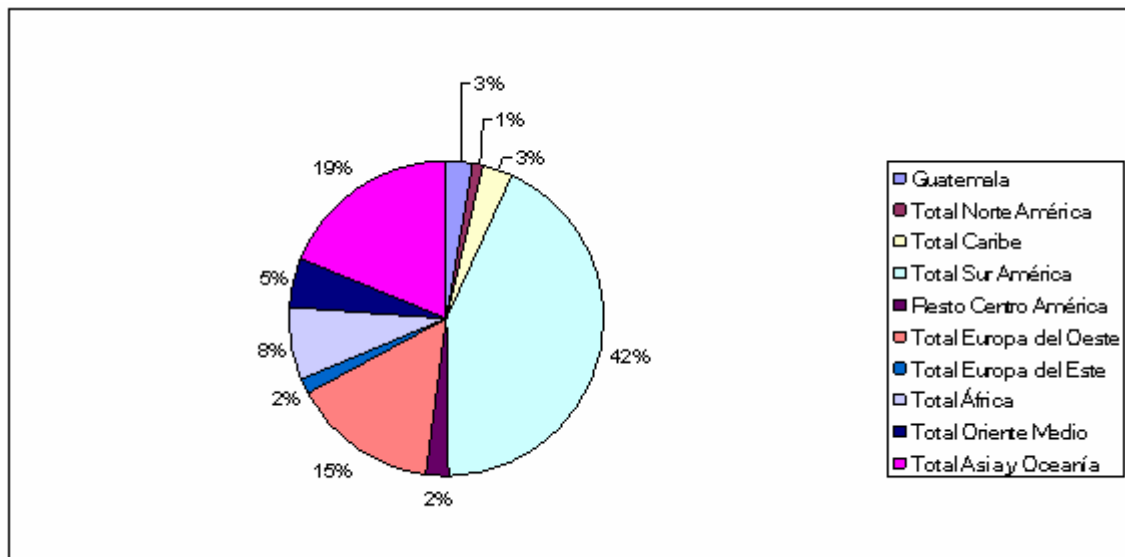
Figura 5. Exportación de azúcar de los principales países americanos



Fuente: *United States Department of Agriculture, www.fas.usda.gov*

A nivel mundial, se espera que Guatemala provea el 3% del total de exportación de azúcar. Algunos países como los europeos y parte de la producción de Estados Unidos de América producen azúcar de remolacha, volumen que se incluye en el total de exportaciones del siguiente gráfico.

Figura 6. Exportaciones mundiales de azúcar



Fuente: *United States Department of Agriculture, www.fas.usda.gov*

2. FUNCIONAMIENTO Y COMPONENTES DE UN INGENIO AZUCARERO

El funcionamiento de un ingenio azucarero puede dividirse para su estudio en nueve etapas que abarcan cada uno de los procesos generales más importantes en la obtención del grano:

- Campo y batey.
- Extracción del jugo.
- Preparación del jugo.
- Calentamiento y clarificación.
- Estación de evaporadores.
- Estación de tachos.
- Centrifugado y secado.
- Producción de vapor y energía eléctrica.
- Análisis de laboratorio.

2.1 Campo y batey

Existen muchas variedades de caña de azúcar en la actualidad no existiendo una sola plantación donde todo el cultivo sea de una sola especie.

La razón de esto se debe a la resistencia a distintos tipos de plaga que cada tipo de caña tiene y que consiste uno de los principales factores de selección de variedades además del contenido de fibra y sacarosa. De ésta forma, si una plaga arremete contra un cultivo, solo una parte, la más propensa a daño, será la afectada.

La caña se siembra en un agujero poco profundo o en surcos en la parte superior de un camellón de una o varias hileras, siendo ésta la práctica más común en plantaciones extensas. Luego se cubre por medio de un azadón o por una rastra de discos y se añaden herbicidas de preemergencia poco después de la siembra. El fertilizante no se aplica en la siembra, se añade poco después de que inicia el crecimiento.

El control de plagas se realiza mediante riego por aviones; el agregado de madurantes se efectúa a través de tanques especiales remolcados por tractores y aplicado directamente en la base del vástago. A medida que se acerca la época de cosecha, se retarda el crecimiento y aumenta el contenido de sacarosa limitando el nitrógeno y el agua.

El corte tiene un único objetivo: entregar al molino tallos de caña de azúcar de buena calidad. La calidad, medida por el contenido de sacarosa y de *trash* o basura, se reduce por lo daños a los que se somete la caña, el aumento de la basura en la caña entregada y las demoras en dicha entrega.

La remoción de las puntas o cogollos resulta muy conveniente debido a que éstas contienen poca sacarosa pero poseen un alto contenido de almidón y azúcares reductores. Dichas puntas disminuyen el rendimiento en la casa de cocimientos debido a que salen del tren de molinos con más sacarosa de la que originalmente poseen y agregan azúcares que reducen la sacarosa en las etapas subsiguientes.

Asimismo, las hojas de la caña contienen altos índices de sílice, lo cual contribuye al desgaste de los rodillos de los molinos. La reducción del *trash* se logra más eficientemente a través del corte a mano. En la actualidad, la práctica más común de corte es la mecanizada.

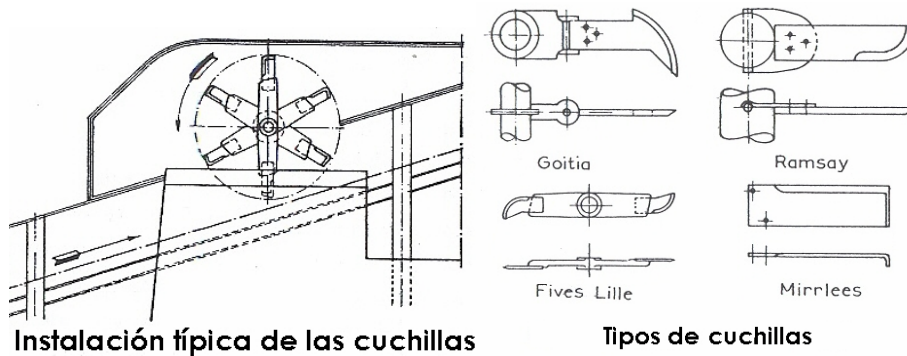
El batey se localiza inmediatamente fuera de la fábrica. El proceso de recepción inicia por el ingreso del camión al batey para lavado en frío y pesaje. Luego, haciendo uso de grúas, se descargan los vehículos y se introduce la caña mediante un cargador frontal al conductor que la lleva hacia la preparación de las fibras, donde además es lavada con agua caliente.

El lavado del camión reduce hasta en un 40% el *trash* de la carga y en un 60% la ceniza por quema. Otra de las ventajas del lavado es que ahorra hasta 10 libras de azúcar por tonelada de caña molida debido a la absorción de jugos que el *trash* y las cenizas hacen en el proceso de molienda(3 - 84,90).

2.2 Extracción del jugo

La preparación de fibras consiste en hacer pasar los bocados de caña a través de juegos de cuchillas giratorias (figura 7.) que cumplen funciones de desfibrado y desmenuzado. Las cuchillas siempre dejan una cierta proporción de caña sin cortar en el fondo del colchón y que sirve como medio sustentador de las cañas cortadas. A pesar de que la caña picada y desfibrada tiene una apariencia esponjosa, tiene una densidad 40% mayor que la de la caña suelta y entera, debido a la ausencia de espacios vacíos(4 - 41). De aquí es transportada la fibra hacia el tandem de molinos para la extracción del jugo.

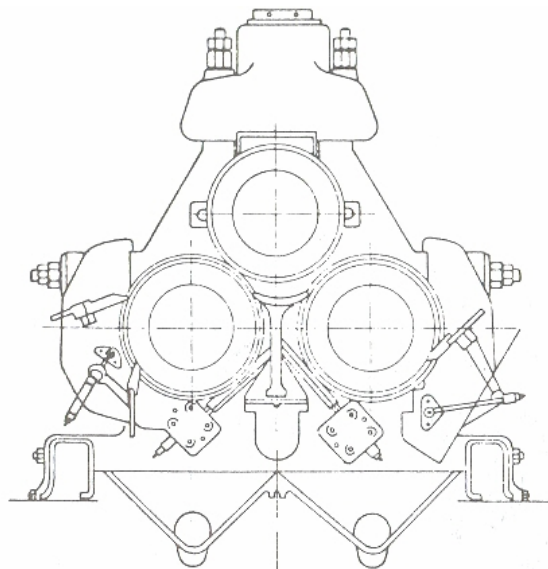
Figura 7. Instalación típica de cuchillas y tipos de cuchillas.



Fuente: E. Hugot, Manual para ingenieros azucareros, p. 42.

La extracción del jugo moliendo la caña entre pesados rodillos o mazas constituye la siguiente etapa del proceso. El molino o trapiche consta de unidades múltiples que utilizan combinaciones de tres rodillos (figura 8.), a través de los cuales pasa la caña exprimida o bagazo.

Figura 8. Construcción típica de un molino.



Fuente: James C. P. Chen, Manual del azúcar de caña, p. 97.

Para ayudar a la extracción del jugo (guarapo) se aplican aspersiones de agua y guarapo diluido sobre la capa de bagazo según sale de cada unidad de molienda; lo anterior contribuye a extraer por lixiviación y maceración el azúcar. El proceso es conocido como imbibición.

En las moliendas eficientes más del 95% del azúcar contenido en la caña pasa al guarapo; este porcentaje se conoce como la extracción de sacarosa (Pol de la extracción), o, más sencillamente, la extracción. El bagazo final (*megass*) que sale del último molino contiene el azúcar no extraído, fibra leñosa y de un 45 a un 55% de agua. Este material pasa por lo general a las calderas como combustible.

2.3 Preparación del jugo

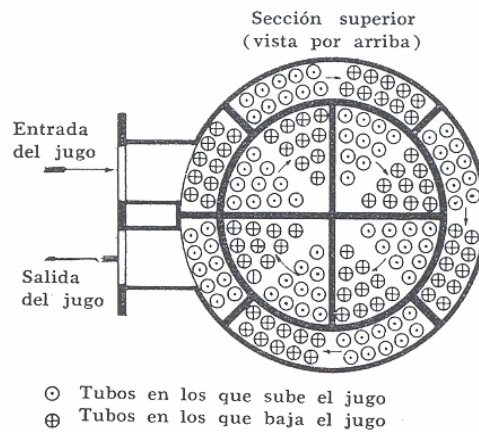
El guarapo color verde oscuro procedente del trapiche es ácido y turbio, por lo que deberá ser preparado para su clarificación, lográndose esto mediante la sulfitación y el alcalizado. La sulfitación constituye el quemar azufre en un horno y hacer pasar el gas obtenido en contracorriente con el guarapo. Éste ayuda a dar al azúcar su color blanco final. La lechada de cal, neutraliza la acidez natural del guarapo, formando sales insolubles de calcio, en su mayor parte fosfato de calcio.

2.4 Calentamiento y clarificación

El guarapo preparado mediante sulfitado y alcalizado es calentado hasta el punto de ebullición o ligeramente arriba en unos intercambiadores de calor formados por una calandria tubular de múltiples pasos.

Éste calentamiento permite que durante la clarificación del jugo se coagulen la albúmina y algunas grasas, ceras y gomas en presencia de un agente floculante. Un esquema de un calentador de guarapo típico se muestra en la figura 9.

Figura 9. Sección de un calentador típico de guarapo.

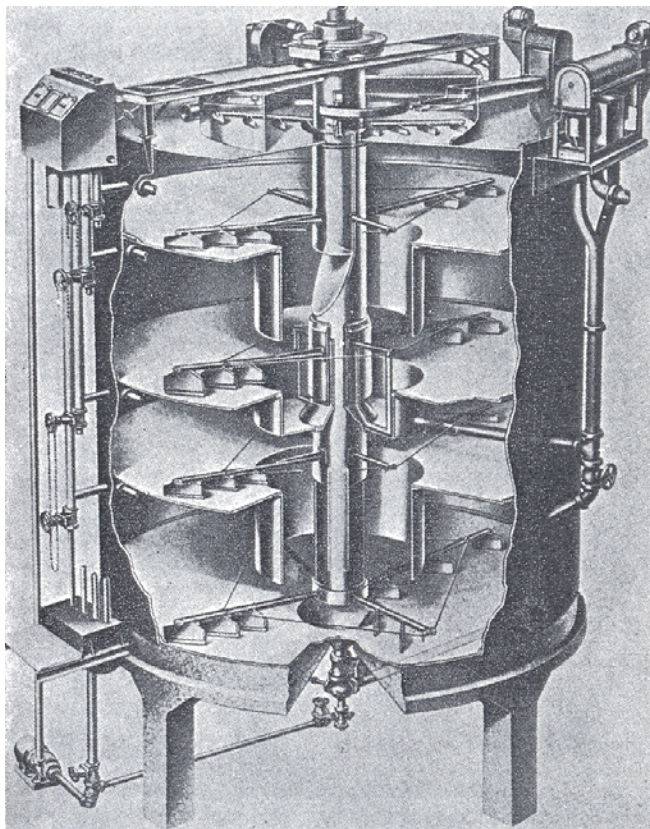


Fuente: E. Hugot, Manual para ingenieros azucareros, p. 314.

El proceso de clarificación (o defecación), diseñado para remover las impurezas tanto solubles como insolubles, emplea en forma universal cal y calor como agentes clarificantes.

Dentro del clarificador (figura 10.) se forma un precipitado el cual atrapa los sólidos en suspensión al igual que las partículas más finas.

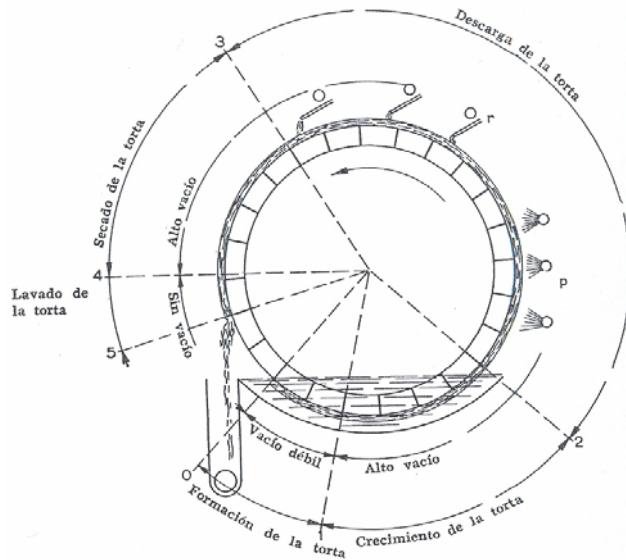
Figura 10. Clarificador tipo Dorr - Oliver 444 "Rapidorr".



Fuente: E. Hugot, Manual para ingenieros azucareros, p. 304.

Los lodos se separan del jugo clarificado por sedimentación y se filtran en tambores rotativos de filtración (figura 11.). El jugo filtrado regresa al proceso o pasa directamente al jugo clarificado y la torta de la prensa (cachaza) se regresa a los campos como fertilizante.

Figura 11. Esquema de funcionamiento de un filtro rotativo al vacío.



Fuente: E. Hugot, Manual para ingenieros azucareros, p. 331.

El jugo clarificado transparente y de un color parduzco pasa a los evaporadores sin tratamiento adicional.

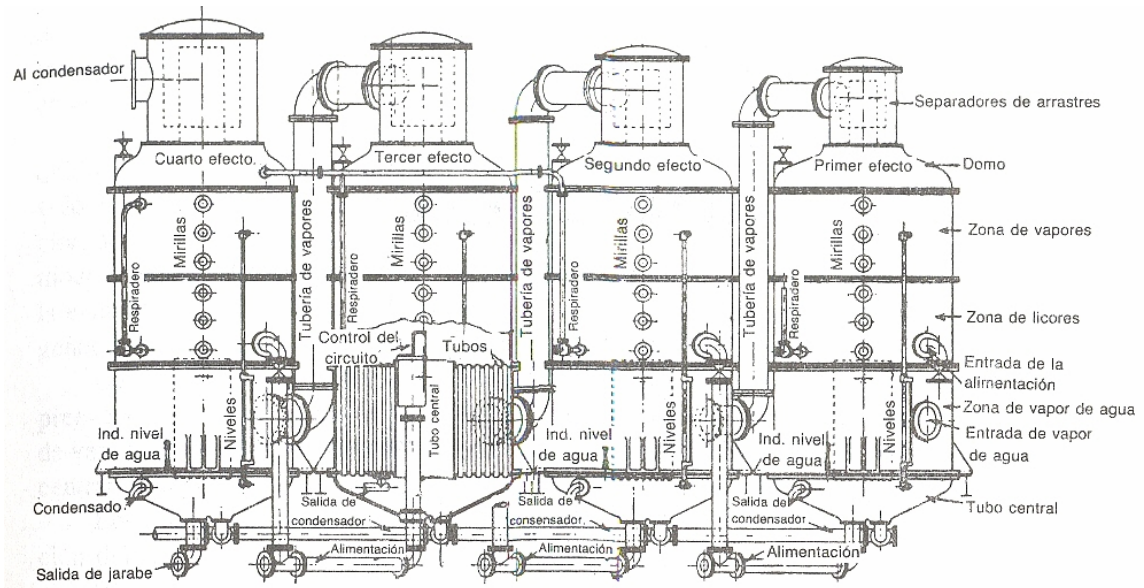
2.5 Estación de evaporadores

El jugo clarificado, que tiene más o menos la misma composición que el jugo crudo extraído excepto las impurezas precipitadas por el tratamiento con azufre y cal, contiene aproximadamente 85% de agua. Dos terceras partes de esta agua se evaporan en evaporadores al vacío de múltiple efecto, los cuales consisten en una sucesión (generalmente cuatro) de celdas de ebullición al vacío, o “cuerpos” dispuestos en serie de manera que cada cuerpo subsiguiente tiene un grado más alto de vacío y, por consiguiente, hierve a una temperatura más baja. Los vapores de un cuerpo hacen hervir de esta manera el jugo contenido en el siguiente cuerpo.

El primer cuerpo utiliza vapor de escape de las turbinas y los siguientes cuerpos el vapor extraído del jugo bullido en el anterior. Mediante este sistema, el vapor introducido en el primer cuerpo efectúa una evaporación de múltiple efecto. El vapor del cuerpo final pasa a un condensador.

El jarabe (meladura) sale en forma continua del último cuerpo con aproximadamente 65% de sólidos y 35% de agua (3 - 247,255). La figura 12. muestra una instalación típica de cuádruple efecto.

Figura 12. Evaporador normal de cuádruple efecto.

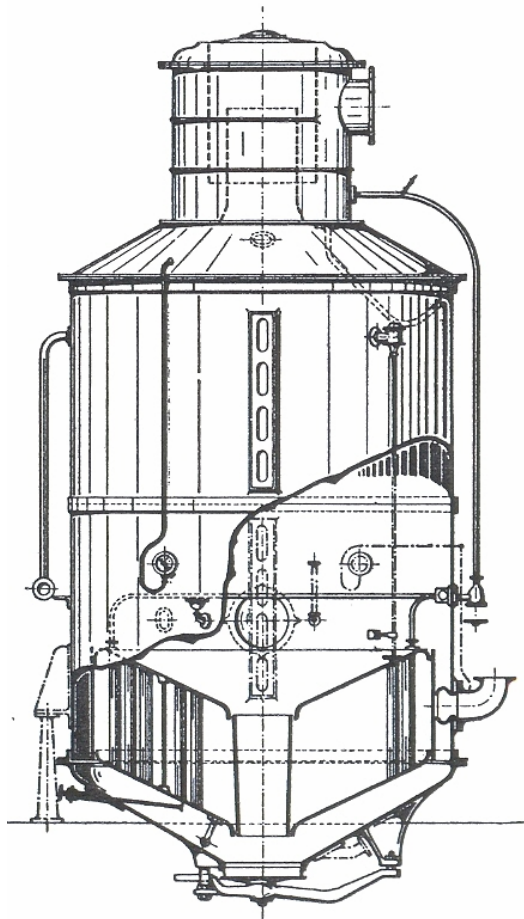


Fuente: James C. P. Chen, Manual del azúcar de caña, p. 251.

2.6 Estación de tachos

La cristalización tiene lugar en tachos al vacío de simple efecto (figura 13.), donde el jarabe se evapora hasta quedar saturado de azúcar. En este momento se añaden semillas (azúcar *glass* al inicio de una zafra, magma durante la zafra) a fin de que sirvan de núcleos para los cristales de azúcar, y se va añadiendo más jarabe según se evapora el agua. El crecimiento de los cristales continúa hasta que se llena el tacho.

Figura 13. Tacho al vacío.

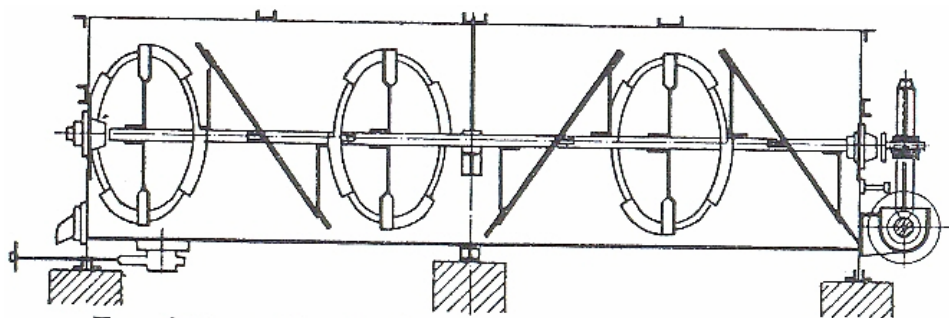


Fuente: Hugot, Manual para ingenieros azucareros, p. 441.

Bajo la vigilancia de un tachero experto (o con instrumentos adecuados) los cristales originales crecen sin que se formen cristales adicionales, de manera que cuando el tacho está totalmente lleno todos los cristales tienen el tamaño deseado, y los cristales y el jarabe forman una masa densa conocida como masa cocida.

La templa (el contenido del tacho) se descarga luego por medio de una válvula de pie a un mezclador o cristalizador. En el sistema de tres cristalizaciones, se produce una masa denominada masa C o tercera, la cual al ser centrifugada proporcionará magma de tercera (semilla para hacer segundas) y melaza. El magma de tercera sirve como pie de templa para hacer una masa B o segunda, y su centrifugado extrae magma de segunda (para hacer primeras) y miel de segunda. El magma de segunda sirve para hacer templeas de primera o A, y la centrifugada de ésta produce azúcar comercial y miel primera. La figura 14. muestra el esquema de un cristalizador.

Figura 14. Esquema de un cristalizador.



Fuente: Hugot, Manual para ingenieros azucareros, p. 496.

Para hacer terceras se puede cristalizar directamente la meladura y las mieles de segunda. Para hacer segundas se utiliza meladura y mieles de primera. Para hacer primeras se utiliza meladura.

Las mieles o melazas finales o residuales, un material denso y viscoso que contiene aproximadamente una tercera parte de sacarosa, una quinta parte de azúcares reductores y el resto ceniza, compuestos orgánicos no azúcares y agua, sirve como base para la alimentación del ganado, fabricación de alcohol industrial, producción de levadura y para otros usos diversos.

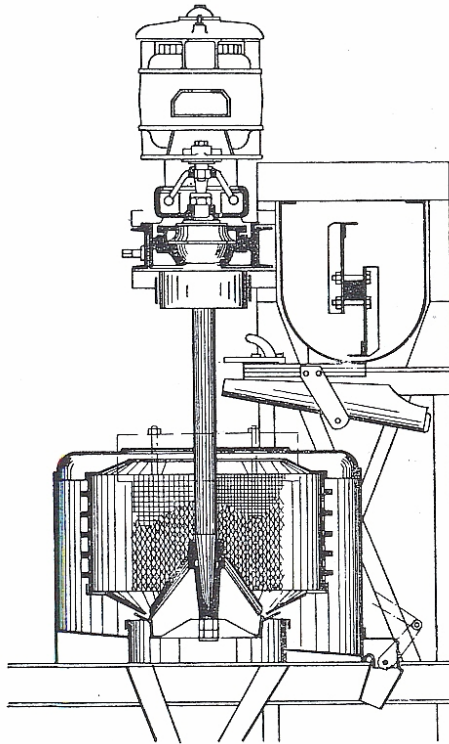
2.7 Centrifugado y secado

La masa cocida proveniente del mezclador o del cristizador se lleva a máquinas giratorias llamadas centrífugas. El tambor cilíndrico, suspendido de un eje, tiene paredes laterales perforadoras forradas en el interior con tela metálica; entre ésta y las paredes hay láminas metálicas que contienen perforaciones. El tambor gira a velocidades que oscilan entre 1000 y 1800 rpm. El revestimiento perforado retiene los cristales de azúcar que pueden lavarse con agua si se desea producir azúcar blanco.

La operación de las centrífugas es tanto en forma continua como en *batch*. Las masas C y B se trabajan en forma continua y las templeas A en *batch*. Para liberar el jarabe de la superficie de los granos se utiliza agua en cantidades especificadas por el fabricante y para la limpieza de las telas puede utilizarse ya sea agua o vapor.

La figura 15. muestra un tipo común de centrífuga para producción en *batch* de azúcar blanca estándar.

Figura 15. Corte transversal de una centrífuga.



Fuente: Hugot, Manual para ingenieros azucareros, p. 509.

El licor madre, la miel, pasa a través del revestimiento debido a la fuerza centrífuga ejercida (de 500 hasta 1800 veces la fuerza de la gravedad(3 - 76)), y después de que el azúcar es purgado se corta (descarga), dejando la centrífuga lista para recibir otra carga de masa cocida. Aquí se agrega el vitaminado a la carga según los requerimientos remanufactura de azúcar de venta local.

El azúcar descargado de las centrífugas se pasa a un secador de tambor giratorio horizontal el cual seca el grano con aire calentado por vapor. La parte superior del secador calienta, mientras que la inferior enfría, ya que si el grano se pasa al envase caliente, atrapa más humedad. Generalmente se instala una secadora en caliente seguida de una secadora en frío.

El empaque dependerá del uso, pero se utiliza saco de polímero cosido para venta al mayor y bolsas plásticas para venta al menudeo. En la bodega se deberá controlar que la humedad no aumente y que los sacos se encuentren dentro del rango de estiba máxima, así como un control riguroso contra incendios.

2.8 Producción de vapor y energía eléctrica

El bagazo producido sirve como combustible en la producción de vapor en las calderas del ingenio el cual constituye el medio de generación de potencia mecánica que mueve, inclusive, los mismos molinos que lo producen, siendo así un proceso de tipo regenerativo o con retroalimentación. Se acostumbra en nuestro medio, a parte de generar el vapor que utiliza la fábrica, generar vapor para producir energía eléctrica y, si existe un excedente considerable, venderlo en el mercado eléctrico nacional.

El bagazo o megazo es el subproducto o residuo de la molienda de la caña. Constituye la fibra leñosa de la caña en el que permanecen el jugo residual y la humedad provenientes del proceso de extracción. Al decir fibra se hace referencia a todos los sólidos insolubles, fibrosos o no. En la práctica, aproximadamente la mitad es fibra y la mitad es jugo residual, altamente compuesto por agua, con variaciones que resultan de los procedimientos de molienda y de la variedad y calidad de caña.

El valor calorífico del bagazo seco muestra una sorprendente uniformidad en todo el mundo. Los valores del mismo se encuentran entre 8200 y 8400 Btu por libra(3 - 138). El bagazo contiene una gran cantidad de humedad que varía según la velocidad y eficiencia de la molienda.

El valor calorífico real del bagazo quemado depende de la humedad presente, la que tiene que ser evaporada mediante unidades de calor. Otras variables son la temperatura de la chimenea y el exceso de aire.

La fibra de bagazo posee carbono (47%), hidrógeno (6.5%), oxígeno (44%), ceniza y materiales indeterminados (2.5%)(3 - 138). El precio del bagazo se obtiene en base a su capacidad calorífica más que a su costo de producción. La capacidad de las calderas varía según el equipo de fábrica, la calidad de la caña, la cantidad de agua de imbibición que se agrega y la cantidad de azúcar que se produce. La cogeneración en una fábrica azucarera se realiza de dos formas: mediante el uso de vapor a través de una turbina generalmente del tipo de contrapresión y mediante el uso de búnker o diesel en plantas generadoras con motores de combustión interna. Tanto para las turbinas de vapor de los molinos como la de los generadores eléctricos, el escape proporciona el flujo de vapor necesario para el resto del proceso de la planta.

3. EFICIENCIA ENERGÉTICA EN LA INDUSTRIA AZUCARERA

3.1 Marco conceptual

3.1.1 La caña de azúcar como fuente de energía y oportunidad comercial

La utilización de la caña de azúcar como fuente energética es un concepto que los productores de azúcar a nivel mundial han manejado desde hace varias décadas. Las oportunidades energéticas y comerciales que brinda la planta van desde la producción de azúcar crudo y refinado para consumo humano y el aprovechamiento de la melaza y el bagazo para engorde animal, hasta la producción de alcoholes y energía eléctrica. Además, un ingenio azucarero es considerado como productor de agua, la cual se obtiene al evaporar el agua en los evaporadores bajo el principio del múltiple efecto.

Desde el punto de vista de su uso como materia prima, la fibra de la caña es utilizada comercialmente de la siguiente forma(3 - 145):

1. La pulpa de bagazo es utilizada hoy en día en casi todas las clases de papel, incluyendo bolsas, envolturas, papel para imprimir, papel de escritura, papel higiénico, pañuelos faciales, toallas, papel para periódico, etc.
2. Prensando la fibra se obtienen tablas para su uso como paredes y aislantes.

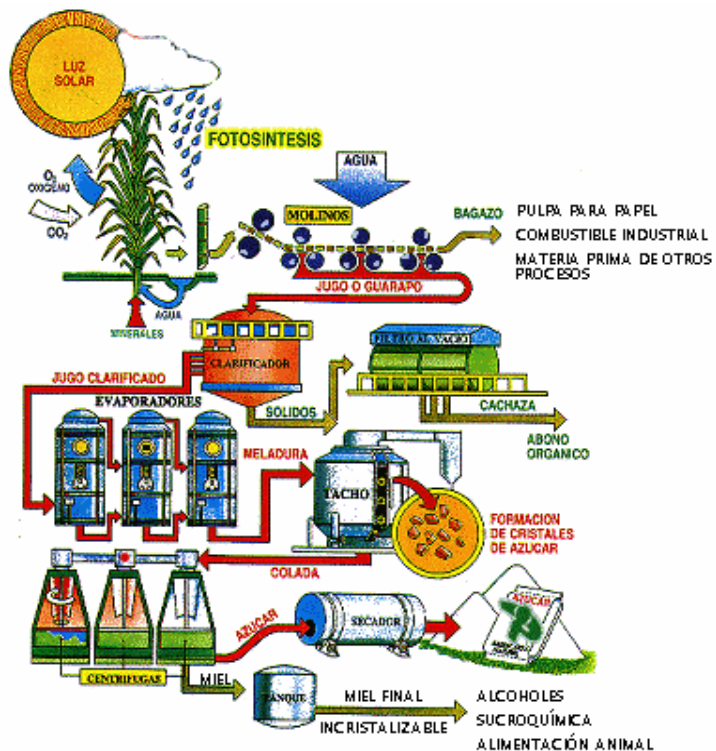
3. Mediante extrusión o prensas calientes de rodillos múltiples se conforman tableros aglomerados.
4. En la industria del rayón, altos explosivos y otros productos se utiliza las partículas más finas del bagazo (bagacillo) para la producción de alfa - celulosa.
5. Separando el bagazo en tamices de tres tamaños: las partículas más gruesas se utilizan como cobertura orgánica del suelo en la horticultura; la fracción media (también fibrosa), se utiliza para cama de ganado y de pollos; la fracción más fina, constituida por la médula se divide en dos fracciones: una para la producción de alfa - celulosa y otra para forraje.
6. Producción de plásticos a partir de la lignina contenida en el bagazo.
7. Mediante procesos químicos puede obtenerse Xilitol, el cual es utilizado para nutrición parental y edulcorante para diabéticos.
8. Investigación en el área de la producción de carbón activado a partir del bagazo.
9. Producción de furfural.
10. La conversión del bagazo en glucosa mediante hidrólisis enzimática y luego producir proteína unicelular por medio de conversión microbiana. Con esto se puede combatir la escasez crónica de proteínas en los países en vías de desarrollo.
11. Utilización del bagazo para la fermentación y posterior obtención de metano.

12. Utilización de la ceniza del bagazo proveniente de los hornos aplicándose a los campos de cultivo de caña con lo que se puede incrementar el tonelaje de caña y la producción de azúcar hasta en un 20%.

13. Mezclado con otros residuos orgánicos para el compostaje de abonos.

La figura 16 muestra la forma como los procesos naturales e industriales tienen relación con la caña de azúcar, así como sus oportunidades comerciales.

Figura 16. La caña de azúcar como fuente de energía y de oportunidades comerciales.



Fuente: Ing. Guillermo Caicedo, Eficiencia energética en la industria azucarera, p. 5

Las oportunidades energéticas y comerciales implican la utilización completa de la biomasa de la caña de azúcar. Actualmente existen proyectos que buscan la generación de energía eléctrica a partir de toda la biomasa producida en el campo(5 - 6). Son una realidad los ingenios cogeneradores, los cuales han logrado hacer de la generación de electricidad un subproducto de la caña de azúcar, esto a partir del bagazo.

3.1.2 Autosuficiencia energética de los ingenios azucareros

Un ingenio azucarero constituye una de las industrias más autosuficientes a nivel mundial desde el punto de vista de la utilización de la energía. La principal fuente de energía para un ingenio azucarero la constituye la quema del bagazo para la obtención de vapor en las calderas. El uso eficiente del bagazo como combustible representa una de las ventajas competitivas más importantes de la industria azucarera de caña, aunque todavía se está muy lejos de aprovechar cabalmente las oportunidades ofrecidas por el bagazo para el aumento de su propia rentabilidad. Mediante la combustión del bagazo en las calderas se logra obtener la potencia mecánica necesaria para mover el tandem de molinos a través de turbinas y generar la energía eléctrica que demande la planta a través de turbogeneradores. El escape de éstos se utiliza para aportar la cantidad de energía necesaria para los procesos de transferencia de calor durante la evaporación del guarapo y el cocimiento de las masas y cristalización. De ésta forma, el consumo energético de la planta queda satisfecho sin la necesidad de incurrir en costos por compra de la misma.

La industria azucarera de caña, en especial en el Hemisferio Occidental, disfrutó de abundancia de energía durante muchos años y no hizo hincapié en su conservación hasta el embargo de petróleo de la OPEP en 1974(3 - 145). Debido a que el precio del combustible llegó a triplicarse, los directivos de las fábricas tomaron más en cuenta las oportunidades de conservación energética.

Uno de los principales aportes en el campo es el que hace Oliver Lyle y que se denomina “Las tres reglas de oro sobre el ahorro de vapor”(6 - 441):

1. Impedir la pérdida de calor.
2. Reducir el trabajo hecho con calor.
3. Volver a usar el calor.

Impedir la pérdida de calor al ambiente implica eliminar cualquier fuga del sistema y mantener en buen estado el aislamiento de los equipos térmicos con el fin tanto de eliminar las pérdidas de masa del fluido de trabajo como de reducir al mínimo las transferencias de calor que reduzcan el contenido energético y por consiguiente, la capacidad de producir trabajo del fluido caliente, sea éste gas o líquido.

Debido a la reducida eficiencia de los equipos térmicos tales como turbinas y máquinas de vapor, los cuales generalmente son utilizados como primotores de los tandem de molinos, se ha planteado la opción de sustituirlos por motores eléctricos de alta eficiencia, con lo que el ahorro energético aumenta considerablemente.

La reutilización del calor es un aspecto intrínseco a la industria azucarera: todo el vapor de escape de las turbinas y máquinas de vapor es utilizado posteriormente para los procesos de transferencia de calor en la evaporación del guarapo y cocimiento y cristalización de las masas.

Para obtener una mayor eficiencia en el uso de la energía, Iverson(7 - 17,22) opina que se debe:

1. Minimizar la entrada de energía al proceso.
2. Disminuir al mínimo las pérdidas de energía al ambiente.

La propuesta de Iverson de minimizar la entrada de energía al proceso implica elevar la eficiencia de los equipos utilizados como primotor (utilización de motores eléctricos), con la finalidad de que la cantidad de energía por unidad de producto terminado (saco de azúcar) pueda reducirse, generando un ahorro energético y por consiguiente de costos.

Desde el punto de vista del consumo energético, se puede clasificar un proceso en alguno de los siguientes cuatro rubros:

1. Dependencia externa en más de un 50% de la energía consumida.
2. Dependencia externa por debajo de un 50% de la energía consumida.
3. Uso de fuentes externas de forma alternativa, como back up del proceso.
4. Ningún tipo de dependencia externa o completa autosuficiencia.

Debe entenderse la dependencia externa como la utilización de fuentes energéticas proveídas por terceros para satisfacer una demanda que de otra forma no pudiera ser cubierta por fuentes propias.

Un ingenio azucarero moderno puede ser clasificado como una fábrica de total autosuficiencia o, en la mayoría de los casos, como un consumidor de energía externa de forma alternativa como *back up* del proceso.

Cualquiera que sea el caso debe hacerse notar que aunque un ingenio azucarero es altamente autosuficiente, es una práctica común tener acceso a una fuente externa para cubrir cualquier insuficiencia en la generación energética propia del proceso, siendo ésta generalmente una subestación eléctrica. Aún cuando ésta opción solo cubriría una posible necesidad de energía eléctrica y no de vapor, resulta un buen mecanismo para asegurar la continuidad del proceso.

Aún cuando las compañías proveedoras del servicio eléctrico en los países productores de azúcar han planteado tarifas reducidas para los ingenios en tiempo de zafra con el fin de ser utilizadas como fuente permanente para el proceso, ésta sigue siendo una alternativa poco atractiva y solo ha generado interés de aquellos ingenios pequeños y menos eficientes.

3.1.3 Parámetros de medición y comparación

La base en la que se fundamenta toda mejora de un proceso es la medición, ya que no puede mejorarse algo que no se mide. Existen diversos parámetros básicos que deberán medirse con la finalidad de definir el estado de un ingenio azucarero. Antes de iniciar una medición de variables de proceso se deberán definir cuales parámetros realmente proporcionan indicadores del proceso. Esto con el fin de representar de la forma más adecuada la etapa del proceso que está siendo analizada y bajo las condiciones de operación en el momento de la toma.

Los parámetros básicos que se deben conocer en un ingenio azucarero son los siguientes(5 - 8):

1. Producción de vapor y eficiencia de la caldera.
2. Consumos de vapor de alta presión.
3. Consumos de vapor de baja presión.
4. Parámetros eléctricos.
5. Balance de energía y masa.

Una propuesta para calcular la producción y consumo de vapor en un ingenio azucarero es la que propone Rodríguez (8 - 10,11), en la que se especifican los siguientes parámetros que deberán medirse:

1. Turbinas:
 - a. Presión de entrada y de salida del vapor.
 - b. Temperatura de entrada y de salida del vapor.

2. Turbogeneradores:
 - a. Presión de entrada y de salida del vapor.
 - b. Temperatura de entrada y de salida del vapor.
 - c. kWh producidos.

3. Generadores de vapor:
 - a. Presión de salida del vapor.
 - b. Temperatura de salida del vapor.
 - c. Humedad del bagazo.
 - d. Porcentaje de bagazo en la caña.
 - e. Superficie total instalada.
 - f. Análisis de los gases de salida.
 - g. Temperatura de los gases de salida.

4. Colector de escape:
 - a. Presión en el colector.
 - b. Temperatura en el colector.

5. Calentadores:
 - a. Presión del vapor de escape.
 - b. Temperatura del vapor de escape.
 - c. Temperatura de entrada del jugo.
 - d. Temperatura de salida del jugo.
 - e. Concentración del jugo alimentado en grados Brix.
 - f. Temperatura del condensado.
 - g. Masa de jugo alimentado.

6. Estación de evaporadores:
 - a. Presión del vapor en la calandria.
 - b. Temperatura del vapor en la calandria.
 - c. Presión del vapor en el cuerpo.
 - d. Temperatura del vapor en el cuerpo.
 - e. Temperatura de ebullición.
 - f. Temperatura del jugo alimentado.
 - g. Temperatura del condensado.
 - h. Concentración de entrada al efecto en grados Brix.
 - i. Concentración de salida del efecto en grados Brix.
 - j. Masa del jugo alimentado al primer efecto.

7. Estación de tachos:
 - a. Volumen del material inicial, pie o semilla.
 - b. Volumen final alcanzado en el tacho.
 - c. Concentración de entrada en grados Brix (miel y meladura).

- d. Concentración de salida en grados Brix (masa cocida).
- e. Tiempo de operación en cada templa.
- f. Temperatura del condensado.

Además de los parámetros expuestos, deberán cuantificarse los siguientes rubros a fin de tener una base comparativa completa:

- 1. Producción de azúcar (blanco y crudo) y melaza.
- 2. Capacidad de molienda y producción de bagazo por hora.
- 3. Cantidad de agua utilizada en los equipos de vacío (si no se utilizaran bombas de vacío).

Uno de los aportes más importantes en la búsqueda de un estándar de comparación entre ingenios es un protocolo para medir, reportar y comparar la eficiencia energética de fábricas de azúcar crudo propuesto por Kinoshita(9 - 10,65). El protocolo busca estandarizar la información del proceso, medición y colección de datos tanto instantáneos como promedios por periodo y reportar de manera que sea reconocida y aceptada internacionalmente la información relacionada con el consumo y eficiencia energética. De esta manera puede compararse la información con la reportada por otras fábricas que utilicen este mismo sistema de medición y reporte.

La propuesta de Kinoshita consiste básicamente en definir los límites del ingenio como una fábrica de azúcar crudo, es decir, llevar a un equivalente en azúcar crudo toda la producción que no lo sea. Posteriormente deberán llevarse todas las entradas y salidas del proceso a su equivalente de electricidad en kWh.

Todo aquel vapor utilizado para operaciones periféricas de la planta como lo son destilería, refinería y otros se acreditan a cogeneración de la fábrica de azúcar crudo en su equivalente de electricidad que ese vapor habría producido en una turbina de condensación.

3.1.4 Principios de la combustión del bagazo

En un ingenio azucarero la generación de energía primaria es a través del vapor. Éste se produce mediante la combustión del bagazo, subproducto de la molienda. Los fenómenos que están involucrados en la combustión del bagazo son muy similares a los que ocurren con el resto de combustibles sólidos.

La combustión constituye un proceso químico que se realiza entre las sustancias conocidas como combustibles y el oxígeno del aire o comburente. Como éste proceso es altamente exotérmico, se obtiene como efecto una notable producción de calor al que normalmente acompaña el fenómeno luminoso de la llama, característica de toda combustión viva. Una combustión que no produzca grandes cantidades de calor y ningún tipo de luminosidad se denomina combustión lenta. La luminosidad de una llama depende de las partículas sólidas, generalmente de carbono, que se separan con el calor en estado de incandescencia.

La composición del aire seco según Hugot es la siguiente:

Tabla II. Composición del aire seco I

	% En peso	% En volumen
Oxígeno	23.15	20.84
Nitrógeno y gases inertes	76.85	79.16

Fuente: E. Hugot, Manual para ingenieros azucareros, p. 624.

En forma más detallada, Baloh y Wittwer proponen la siguiente composición para el aire seco:

Tabla III. Composición del aire seco II

	% Volumen	% Peso
Oxígeno, O ₂	21,00	23,21
Nitrógeno, N ₂	78,05	75,48
Argón, Ar	0,92	1,27
Dióxido de Carbono, CO ₂	0,03	0,04

Fuente: Baloh & Wittwer, Energy Manual for Sugar Factories, p. 174.

El bagazo, combustible primario utilizado en los ingenios azucareros, presenta una composición química muy variada, la cual depende de factores como la variedad de caña, tipo de suelo, grado de maduración al corte, entre otros.

A pesar de estas variaciones, los elementos que determinan el proceso de combustión se encuentran presentes en valores muy similares entre distintas muestras de bagazo, por lo que Hugot propone basar los cálculos en los siguientes valores medios(4- 620):

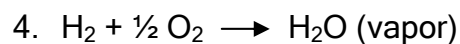
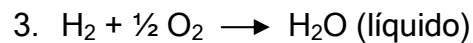
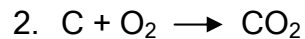
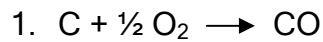
Carbono	47%
Hidrógeno	6.5%
Oxígeno	44%
Cenizas	2.5%
<hr/> TOTAL	<hr/> 100%

De forma más general, la composición del bagazo muestra los siguientes rangos de variación encontrados en la práctica(10 - 171):

Contenido de agua:	45 a 57%
Contenido de fibra:	39 a 53%
Sólidos disueltos:	2 a 6%

La fibra está constituida por los componentes insolubles en agua y puede subdividirse a su vez en dos componentes principales(11 - 39): fibra verdadera (células de paredes fuertes y duras, cilíndricas) y médula (células de paredes delgadas y blandas, de forma irregular que constituyen el tejido interior del tallo).

Los dos elementos útiles de un combustible desde el punto de vista de la combustión son el carbono (C) y el hidrógeno (H₂), que pueden arder según las reacciones siguientes(12 - 47):



La reacción (1) expresa una combustión incompleta, porque el carbono no llega al máximo de oxidación y, por tanto, no desarrolla toda la energía calorífica de la que es capaz, energía que, en cambio, se desarrolla en la reacción (2), que representa una combustión completa. La reacción (3), en la que se considera el agua producida en estado líquido, da el llamado poder calorífico superior o valor calorífico superior, el cual indica el calor que puede obtenerse teóricamente del combustible, el cual se determina con los calorímetros, mientras que la reacción (4), en la que el agua se produce en estado de vapor, nos da el poder calorífico inferior, el cual indica el calor que puede obtenerse realmente(4 - 621).

Se define el poder calorífico ó valor calorífico de un combustible como el calor desarrollado por éste durante la combustión. Este calor se refiere a la unidad de peso o de volumen del combustible mismo. En la práctica interesa más el poder calorífico inferior o valor calorífico neto, porque los productos de la combustión salen de las instalaciones estando todavía calientes y, por tanto, con el agua en estado de vapor.

Éste valor deberá calcularse debido a la dificultad de ser determinado en el campo. Para esto debe contemplarse que los gases deberán reducirse a 0 °C y 760 mmHg, mientras el agua no debe condensarse. La contradicción que esto implica se corrige sustrayendo del valor calorífico superior tantas veces 600 kcal como kg de hidrógeno hay en 1 kg de combustible. De ésta forma se supone que, en el valor calorífico superior, la condensación toma lugar en las cercanías de 10 °C a medida que se enfría a 0 °C, ya que según la fórmula de Regnault para el calor latente de vaporización(4 - 345):

$$r = 607 - 0.7t$$

$$r = 607 - 0.7 \times 10 = 600kcal$$

Por el calor latente y los calores específicos del vapor y el agua, la temperatura a la cual la condensación (y en sentido inverso la evaporación) tienen lugar, no tiene gran influencia en el calor total liberado. Debido a esto se adopta una temperatura cercana a 0 °C para simplificar los cálculos.

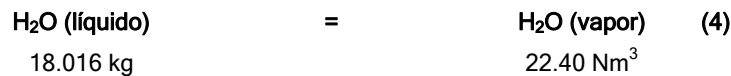
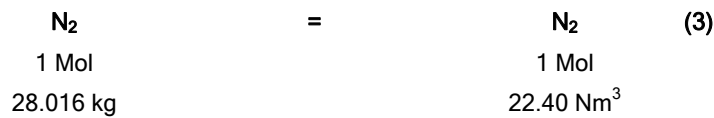
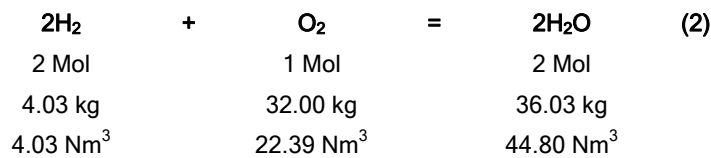
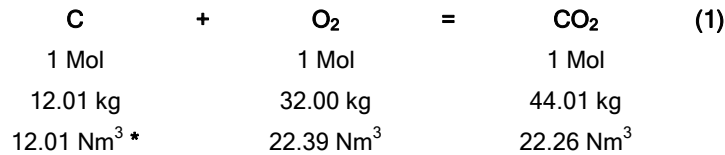
Para los cálculos relativos a la combustión del bagazo, Baloh y Wittwer proponen las siguientes expresiones que definen la composición de un kilogramo de bagazo para diferentes humedades:

Tabla IV. Composición de un kg de bagazo para diferentes humedades

Humedad, w	0,00	0,50	W
Carbono, C	0,47	0,2350	0,47 (1-w)
Hidrógeno, H	0,065	0,0325	0,065 (1-w)
Oxígeno, O	0,44	0,22	0,44 (1-w)
Cenizas, z	0,025	0,0125	0,025 (1-w)

Fuente: Baloh & Wittwer, *Energy Manual for Sugar Factories*, p. 174.

Basados en las reacciones de combustión de Strehlow previamente expuestas (véase la página 44), Baloh y Wittwer proponen las siguientes ecuaciones básicas para la combustión del bagazo(10 - 174):



* Nm³, metro cúbico normal, es decir referido a 0 °C y 1.014 bar.

A partir de éstas ecuaciones se puede calcular la cantidad mínima de oxígeno requerida, que es la necesaria para quemar completamente el bagazo en una combustión estequiométrica ($\lambda = 1$). Al oxígeno aportado por el aire de combustión se le debe descontar el oxígeno presente en el combustible.

La masa mínima de oxígeno(10 - 174) se obtiene con la ayuda de las ecuaciones (1) y (2):

$$m_{O,\min} = \frac{32.00}{12.01} \cdot C + \frac{32.00}{4.03} \cdot H - O \quad [\text{kg} / \text{kg de bagazo}] \quad \mathbf{(5)}$$

El volumen mínimo necesario será(10 - 174):

$$V_{O,\min} = \frac{22.39}{12.01} \cdot C + \frac{22.39}{4.03} \cdot H - \frac{22.39}{32.00} O \quad [\text{Nm}^3 / \text{kg de bagazo}] \quad (6)$$

C , H y O representan la composición del bagazo de la tabla 3.3. A partir de las ecuaciones (5) y (6) y los valores de la tabla 3.2 se obtiene la cantidad mínima de aire necesaria(10 - 175):

$$m_{l,\min} = \frac{m_{O,\min}}{0.2321} \quad [\text{kg} / \text{kg de bagazo}] \quad (7)$$

y

$$V_{l,\min} = \frac{V_{O,\min}}{0.2100} \quad [\text{Nm}^3 / \text{kg de bagazo}] \quad (8)$$

Para determinar la cantidad de aire mínimo para la combustión de bagazo de cualquier humedad w usamos las composiciones de la cuarta columna de la tabla 3.3 en las ecuaciones (5) y (6), lo que da(10 - 175):

$$m_{l,\min} = 5.722(1 - w) \quad [\text{kg} / \text{kg de bagazo}] \quad (9)$$

y

$$V_{l,\min} = 4.424(1 - w) \quad [\text{Nm}^3 / \text{kg de bagazo}] \quad (10)$$

Como el aire de combustión trae una cierta humedad, la cantidad de aire requerido es ligeramente superior a los valores dados por las ecuaciones (9) y (10).

La ecuación para la masa de aire mínimo necesario deberá ser corregida mediante el contenido de agua en el aire, es decir, la masa de agua contenida en una masa equivalente de aire seco, dada por la expresión(10 - 175):

$$x = 0.622 \cdot \frac{P_s}{p/\varphi - P_s} \quad [\text{kg de agua / kg de aire seco}] \quad (11)$$

donde:

p_s = presión de saturación del vapor de agua,

p = presión de la mezcla aire seco - vapor de agua (en la mayoría de los casos la presión atmosférica),

φ = humedad relativa.

Asimismo, la ecuación para el volumen de aire mínimo necesario deberá ser corregida mediante un factor f , el cual puede interpretarse como la fracción del volumen de vapor de agua sobre el volumen de aire seco en la mezcla de ambos, dado por la expresión(10 - 175):

$$f = \varphi \cdot \frac{P_s}{p - P_s} \quad (12)$$

X y f dependen de la temperatura, ya que ésta determina p_s . La presión de saturación se puede obtener de la tabla 3.4 propuesta por Baloh y Wittwer, junto a la temperatura y contenido de agua para aire saturado a una presión de 1 bar.

Tabla V. Presión de saturación p_s del agua y contenido de agua x_s para aire saturado a una presión de 1 bar

T	p_s	x_s	T	p_s	x_s
°C	mbar	g/kg	°C	mbar	g/kg
-40	0.124	0.077	20	23.37	14.88
-30	0.373	0.232	30	42.42	27.55
-20	1.029	0.641	40	73.75	49.52
-10	2.594	1.618	50	123.35	87.52
0	6.107	3.822	60	199.2	154.7
10	12.271	7.727	70	311.6	281.5

Fuente: Baloh & Wittwer, Energy Manual for Sugar Factories, p. 176.

Considerando el contenido de agua del aire, la masa mínima necesaria de aire húmedo y el volumen mínimo necesario de aire húmedo se calculan mediante las siguientes expresiones(10 - 175):

$$m^{h}_{l,\min} = m_{l,\min} (1 + x) \quad [\text{kg} / \text{kg de bagazo}] \quad (13)$$

$$V^{h}_{l,\min} = V_{l,\min} (1 + f) \quad [\text{Nm}^3 / \text{kg de bagazo}] \quad (14)$$

La cantidad de gases producto de una combustión estequiométrica ($\lambda=1$) será(10 - 175):

$$\begin{aligned} m_{g,\min} &= 1 + m^{h}_{l,\min} \\ &= 1 + m_{l,\min} (1 + x) \quad [\text{kg} / \text{kg de bagazo}] \end{aligned} \quad (15)$$

El volumen mínimo de los gases de la combustión será la suma de los volúmenes de los gases formados más el volumen de los gases contenidos en el aire de combustión y que no participaron en ésta (suponiendo un comportamiento de gas ideal).

Los gases formados son: CO₂ y H₂O.

Los gases que vienen con el aire son: N₂, Ar, CO₂ y H₂O.

Usando las ecuaciones (1) y (2) y los valores de la tabla 3.2 se obtiene la siguiente expresión(10 - 176):

$$V_{g,\min} = 1.8535 \cdot C + 0.0003 \cdot V_{l,\min} + 0.7805 \cdot V_{l,\min} + 0.0092 \cdot V_{l,\min} + 11.1166 \cdot H + 1.243 \cdot w + f \cdot V_{l,\min} \quad (16)$$

[Nm³ / kg de bagazo]

En la ecuación (16) *C* y *H* representan los contenidos de carbono e hidrógeno del bagazo, respectivamente. Los primeros dos términos del lado derecho corresponden al contenido de CO₂ en los gases de la combustión, el tercer término corresponde al N₂, el cuarto al Ar, el quinto al agua formada durante la combustión, el sexto al agua contenida en el combustible (humedad) y que se va con los gases y el séptimo término corresponde al agua que vino con el aire de combustión.

Debido a que en el proceso industrial no se puede garantizar una combustión completa usando sólo la reacción estequiométrica de aire y debido a que el bagazo es una mezcla húmeda, poco homogénea y de constituyentes variados, las ecuaciones anteriores no definen del todo el proceso de combustión real. Debido a que la reacción que produce CO libera únicamente 2473 kcal por kg de carbono y que la reacción que produce CO₂ libera 8140 kcal por kg de carbono, se hace necesario utilizar un exceso de aire que permita la combustión completa. Por otro lado, la existencia de cenizas en el bagazo implica que una parte del combustible deberá ser extraído del horno sin haber participado en la combustión y sin engrosar, por lo tanto, la masa de los gases producto de ella.

La importancia del contenido de ceniza en el bagazo ha aumentado debido a la mecanización en la cosecha cañera, la cual introduce material no combustible a la fábrica, parte del cual llega a las calderas.

Considerando un exceso de aire λ y un contenido de cenizas del bagazo seco igual a z , la masa y volumen de gases de la combustión será(10 - 176):

$$\begin{aligned} m_g &= 1 - z(1 - w) + \lambda \cdot m_{l,\min}^h \\ &= 1 - z(1 - w) + \lambda \cdot m_{l,\min}(1 + x) \quad [\text{kg} / \text{kg de bagazo}] \end{aligned} \quad (17)$$

$$\begin{aligned} V_g &= V_{g,\min} + V_{l,\min}^h \cdot (\lambda - 1) \\ &= V_{g,\min} + V_{l,\min} \cdot (1 + f)(\lambda - 1) \quad [\text{Nm}^3 / \text{kg de bagazo}] \end{aligned} \quad (18)$$

Para obtener el volumen de los gases de combustión a cualquier temperatura se supone un comportamiento de gas ideal, obteniendo la siguiente expresión(10 - 178):

$$V_g(T) = V_{g,0^\circ\text{C}} \frac{T + 273.15}{273.15} \quad [\text{m}^3 / \text{kg de bagazo}] \quad (19)$$

La composición de los gases de combustión dependerá no solamente de la composición del bagazo, sino también de la composición del aire y sobre todo del exceso de aire utilizado.

En la operación de calderas es de mucho interés práctico la determinación del contenido de CO_2 , de CO y de O_2 de los gases, ya que estos están relacionados con la eficiencia de la operación. La cantidad de CO_2 producida por la combustión de 1 kg de bagazo seco es constante, pues el contenido de carbono se supone también constante.

Si se emplea la cantidad de aire teóricamente necesaria, el contenido de CO₂ en los gases de la chimenea será máximo; si hay exceso de aire, la cantidad de CO₂ permanecerá constante en un volumen de aire determinado, que se hace mayor a medida que el exceso de aire aumenta. Entonces la proporción de CO₂ disminuirá a medida que el exceso de aire aumenta.

Para el caso de una combustión ineficiente estarán presentes CO y, en menor proporción, CH₄ y H₂. La tabla 3.5 expone las ecuaciones propuestas por Baloh & Wittwer para determinar las cantidades de los componentes de los gases de combustión.

Tabla VI. Cantidades de los diversos componentes de los gases de combustión por kg de bagazo

Gas	De la combustión	Del aire	Del combustible	Total	Unidades
CO₂					
m =	$3.664 \cdot 0.47 (1-w)$	$0.0004 \cdot 5.722 (1-w) \cdot \lambda$		$(1.722 + 0.002 \cdot \lambda) (1-w)$	kg/kg bag.
V =	$1.854 \cdot 0.47 (1-w)$	$0.0003 \cdot 4.424 (1-w) \cdot \lambda$		$(0.871 + 0.001 \cdot \lambda) (1-w)$	Nm ³ /kg bag.
H₂O					
m =	$8.940 \cdot 0.065 (1-w)$	$x \cdot 5.722 (1-w) \cdot \lambda$	w	$(1-w) (0.581 + 0.126 \cdot \lambda) + w$	kg/kg bag.
V =	$11.117 \cdot 0.065 (1-w)$	$f \cdot 4.424 (1-w) \cdot \lambda$	$1.243 \cdot w$	$(1-w) (0.722 + 0.155 \cdot \lambda) + 1.243 \cdot w$	Nm ³ /kg bag.
O₂					
m =	$-1.768 (1-w)$	$1.328 (1-w) \cdot \lambda$	$0.44 (1-w)$	$1.328 (1-w) \cdot (\lambda-1)$	kg/kg bag.
V =	$-1.237 (1-w)$	$0.929 (1-w) \cdot \lambda$	$0.308 (1-w)$	$0.929 (1-w) \cdot (\lambda-1)$	Nm ³ /kg bag.
N₂					
m =		$4.319 (1-w) \cdot \lambda$		$4.319 (1-w) \cdot \lambda$	kg/kg bag.
V =		$3.453 (1-w) \cdot \lambda$		$3.453 (1-w) \cdot \lambda$	Nm ³ /kg bag.
Ar					
m =		$0.073 (1-w) \cdot \lambda$		$0.073 (1-w) \cdot \lambda$	kg/kg bag.
V =		$0.041 (1-w) \cdot \lambda$		$0.041 (1-w) \cdot \lambda$	Nm ³ /kg bag.

Fuente: Baloh & Wittwer, Energy Manual for Sugar Factories, p. 180.

En la práctica, los gases de combustión siempre contendrán una cierta cantidad de O₂, ya que $\lambda > 1$. En la medida que λ aumente, aumentará también la concentración de O₂ en los gases de combustión.

En el caso del CO₂ el efecto de un aumento de λ es el contrario, es decir, la concentración de CO₂ disminuirá desde un máximo de 19.95% en volumen para λ = 1. La concentración de ambos gases proporciona una indicación sobre la calidad de la combustión.

Si se desea obtener una combustión completa, se puede obtener la mayor eficiencia cuando:

1. El contenido de CO₂ esté entre el 12 y 14%.
2. El exceso de aire esté entre el 40 y el 60%.

La pérdida de eficiencia debida al CO puede tomarse como 4.36% del valor calorífico del bagazo por cada 1% de CO en los gases de combustión(4 - 631).

La densidad de los gases de combustión puede ser calculada a partir de la siguiente expresión propuesta por Baloh y Wittwer(10 - 182):

$$\rho = [CO_2] \cdot \rho_{CO_2} + [H_2O] \cdot \rho_{H_2O} + [O_2] \cdot \rho_{O_2} + [N_2] \cdot \rho_{N_2} + [Ar] \cdot \rho_{Ar} \quad (20)$$

En la ecuación (20), ρ representa la densidad de los gases respectivos en condiciones normales, las cuales se detallan en la tabla 3.6.

Tabla VII. Densidad en kg/Nm³ de algunos gases para T = 0 °C y p = 1.01325 bar

Aire	N ₂	O ₂	CO ₂	CO	H ₂ O	Ar
1.2931	1.2505	1.42895	1.9770	1.2514	0.819	1.7839

Fuente: Baloh & Wittwer, Energy Manual for Sugar Factories, p. 182.

La temperatura teórica de combustión es la temperatura a la cual el calor sensible total de los productos de la combustión es igual al calor desarrollado por la cantidad de combustible utilizado. La temperatura de combustión aumenta a medida que aumenta la temperatura ambiente, mientras que disminuye si el exceso de aire pasa cierto límite óptimo. Además, la humedad del bagazo reducirá también la temperatura de combustión debido al calor específico del vapor de agua y al efecto que ésta tiene sobre el valor calorífico inferior del combustible. Por lo tanto el agua tiene un doble efecto negativo sobre la temperatura de combustión.

La temperatura del horno se mide con la ayuda de pirómetros o conos de Seger. También puede estimarse con cierta precisión únicamente mediante el color de la llama. En la tabla 3.7 se muestra la escala de colores con los que se puede determinar un valor muy cercano a la temperatura real de combustión.

Tabla VIII. Escala de colores de la temperatura

	°C	°F
Blanco brillante	1500	2700
Blanco de soldadura	1400	2500
Blanco	1300	2400
Amarillo paja	1200	2200
Amarillo claro	1150	2100
Amarillo oro	1100	2000
Anaranjado	1050	1900
Rojo cereza brillante	1000	1800
Rojo cereza	900	1650
Rojo cereza naciente	800	1500
Rojo oscuro	650	1200

Fuente: E. Hugot, Manual para ingenieros azucareros, p. 631.

Las temperaturas a las que la combustión del bagazo se desarrolla son muy variables debido a factores como velocidad de alimentación y cantidad de bagazo alimentado, entre otros. Se estima que en hornos poco eficientes se dan valores entre 800 y 1000 °C. Las temperaturas más altas llegan a 1300 °C por un período de algunos minutos y a 1250 °C en operación continua(4 - 631).

La tabla 3.8 resume aproximadamente la influencia en la temperatura del horno del exceso de aire y de humedad en el bagazo. Ésta tabla supone una temperatura ambiente de 30 °C y un producto $\alpha\beta = 0.98$.

Tabla IX. Temperaturas de combustión en los hornos de bagazo

Humedad en el bagazo	Exceso de aire		
	50 % (m = 1.5)	75 % (m = 1.75)	100% (m = 2)
40 % (w = 0.40)	1200 °C	1100 °C	1010 °C
45 % (w = 0.45)	1150 °C	1050 °C	970 °C
50 % (w = 0.50)	1090 °C	1000 °C	925 °C

Fuente: E. Hugot, Manual para ingenieros azucareros, p. 632.

3.1.5 Principios termodinámicos

El calor es una forma de energía que se transfiere por una diferencia de temperatura o, cuando hay un vehículo, por una diferencia de presiones. Como es una forma de energía, no se puede crear (excepto por reacciones nucleares) ni destruir, aunque se le puede manejar y convertir en otras formas de energía y terminar por último como calor. La energía térmica, o calorífica, puede hacerse cambiar de lugar sólo mediante la creación de una diferencia de niveles de energía, que se llama intensidad térmica o temperatura.

Termodinámicamente, el trabajo es una interacción entre un sistema y sus alrededores, y lo desempeña el sistema si el único efecto externo a las fronteras podría consistir de la elevación de un peso. Ésta es una definición operacional de trabajo, puesto que describe la manera de identificar y medir el trabajo desempeñado por un sistema. Existe un tipo importante de proceso que se conoce como proceso adiabático, que se define como cualquier proceso en el cual interviene exclusivamente interacciones de trabajo.

Una frontera adiabática, también llamada superficie de control adiabático, corresponde a una frontera que excluye toda interacción, excepto las que puedan clasificarse como efectos de trabajo. En un proceso adiabático no ocurre la transferencia de calor.

La primera ley de la termodinámica establece que *“la energía ni se puede crear ni destruir, sólo se transforma de una forma a otra”* (Con el desarrollo de la energía nuclear, lo anterior ya no es correcto)(13 - 4-6). La primera ley de la termodinámica ha producido una definición operacional de la energía. El cambio en la energía de un sistema cerrado es igual al trabajo hecho sobre o por el sistema en el curso de un proceso adiabático.

Para procesos en que únicamente interviene una transferencia de calor, deberá tomarse en cuenta un tipo adicional de interacción. Para dicho proceso, en ausencia de una interacción de trabajo, $Q = E$, por lo que la transferencia de calor y el trabajo son los únicos mecanismos posibles de intercambio de energía para un sistema cerrado. En un proceso en el cual están presentes efectos tanto de calor como de trabajo, el trabajo no será igual al cambio en la energía del sistema. La diferencia entre el cambio de energía y el efecto de trabajo se define como una medida de la interacción de calor que ocurrió:

$$Q = E_2 - E_1 - W$$

O bien:

$$Q + W = E$$

La ecuación anterior corresponde a una expresión de la conservación de la energía para un sistema cerrado o masa de control. La transferencia de calor hacia el sistema se considera positiva.

De acuerdo con la ecuación, claramente se observa que el valor de la suma de Q y W es un valor único entre dos estados específicos, debido a que E tiene un valor único entre los mismos estados. Sin embargo, los valores particulares de Q y W dependen de la naturaleza del proceso que ocurre entre dichos estados terminales.

Existen muchas formas de trabajo y de energía. En primera instancia, una distinción útil consiste en separar las formas de trabajo y energía en dos clases, llamadas cantidades intrínsecas y extrínsecas. En términos generales, para cualquier sistema:

1. Una cantidad extrínseca es aquella cuyo valor es independiente de la naturaleza del medio (o sustancia) que se encuentre dentro de las fronteras del sistema (Velocidad traslacional macroscópica, energía rotacional de un cuerpo alrededor de su centro de gravedad, intensidades de campo eléctrico y magnético).
2. Una cantidad intrínseca es aquella cuyo valor depende de la naturaleza del medio que constituye el sistema (presión, temperatura).

La transferencia de calor afecta sólo al estado intrínseco de una sustancia. La energía total E puede presentarse tanto en forma de energía cinética (EC), resultado del movimiento de un cuerpo, como en forma de energía potencial (EP), resultado de la posición del cuerpo con relación a otros cuerpos.

Entonces:

$$E = E_{\text{cinética}} + E_{\text{potencial}}$$

De acuerdo con la física clásica, puede demostrarse que es posible expresar la energía cinética total de un sistema de partículas mediante la suma de tres términos. Dos de dichos términos corresponden a las expresiones conocidas para energía cinética traslacional y la energía cinética rotacional relativas a su centro de masa. Estas dos contribuciones son extrínsecas y medibles. El tercer término corresponde a la energía cinética de las partículas en el interior del sistema, relativa al centro de masa.

La energía potencial total de un sistema de partículas puede expresarse como la suma de cuatro cantidades independientes: energía potencial gravitacional, energías potencial electrostática y magneto estática. Estas tres formas de energía potencial son medibles y extrínsecas. La cuarta forma se debe a las fuerzas ejercidas sobre una partícula por el resultado de las partículas presentes en el sistema, sumadas para todas las partículas. Este tipo de energía potencial es intrínseca y no puede medirse directamente.

Cinco de las siete formas de energía cinética y potencial son extrínsecos y medibles. Los dos términos restantes representan las energías cinética y potencial de las partículas en el interior del sistema y no pueden medirse directamente.

La suma de estos dos términos se define como energía interna U de la sustancia dentro del sistema. Es decir:

$$U = E_{\text{cinética}} + E_{\text{potencial}}$$

Otra forma útil de la ecuación es:

$$Q + W = U$$

En el cálculo de los balances de energía, además de la energía interna de una sustancia U , también es conveniente utilizar otra propiedad intrínseca llamada entalpía. La entalpía se define mediante la relación:

$$H = U + PV = U + W$$

En virtud de que U , P y V son propiedades, H también debe ser una propiedad. Entalpía es una cantidad de calor total en una libra de una sustancia calculada de acuerdo a la base aceptada de temperatura de 32 °F. La función entalpía no puede medirse directamente y debe relacionarse con algunas otras cantidades medibles.

Se puede definir la calidad de la energía en función de su potencial para desarrollar trabajo. La calidad de cada unidad de energía en un sistema A es mayor que la calidad de cada unidad de energía en el sistema B, si cada unidad de energía en el sistema A potencialmente puede efectuar más trabajo que cada unidad de energía en el sistema B.

Aquella parte del contenido de energía en un sistema dado que potencialmente puede efectuar trabajo recibe el nombre de trabajo disponible o energía disponible del sistema. Este trabajo disponible puede determinar que el sistema efectúe un cambio de estado cuasiestáticamente.

Dado que la entropía es una medida de la energía no disponible, cada vez que se genera, produce o crea entropía, se está creando energía no disponible (es decir, se destruye energía disponible).

El equilibrio de un sistema se caracteriza o define como sigue(13 - 4-6):

1. Un sistema se halla en equilibrio si un cambio adicional de estado no puede ocurrir a menos que el sistema se someta a interacciones con sus alrededores.
2. Un cambio finito del estado de un sistema en equilibrio necesita que en el estado de sus alrededores haya un cambio finito y permanente.

Todos los tipos de sistemas inicialmente en desequilibrio tenderán a alcanzar el equilibrio. No siendo posible hacer una demostración de este comportamiento que resulta ser general, es necesario postular su existencia. El enunciado siguiente es una de las formas de la segunda ley de la termodinámica(13 - 4-7).

“Todo sistema que tenga ciertas restricciones específicas y que tenga un límite para su volumen puede alcanzar, partiendo de cualquier estado inicial, un estado de equilibrio estable sin que haya un efecto neto sobre los alrededores.”

Este enunciado postula la existencia de estados en equilibrio estable. Por restricciones se entienden aquellas barreras dentro o fuera del sistema que restringe su comportamiento. Éstas incluyen particiones internas, campos de fuerzas conservativos externos, paredes rígidas impermeables, etc. El término “límite superior para su volumen” significa que puede ser necesario algún tipo de recipiente rígido que rodee al sistema. El sistema real puede no ocupar todo el recipiente, pero nunca debe excederlo.

La segunda ley de la termodinámica dice, básicamente, que el calor pasa sólo en una dirección, que es de la mayor temperatura a la menor temperatura. Este paso se lleva a cabo mediante uno o más de los siguientes métodos básicos:

1. Conducción: Se define la conducción como el paso de calor entre las moléculas vecinas de una sustancia, o entre sustancias que se tocan y tienen un buen contacto entre sí y continúa hasta que hay un equilibrio de temperatura. La rapidez a la cual se conduce el calor a través de una sustancia depende de factores tales como:
 - a) El espesor del material,
 - b) El área de su sección transversal,
 - c) La diferencia de temperaturas entre los dos lados del material,
 - d) La conductividad térmica (factor K) del material, y
 - e) La duración del flujo de calor.

2. Convección: Transmisión de calor debido al movimiento del material mismo y se limita a los líquidos y a los gases. Cuando se calienta un material, se establecen en su interior corrientes de convección y las partes más calientes suben, ya que el calor provoca la disminución de la densidad de los fluidos.

3. Radiación: Transmisión de calor mediante ondas electromagnéticas que viajan sin calentar el espacio o el aire intermedios. Cuando la energía radiante es absorbida por un material, se convierte en calor sensible. Todo cuerpo absorbe hasta cierto punto energía radiante, dependiendo de la diferencia de temperatura entre dicho cuerpo y los demás. Todo cuerpo irradia energía siempre que su temperatura sea mayor que la del cero absoluto, y que otro cuerpo cerca esté a una temperatura menor.

El enunciado de Kelvin y Planck de la segunda ley postula que ninguna máquina térmica puede tener una eficiencia del 100%(13 - 4-8):

“Es imposible construir una máquina térmica cuyo único efecto sea el intercambio de calor con una sola fuente inicialmente en equilibrio y la producción de trabajo neto.”

Una máquina térmica hipotéticamente con una eficiencia del 100% recibe una cantidad de calor Q de una fuente a una temperatura T y produce una cantidad equivalente de trabajo W . El motor térmico recorre un ciclo, por lo que su estado no cambia durante el proceso. La fuente de energía calorífica comienza en un estado de equilibrio y se dirige luego hacia otro estado de equilibrio (debido a su pérdida de energía), mientras que el único efecto sobre los alrededores es la producción de trabajo. El trabajo que se produce se puede utilizar para alterar aún más el estado de la fuente calorífica.

Termodinámicamente, los procesos pueden ser reversibles, irreversibles e imposibles. En general, un proceso reversible es un proceso que comienza en un estado inicial de equilibrio si en cualquier instante durante el proceso tanto el sistema como el ambiente con el que interactúa pueden regresar a sus estados iniciales. El concepto de reversibilidad se puede aplicar tanto a los sistemas cerrados como abiertos. El proceso reversible es una idealización. Existen dos razones fundamentales por las cuales un proceso real nunca puede ser totalmente reversible. En primer lugar, se necesita la ausencia de fricción sólida en las superficies de contacto. En segundo lugar, la exigencia de que un proceso sea cuasiestático, con el objeto de que sea reversible.

En un proceso irreversible ya sea el sistema o sus alrededores no se pueden regresar a sus estados iniciales. Todo sistema que regrese a su estado inicial después de experimentar un proceso irreversible dejará en los alrededores una historia debido a las irreversibilidades. Estas últimas surgen de dos fuentes:

1. La presencia de efectos disipativos inherentes.
2. La presencia de un proceso que no es cuasiestático

La presencia de cualquiera de las dos clases de efecto es suficiente para que un proceso sea irreversible. Como todo proceso real incluye estos efectos, el proceso reversible es un caso límite al que puede acercarse el funcionamiento de todo proceso real, pero nunca igualar en la práctica. A pesar de todo, un proceso reversible es un punto de arranque adecuado en el cual se basan los cálculos termodinámicos.

Un proceso sólo puede tener un cambio neto igual a cero en su entropía (reversible) o un incremento en la misma (irreversible) pero jamás podrá existir una reducción del valor de cambio entrópico (imposible).

Las máquinas térmicas pueden clasificarse como totalmente reversibles o irreversibles. Una máquina térmica totalmente reversible está libre de efectos disipativos y de desequilibrio durante su operación. Estos efectos deben estar ausentes no sólo dentro de la máquina, sino también con respecto a la transferencia de calor que se lleva a cabo, por lo menos con una fuente térmica y un sumidero de calor.

1. La eficiencia térmica de una máquina térmica irreversible es siempre menor que la eficiencia térmica de una máquina térmica totalmente reversible que funciona entre los mismos dos depósitos de calor.
2. Las eficiencias térmicas de dos máquinas térmicas totalmente reversibles que funcionan entre los mismos dos depósitos de calor son iguales(13 - 4-8).

El principio de Carnot permite determinar una expresión general para la máxima eficiencia térmica teórica de cualquier máquina térmica. Como todas las máquinas térmicas totalmente reversibles tienen la misma eficiencia térmica si funcionan entre los mismos dos depósitos térmicos, la construcción y la forma de operar de la máquina no afecta su eficiencia térmica. Por tanto, los únicos parámetros que determinan la máxima eficiencia térmica teórica son las temperaturas de los depósitos de calor. Consecuentemente, con base en el principio de Carnot, se puede escribir:

$$\eta_{Carnot} = 1 - \frac{T_B}{T_A}$$

La eficiencia térmica dada por la ecuación anterior se llama eficiencia de Carnot. Según el principio de Carnot, ésta es la máxima eficiencia que cualquier máquina térmica puede tener al funcionar entre depósitos térmicos con temperaturas T_A y T_B . Para lograr altas eficiencias térmicas en las máquinas reales, la segunda ley indica que T_A deberá ser tan alto como se pueda, y que las irreversibles deberán mantenerse en sus valores prácticos más bajos.

La eficiencia térmica de un ciclo de potencia se maximiza si todo el calor suministrado por una fuente de energía ocurre a la máxima temperatura posible (producido por una caldera), y si toda energía expulsada a un sumidero ocurre a la mínima temperatura posible (condensador).

El ciclo de Carnot resulta poco práctico en aplicaciones reales, pero sirve como punto de partida para un ciclo más próximo a la situación real llamado ciclo Rankine. Un ciclo de potencia de vapor de Rankine simple consiste en:

1. Compresión isentrópica en una bomba,
2. Adición de calor a presión constante en una caldera,
3. Expansión isentrópica en una turbina,
4. Extracción de calor a presión constante en un condensador.

La eficiencia del ciclo se define como:

$$\eta_{Rankine} = \frac{W_{NETO}}{Q_{ENTRADA}}$$

La eficiencia del ciclo de Rankine simple se puede aumentar, con base en el ciclo teórico de Carnot, ya sea disminuyendo la temperatura a la cual se expulsa el calor o bien aumentando la temperatura promedio a la cual se suministra el calor. El primer efecto se lleva a cabo disminuyendo la presión del condensador, lo que a su vez hace que disminuya el valor de la temperatura a la salida del condensador. Sin embargo, hay un límite para una presión mínima en el condensador. Generalmente ésta presión es la atmosférica aunque puede llegarse a pequeños intervalos de vacío. Aun cuando el efecto de disminuir la presión de condensación es ventajoso porque hace que aumente la eficiencia térmica, tiene la gran desventaja de hacer que aumente el contenido de humedad (disminuyendo la calidad) del fluido que abandona la turbina. Este mayor contenido de humedad en la turbina hace que decrezca la eficiencia de una turbina real. Además, el impacto de las gotas de líquido sobre los alabes de la turbina puede generar un grave problema de erosión.

Hay que considerar que, al aumentar la temperatura promedio del cual se suministra el calor, aumentará la eficiencia del ciclo de Rankine. El aumento de la eficiencia del ciclo mediante la elevación de la temperatura del fluido que entra en la turbina y la eliminación del problema de la humedad en la turbina se pueden lograr de manera simultánea mediante la adición de un sobrecalentador al ciclo de Rankine simple.

El proceso de sobrecalentamiento lleva a una temperatura mayor el vapor a la entrada de la turbina sin que aumente la presión máxima del ciclo. Después de que el vapor saturado abandona la caldera, el fluido pasa a través de otra sección de entrada de calor, en donde la temperatura aumenta, teóricamente, a presión constante. El vapor sale del sobrecalentador a una temperatura restringida sólo por efectos de carácter metalúrgico. Las temperaturas en el intervalo de 540 a 600°C (1000 a 1100°F) son generalmente permisibles(14 - 2-11).

Se puede lograr un aumento equivalente en la temperatura promedio durante el proceso de entrada de calor elevando la presión máxima del ciclo, es decir, la presión de la caldera. Como consecuencia existe también un aumento de presión del condensador dado por el resultado de una disminución en la calidad del vapor que sale de la turbina.

Para evitar el problema de la erosión sin perder la ventaja de las mayores temperaturas logradas mediante el incremento de la presión en la caldera, se ha desarrollado el ciclo de recalentamiento. En el ciclo de recalentamiento no se permite que el vapor se expanda completamente hasta la presión del condensador en una sola etapa. Después de una expansión parcial el vapor se extrae de la turbina y se recalienta a presión constante. Luego se regresa a la turbina para expandirlo más hasta la presión del condensador.

Puede considerarse que la turbina consiste en dos etapas, una de alta presión y otra de baja presión. Debido a que la temperatura promedio del proceso de recalentamiento puede resultar menor que la temperatura promedio de adición de calor, el diseño de un sistema recalentado no necesariamente hace que aumente la eficiencia térmica del ciclo de Rankine básico.

El ciclo de Rankine simple con sobrecalentamiento muestra una grave desventaja respecto del ciclo básico. Para la parte de adición de calor, la temperatura promedio es muy inferior a la temperatura de los procesos de vaporización y de sobrecalentamiento. Desde el punto de vista de la segunda ley, la eficiencia del ciclo se reduce considerablemente en virtud de este proceso de adición de calor, siendo la eficiencia del ciclo simple más cercana a la eficiencia del ciclo de Carnot. Un método práctico para superar ésta desventaja es mediante el uso de un proceso de regeneración, interno al ciclo total.

El ciclo de potencia de vapor con regeneración ideal se lleva a cabo mediante una extracción inicial del vapor que entra en la turbina, dirigiéndolo hacia un intercambiador de calor conocido como calentador de agua de alimentación. La parte de vapor que no se extrae se expande completamente hasta la presión del condensador y luego se condensa para formar líquido saturado. Una bomba hace que la presión del líquido que sale del condensador aumente isentrópicamente hasta la misma presión que la del vapor extraído. El líquido comprimido entra luego en el calentador de agua de alimentación, donde recibe calor de la corriente de vapor extraída de la turbina. En la situación ideal, los gastos másicos de las dos corrientes que entran en el calentador se ajustan para que el estado de la mezcla que sale del calentador sea un líquido saturado a la presión del calentador. Finalmente, una segunda bomba eleva isentrópicamente la presión del líquido hasta la presión del generador de vapor.

Los ciclos anteriores no consideran ningún tipo de irreversibilidad. En ciclos reales existen pérdidas por fricción en las tuberías, lo cual da por resultado caídas de presión. En todo equipo hay pérdidas por transferencia de calor. Las irreversibilidades causadas por el flujo del fluido son de importancia particular en la turbina y en las bombas. Si las pérdidas de calor son despreciables en una turbina o en una bomba, entonces es necesario considerar la eficiencia adiabática de estos equipos, para que el análisis ideal se ajuste más al funcionamiento real.

El Primer Principio de la Termodinámica dice que la energía se conserva en cualquier proceso y que no se puede crear ni destruir; la energía que acompaña a un combustible, o a los flujos de materia, se puede localizar y determinar en los productos resultantes, pero el Principio de Conservación de la Energía no aclara otros aspectos relativos a la utilización de los recursos energéticos.

Si se supone que un combustible se quema, el estado final viene determinado por una mezcla de gases procedentes de la combustión: cenizas, aire residual y calor; la energía asociada al sistema permanece constante, pero la mezcla inicial de combustible y aire es mucho más útil y tiene más calidad que la mezcla final de gases calientes, es decir, el combustible siempre se podría utilizar en cualquier dispositivo para generar un trabajo, mientras que los posibles usos de los productos de la combustión serían más restringidos, por lo que la energía útil del sistema al principio del proceso es mucho mayor que la energía útil que tienen los gases al final de la combustión, que se destruye a causa de la naturaleza irreversible del proceso, por lo que la energía útil así definida no se conserva, al contrario que la energía.

Los fundamentos del concepto de exergía aparecen con el Segundo Principio de la Termodinámica y las Leyes del Equilibrio de las transformaciones reales, al existir la posibilidad de poder generar un trabajo cuando dos sistemas en distintos estados térmicos, se ponen en contacto. Si uno de ellos es un sistema ideal (ambiente) y el otro es un sistema cerrado, la exergía es el trabajo teórico máximo que se puede obtener de su mutua interacción hasta alcanzar el estado de equilibrio, dependiendo el valor numérico de la misma de los estados del sistema cerrado considerado y del ambiente(15 - 356).

La exergía se puede destruir a causa de las irreversibilidades y también se puede transferir hacia o desde un sistema; el uso eficiente de los recursos energéticos va asociado a la destrucción y pérdida de exergía en los sistemas, siendo el objetivo del análisis exergético el localizar, cuantificar e identificar éstas causas. La exergía es, por lo tanto, el trabajo teórico máximo que se puede obtener cuando el sistema cerrado evoluciona desde un estado inicial dado hasta su estado muerto, interaccionando sólo con el ambiente.

La exergía puede ser definida también como el trabajo teórico mínimo necesario a aportar para conseguir que el sistema cerrado pase desde su estado muerto hasta otro estado prefijado, no pudiendo ser negativa. La exergía es, por lo tanto, una medida de la diferencia entre el estado de un sistema cerrado y el estado del ambiente(15 - 356).

La exergía de un sistema cerrado en un estado dado viene dada por la expresión(15 - 356):

$$\text{Exergía} = (E - U_0) + p_0 (V - V_0) - T_0 (S - S_0)$$

Donde:

$E = U + E_{\text{cinética}} + E_{\text{potencial}}$, es la energía del sistema cerrado

V y S , son el volumen y la entropía del sistema cerrado

U_0 , V_0 y S_0 , son los valores de estas propiedades para el sistema cerrado cuando éste se encuentre en su estado muerto

Como hay que calcular el trabajo máximo que puede desarrollar el conjunto sistema cerrado y medio ambiente, su frontera se localiza de forma que las únicas transferencias de energía que ocurran a través de ella sean en forma de trabajo, lo que asegura que el trabajo desarrollado no queda afectado por una transferencia externa de calor; aunque los volúmenes del sistema cerrado y del medio ambiente pueden cambiar, la frontera del conjunto (sistema cerrado y medio ambiente) se determina de modo que su volumen permanece constante(15 - 359).

El balance de energía ΔE_c para el conjunto (sistema cerrado y medio ambiente) es(15 - 359):

$$\Delta E_c = Q_c - T_c = 0 - T_c$$

En ésta expresión, T_c es el trabajo generado y ΔE_c es el cambio de energía que experimenta, igual a la suma de las variaciones de energía del sistema cerrado y del medio ambiente.

En la energía del sistema cerrado en su estado inicial E se incluyen su energía interna y sus energías cinética y potencial, que se deben evaluar con relación al medio ambiente, de forma que la energía del sistema cerrado en su estado muerto es su energía interna U_0 por lo que ΔE_c se puede expresar en la forma(15 - 359):

$$\Delta E_c = (U_0 - E) + \Delta U_a = (U_0 - E) + (T_0 \Delta S_a - p_0 \Delta V_a) = - T_c$$

El volumen del conjunto (sistema cerrado y medio ambiente) permanece constante, siendo igual a la variación de volumen que experimenta el medio ambiente y de signo contrario a la variación de volumen experimentada por el sistema cerrado(15 - 360):

$$\Delta V_a = V_0 - V$$

De ésta forma, la expresión del trabajo desarrollado por el conjunto (sistema cerrado y medio ambiente) T_c al pasar el sistema cerrado desde su estado inicial a su estado muerto, interaccionando únicamente con el medio ambiente, es(15 - 360):

$$T_c = (E - U_0) - (T_0 \Delta S_a - p_0 \Delta V_a) = (E - U_0) + p_0 (V - V_0) - T_0 \Delta S_a$$

El trabajo teórico máximo se puede calcular a partir de la generación de entropía ΔS_c debida a las irreversibilidades internas que tienen lugar en el sistema cerrado en su evolución al equilibrio con el medio ambiente, y es igual a la variación de entropía del conjunto (sistema cerrado y medio ambiente), suma de las variaciones de entropía del sistema cerrado S y del medio ambiente S_0 de la forma(15 - 360):

$$\Delta S_c = (S_0 - S) + \Delta S_a$$

$$T_c = (E - U_0) + p_0 (V - V_0) - T_0 (S - S_0) - T_0 \Delta S_c$$

en donde el valor:

$$(E - U_0) + p_0 (V - V_0) - T_0 (S - S_0)$$

viene determinado por los estados inicial y final (estado muerto del sistema cerrado), y es independiente de la evolución de los estados intermedios del proceso que los liga; sin embargo $(T_0 \Delta S_c)$ sí depende de la naturaleza del proceso a través del cual el sistema cerrado evoluciona hacia su estado muerto, siendo positivo cuando se presentan irreversibilidades, y cero en el caso límite en que no existan irreversibilidades, no pudiendo ser negativo.

El trabajo teórico máximo (exergía) que puede generar el conjunto (sistema cerrado y medio ambiente) se obtiene haciendo $(T_0 \Delta S_c = 0)$, es decir(15 - 362):

$$T_{c \text{ máximo}} = (E - U_0) + p_0 (V - V_0) - T_0 (S - S_0)$$

Si el sistema cerrado se encuentra en un estado distinto al del estado muerto, el sistema puede evolucionar espontáneamente hacia el estado muerto, no requiriéndose ningún trabajo para llevar a cabo este proceso, por lo que para cualquier estado del sistema cerrado siempre es posible su evolución espontánea; el trabajo máximo (exergía) no puede ser negativo.

La exergía no se conserva, sino que se destruye a causa de las irreversibilidades; un caso límite es aquel en que la exergía se destruye en su totalidad, como ocurre cuando el sistema cerrado evoluciona según un proceso espontáneo hasta su estado muerto sin poner los medios adecuados para obtener un trabajo en el proceso.

La variación de exergía entre dos estados de un sistema cerrado viene dada por(15 - 364):

$$E_{\text{xerg } 2} - E_{\text{xerg } 1} = (E_2 - E_1) + p_0 (V_2 - V_1) - T_0 (S_2 - S_1)$$

En ésta expresión, los valores de p_0 y T_0 son los correspondientes al estado del medio ambiente.

Cuando un sistema está en su estado muerto, se encuentra en equilibrio térmico y mecánico con el medio ambiente y el valor de su exergía es cero.

Un sistema cerrado en un estado dado puede evolucionar y alcanzar nuevos estados mediante interacciones de calor y de trabajo con otros sistemas; como el valor de la exergía asociada al estado final es diferente del valor correspondiente al estado inicial, las transferencias de exergía a través de la frontera del sistema van a ser consecuencia de éstos intercambios de calor y trabajo.

La variación de exergía en un sistema durante un proceso no es igual a la exergía neta transferida, ya que la exergía se puede destruir a causa de las irreversibilidades presentes en el sistema durante el proceso.

En un sistema cerrado, un balance de exergía se obtiene combinando los balances de energía y entropía, en la forma(15 - 366):

$$E_2 - E_1 = \int_1^2 dQ - T \quad S_2 - S_1 = \int_1^2 \left(\frac{dQ}{T_F} \right)_{FRONTERA} + \Delta S$$

En ésta expresión T y Q representan los intercambios de trabajo y calor entre el sistema a estudiar y su entorno; el medio ambiente no tiene por qué intervenir necesariamente en estas interacciones. En el balance de entropía, T_F es la temperatura en la porción de frontera del sistema donde se intercambia dQ , siendo ΔS la entropía generada por las irreversibilidades internas.

El balance exergético es de la forma(15 - 366):

$$E_2 - E_1 - T_0(S_2 - S_1) = \int_1^2 dQ - \int_1^2 \left(\frac{dQ}{T_F} \right)_{FRONTERA} - T - T_0 \Delta S$$

$$E_{EXERG2} - E_{EXERG1} - p_0(V_2 - V_1) = \int_1^2 \left(1 - \frac{T_0}{T_F} \right) dQ - T - T_0 \Delta S$$

$$E_{EXERG2} - E_{EXERG1} = \int_1^2 \left(1 - \frac{T_0}{T_F} \right) dQ - (T - p_0(V_2 - V_1)) - T_0 \Delta S$$

en la que $\int_1^2 \left(1 - \frac{T_0}{T_F} \right) dQ - (T - p_0(V_2 - V_1))$ es la transferencia de exergía y $T_0 \Delta S$ es la destrucción de exergía.

Cuando se hace un balance de exergía hay que tener en cuenta las condiciones impuestas por el Segundo Principio a la irreversibilidad I , por lo que ésta será positiva cuando se presenten irreversibilidades en el interior del sistema durante el proceso y cero en el caso límite en que no hay irreversibilidad, es decir:

$I > 0$, para procesos irreversibles internos

$I = 0$, para procesos reversibles internos

El valor de la irreversibilidad no puede ser negativo; sin embargo, la variación de exergía de un sistema puede ser positiva, negativa o nula.

Para un sistema aislado en el que, por definición, no existen interacciones de calor y trabajo con el entorno, no hay transferencia de exergía entre el sistema y su entorno, el balance de exergía se reduce a(15 - 367):

$$\Delta E_{\text{xerg aislado}} = - I_{\text{aislado}}$$

y como I_{aislado} tiene que ser positiva para cualquier proceso real, los únicos procesos que puede experimentar un sistema aislado, de acuerdo con el Segundo Principio, son aquellos en los que la exergía del sistema aislado disminuya. Si se considera la transferencia de exergía en un sistema cerrado que realiza un trabajo T mientras desarrolla un proceso adiabático en el que aumenta el volumen del sistema ($V_2 > V_1$) aunque éste no tiene por qué interactuar necesariamente con el ambiente, la magnitud de la transferencia de exergía se evalúa como el máximo trabajo que se puede obtener cuando interactúan sistema y ambiente; no todo el trabajo T realizado por el sistema durante el proceso resulta utilizable ya que una parte del mismo se emplea en vencer la presión exterior contra el ambiente que se encuentra a p_0 .

En esta situación el sistema realiza un trabajo sobre su entorno igual a(15 - 368):

$$p_o(v_2 - v_1)$$

Por lo tanto, el máximo trabajo que se puede obtener del conjunto (sistema cerrado y medio ambiente) es(15 - 368):

$$T_c = T - p_o(v_2 - v_1)$$

Si no existe una modificación del volumen del sistema durante el proceso, la transferencia de exergía que acompaña al trabajo T sería de la misma magnitud que éste.

Cuando se considera un flujo unidimensional, el trabajo a la entrada y a la salida del volumen de control en la unidad de tiempo es el trabajo de flujo de valor(15 - 371):

$$m(pv)$$

Donde:

m = el flujo másico por unidad de tiempo

p = la presión

v = volumen específico a la entrada o a la salida.

La expresión de la transferencia de exergía por unidad de tiempo que acompaña al trabajo de flujo es(15 - 371):

$$m(pv - p_o v)$$

Durante el intervalo de tiempo Δt una fracción de la masa contenida en el volumen de control sale para ocupar una pequeña región s del espacio adyacente al volumen de control. Asumiendo que el incremento de volumen del sistema cerrado en el tiempo t es igual al volumen de la región s y que el único trabajo intercambiado es el asociado a la variación de volumen, la transferencia de exergía que acompaña al trabajo es(15 - 371):

$$T - p_o \Delta V$$

Donde:

ΔV = variación del volumen del sistema, igual al volumen de la región s :

$$(\Delta V = m_s v_s)$$

m_s = la masa contenida en la región s

v_s = su volumen específico, que se puede suponer uniforme en dicha región.

Por lo tanto, la transferencia de exergía que acompaña al trabajo es(15 - 372):

$$T - m_s (p_o v_s)$$

que se puede transformar en una expresión equivalente en términos de velocidad dividiendo todos sus términos por el intervalo de tiempo Δt .

La transferencia de exergía que acompaña al trabajo, por unidad de tiempo, se determina hallando el límite cuando Δt tiende a cero, en la forma(15 - 372):

$$\lim_{\Delta t \rightarrow 0} \frac{T}{\Delta t} - \lim_{\Delta t \rightarrow 0} \frac{m_s}{\Delta t} (p_0 v_s)$$

En el límite, las fronteras del sistema cerrado y del volumen de control coinciden, por lo que el único trabajo intercambiado por el volumen de control es el trabajo de flujo, es decir(15 - 372):

$$\lim_{\Delta t \rightarrow 0} \frac{T}{\Delta t} = m_s (p_s v_s)$$

siendo m_s el flujo másico por unidad de tiempo que abandona el volumen de control.

En el límite, cuando $\Delta t \rightarrow 0$, resulta(15 - 372):

$$\lim_{\Delta t \rightarrow 0} \frac{m_s}{\Delta t} (p_0 v_s) = m_s (p_0 v_s)$$

y la transferencia de exergía por unidad de tiempo que acompaña al trabajo de flujo es:

$$m_s (p_s v_s - p_o v_s)$$

correspondiente a la entrada y salida del volumen de control.

Cuando la masa fluye a través de la frontera del volumen de control, existe una transferencia de energía asociada igual a la transferencia de energía por unidad de tiempo que acompaña al flujo de masa(15 - 374):

$$me = m \left(u + \frac{c^2}{2g} + z \right)$$

siendo e la energía específica evaluada a la entrada o a la salida.

Cuando la masa fluye a través de la frontera del volumen de control, existe una transferencia de exergía asociada igual a la transferencia de exergía por unidad de tiempo que acompaña al flujo de masa (15 - 374):

$$m(\text{Exerg}) = m \{ (e - u_o) + p_o(v - v_o) - T_o(s - s_o) \}$$

donde (exerg) es la exergía específica a la entrada o a la salida.

Las transferencias de exergía asociadas al flujo de masa que acompaña al trabajo de flujo vienen dadas por (15 - 374):

$$m(pv - p_o v)$$

y ocurren en las zonas de la frontera donde la masa entra o abandona el volumen de control, por lo que se puede definir una expresión que proporcione la suma de ambos efectos, como la transferencia de exergía por unidad de tiempo que acompaña al flujo de masa y al trabajo de flujo:

$$(\text{Exerg}) + (pv - p_o v) = \{ (e - u_o) + p_o(v - v_o) - T_o(s - s_o) \} + (pv - p_o v) = b/m$$

en la que los términos del segundo miembro representan la transferencia de exergía por unidad de masa, que acompaña al flujo de masa y al trabajo de flujo, respectivamente, y se la denomina exergía de flujo específica.

Como $e = \left(u + \frac{c^2}{2g} + z \right)$, resulta(15 - 375):

$$b = \left(u + \frac{c^2}{2g} + z - u_0 \right) + (pv - p_0v_0) - T_0(s - s_0) = (i - i_0) - T_0(s - s_0) + \frac{c^2}{2g} + z$$

que es la exergía de flujo necesaria para formular el balance de exergía para un volumen de control.

En el desarrollo del balance de energía para un volumen de control, la exergía de flujo juega un papel similar al de la entalpía, teniendo ambas propiedades una interpretación similar, ya que cada una de ellas es la suma de dos términos, el primero asociado al flujo de masa (energía interna específica para la entalpía y exergía específica para la exergía de flujo) y el segundo asociado al trabajo de flujo a la entrada o a la salida.

La expresión general del balance de exergía en un volumen de control, a través de una frontera a la temperatura T_j es(15 - 375):

$$\left(\frac{dExerg}{dt} \right)_{VC} = \left(\frac{Exerg_{TRANSFERIDA}}{dt} \right) + \left(\frac{Exerg_{DESTRUIDA}}{dt} \right)$$

$$\left(\frac{dExerg}{dt} \right)_{VC} = \sum_J \left(1 - \frac{T_0}{T_J} \right) q_J - \left(T_{VC} - p_0 \frac{dV_{VC}}{dt} \right) + \sum_{ENTRA} (mb) - \sum_{SALE} (mb) - Exerg_{destruida}$$

Donde:

$$\left(\frac{dExerg}{dt} \right)_{VC} = \text{variación de exergía acumulada en el volumen de control,}$$

$\left(1 - \frac{T_0}{T_J}\right) q_J$ = velocidad de transferencia de exergía que acompaña al flujo

de calor q_j ,

$T_{VC} - p_0 \frac{dV_{VC}}{dt}$ = transferencia de exergía asociada,

T_{VC} = velocidad de intercambio de energía debida al trabajo, excluyendo el trabajo de flujo,

$\frac{dV_{VC}}{dt}$ = variación del volumen por unidad de tiempo del volumen de control.

$(mb)_{entra}, (mb)_{sale}$ = transferencia de exergía por unidad de tiempo, que acompaña al flujo de masa y al trabajo de flujo a la entrada y a la salida, respectivamente.

La destrucción de exergía por unidad de tiempo es debido a las irreversibilidades internas del volumen de control.

En régimen estacionario, el balance de exergía para este caso particular es(15 - 375):

$$\left(\frac{dExerg}{dt}\right)_{VC} = \frac{dV_{VC}}{dt} = 0$$

$$\sum_J \left(1 - \frac{T_0}{T_J}\right) q_J - T_{VC} + \sum_{ENTRA} (mb) - \sum_{SALE} (mb) - Exerg_{destruida} = 0$$

Esto implica que la velocidad con que se transfiere la exergía hacia el volumen de control tiene que ser mayor que la velocidad con que se transfiere la exergía desde el mismo, siendo la diferencia igual a la velocidad con que se destruye la exergía dentro del volumen de control a causa de las irreversibilidades.

Si solo existen una entrada 1 y una salida 2, se tiene(15 - 376):

$$\sum_J \left(1 - \frac{T_0}{T_J} \right) q_J - T_{VC} + m(b_1 - b_2) - Exerg_{destruida} = 0$$

En la que:

$$b_1 - b_2 = (i_1 - i_2) - T_0(s_1 - s_2) + \frac{c_1^2 - c_2^2}{2g} + (z_1 - z_2)$$

Para una turbina, que funciona en régimen adiabático, el balance de exergía en régimen estacionario se obtiene considerando que(15 - 376):

$$\sum_J \left(1 - \frac{T_0}{T_J} \right) q_J = 0$$

por lo que:

$$T_{VC} + m(b_1 - b_2) - Exerg_{destruida} = 0$$

siendo $(b_1 - b_2)$, la disminución de exergía de flujo entre la entrada y la salida.

La exergía de flujo disminuye porque la turbina genera un trabajo en eje ($T_{vc} = T_{\text{Turbina}}$) y existe una destrucción de exergía.

La eficiencia ε de la turbina viene dada por(15 - 377):

$$\varepsilon = \frac{\frac{T_{\text{TURBINA}}}{m}}{b_1 - b_2}$$

Para un intercambiador de calor de superficie, si la masa de fluido de la corriente caliente es m_C , la masa de fluido de la corriente fría es m_F , la entrada y salida del fluido caliente las denotamos por los subíndices C_1 y C_2 , la entrada y salida del fluido frío las denotamos por los subíndices F_1 y F_2 y teniendo en cuenta que el intercambiador opera en régimen estacionario y se supone no existen pérdidas térmicas por lo que no existe transferencia de calor con el entorno, el balance de exergía es(15 - 380):

$$\sum_J \left(1 - \frac{T_0}{T_J} \right) q_J - T_{VC} + (m_C b_{C_1} - m_F b_{F_1}) - (m_C b_{C_2} - m_F b_{F_2}) - Exerg_{\text{destruida}} = 0$$

en la que:

$$\sum_J \left(1 - \frac{T_0}{T_J} \right) q_J = 0 \quad ; \quad T_{VC} = 0$$

por lo tanto:

$$\begin{aligned} (m_C b_{C_1} + m_F b_{F_1}) - (m_C b_{C_2} + m_F b_{F_2}) - Exerg_{\text{destruida}} &= 0 \\ m_C (b_{C_1} - b_{C_2}) &= m_F (b_{F_2} - b_{F_1}) - Exerg_{\text{destruida}} = 0 \end{aligned}$$

En ésta última expresión, el primer miembro representa la disminución de exergía que experimenta la corriente caliente (que se enfría), mientras que el primer término del segundo miembro representa el incremento de exergía de la corriente fría (que se calienta); una parte de la exergía de la corriente caliente proporciona la exergía de la corriente fría, y el resto la destruida por irreversibilidades.

La eficiencia exergética en el intercambiador de superficie es(15 - 381):

$$\varepsilon = \frac{m_F (b_{F_2} - b_{F_1})}{m_C (b_{C_2} - b_{C_1})}$$

La eficiencia exergética permite distinguir los métodos de utilización de los recursos energéticos que son termodinámicamente efectivos de aquellos que no lo son, o lo son en menor grado; se puede emplear para determinar la efectividad de posibles proyectos técnicos destinados a mejorar las prestaciones de sistemas térmicos, comparando los valores de la eficiencia antes y después de que la modificación propuesta se lleve a cabo para ver el grado de mejora obtenido.

El límite del 100% para la eficacia exergética no es un objetivo práctico, ya que implicaría que no hubiese destrucción de exergía, lo cual supondría tiempos operativos muy largos o dispositivos con superficies de intercambios térmicos muy grandes y complicados, factores incompatibles con una operación económica rentable, fundamental a la hora de resolver un proyecto.

3.1.6 Indicadores energéticos para fábricas de azúcar

Los indicadores son valores representativos de un parámetro específico en un período determinado. Permiten conocer el estado de un proceso o situación en específico y realizar comparaciones entre procesos o situaciones similares. Los indicadores industriales más importantes son de proceso, de consumo, de producción y energéticos.

La industria azucarera ha buscado establecer estándares que faciliten la determinación de indicadores para realizar comparaciones entre fábricas. La principal limitante consiste en comparar pequeñas y grandes fábricas. La búsqueda de la estandarización busca que los indicadores sean universalmente reconocidos con el fin de realizar comparaciones con las mejores fábricas (benchmarking) con el fin último de identificar puntos que puedan mejorarse.

Los indicadores energéticos de los ingenios azucareros son dos: los que pueden obtenerse directamente de una medición y los que a partir de mediciones pueden estimarse.

Los indicadores más importantes que se obtienen a partir de mediciones son(8 - 13):

1. Grados Brix de jugos diluidos, clarificados y de meladura.
2. Cantidad de caña molida.
3. Cantidad de azúcar crudo y blanco producido.
4. Consumo de energía eléctrica.
5. Consumo de agua y de vapor total.

Los indicadores más importantes que se obtienen mediante estimación son:

1. Porcentaje de fibra en la caña con base al peso.
2. Porcentaje de imbibición con base al peso.
3. Porcentaje de humedad del bagazo con base al peso.
4. Porcentaje de cenizas del bagazo con base al peso.
5. Vapor producido en calderas por tonelada métrica de caña molida.
6. Vapor consumido en molinos y generación eléctrica por tonelada métrica de caña molida.
7. Eficiencia de calderas y equipos térmicos.
8. Relación bagazo producido a bagazo consumido.
9. *Heat rate* del proceso en kJ/kWh.
10. *Heat rate* de generación en kJ/kWh.
11. kWh por tonelada métrica de caña, tanto de generación como de consumo.
12. kWh por tonelada métrica de fibra, tanto de generación como de consumo.
13. Porcentaje de tiempo perdido.
14. Generación y consumo energético en su equivalente energético a petróleo, búnker, diesel, carbón u otro combustible sólido en tonelada de combustible por tonelada de caña molida.
15. Generación neta.

Luego de definir los indicadores se deberá comparar con los correspondientes de los ingenios líderes para establecer los objetivos de mejora y el posterior desarrollo y ejecución de proyectos para reducir las diferencias, siendo necesario un proceso de evaluación continua de los resultados.

3.2 Producción de vapor en los ingenios

3.2.1 Cantidad de energía que se puede obtener de la combustión del bagazo

El bagazo es el subproducto de la molienda de la caña, constituida en su mayoría por fibra leñosa, jugo residual y humedad. Generalmente se encuentra una proporción igual a la mitad de fibra leñosa y la mitad de jugo residual, con variaciones que resultan del proceso de molienda y de la variedad y calidad de la caña(3 - 135).

La mayor parte del bagazo producido en los ingenios se utiliza como combustible para producir vapor y electricidad, siendo éste alrededor de una tercera parte del total de la biomasa procesada. Debido a la electrificación y la elevada eficiencia de los equipos modernos, existirá un excedente de bagazo al final de cada zafra, por lo que el manejo de éste representará un problema debido al espacio que éste ocupa.

Si el bagazo es utilizado como materia prima para alguna otra operación que se realice de forma continua durante el resto del año, su almacenaje se hace necesario. Además, si no se cuenta con calderas equipadas para el uso de combustibles alternos para el arranque tales como bunker o diesel, el almacenaje del bagazo excedente es una tarea que deberá ser bien controlada a fin de contar con un buen combustible al inicio de la próxima zafra.

Desde el punto de vista de la generación de vapor, la alta capacidad higroscópica del bagazo constituye su característica más importante. Cuando el trabajo de los molinos es deficiente se tendrá un contenido de humedad de alrededor de un 50 %, contra el 40 ó 45% de un buen trabajo(4 - 617).

Para obtener el valor calorífico del bagazo, tanto húmedo como seco, deberán considerarse los siguientes factores(4 - 621,622):

1. El peso del agua formada en la combustión es igual a nueve veces el peso del hidrógeno, según la reacción (3) y (4). (véase la página 44)
2. El peso del agua contenida en el bagazo húmedo, la cual tiene un valor calorífico nulo pero absorbe calor al evaporarse durante la combustión.
3. La composición centesimal del bagazo tanto en porcentaje de fibra como de azúcar residual.
4. El contenido de glucosa, cenizas y otras impurezas aunque están presentes sólo en pequeñas cantidades, deberán tomarse en cuenta debido a que el valor calorífico de la glucosa (3743 kcal/kg aproximadamente) es ligeramente menor que el de la sacarosa y que el valor calorífico de las mieles secas (4100 kcal/kg) que se considera representan las impurezas totales, es ligeramente mayor.

Con esto se incluyen todos los efectos más importantes que afectan en forma desfavorable el poder calorífico del bagazo húmedo en el momento de ingresar al horno.

Para determinar el poder calorífico del bagazo, Hugot propone dos formas que consideran todos los efectos adversos anteriormente descritos(4 - 623):

1. Ecuaciones de Hessey:

$$\begin{aligned} VCS &= 4636 - 12.3s - 46.36w \\ VCN &= 4324 - 12.3s - 49.04w \end{aligned} \quad (21)$$

VCS = valor calorífico superior del bagazo en kcal/kg.

VCN = valor calorífico neto o inferior del bagazo en kcal/kg.

s = sacarosa en el bagazo en porcentaje de peso.

w = humedad del bagazo en porcentaje de peso.

2. Método simplificado:

$$\begin{aligned} VCS &= 4600(1 - w) \\ VCN &= 4250 - 4850w \end{aligned} \quad (22)$$

VCS = valor calorífico superior del bagazo en kcal/kg.

VCN = valor calorífico neto o inferior del bagazo en kcal/kg.

w = humedad del bagazo en peso relativo a la unidad:

% en peso / 100

Las ecuaciones propuestas consideran reducciones en el valor del poder calorífico del bagazo por humedad del combustible, humedad generada en la combustión e impurezas. Quedan por determinar únicamente las pérdidas debidas al calor sensible de los gases que van a la chimenea, por radiación, por sólidos no quemados, por la escoria y por la combustión incompleta del carbono que produce CO en lugar de CO₂.

El valor calorífico del bagazo muestra una elevada uniformidad en el mundo, siendo éste de entre 8200 y 8400 Btu/lb ó 4550 y 4660 kcal/kg(3 - 138). Cualquiera que sea el valor que se obtenga de un análisis calorimétrico, deberá compararse con los valores de los combustibles fósiles.

Atchison(16 - 40) compara los valores caloríficos del bagazo con los combustibles fósiles, utilizando las siguientes relaciones:

1 tm de fibra de bagazo seco libre de humedad con base insoluble en agua pero quemado con un 50% de humedad equivale a:

- a. 2.2 barriles de aceite combustible (fuel oil, 92.4 gal ó 350 l) con valor calorífico bruto de 4600 kcal/kg, suponiendo una eficiencia de caldera del 58% al quemar bagazo con un 50% de humedad. Desde el punto de vista de la generación de vapor, 1 tm de aceite combustible puede reemplazar a 3 tm de bagazo fresco.
- b. 13200 ft³ de gas natural, donde éste tiene un valor calorífico de 1000 Btu/ft³ ó 8800 kcal/m³, suponiendo una eficiencia de caldera del 80% al quemar gas natural.
- c. 0.53 tm de carbón, donde el carbón bituminoso tiene un valor calorífico de 12000 Btu/lb ó 6700 kcal/kg, suponiendo una eficiencia de caldera del 75% al quemar carbón bituminoso.

Luego de calcular el poder calorífico del bagazo que se utiliza en el ingenio, se deberá proceder al cálculo de la cantidad de vapor que puede obtenerse.

Hugot propone que la cantidad de calor que queda para pasar al vapor luego de sustraer las pérdidas involucradas en el proceso de combustión (véase de la página 95 a la 101), está dada por la expresión(4 - 633):

$$M_v = (7650 - 8730w - q)\alpha\beta\eta \quad (\text{sistema inglés}) \quad (23)$$

$$M_v = (4250 - 4850w - q)\alpha\beta\eta \quad (\text{sistema internacional}) \quad (24)$$

M_v = calor transmitido al vapor por kg (lb) de bagazo quemado en kcal (Btu).

w = humedad por unidad del bagazo.

q = calor sensible de los gases finales.

α = sólidos no quemados (0.98 - 0.99).

β = radiación (0.90 - 0.95).

η = combustión mala (0.80 - 0.99) y mejora según baja humedad del bagazo, poco exceso del aire y una temperatura elevada del horno.

A partir de la cantidad de calor que se transfiere al vapor, puede obtenerse la eficiencia de la caldera con una adecuada aproximación a las condiciones reales(4 - 633):

$$\rho = \frac{M_v}{VCS} \quad (25)$$

M_v = calorías transferidas al vapor.

VCS = valor calorífico superior del bagazo.

El valor obtenido de eficiencia deberá ser comparado con la eficiencia obtenida a partir de datos de diseño, aplicando los correspondientes factores de corrección.

La eficiencia de la caldera puede obtenerse también a partir de la siguiente expresión(5 - 46):

$$\rho = 1 - \sum_6 Q_i \quad (26)$$

Q_i = pérdidas de calor por evaporación total de agua, calor sensible de los gases de chimenea, combustión incompleta, sólidos no quemados, radiación de la caldera y pérdidas de calor al extraer escoria caliente del horno.

La cantidad total de calor del bagazo que se usa efectivamente y que se recobra en el vapor depende principalmente de la humedad total (contenida en el bagazo y producida durante la combustión), el exceso de aire, la calidad de la combustión y la temperatura de los gases finales.

Si se considera la eficiencia de la caldera junto con un balance de entalpías, se puede obtener la siguiente ecuación para determinar el consumo específico de bagazo(5 - 46):

$$M_{BAG} H_U \rho = M_{VAP} (h_{vap} - h_w)$$

$$\frac{M_{BAG}}{M_{VAP}} = \frac{h_{vap} - h_w}{H_U \rho} \quad (27)$$

M_{BAG}/ M_{VAP} = consumo específico de bagazo en kg bagazo/kg vapor.

M_{BAG} = masa de bagazo en kg o lb.

M_{VAP} = masa de vapor en kg o lb.

h_{vap} = entalpía del vapor que sale de la caldera en kj/kg ó Btu/lb

h_w = entalpía del agua de alimentación en kj/kg ó Btu/lb.

H_U = poder calorífico inferior del bagazo en kj/kg ó Btu/lb.

Para obtener la cantidad de vapor que produce una unidad de peso de bagazo (generación específica), basta con aplicarle el inverso al resultado del consumo específico de bagazo:

$$\text{kg (lb) de vapor por kg (lb) de bagazo} = \left(\frac{M_{\text{BAG}}}{M_{\text{VAP}}} \right)^{-1} \quad (28)$$

El vapor generado depende, entonces, del poder calorífico del combustible, la eficiencia de la caldera, la entalpía del vapor producido (a mayor entalpía, menor generación) y la entalpía del agua de alimentación (a mayor entalpía, mayor generación). La tabla 3.9 da las cifras del calor total necesario para producir una unidad de peso de vapor según las diferentes condiciones de éste.

Tabla X. Calor necesario para producir la unidad de peso del vapor

Presión del vapor		Temperatura del vapor		Calor necesario	
Kg/cm ²	psi	°C	°F	kcal/kg	Btu/lb
6	85		Saturado	569	1025
8	114		Saturado	572	1030
10	142		Saturado	574	1033
10	142	225	437	599	1078
15	213	300	572	635	1143
20	284	325	617	645	1163
25	355	350	662	656	1181

Fuente: E. Hugot, Manual para ingenieros azucareros, p. 634.

La eficiencia energética de la caldera está determinada por las diferentes fuentes de pérdidas térmicas, sean estas debidas al diseño o a la operación del equipo. Indica qué proporción del poder calorífico del combustible alcanza su destinatario, es decir, el vapor que se quiere generar. La eficiencia puede ser expresada en función del poder calorífico inferior o superior. A medida que aumentan la presión y la temperatura del vapor generado, disminuye la generación específica.

Para tener una visión más completa de la calidad del proceso de generación de vapor, se debe utilizar la eficiencia exergética de la caldera, la cual está definida por(10 - 186):

$$\zeta_k = \frac{m_v(e_v - e_w)}{m_B \cdot e_B} \quad (29)$$

Donde:

ζ_k = eficiencia energética de la caldera,

e_v = exergía específica del vapor generado, en kJ/kg,

e_w = exergía específica del agua de alimentación, en kJ/kg,

e_B = exergía específica del bagazo, en kJ/kg,

m_v = masa o flujo de vapor generado, en kg o kg/hr.

m_B = masa o flujo de bagazo quemado, en kg o kg/hr.

La eficiencia exergética indica simplemente, qué fracción de la exergía aportada por el combustible llega finalmente al vapor. Las eficiencias energéticas y exergéticas asumen valores muy diferentes. Mientras la eficiencia energética típica asume valores entre 0.65 y 0.88 (con base al poder calorífico inferior del bagazo), los valores exergéticos toman valores por debajo de 30%, aún para calderas bagaceras más eficientes, siendo menor a 20% para diseños antiguos operando a baja presión.

La relación entre la eficiencia energética y exergética está dada por la siguiente expresión(10 - 188):

$$\zeta_k \left(\frac{H_U}{e_B} \eta_k \right) \left(1 - T_U \frac{s_v - s_w}{h_v - h_w} \right) \quad (30)$$

Donde:

s_v, s_w = entropía absoluta del vapor generado y del agua de alimentación,

T_U = temperatura ambiental absoluta,

H_U = poder calorífico inferior del combustible.

Según la ecuación (30), la eficiencia exergética de la caldera depende básicamente de dos factores. El primer factor (dentro del primer paréntesis) comprende propiedades del combustible y la eficiencia energética. Este factor contiene principalmente las pérdidas en los gases de combustión y las pérdidas por radiación. El segundo factor (segundo paréntesis) se calcula de las condiciones de estado del agua que ingresa a la caldera y del vapor que sale. Este factor contiene en forma implícita las pérdidas debido a la irreversibilidad de la combustión y al salto de temperatura que acompaña a la transferencia de calor entre los gases calientes y el vapor. Según la ecuación (26), existen 6 fuentes de pérdidas térmicas en una caldera, las cuales son:

1. Pérdidas por calor latente del vapor de agua formado en la combustión y del proveniente de la humedad del combustible, que abandona la caldera junto a los gases. Cuando se usa H_U (poder calorífico inferior del combustible), ésta pérdida ya está considerada y no interviene en la determinación de la eficiencia energética.

2. Pérdidas por calor sensible en gases de chimenea, las cuales dependen fundamentalmente de dos parámetros: la temperatura de los gases y el coeficiente de exceso de aire (λ). La composición de los gases juega un papel secundario para éste rubro. Las pérdidas podrían reducirse a cero si se pudiera bajar la temperatura de los gases a la temperatura con que ingresa la mezcla aire - combustible a la caldera, es decir, la temperatura ambiente. Ésta no es una solución ni económicamente factible ni técnicamente deseable, debido a la formación de condensados corrosivos.

Las pérdidas están dadas por la diferencia entre la entalpía de los gases a la temperatura de salida de la chimenea y la entalpía de los mismos gases a la temperatura ambiental (la temperatura de referencia para el cálculo de ambas entalpías es 0 °C).

Las pérdidas por calor sensible en gases de chimenea pueden determinarse a partir de la siguiente expresión(10 - 189):

$$q_{v2} = m_g \cdot [c_p]_0^T \cdot T - m_g \cdot [c_p]_0^{T_U} \cdot T_U \quad (31)$$

$$\therefore [c_p]_0^T = \sum \xi_i \cdot [c_{pi}]_0^T$$

$$[c_p]_0^{T_U} = \sum \xi_i \cdot [c_{pi}]_0^{T_U}$$

Donde:

m_g = masa de los gases de combustión,

T = temperatura en la chimenea,

T_U = temperatura ambiental,

ξ_i = fracción en peso de cada componente de los gases,

c_{pi} = capacidad calórica de cada componente de los gases.

El Anexo 1 muestra los valores promedio para las capacidades calóricas de los gases entre 0 y 1750 °C.

Si se consideran los poderes caloríficos constantes en un amplio rango de temperaturas y despreciando cifras de menor importancia, se llega a la expresión propuesta por Hugot para el cálculo de las pérdidas por calor sensible en gases de chimenea(10 . 189):

$$q_{v2} = [(1 - w)(5.86 \cdot \lambda - 0.54) + 2.09] \cdot T \quad [\text{kJ/kg de bagazo}] \quad (32)$$

Donde:

w = fracción en peso de la humedad en el bagazo,

λ = coeficiente de exceso de aire,

T = temperatura de los gases en °C.

El análisis de las pérdidas en chimenea quedaría incompleto si solamente se consideran las pérdidas de entalpía en los gases. Es necesario complementarlo con el cálculo de las pérdidas de exergía.

La exergía de los gases de combustión está dada por(10 - 190):

$$e_g(T) = h_g(T) - h_g(T_U) - T_U [s_g(T) - s_g(T_U)] \quad [\text{kJ/kg}] \quad (33)$$

Donde:

e_g = exergía específica,

h_g, s_g = entalpía y entropía absoluta específica de los gases,

T, T_U = temperaturas absoluta y ambiental de los gases.

La pérdida de exergía con los gases será la diferencia entre el valor de la exergía a la temperatura de salida y su valor a la temperatura ambiental. La presión de ambos estados es la misma, es decir, la ambiental. Por definición, el valor de la exergía de los gases en equilibrio con el medio ambiente es igual a cero.

La entropía absoluta de los gases de combustión se calcula a partir de las entropías de los componentes y de la composición de los gases por medio de la siguiente relación(10 - 190):

$$S_g(T) = \sum \xi_i s_i(T) + \Delta S_m \quad [\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})] \quad (34)$$

$$\therefore \Delta S_m = -R_m \sum \psi_i \ln \psi_i \quad [\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})] \quad (35)$$

Donde:

ΔS_m = entropía de mezcla,

R_m = constante de la mezcla de gases,

ψ_i = fracción molar de cada componente en los gases.

R_m se obtiene a partir de las fracciones de masa de los componentes en la mezcla de gases y de sus respectivas constantes individuales R_i [kJ/(kg · K)](10 - 190):

$$R_m = \sum \xi_i R_i \quad (36)$$

$$\therefore R_i = R/M_i \quad (37)$$

Donde:

R = constante universal de los gases,

M_i = peso molecular de cada componente.

Las pérdidas se expresan como % de H_u (poder calorífico inferior del bagazo) en el caso de las pérdidas de entalpía y como % de H_o (poder calorífico superior del bagazo y que equivale a la exergía específica del bagazo, e_B) en el caso de las pérdidas de exergía.

3. Pérdidas por combustión incompleta por causas químicas, las cuales poseen un rango de variación más amplio que las pérdidas por calor sensible en los gases de chimenea. Estas pérdidas están determinadas fundamentalmente por la aparición de CO en los gases, ya que la presencia de CH_4 y H_2 es menos significativa. Las pérdidas por CO se pueden determinar a través del análisis de los gases, aplicando la ecuación propuesta por Angeleri(17):

$$q_{v3,CO} = \frac{2.358 \cdot 10^6 \cdot V_g^{tr} \cdot \{CO\}}{H_U (186.51 - 0.94295\{CO\})} \quad [\%] \quad (38)$$

$$\therefore V_g^{tr} = (4.424 \cdot \lambda - 0.058)(1 - w) \quad [Nm^3/kg \text{ de bagazo}] \quad (39)$$

Donde:

V_g^{tr} = volumen de gases secos [Nm^3/kg],

$\{CO\}$ = contenido de CO en % del volumen de gases secos,

H_U = poder calorífico inferior del bagazo [kJ/kg],

λ = exceso de aire,

w = humedad presente en el bagazo como % del peso.

El Anexo 2 muestra las pérdidas térmicas por combustión incompleta en % de H_U como función del porcentaje de CO en los gases secos, del exceso de aire y de la humedad del bagazo.

4. Pérdidas por combustión incompleta por causas mecánicas, las cuales varían de acuerdo al tipo de horno y a la forma reoperación, en especial a la carga térmica de los mismos. Se entiende por carga térmica del horno la masa de combustible alimentado por unidad de superficie del horno y por unidad de tiempo. Por ésa razón, deben ser determinadas mediante mediciones en cada instalación.

Éstas pérdidas están determinadas por la presencia de sustancias combustibles en los residuos extraídos por la parrilla y en las tolvas del haz convectivo y por los arrastres hacia la chimenea. Para hornos tipo Ward, las pérdidas de energía pueden ser del orden de 4 a 5% del poder calorífico inferior del combustible. Para hornos tipo alimentador - esparcidor (*spreader - stoker*) el valor de éstas pérdidas se ubica entre el 1.5 y 2.5% del poder calorífico inferior del combustible(10 - 194).

5. Pérdidas por radiación al ambiente, las cuales son, generalmente, de menor importancia y dependen fundamentalmente del grado de aislamiento térmico de la caldera.

Para equipos sin aislamiento o con aislamiento muy deficiente las pérdidas pueden alcanzar hasta un 2.5% de H_U . Normalmente se ubican por debajo del 1%.

El Anexo 3 muestra las pérdidas por radiación y arrastre en chimenea, en % de H_U , en función de la capacidad nominal, $m_{v,nom}$, de la caldera.

Para una caldera generando a niveles diferentes de su capacidad nominal, las pérdidas por radiación se obtienen mediante la siguiente expresión(10 - 194):

$$q_{V5} = q_{V5,nom} \left(m_{v,nom} / m_v \right) [\%] \quad (40)$$

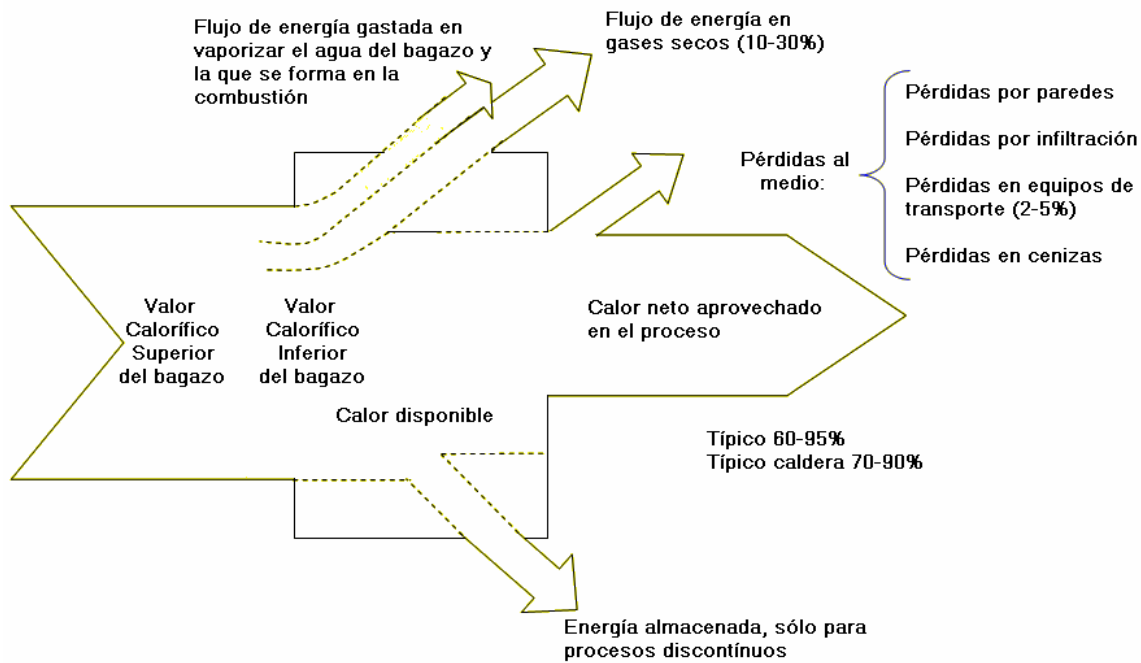
6. Pérdidas por las altas temperaturas de la escoria, las cuales ocurren al extraer del horno la escoria y las cenizas que se encuentran generalmente a altas temperaturas (aprox. 300 °C para calderas bagaceras). Éstas pérdidas son normalmente menores al 0.1% de H_U en el caso de calderas que operan con bagazo.

Debido a que la temperatura de los gases de escape en las instalaciones típicas de generación de vapor oscila cerca de los 250 a 300 °C, se utilizará para los cálculos que involucren el poder calorífico medio de los constituyentes de los gases de escape el valor a 100 °C.

3.2.2 Distribución de energía entregada por el combustible

El aprovechamiento de la energía del bagazo se puede analizar cualitativamente a través de un diagrama de Sankey donde se incluyen las pérdidas de poder calorífico en forma global durante su paso por el generador de vapor y posterior a éste. La figura 17. muestra un diagrama de éste tipo en el que únicamente se muestra el flujo energético en la caldera e inmediatamente después.

Figura 17. Distribución de energía entregada por el combustible



3.3 Equipos indispensables en los ingenios

Un ingenio azucarero es una fábrica donde se realiza en forma continua una serie de procesos que tienen como finalidad la cristalización de la sacarosa contenida en el guarapo extraído de la caña en el trapiche. Cada etapa del proceso demanda un cierto porcentaje de la potencia instalada y disponible en la planta. En cada etapa del proceso existen una serie de equipos necesarios para efectuar el trabajo, clasificándose éstos de la siguiente manera:

1. Conducción y preparación de las fibras: conductores, picadoras y difusores de agua.

2. Molienda: molinos con turbinas mono o multietapa (actualmente con tendencia a motorizar), equipo de bombeo y de filtrado.
3. Calderas: generador de vapor y accesorios, tanques y líneas de condensados y de agua de reposición con equipo de bombeo, conductores de bagazo.
4. Generadores eléctricos: turbinas mono y multietapa.
5. Casa de cocimientos: equipo de sulfitación, equipo de alcalizado, calentadores, clarificador, filtros de cachaza, estación de evaporadores y accesorios, estación de tachos a batch o continuos con accesorios, condensadores y trampas de vapor, cristalizadores, centrífugas, secadoras, conductores y equipos de bombeo.

Para determinar el consumo de potencia de un ingenio es necesario analizar cada equipo consumidor de vapor, mientras que aquellos equipos que utilicen motores eléctricos deberán considerarse como una carga eléctrica única, con lo que el consumo de potencia del conjunto queda definido por la potencia eléctrica generada en la fábrica o comprada a terceros.

Para calcular los consumos individuales de potencia se puede hacer uso de dos técnicas: metrología de proceso y análisis de diseño de equipos. La técnica de metrología de proceso proporcionará datos reales en función del tiempo, pudiendo analizarse una condición crítica o estable del proceso. La técnica de análisis de diseño de equipos representa un mayor esfuerzo. Deberán analizarse los aspectos de diseño más importantes de los equipos para obtener, mediante expresiones matemáticas, los valores correspondientes a consumo de potencia de los equipos. Combinando las dos técnicas puede tenerse una idea más clara de la situación de la planta.

3.3.1 *Tandem* de molinos:

La determinación de la potencia consumida en molinos es sumamente compleja pues integra numerosos factores, tales como la potencia para la compresión del bagazo, la consumida por fricción de los elementos, la utilizada para el movimiento de los conductores intermedios y la consumida por los engranajes. Además de estos factores, existen otros difíciles de medir o estimar como el efecto de la variedad de la caña, el estado de las superficies de rozamiento, la calidad y conservación de la lubricación, el ajuste de las aberturas y cuchillas, entre otros. La imposibilidad de integrar éstos factores en una expresión matemática hace imposible obtener un alto grado de precisión en los cálculos, por lo que deberá contemplarse un alto margen de error en los cálculos teóricos.

La potencia consumida puede descomponerse en 6 términos básicos:

- a. Potencia consumida por la compresión del bagazo.
- b. Potencia consumida por la fricción entre los muñones y los cojinetes de los cilindros.
- c. Potencia consumida por la fricción entre el bagazo y la cuchilla central.
- d. Potencia consumida por la fricción de los raspadores y de la punta de la cuchilla contra los cilindros, a la que se suma el trabajo de desprendimiento del bagazo en estos puntos.
- e. Potencia consumida por el movimiento que se da a los conductores intermedios.
- f. Potencia consumida por los engranajes de los cilindros.

Existen muchas expresiones que tratan de integrar todos los efectos mencionados. Pueden servir como base para el análisis de eficiencia debido a que dan un valor aproximado de las condiciones ideales del *tandem*. El resultado deberá compararse con el obtenido del análisis térmico de la turbina o análisis eléctrico del motor.

Hugot propone una ecuación que resume todos los factores mencionados y que expresa la potencia total consumida por un molino de 3 cilindros(4 - 190):

$$T = \frac{Dn}{\rho} \left[P \left(0.5 \sqrt{\frac{\tau}{dF}} + 0.086 \right) + 4L \right] \quad (41)$$

T = potencia consumida por molino, en Hp.

P = presión hidráulica total en el cilindro superior, en Ton.

$$P = 2A_p p_a \quad (42)$$

A_p = área de los pistones del hidráulico, en cm.

p_a = presión del aceite, en kg/cm².

n = velocidad de rotación de los cilindros, en rpm.

D = diámetro de los cilindros, en metros.

τ = carga fibrosa específica en kg /m²/m.

$$\tau = 2.92c\sqrt{N} \quad (43)$$

c = coeficiente de los aparatos de preparación
(1.25 - 1.10).

N = número de cilindros del tandem.

d = densidad del bagazo comprimido en kg/m³.

$$d = \frac{1}{\frac{F}{1.512 + 220 \times 10^{-6} p} + \frac{1 - F}{\delta_o (1 + 380 \times 10^{-6} p)}} \quad (44)$$

δ_o = densidad del jugo en kg/cm³.

p = presión a que se expone la fibra en kg/cm².

F = fibra del bagazo con relación a la unidad.

L = longitud de los cilindros, en metros.

ρ = eficiencia de los engranajes de los cilindros.

La potencia total que consumirá un *tandem* o batería de molinos es la suma de la potencia que consume cada molino. Sin embargo, no debe asumirse como la potencia que consume un molino multiplicado por el número de molinos del *tandem* pues generalmente los molinos están ajustados a un *set point* distinto, tanto de extracción como de velocidad, de manera que la potencia consumida entre unidades es distinta. Otros factores que afectan éste dato es el tipo de primotor o accionamiento de cada molino, por lo que la potencia consumida por cada molino será el valor que se demandará al eje del acople, debiéndose considerar entonces las pérdidas e ineficiencias del equipo que consume vapor o electricidad para mover los equipos sumadas a las pérdidas en el molino.

Las gráficas de los anexos 4 Y 5 permiten obtener de una forma aproximada el consumo de potencia en el *tandem*. Además, los tecnólogos brasileños han propuesto la siguiente expresión para el cálculo de potencia consumida y que es función de la velocidad de las masas y la carga hidráulica total aplicada en la maza superior(18):

$$Hp = C \frac{(V^{1.219} H^{0.918})}{71.88} \quad (45)$$

Donde:

C = 1.5

V = velocidad de las mazas en pies/min

H = carga hidráulica total en toneladas cortas que se obtiene a partir del gráfico del anexo 4.

La eficiencia del *tandem* de molinos permite definir la forma como los equipos utilizan la energía en función de la extracción de sacarosa de la fibra. El término más común para definir ésta eficiencia se denomina Extracción y viene dado por la siguiente expresión(3 - 1004):

$$\text{Extracción} = \frac{\text{azúcar en el jugo mezclado \% caña}}{\text{azúcar \% caña}} \times 100 \quad (46)$$

Ésta expresión tiene la desventaja de depender de la fibra de la caña: cuanto más elevada sea la fibra hay más azúcar perdida en el bagazo.

La *International Society of Sugar Cane Technologists* (ISSCT) recomienda utilizar las siguientes expresiones para definir la eficiencia de extracción de los molinos(3 - 1004,1005):

$$ER = 100 - \frac{(100 - \text{Extracción})(100 - \% \text{ Fibra de la caña})}{(\% \text{ Fibra de la caña})} \times 100 \quad (47)$$

$$ERT = 1 - \frac{\text{Pol en el bagazo}}{\text{Fibra en el bagazo}} \quad (48)$$

ER = Extracción reducida.

ERT = Extracción reducida total.

3.3.2 Calentadores de jugo:

En los ingenios se calientan los jugos en los intercambiadores de calor o precalentadores con condensados calientes, vapores de expansión (flash), vapores vegetales de las etapas de la estación de evaporación o vapor de escape de las turbinas. Con poca frecuencia se utilizan los vapores vegetales de la evapo - cristalización (tachos) o gases de escape de las calderas.

El número de etapas de precalentamiento varía según la fábrica y el tipo de fluido de calentamiento. La temperatura del medio de calefacción se elige según la temperatura del jugo, para que el calentamiento ocurra con pequeñas diferencias de temperatura. El uso de condensados, vapores flash o vapores vegetales hace que el consumo de vapor en la fábrica disminuya, lo que permite que el jugo se concentre en la estación de evaporación con muy poca energía.

El escape de turbinas se utiliza cuando la temperatura del jugo es tan alta (como el caso de la última etapa de precalentamiento antes de la estación de evaporación) que ya no es posible el intercambio de calor desde vapores vegetales al jugo. El calentamiento en cada etapa se lleva a cabo de tal forma que la diferencia entre la temperatura de saturación del vapor de calentamiento y la temperatura del jugo que sale del calentador sea de alrededor de 5 °C.

Los cálculos en los calentadores se complican por el hecho de que si uno de los fluidos, el vapor, está a temperatura constante, el guarapo varía desde su temperatura de entrada hasta su temperatura de salida.

La temperatura del condensado que sale del precalentador es, según Schiebl(19 - 51):

$$T_k = \frac{6T_v + T_{je} + T_{ja}}{8} \quad (49)$$

Donde:

T_v = temperatura del vapor de calentamiento en °C,

T_{je} = temperatura del jugo que ingresa al precalentador en °C,

T_{ja} = temperatura del jugo que abandona el precalentador en °C.

La temperatura del condensado estará solamente algunos grados por debajo de la temperatura del vapor saturado T_v .

Como el calor adicional que se transfiere en los condensadores por el enfriamiento de los condensados representa solamente una fracción del calor de evaporación del agua, la diferencia $h_v - h_k$ puede ser considerada con suficiente exactitud igual al calor latente de vaporización r (10 - 74).

El cambio de la entalpía específica del jugo en el calentador es (10 - 74):

$$h_{ja} - h_{je} = c_j \cdot (T_{ja} - T_{je}) = c_j \cdot \Delta T_j$$

Donde:

h_{ja} , h_{je} = entalpías específicas del jugo que abandona y que ingresa al precalentador, respectivamente en kJ/kg,

c_j = capacidad calórica específica promedio del jugo entre las temperaturas T_{je} y T_{ja} en kJ/(kg · K).

El calor transferido es(10 - 74):

$$Q = J \cdot c_j \cdot \Delta T_j = V \cdot r$$

Donde:

J = masa de jugo que entra en kg/(100 kg de caña),

V = masa de vapor que entra en kg/(100 kg de caña).

El consumo de vapor será(10 - 74):

$$V = J \cdot \frac{c_j \cdot \Delta T_j}{r} \quad (50)$$

Las pérdidas de energía térmica alcanzan aproximadamente del 3 al 5% del calor transferido. El consumo real de vapor es, entonces(10 - 74):

$$V_{eff} = (Loss\%) \cdot V \quad (51)$$

La superficie de intercambio de calor de los precalentadores para obtener los consumos de vapor y temperaturas anteriores viene dado por(10 - 78):

$$A = \frac{Q}{k \cdot \Delta T_m} \quad (52)$$

Donde:

k = coeficiente de transferencia de calor en kcal/(m² · min · °C) ó W/(m² · K),

ΔT_m = media logarítmica de las diferencias de temperatura en °C ó K.

La media logarítmica de las diferencias de temperatura (MLDT) se puede encontrar mediante la siguiente expresión(10 - 76):

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad (53)$$

En el caso de los precalentadores calentados con vapor, la temperatura del medio de calentamiento permanece prácticamente constante. Por lo tanto, las diferencias de temperatura ΔT_1 y ΔT_2 se obtienen como sigue(10 - 76):

$$\begin{aligned} \Delta T_1 &= T_v - T_{je} \\ \Delta T_2 &= T_v - T_{ja} \end{aligned} \quad (54)$$

Los coeficientes de transferencia de calor corresponden a valores obtenidos de la experiencia en el diseño de precalentadores. Para un resultado aproximado en condiciones promedio, pueden utilizarse los siguientes valores para k (10 - 78):

1. 10 kcal/(m² · min · °C) ó 700 W/(m² · K) para jugo crudo y jugo encalado,
2. 12 kcal/(m² · min · °C) u 840 W/(m² · K) para jugo clarificado.

Debido a que los precalentadores sufren incrustaciones debido a los sólidos del jugo, los cálculos no son seguros empleando los valores anteriores. Speyerer(20 - 655) propone las siguientes fórmulas empíricas:

- Superficie de calentamiento medianamente incrustada:

$$\begin{aligned} k &= 600 + 3.6 \cdot T_j \text{ kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{°C}) \\ &= 698 + 4.18 \cdot T_j \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}) \end{aligned} \quad (55)$$

- Superficie de calentamiento fuertemente incrustada:

$$\begin{aligned} k &= 400 + 2.4 \cdot T_j \text{ kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}) \\ &= 465 + 2.8 \cdot T_j \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}) \end{aligned} \quad (56)$$

- Calentadores de jugo crudo:

$$\begin{aligned} k &= 240 + 3.6 \cdot T_j \text{ kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}) \\ &= 280 + 4.2 \cdot T_j \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}) \end{aligned} \quad (57)$$

En las anteriores expresiones, T_j es la temperatura media del jugo en el calentador.

Speyerer demostró(20 - 657,661) que el aumento de la velocidad del jugo desde 1 a 2 m/s provoca un aumento del coeficiente de transferencia de calor de 20 a 22% para el caso de superficies limpias; para superficies medianamente incrustadas solamente de 5 a 8%. En la práctica se prefieren velocidades relativamente altas del jugo debido a que a mayores velocidades disminuye la incrustación.

Hugot propone la siguiente expresión para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor en precalentadores, la cual depende tanto de la temperatura del vapor como de la velocidad del jugo(4 - 451):

$$k = 4.353 \cdot T_v \cdot v^{0.8} \text{ en W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}) \quad (58)$$

Wright(21 - 138) desarrolló la siguiente expresión que toma en consideración no solamente la velocidad y temperatura del jugo, sino también la geometría de los tubos y el tiempo transcurrido después de la última limpieza:

$$\frac{1}{k} = \frac{d^{0.25}}{4.35} + \frac{1}{13.5} + 0.0035 \cdot t^{0.8} \left(1 + \frac{10.763}{v^3} \right) + \frac{1}{0.283 \cdot d^{-0.2} \cdot v^{0.8} \cdot T_m^{0.467}} \quad (59)$$

Donde:

k = coeficiente de transferencia de calor en $\text{kW}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$,

d = diámetro interior de los tubos en m,

t = tiempo transcurrido desde la última limpieza en horas,

v = velocidad del jugo en m/s,

T_m = temperatura promedio del jugo en el calentador en $^{\circ}\text{C}$.

El coeficiente de transferencia varía no solamente en función del tiempo entre limpiezas sino también en función del tipo de limpieza que se utilice en la fábrica. Existen dos tipos de limpieza de precalentadores ampliamente utilizados: mediante el uso de rasquetas y mediante el uso de químicos. Las rasquetas ofrecen un mecanismo rápido de limpieza pero tienen el inconveniente de eliminar, junto a las incrustaciones, porciones de metal de la superficie de los tubos, variando tanto su geometría como su espesor. La limpieza química es preferida debido a que se evita el desprendimiento de metal de la superficie de los tubos.

Debido a la formación de incrustaciones en los tubos, la mayor resistencia a la transferencia de calor se encuentra en el lado del jugo y como el jugo fluye normalmente en el interior de éstos, se diseña la superficie de calentamiento en función de la pared interna del tubo.

Para una superficie de calentamiento A (mm^2), un diámetro externo de tubos d_e (mm) y un espesor de la pared δ (mm), se tiene para una longitud l de tubos (mm) que la cantidad de tubos Z mínima para lograr el efecto de calentamiento requerido es(10 - 84):

$$Z = \frac{A \cdot 10^6}{\pi \cdot (d_e - 2\delta) \cdot l} \quad (60)$$

Los precalentadores son generalmente intercambiadores de calor del tipo de concha y tubos (aquellos que utilizan vapor como medio de calentamiento). El jugo pasa sucesivamente a través de grupos de tubos lo que hace posible obtener la velocidad deseada aún en calentadores de gran cantidad de tubos.

La velocidad del jugo puede obtenerse mediante la siguiente expresión(10 - 86):

$$v = \frac{J}{60 \cdot \rho \cdot \pi \cdot \frac{(d_e - 2\delta)^2}{4} \cdot Z^+} \quad \text{en m/s} \quad (61)$$

Donde:

J = flujo de jugo en kg/min,

ρ = densidad del jugo en kg/m³,

δ = espesor de la pared del tubo en m,

d_e = diámetro exterior de los tubos en m,

Z^+ = número de tubos por paso.

3.3.3 Estación de evaporadores:

En la fabricación y refinación de azúcar es necesaria la evaporación del agua contenida en la solución de azúcar a fin de obtener un producto final cristalino. La evaporación se lleva a cabo en dos etapas: la primera en una estación de evaporación a fin de concentrar la solución, y la segunda en un tacho al vacío para cristalizar el azúcar de la solución. La primera etapa, conocida comúnmente como evaporación, se lleva a cabo en intercambiadores de calor llamados evaporadores y conectados para formar un múltiple efecto, lo cual brinda una mejor economía térmica. La estación de evaporación elimina típicamente alrededor del 90% del agua del jugo clarificado, lo que resalta su importancia energética dentro del ingenio, siendo junto a la estación de tachos donde se consume más energía en la planta.

Un evaporador se divide en dos partes: la que recibe el vapor de agua y, separada de ésta, la que contiene el jugo. Si el vapor de agua en una sección se encuentra a una temperatura más elevada que el punto de ebullición del agua (jugo) de la otra sección, dos cosas ocurrirán: primero, el vapor de agua se condensará y transferirá calor al agua (jugo) y, segundo, el agua (jugo) hervirá y desprenderá vapor de agua.

El evaporador de múltiple efecto más sencillo estaría constituido por dos evaporadores de simple efecto conectados en serie, siendo la salida de vapor del primer efecto la fuente de vapor del segundo efecto. El requerimiento básico para asegurar la operación es que la temperatura de ebullición del líquido en cada efecto sucesivo sea más baja que la temperatura del vapor que entra al efecto. Esta diferencia de temperatura suministra la fuerza impulsora para que se logre la transferencia de calor del vapor al líquido, y a su vez se provee haciendo que la presión de vapor en el lado del líquido sea más baja que la presión en el lado de vapor.

El principio de múltiple efecto fue desarrollado por Rillieux en Luisiana, desarrollando tres reglas generalizadas para estimar el diseño y comportamiento de un evaporador(3 - 249):

1. En un evaporador de múltiple efecto, una libra de vapor de agua evaporará tantas libras de agua como efectos hayan. (Este principio tiene como suposición y limitación básica que el agua que entra a cada efecto está a la temperatura de ebullición o cerca de ésta).
2. Si se extraen vapores de un efecto cualquiera del evaporador de múltiple efecto y se utilizan fuera del sistema del evaporador en lugar de vapor de agua, el ahorro de vapor de agua será:

$$\frac{p \cdot E}{n} \quad (62)$$

Donde:

p = número del efecto donde se hace la extracción,

E = libras de vapor extraído,

N = número total de efectos

3. Siempre que se condense vapor de agua o vapor de jugo, se deben tomar medidas para la extracción continua de los gases no condensables.

La evaporación puede llevarse a cabo a presión o al vacío. Para el caso de la industria azucarera de caña, la evaporación se lleva a cabo al vacío. El cálculo de la estación de evaporación, tanto físico como térmico, se debe llevar a cabo cuidadosamente a través de diagramas de entalpía ya que pueden surgir variaciones importantes en el sistema de condensados, superficies de intercambio de calor y consumos de vapor.

El jugo clarificado llega a la estación de evaporación ya sea pasando primero por un precalentamiento o directamente. Si se hace directamente desde el clarificador, se deberá mantener un estricto control de la temperatura del jugo en el mismo, de tal forma que la evaporación en el primer cuerpo sea la adecuada, caso contrario se deberá emplear energía del vapor de escape para calentar el jugo hasta su punto de ebullición para dar inicio a la evaporación, lo que reduce la economía energética del proceso.

El jugo fluirá desde la primera etapa hacia las siguientes debido a la diferencia de presión. En cada etapa se evaporará una cantidad de agua equivalente a la cantidad de vapor que ingrese a la calandria, de tal forma que la concentración final de la meladura queda determinada tanto por el flujo de vapor en la calandria (vapor vegetal) como por el flujo de jugo al cuerpo.

Los balances de entalpía se realizan para cada etapa de la estación siendo conveniente comenzar con la última etapa. El balance de entalpía de una etapa entrega el verdadero consumo de vapor para esa etapa y con ello, la cantidad de vapores vegetales que deben ser suministrados por la etapa anterior. Desde la última etapa pueden desarrollarse los balances correspondientes hasta la primera etapa y puede determinarse el consumo de vapor de cada etapa.

El balance de la primera etapa entregará la cantidad de vapor que debe suplirse a la estación de evaporación y la cantidad de jugo requerido para su evaporación, el cual debe corresponder a la cantidad de jugo que se clarifica en la fábrica. Si no se cumple esta igualdad, se deberá recalcularse la estación de evaporación con diferentes extracciones de vapores vegetales hasta alcanzar una coincidencia aceptable con la cantidad de jugo clarificado producido.

Debido a que en la estación de evaporación cambian continuamente las condiciones de operación, cualquier balance que se lleve a cabo entregará solamente uno de los muchos estados posibles.

Respecto a los coeficientes de transferencia de calor en evaporadores, no existe una ecuación mediante la cual puedan calcularse satisfactoriamente. Los valores empíricos más antiguos para coeficientes de transferencia de calor en evaporadores se refieren solamente a una etapa determinada, no a la temperatura del jugo o a su contenido de materia seca. Por lo tanto, debido a que el contenido de materia seca del jugo aumenta de etapa en etapa y la temperatura del jugo disminuye, el coeficiente de transferencia de calor deberá ser una función de uno o ambos parámetros.

Los coeficientes de transferencia de calor pueden determinarse a partir del nomograma del anexo 6, necesitando para ello los siguientes datos de operación:

- Capacidad de procesamiento diaria (t/d),
- Superficie de intercambio de los evaporadores (m^2),
- Cantidad de jugo clarificado (kg/100 kg de caña),
- Contenido de materia seca del jugo clarificado y del jugo que abandona cada una de las etapas (%),

- Temperaturas en las calandrias y en las cámaras de jugo de los evaporadores, o bien presiones y las diferencias de presión.

Con las temperaturas medidas en la calandria (T_h) y en la cámara de jugo (T_j) se calcula la diferencia de temperatura para cada etapa(10 - 111):

$$\Delta T = T_h - T_j \quad (63)$$

Cuando se miden las presiones y las diferencias de temperatura, se determinan con ayuda de las tablas de vapor las temperaturas del vapor que condensa T_h y la temperatura de ebullición del agua T_b . La diferencia efectiva de temperatura en el evaporador es(10 - 111):

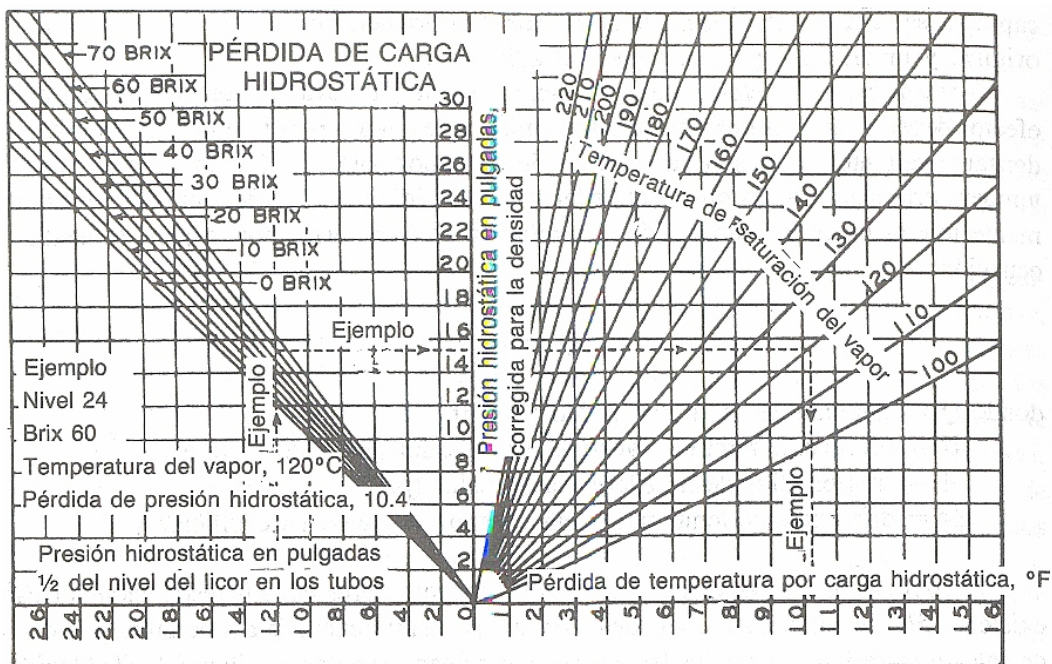
$$\Delta T_w = T_h - T_b - \beta \quad (64)$$

Donde β representa el aumento del punto de ebullición de los jugos a la salida del evaporador (ver anexo 7).

Una característica importante es la carga o nivel hidrostático y elevación del punto de ebullición del jugo. Los tubos de una calandria requieren un mínimo nivel de líquido para asegurarse que su superficie esté siempre humedecida. Esto es necesario para evitar la carbonización del azúcar y las consiguientes incrustaciones. Mantener éste nivel en los tubos aumenta el punto de ebullición del líquido en la parte inferior de los tubos.

La figura 18 muestra el efecto de éste fenómeno sobre la temperatura de ebullición por debajo de la superficie del líquido.

Figura 18. Pérdida de carga hidrostática

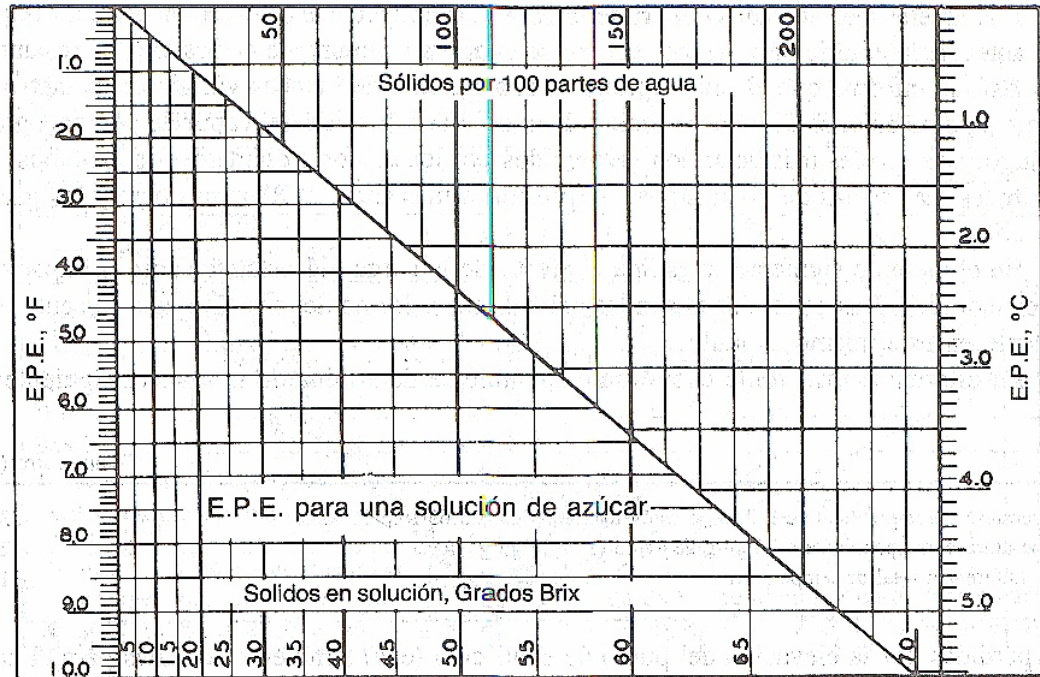


Fuente: James C. P. Chen, Manual del azúcar de caña, p. 274.

Este aumento en la temperatura de ebullición deberá restarse de la diferencia total de temperatura disponible a través del sistema del evaporador, lo que resulta en una capacidad evaporativa disminuida.

Al efecto de la pérdida de carga hidrostática deberá agregarse el efecto de la elevación del punto de ebullición (EPE) de la solución azucarada. La figura 19 permite calcular éste efecto.

Figura 19. Elevación del punto de ebullición (EPE)



Fuente: James C. P. Chen, Manual del azúcar de caña, p. 276.

El resultado de los efectos combinados de la presión en el evaporador y el Brix de la solución (EPE) así como la presión hidrostática media, será el aumento de la temperatura de ebullición de la solución azucarada. Debe hacerse notar que en una estación de evaporadores lo que hierve no es el agua sino el jugo. Si el vapor utilizado en el primer cuerpo está sobrecalentado, el coeficiente de transferencia de calor disminuye. Para fines prácticos, Hugot recomienda un intervalo de 30 a 50 °C de sobrecalentamiento como máximo.

Si se desea una mayor precisión en los cálculos, puede utilizarse el nomograma de Othmer y Silvis en el cual se incorporan los efectos de la pureza de la solución azucarada (véase anexo 8).

Para mantener reducida la diferencia total de temperatura en la estación de evaporación, debe intentarse obtener una distribución óptima de la superficie total de intercambio de calor entre cada una de las etapas. Además, si la diferencia total de temperatura entre la calandria de la primera etapa y la cámara de jugo de la última está fija, se puede alcanzar un mínimo en la superficie total de la estación de evaporación si se distribuyen en forma óptima las superficies entre cada etapa.

Con la ayuda del diagrama del anexo 9, donde la abscisa es la diferencia de temperatura entre la calandria y la cámara del jugo del evaporador y la ordenada es la superficie de intercambio, se puede revisar si la distribución de las superficies de intercambio entre cada etapa de la estación corresponde a un punto óptimo. Si se marca para cada etapa el diagrama, el punto óptimo corresponde a una línea recta que cruza el origen.

Para estaciones de mas de 3 etapas, la distribución óptima se busca en las primeras 3 etapas. La razón de esto es debido a que como la diferencia de temperatura entre la calandria y la cámara del jugo debe aumentar de etapa en etapa, para una distribución óptima de las superficies debiera también aumentar la superficie del evaporador de etapa en etapa. Sin embargo, y como consecuencia de la evaporación del agua, la cantidad de jugo va disminuyendo de etapa en etapa y la distribución óptima de superficie llevaría al resultado que para la cantidad menor de jugo en la última etapa se instalaría el evaporador más grande.

Rodríguez proporciona la siguiente ecuación para calcular el consumo de vapor en el primer efecto de la estación de evaporadores en kg/h(8 - 52):

$$G_{ve} = \frac{M \left(1 - \frac{B_{jc}}{B_m} \right)}{0.95n} \quad (65)$$

Donde:

M = Flujo másico del guarapo calentado o pre evaporado, en kg/h.

B_{jc} = Grados Brix del jugo calentado o pre evaporado.

B_m = grados Brix de la meladura.

n = número de efectos del múltiple.

En el caso que exista pre-evaporador se utiliza la misma fórmula, siempre que se use el vapor de escape de las turbinas para el calentamiento del jugo, donde *n* sería la cantidad de pre-evaporadores en el caso que exista más de un pre-evaporador y que el segundo use el vapor producido en el primer evaporador.

Si se pueden tener los grados Brix del jugo a la entrada y salida de cada efecto, se podría calcular la evaporación de cada cuerpo en kg/h mediante la siguiente expresión(8 - 53):

$$E_{ve} = M_n \left(1 - \frac{B_E}{B_S} \right) \quad (66)$$

Donde:

M_n = cantidad de jugo o meladura de entrada, en kg/h.

B_E = grados Brix del jugo de entrada al cuerpo.

B_S = grados Brix del jugo de salida del cuerpo.

La temperatura de salida del condensado para cada evaporador puede ser calculada a partir de la siguiente expresión(8 - 56):

$$T_{SCE} = t_v - 0.4(t_v - t_j) \quad (67)$$

Donde:

t_v = temperatura del vapor de calentamiento, en °C.

t_j = temperatura del jugo dentro del cuerpo, en °C.

La cantidad de agua que se evapora por tonelada de caña en cada evaporador se puede calcular a partir de la siguiente expresión propuesta por Hugot(4 - 346):

$$E = J \left(1 - \frac{B_J}{B_M} \right) \quad (68)$$

Donde:

J = peso del jugo obtenido por tonelada de caña.

B_J = grados Brix del jugo.

B_M = grados Brix de la meladura.

La cantidad de vapor que se produce puede, además, ser calculada con la siguiente expresión propuesta por Rodríguez en kg/h(8 - 56):

$$G_{VS} = \frac{G_{AS}(h_{ap} - h_{ae})}{h_{ve} - h_{ae}} \quad (69)$$

Donde:

G_{AS} = flujo de agua condensada saturada, en kg/h.

h_{ap} = entalpía del agua a la presión más alta, en kJ/kg.

h_{ae} = entalpía del agua a la presión más baja, en kJ/kg.

h_{ve} = entalpía del vapor a la presión más baja, en kJ/kg.

La eficiencia de la superficie efectiva de transferencia de calor puede determinarse a partir de la siguiente ecuación en tanto por ciento(8 - 56):

$$\rho_{SC} = \left(1 - \frac{V_{cond}}{W} \right) \times 100 \quad (70)$$

Donde:

V_{cond} = vapor que condensa en el cuerpo, en kg/h.

W = evaporación total del múltiple, en kg/h.

3.3.4 Evapo - cristalizadores (tachos):

La formación de masas cocidas (suspensiones de cristales) a partir de soluciones sacarosa - agua, se efectúa en evapo - cristalizadores o tachos principalmente de forma discontinua. La solución normalmente no saturada se evapora en el aparato hasta más allá de la línea de saturación y posteriormente se inicia el proceso de cristalización por medio de la adición de cristales semillas. Durante el proceso se va agregando más solución al aparato.

El proceso de cristalización es de tipo exotérmico, sin embargo, debido a que la solución adicionada debe ser evaporada, los aparatos son calentados mediante vapor en la calandria.

Conociendo la cantidad, la temperatura y el contenido de materia seca de una solución o de una masa cocida, puede determinarse aproximadamente el consumo de energía térmica (calor) para la evapo - cristalización con ayuda del diagrama h - ξ para soluciones sacarosa - agua (ver anexo 10) considerando la presión en el aparato.

La diferencia entre la solución que entra al aparato J_e y la masa cocida J_a es la cantidad producida de vapor vegetal B(10 - 111):

$$B = J_e - J_a \quad (71)$$

Para una entalpía h_e de la solución entrando al cristizador, de los vapores vegetales h_b y de la masa cocida después del proceso de cristalización h_a , se obtiene el consumo teórico de calor para una templa(10 - 111):

$$Q = B \cdot h_b - J_e \cdot h_e + J_a \cdot h_a$$

El consumo teórico de vapor es(10 - 111):

$$V_{th} = \frac{Q}{h_v - h_k} \quad (72)$$

Donde:

h_v = entalpía específica del vapor de calentamiento,

h_k = entalpía específica del condensado que abandona la calandria.

El consumo real de vapor, considerando una pérdida del calor de una 5% del flujo que entra al proceso es(10 - 111):

$$V = 1.05 \cdot V_{th} \quad (\text{kg/templa}) \quad (73)$$

El consumo de calor por kg de agua evaporada en la evapo - cristalización es(10 - 111):

$$q = \frac{Q}{B} \quad (74)$$

El consumo de vapor será entonces(10 - 130):

$$v = \frac{q}{h_v - h_k} \quad (\text{kg/kg de agua}) \quad (75)$$

Para el procesamiento de la meladura que viene de la estación de evaporación y que se alimenta a los evapo - cristalizadores, se requieren alrededor de 0.9 kg de vapor de calentamiento por cada kg de vapor vegetal producido en el aparato(10 - 130).

En un esquema de cristalización de tres etapas (tres templeas), se tiene una relación aproximada entre las cantidades de masas cocidas de azúcar A, B y C de:

$$A : B : C = 1 : \frac{1}{2} : \frac{1}{4}$$

La mayor evaporación de agua y con ello el mayor consumo de vapor se tiene para el procesamiento de la meladura, pudiendo llegar a representar el 75% del consumo total de vapor para la cristalización. El consumo de vapor para la cristalización es más pequeño cuanto menor es el número de etapas de cristalización, cuanto mayor la concentración de las soluciones a la entrada de los tachos y cuanto menor sea la cantidad de agua que se adiciona a los aparatos durante el proceso (si es que se lleva a cabo).

Durante la evapo - cristalización discontinua, la generación de vapor vegetal y el consumo de vapor de calentamiento no son constantes durante el proceso. Generalmente se evapora al comienzo del proceso mucha más agua que al final. Por ello el mayor consumo de vapor se tiene al comienzo, factor que determina el diseño de las tuberías de vapor vegetal y de calentamiento, separadores de condensados y condensadores (en el caso de condensación individual).

Para el caso de condensación central, el consumo de vapor puede ser más parejo si se coordina la entrada de cada aparato al proceso, sobre todo cuando la cantidad de evapo - cristalizadores es grande. El nomograma del anexo 11 permite calcular la cantidad de vapores vegetales generados y el consumo de vapor de calentamiento para la primera hora de operación.

El flujo de vapor vegetal generado durante la primera hora puede ser calculado mediante la siguiente expresión(10 - 132):

$$B = \frac{P}{100} \cdot \left(\frac{\xi_a}{\xi_e} - 1 \right) \cdot M \quad (76)$$

Donde:

p = generación porcentual de vapores vegetales durante la primera hora del proceso,

ξ_a = contenido de materia seca de la masa cocida,

ξ_e = contenido de materia seca de la solución que entra al tacho,

M = masa de la masa cocida en el tacho al final del proceso.

Por lo tanto, el vapor de calentamiento necesario para la primera hora de evapo - cristalización es(10 - 132):

$$V \approx 1.15 \cdot B \quad (77)$$

El factor 1.15 considera las pérdidas de calor, un calentamiento eventual de la solución a la entrada así como el enfriamiento del aparato.

La evapo - cristalización se lleva a cabo al vacío en los tachos para reducir la temperatura de ebullición de la solución, la cual se ve afectada por el incremento en el punto de ebullición a las concentraciones de la solución. El vapor vegetal que abandona la solución tiene la temperatura de ésta, pero condensa a una temperatura correspondiente a la temperatura de saturación del vapor de agua a la presión dada en el aparato. Esto limita el uso de estos vapores vegetales para calentamiento del jugo. Si se contempla un calentamiento por etapas, pueden utilizarse en la etapa inicial debido a su baja temperatura respecto de los vapores vegetales de la estación de evaporación. Generalmente se condensan luego de ser extraídos del equipo.

Las masas cocidas deberán ser enfriadas en tanques, generalmente abiertos, con agitadores. Esto acelera el proceso de cristalización de la masa. Durante el enfriamiento, además de las variaciones de entalpía debido a la disminución de la temperatura, también se libera calor de cristalización y el calor que debe ser retirado durante el enfriamiento puede ser determinado mediante un análisis del proceso de enfriamiento en una carta de entalpía y concentración de soluciones técnicas sacarosa - agua. Para el caso de cristalizadores abiertos, los más comunes en la industria, la entrega de calor al ambiente es muy importante debido a que el enfriamiento se da también debido al calor de cristalización liberado, por lo que generalmente no se necesita de medios extras de enfriamiento sino únicamente tiempo de agitación en los cristalizadores.

3.3.5 Calderas:

Los generadores de vapor constituyen el equipo más importante de un ingenio azucarero. Éstos proporcionan el vapor que, al ceder energía, provee la fuerza impulsora de todos los procesos térmicos de la planta, sean para la obtención de trabajo en turbinas o bien intercambio de calor en la casa de cocimientos.

Las calderas utilizadas en la industria azucarera difieren notablemente de las utilizadas en otras industrias debido al tipo de combustible que se maneja, es decir, la biomasa o bagazo. La ventaja energética de la industria azucarera reside en el hecho que su sistema térmico es un ciclo de cogeneración: el vapor producido de alta presión por la combustión de la biomasa se utiliza como fuerza motriz en turbinas de expansión las cuales proveen vapor de baja presión para el proceso de intercambio térmico de la casa de cocimientos.

En el caso en que existen excedentes de biomasa, se puede generar electricidad para venta al sistema eléctrico nacional a través de turbinas tipo expansión o *condensing* acopladas a generadores. La elección del tipo de turbina dependerá de los requerimientos de vapor de escape de la fábrica.

Para la combustión del bagazo, se utilizan normalmente 4 tipos de caldera: tipo *dutch oven*, *pinhole grate*, *traveling grate* y *vibrating grate*. Normalmente y para asegurar una operación segura ante fluctuaciones de molienda, se instalan quemadores de gas o búnker en el horno.

Una caldera tipo *dutch oven* es una celda de paredes refractarias conectada a una caldera convencional. El arreglo puede ser al lado del horno o por debajo de éste. La biomasa se introduce en una abertura sobre la celda y se quema en forma de pila. El arreglo de celda bajo horno permite que parte de la biomasa haga combustión mientras cae introduciéndose la misma en aberturas del horno. A través de agujeros practicados en las paredes refractarias de la celda se inyecta aire sobre la pila.

La ventaja principal de éste tipo de caldera es que solo una pequeña parte de la energía liberada en la combustión se pierde debido a su alto porcentaje de pared refractaria. Por lo tanto, puede quemar combustibles de alto contenido de humedad (hasta un 60% en peso). Además, mientras se desarrolla la combustión en la pila, se mantiene un buen inventario térmico en la celda lo que permite que la unidad sea menos sensitiva a las interrupciones del suministro de combustible.

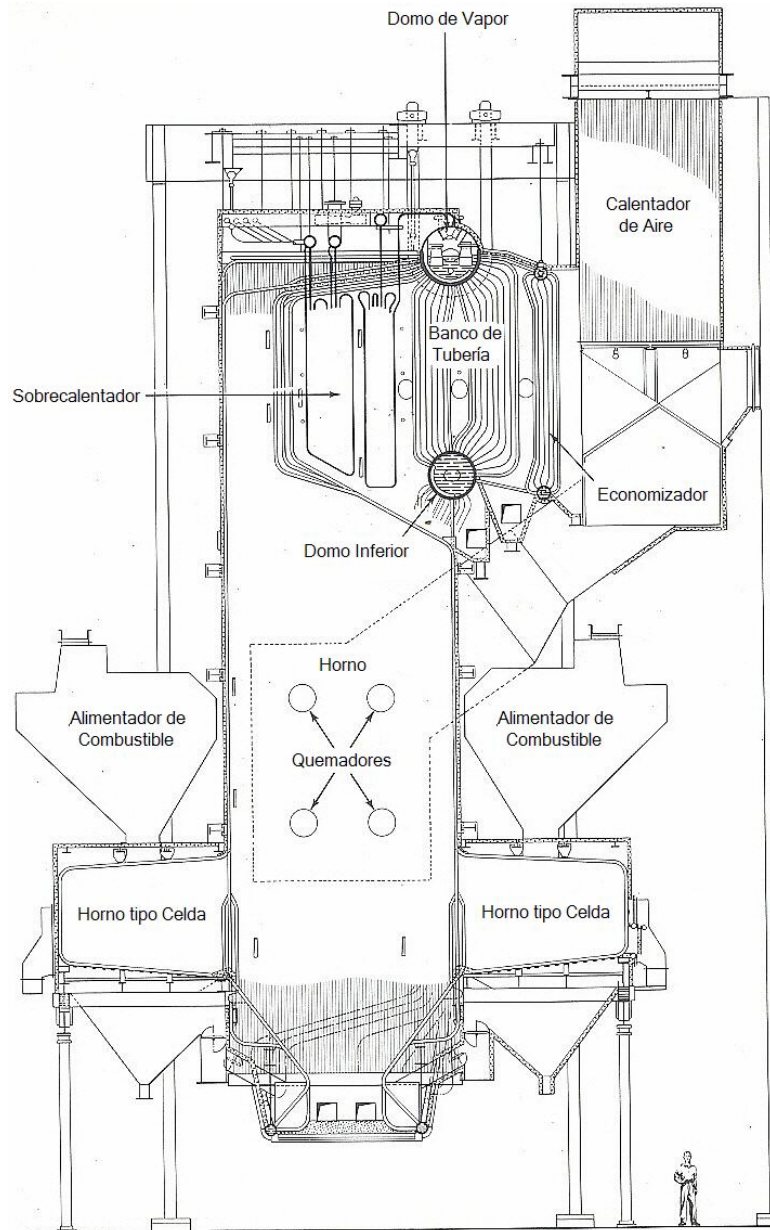
La desventaja respecto a sistemas más recientes es que operan en forma correcta únicamente bajo condiciones de carga y alimentación de combustible estables. Posee un bajo coeficiente de respuesta a variaciones de carga.

Desde el punto de vista del aislamiento, el refractario puede dañarse fácilmente debido a la erosión del aire e impacto de cuerpos extraños que pueda llevar el combustible, por choques térmicos sean por combustible muy húmedo o arranques rápidos o por sobrecalentamientos cuando se introduce biomasa muy seca.

Las celdas permiten la limpieza de la ceniza acumulada en intervalos breves de tiempo sin tener que detener el equipo, pero deberá reducirse la carga del equipo y detener la alimentación de combustible a la celda en limpieza. Durante la limpieza deberá operarse con el máximo posible valor de presión negativa en el horno para reducir las posibilidades de que emanen gases calientes, llamas y ceniza caliente de la abertura del horno. Esto provoca el establecimiento de un exceso de aire superior al normal y baja eficiencia durante el período de limpieza.

La figura 20 muestra una caldera *dutch oven* con celdas térmicas laterales.

Figura 20. Caldera con arreglo *Dutch Oven* de celdas laterales.



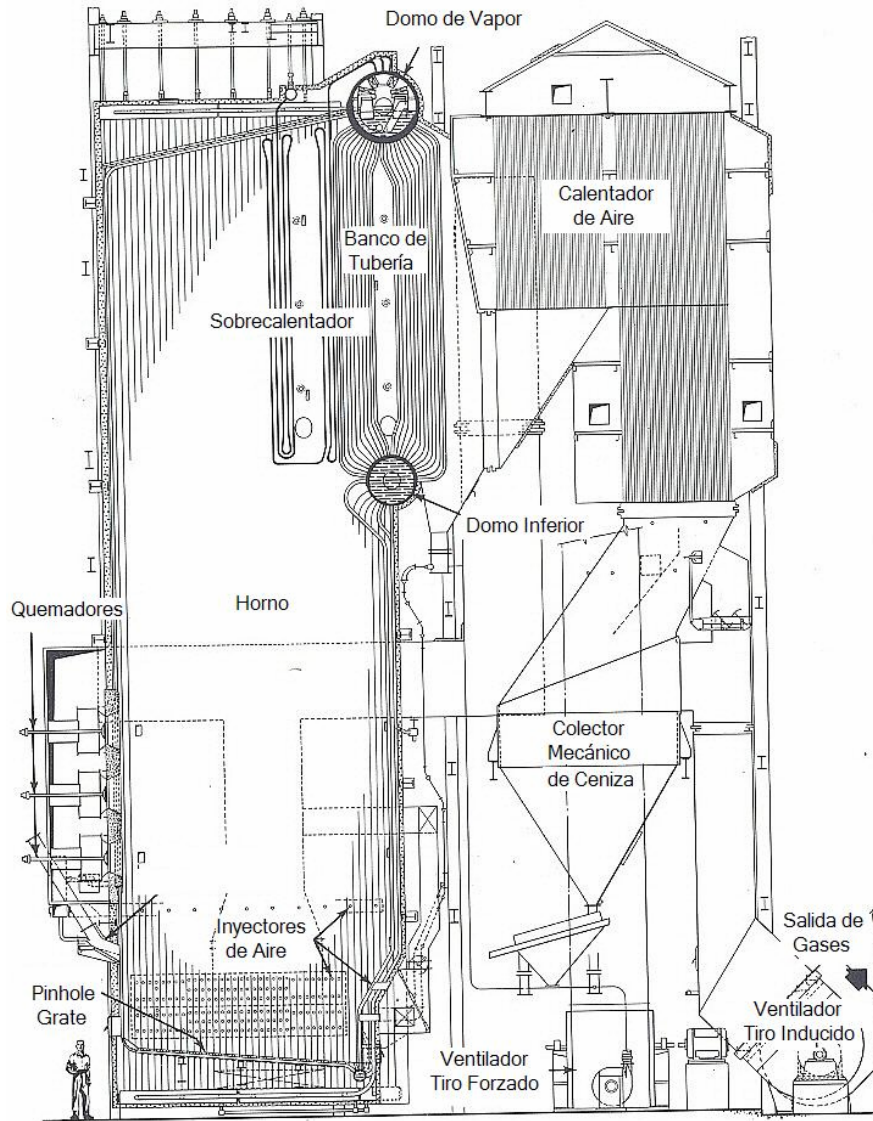
Fuente: Babcock & Wilcox. STEAM Its Generation and Use. p. 28-3.

La caldera tipo *pinhole grate* posee una reja enfriada por agua formada de bloques de hierro fundido, generalmente llamados bloques *Bailey*, los cuales son sujetos a los tubos de enfriamiento inferiores del horno. Los bloques poseen agujeros tipo venturi para admitir aire inyectado desde el inferior. Esta reja es utilizada en conjunto con distribuidores mecánicos de combustible o sopladores de combustible. Ambos producen un tipo de combustión en suspensión donde el combustible más fino arde en el aire y el más pesado en un lecho sobre la reja. Los residuos de la combustión depositados sobre la reja son removidos por medios manuales o mecánicos. Típicamente el 75% del aire de combustión entra por la parte inferior de la reja y el restante 25% mediante inyectores en la superficie de la misma.

Éste sistema de combustión puede soportar pequeñas variaciones rápidas de carga al variar tanto la admisión de combustible como de aire y opera correctamente con biomasa de hasta 55% de humedad. Se utiliza poco refractario y el mantenimiento es mínimo. La principal desventaja radica en que la limpieza en casi todos los casos es de tipo manual, por lo que se deberá detener el ingreso de biomasa. La limpieza manual limita asimismo la profundidad del horno y por lo tanto, la capacidad evaporativa. Se han implementado recientemente limpiadores mecánicos que han permitido mayores profundidades de horno, pero el factor humano en la limpieza no está del todo eliminado.

La figura 21 muestra una caldera *pinhole grate*.

Figura 21. Caldera con arreglo *Pinhole Grate*.



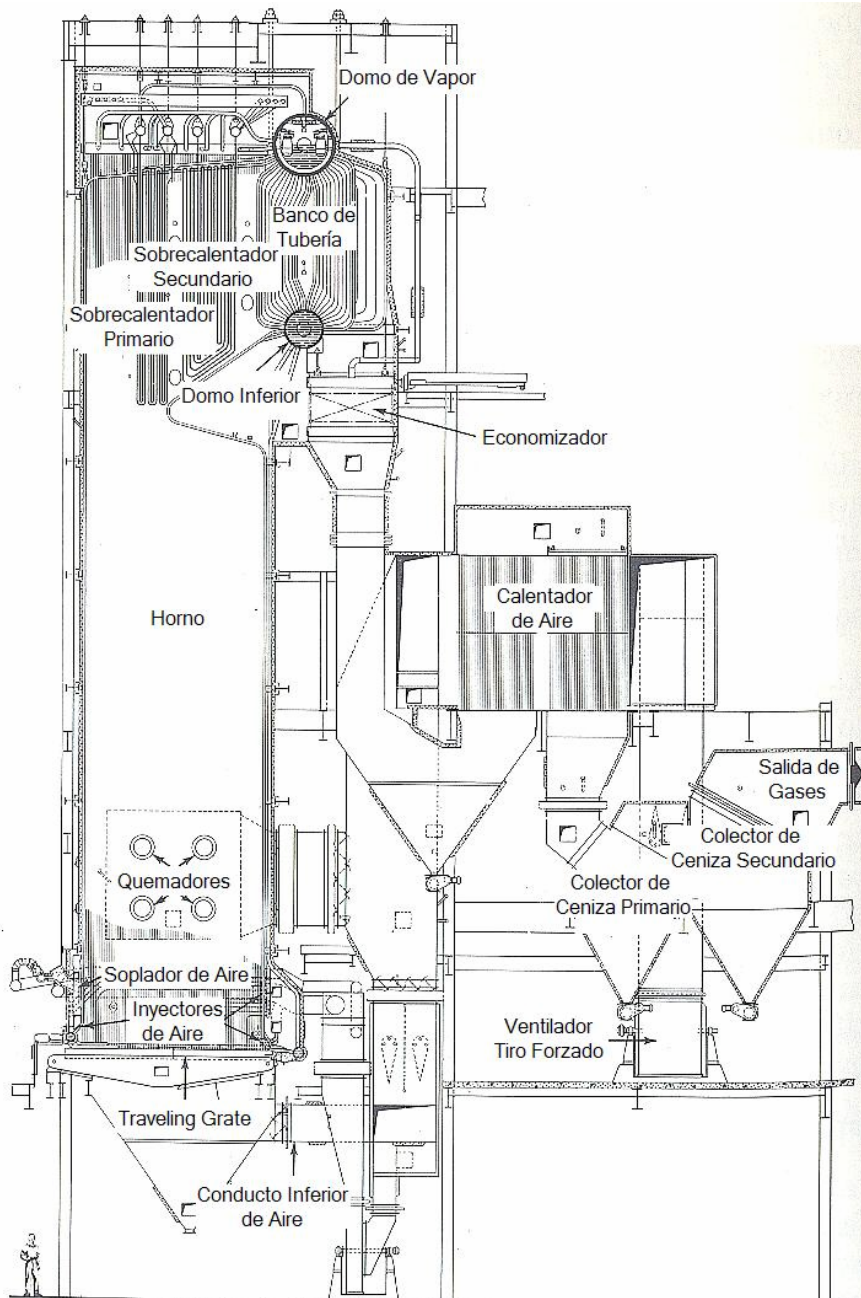
Fuente: Babcock & Wilcox. STEAM Its Generation and Use. p. 28-4.

La caldera tipo *traveling grate* es una mejora de la *pinhole grate*. Posee una reja movable que permite una limpieza de ceniza automática y continua. La reja está formada por barras de hierro fundido acopladas a cadenas conducidas por *sprockets* a baja velocidad. Las barras poseen agujeros tipo venturi para admitir aire al lecho y que a la vez sirve como medio de enfriamiento de las barras. Este sistema requiere que aproximadamente entre un 60 y 85% del aire de combustión se introduzca por la parte inferior del horno y solo entre un 15 y 40% por medio de inyectores sobre la reja. Los equipos para distribuir e introducir el combustible son similares a los utilizados en la *pinhole grate*.

La principal ventaja de éste tipo de caldera es su capacidad de soportar variaciones de carga medianas y el equipamiento de limpieza de ceniza automático, el cual permite una operación continua. Este tipo de caldera debe operarse cuidadosamente ya que por el uso de aire precalentado y los bajos niveles de ceniza que produce el bagazo disminuye la capacidad de enfriamiento de la reja, resultando en elevados costos de mantenimiento.

La figura 22 muestra una caldera *traveling grate*.

Figura 22. Caldera con arreglo *Traveling Grate*.



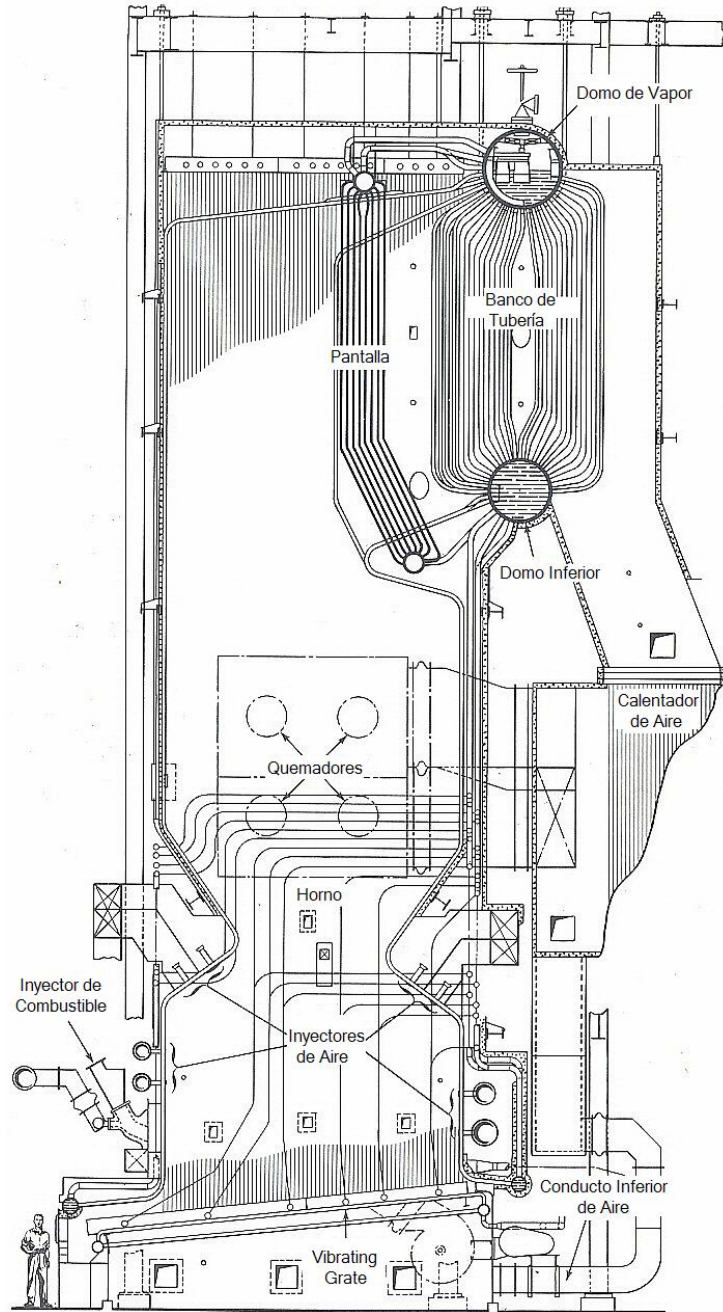
Fuente: Babcock & Wilcox. STEAM Its Generation and Use. p. 28-4.

La caldera tipo *vibrating grate* permite una descarga automática e intermitente de la ceniza. La reja esta formada de barras de acero fundido sujetadas a un marco que vibra en forma intermitente controlado por un temporizador ajustable. La reja posee generalmente un sistema de enfriamiento por agua por lo que el aire de admisión que entra a través de la misma puede tener temperaturas de hasta 343 °C, puede utilizarse elevadas proporciones de inyección de aire sobre la reja y una capa relativamente delgada de combustible.

La ventaja principal de éste tipo de caldera es que la reja posee pocas partes móviles, en altos grados de estrés o en contacto deslizante. Esto permite costos y tiempos de mantenimiento reducidos. La vibración puede además ayudar a la distribución del combustible sobre la reja al hacer colapsar posibles pilas que se formen. Pueden utilizarse combustibles con rangos de humedad muy amplios. Una caldera *vibrating grate* enfriada por aire puede ser la mejor opción para reemplazar una caldera tipo *traveling grate* cuando el costo de mantenimiento es muy alto.

La figura 23 muestra una caldera *vibrating grate*.

Figura 23. Caldera con arreglo *Vibrating Gate*.



Fuente: Babcock & Wilcox. STEAM Its Generation and Use. p. 28-5.

Las unidades generadoras de vapor se diseñan para condiciones específicas de operación y, en general, se venden con una garantía de rendimiento. Generalmente se especifica la capacidad nominal de la caldera y se garantiza en términos de la salida de vapor (lb/h), a una presión y temperatura dadas a plena carga, o bien, operación continua máxima. Si el vapor se recalienta, la capacidad nominal incluye este requisito en términos de la cantidad de vapor recalentado, a presiones y temperaturas prescritas del vapor a la entrada y a la salida.

Los balances de calor toman en cuenta la energía térmica que entra al sistema en términos de su última absorción útil de calor o pérdida térmica. El calor que entra se predice con base en la inyección de combustible por hora, el valor calorífico de calentamiento del combustible y cualquier otro calor adicional suministrado por una fuente exterior. El calor presente en el aire precalentado para la combustión no se considera en la entrada de calor, ya que este calor se recicla dentro del sistema. En general, la absorción de calor se determina en la cantidad por hora.

En su forma más sencilla:

$$\eta = \frac{Q_{\text{ABSORBIDO}}}{Q_{\text{ENTRA}}} \times 100 \quad (78)$$

Tanto la entrada de calor como la absorción del mismo pueden ser cantidades muy grandes; por consiguiente, a menos que se tomen precauciones extremas en el muestreo y la medición de las cantidades de combustible y de vapor, es difícil obtener datos de prueba que contengan el grado de exactitud requerido para determinar la eficiencia real de la caldera.

Partiendo de la ecuación anterior, la eficiencia de la caldera puede definirse mediante el siguiente modelo:

$$\eta_{\%} = \frac{\dot{m}_{VAPOR} (h_{Vapor} - h_{Condensado})}{\dot{m}_{BAGAZO} VC} \times 100 \quad (79)$$

En donde \dot{m} representa un flujo másico en kg/s, h la entalpía específica de los flujos en kJ/kg y VC el valor calorífico del combustible. Puede utilizarse el valor calorífico superior o inferior, aunque al hacer uso del valor inferior se considera el calor disponible que el combustible puede entregar al proceso de combustión.

Por esta razón, es común establecer la eficiencia de la caldera con base e las pérdidas de calor, ya que cada una de las pérdidas térmicas es un porcentaje relativamente pequeño del calor que entra al sistema, y errores razonables en la medición no afectarán de manera apreciable el resultado final.

Para determinar las irreversibilidades en la caldera, se propone el siguiente modelo:

$$I_{perdida+destruida} = \dot{m}_{BAGAZO} VC - \dot{m}_{VAPOR} (b_{Vapor} - b_{Condensado}) \quad (80)$$

En donde I representa las irreversibilidades en MW y b representa las exergía específica de los fluidos de trabajo.

3.3.6. Turbinas y turbogeneradores:

Las turbinas cumplen una doble función en un ingenio azucarero: extraen energía del vapor producido en calderas para convertirla en trabajo mecánico en el eje y provee a la casa de cocimientos de vapor de escape de baja presión, saturado o sobrecalentado, para los procesos de intercambio térmico.

Los tipos de turbinas utilizadas en la industria azucarera son las *condensing* y *non condensing*. Para proveer a la casa de cocimientos de vapor de baja presión, se requiere el uso de turbinas *non condensing*, llamadas también *back - pressure turbines*. Éstas proveen vapor de escape a una presión de entre 10 y 20 psig. El vapor que posee mejor capacidad de ceder energía en un proceso de intercambio de calor es el que se encuentra en saturación, por lo que se deberá atemperar el flujo si existe algún sobrecalentamiento.

Las turbinas tipo *condensing* se utilizan en aquellas fábricas donde se tiene suficiente vapor de escape para el proceso y se desea generar electricidad para venta a terceros. Debido a que las necesidades de vapor de la casa de cocimientos están cubiertas, el exceso de vapor de escape puede entonces condensarse en la turbina. La eficiencia de éstas turbinas es superior a las del tipo *back - pressure*.

Es común encontrar turbinas tipo *back - pressure* como primotores de molinos, aunque actualmente, debido a la racionalización del consumo energético, se prefiere instalar motores eléctricos y redirigir el vapor vivo a la sala de generación. El consumo de vapor puede entonces reducirse con una unidad multietapa de expansión, aumentando la eficiencia energética de la planta.

El consumo ideal de vapor (lb/kWh) viene dado por(13 - 9-59)

$$CV = \frac{3412.14}{(h_1 - h_{2s})} \quad (81)$$

Donde:

h_1 = entalpía del vapor de entrada, en Btu/lb,

h_{2s} = entalpía vapor de escape ideal, en Btu/lb.

El consumo real de vapor (lb/kWh) viene entonces dado por(13 - 9-59):

$$CV = \frac{3412.14}{\eta_t (h_1 - h_{2s})} \quad (82)$$

Donde:

η_t = eficiencia de la turbina incluyendo pérdidas mecánicas.

Para calcular el consumo real de vapor (lb/kWh) de una turbina acoplada a un generador, se hace uso de la siguiente expresión(13 - 9-59):

$$CV = \frac{3412.14}{\eta_e (h_1 - h_{2s})} \quad (83)$$

Donde:

η_e = eficiencia de la turbina incluyendo pérdidas mecánicas y eléctricas.

Debido a que dentro del equipo ocurren irreversibilidades, la entalpía h_{2s} únicamente permite dar un panorama aproximado a las condiciones operativas. Si se consideran las pérdidas que ocurren en el recorrido del vapor dentro de la turbina, se puede calcular la verdadera entalpía del vapor de escape de la siguiente forma(13 - 9-59):

$$h_2 = h_1 - \eta_s (h_1 - h_{2s}) = \frac{(Wh_1 - 3412.14P_g)}{W} \quad (84)$$

Donde:

η_s = eficiencia compuesta de la turbina y de la trayectoria que sigue el vapor internamente,

W = flujo de vapor en lb/h,

P_g = salida bruta de potencia en kW.

El flujo de vapor (lb/hr) requerido por una turbina se relaciona con su potencia de salida y las condiciones del vapor por medio de la siguiente expresión(13 - 9-59):

$$Flujo = \frac{CTV}{\eta_{gt}} P_{out} \quad (85)$$

Donde:

CTV = consumo teórico de vapor lb/hp·h ó kg/kWh

η_s = eficiencia global de la turbina.

El CVT puede calcularse de la siguiente forma:

$$CVT = \frac{2545}{e} \quad (86)$$

Donde:

e = energía disponible en Btu/lb.

La energía disponible, el cual es un concepto útil para evaluar posibles optimizaciones de un ciclo de potencia, está definida de la siguiente forma(14 - 2-17)

$$e = H - T_o s \quad (87)$$

Donde:

H = entalpía en Btu/lb o kJ/kg,

T_o = temperatura del sumidero térmico en R o K,

s = entropía en kJ/kg K o Btu/lb R

Es usual que el rendimiento de una turbina se exprese como un consumo de vapor, en el caso de máquinas que no tienen extracción o admisión de vapor entre la entrada y el escape, común en pequeñas unidades y en turbinas tipo *back - pressure*.

Los rendimientos para las turbinas que tienen extracciones o admisiones automáticas de vapor, presión controlada, entre la entrada y el escape, en general se expresan por medio de una gráfica que indique el flujo requerido en la válvula de estrangulación, en función de la carga, para cantidades variables de vapor extraído o inducido en las condiciones especificadas.

Para el caso de turbinas que trabajan con ciclos regenerativos o en ciclos de recalentamiento con condensación o en ambas formas, es usual que el rendimiento se exprese como consumo de calor, basado en un cuidadoso arreglo del ciclo especificado de calor.

A pesar que es más práctico el uso de rendimientos en lugar de eficiencias, es práctica común determinar éstas últimas para tener una idea de los límites teóricos del equipo. La eficiencia de una turbina depende principalmente de las áreas de flujo y el diámetro de las etapas; de la razón promedio entre las velocidades, número de etapas y condición del vapor. En función de esto, no es posible tener un panorama claro de la eficiencia de la turbina. La eficiencia térmica puede ser idéntica entre unidades pero el rendimiento es el que provee la información vital operativa del equipo. Una aproximación común y que da un panorama del consumo de la turbina consiste en dividir el consumo teórico de vapor entre la eficiencia térmica. Este es el caso exclusivo para las turbinas mono etapa tipo *back - pressure*.

Para medir la eficiencia de un sistema turbogenerador es de aceptación mundial hacer uso del *Heat Rate*. Éste se define como la cantidad de energía química requerida por un turbogenerador para producir un kilowatt - hora. Es una medida de la eficiencia térmica de la estación de generación generalmente expresada en Btu/kWh.

Para calcular el *Heat Rate* de un turbogenerador o turbina se puede hacer uso del siguiente modelo energético:

$$HR = \frac{Q_{VIVO} - Q_{ESCAPE}}{kWh} = \frac{\dot{m}(h_{VIVO} - h_{ESCAPE})}{kWh} \quad (88)$$

Donde:

Q_{VIVO} , Q_{ESCAPE} = Calor contenido en el vapor vivo y en el vapor de escape o condensado, respectivamente, en kJ,

h_{VIVO} , h_{ESCAPE} = Entalpía del vapor vivo y del vapor de escape o condensado, respectivamente, en kJ/kg.

\dot{m} = Flujo másico de vapor, en lb/h.

kWh = Generación eléctrica.

Caicedo propone la siguiente ecuación para obtener el *Heat Rate* de los turbogeneradores del ingenio(5 - 31):

$$HR = \frac{m_{Combustible} VCS}{kWh_{Generados}} \quad (89)$$

Del balance energético de una turbina se puede obtener la eficiencia isoentrópica:

$$\eta = \frac{\dot{W}}{\dot{m}_{Vapor} (h_{Entrada} - h_{Salida})} \quad (90)$$

Donde:

h = Entalpía del vapor vivo y del vapor de escape en kJ/kg.

\dot{m} = Flujo másico de vapor, en kg/s.

\dot{W} = Potencia demandada al equipo.

Para calcular las irreversibilidades en la turbina se hace uso del siguiente modelo exergético propuesto:

$$I_{Turbina} = \dot{m}_{VAPOR} (b_{Entrada} - b_{Salida}) - \dot{W}_{Turbina} \quad (91)$$

Si el análisis se realiza sobre turbinas *Condensing* se deberá utilizar como valor de salida la exergía específica del condensado, mientras que si la turbina es *back pressure* se deberá utilizar el valor de la exergía específica del vapor de escape.

3.3.7. Tuberías y sistema de condensados:

Debido a la fricción y transferencia de calor al ambiente, existen pérdidas en las tuberías que conducen vapor a los equipos las cuales deberán ser cuantificadas para obtener un balance calorífico lo más cercano a las condiciones reales de operación.

Debido a que las tuberías se encuentran en casi la totalidad de los casos libres de fugas, se considera que el flujo de vapor por ellas es constante en la entrada y la salida. Por lo tanto, el modelo energético será el siguiente:

$$\sum \dot{m}_{Ingreso} h_{Ingreso} = \sum \dot{m}_{Salida} h_{Salida} \quad (92)$$

Las variables son las mismas que las definidas en modelos anteriores. Con las condiciones del vapor a la entrada y salida pueden obtenerse las pérdidas totales en las tuberías debidas a los efectos de la fricción y transferencia de calor.

El sistema de condensados representa un elemento crítico en la eficiencia global del ciclo de potencia. Manteniendo reducidas al mínimo las pérdidas de masa y de calor en el condensado y evitando mezclar fluidos con estados distintos, se logran satisfacer las condiciones para una buena eficiencia en el retorno de condensados. Esto debe llevarse a cabo, además, a través de una buena coordinación de trampeo de vapor en las líneas.

El modelaje energético es similar al propuesto para líneas de vapor. Para el caso de los tanques de condensado y de reserva, el modelo propuesto para analizar la eficiencia energética es el siguiente:

$$\dot{m}_{\text{Condensado}} h_{\text{Condensado}} + \dot{m}_{\text{make-up}} h_{\text{make-up}} = \dot{m}_{\text{Alimentación}} h_{\text{Alimentación}} \quad (93)$$

Donde el subíndice *Alimentación* representa el fluido que ingresa a la caldera.

Las irreversibilidades de las tuberías pueden determinarse mediante el siguiente modelo exergético:

$$I_{\text{Tubería}} = \sum \dot{m}_{\text{Ingreso}} b_{\text{Ingreso}} - \sum \dot{m}_{\text{Salida}} b_{\text{Salida}} \quad (94)$$

4. ANÁLISIS ENERGÉTICO DE INGENIO SANTA TERESA, S.A.

Una adecuada gestión energética permite mantener un control sobre los parámetros involucrados en un proceso productivo. Para el caso específico de un ciclo de cogeneración como el de un ingenio azucarero, la importancia de la buena gestión energética se hace determinante al ser la base para potenciales mejoras y posibles ampliaciones de capacidad manteniendo el régimen de consumo de combustible de manera estable.

4.1 Levantamiento general de la instalación

El primer paso en todo análisis energético consiste en llevar a cabo un levantado de planta, inventariando los equipos más importantes involucrados en el proceso y dividiendo por zonas la instalación, de tal forma que el análisis se pueda simplificar por áreas para luego proceder a su integración final.

La designación de las áreas se hace según la operación de los equipos, de tal forma que sea consistente con cada uno de los pasos del proceso de transformación de la solución de sacarosa, asegurándose así un análisis específico para cada zona.

4.1.1 Sectorización de la planta

La sectorización de la planta se muestra en el anexo 14. Para el desarrollo de los balances se incorpora la sectorización expuesta en 4 bloques principales que conforman de manera general las 4 áreas operativas del ingenio, a saber:

- *Tandem* de Molienda: conformado por el área de trapiche.
- Sala de Calderas: conformada por el área de calderas.
- Sala de Generadores: conformada por el área de generadores.
- Casa de Cocimientos o Casa de Calderas: conformada por el área de alcalizado y sulfatación, calentadores de jugo, clarificación, evaporación, tachos, cristalizadores, centrífugas y secadora de bagazo.

4.1.2 Inventario de equipos

La siguiente lista detalla las características de los equipos más importantes del ingenio agrupándolos por pisos o niveles. El interés desde el punto de vista del análisis energético se centra en aquellos equipos que consumen o generan energía, siendo en forma general los motores eléctricos, los generadores, las turbinas y la maquinaria utilizada en cada una de las áreas del proceso como molinos, calderas, efectos, etc. A continuación se detalla la lista de los motores eléctricos utilizados en el ingenio. Debido a que la mayoría no opera a plena carga, la suma de la potencia nominal individual no representa un valor directo de la cantidad de energía eléctrica necesaria para satisfacer los requerimientos de la planta. El inventario se encuentra actualizado hasta la zafra 2005/2006. Algunos de los datos nominales no se registran por no ser legibles en la placa del equipo.

NIVEL 1

MOTOR	MARCA	CABALLAJE	VOLTAJE	AMPERAJE	F.S.
TIRO FORZADO	LINCOLN	50	230/460	125/62.5	1.15
TIRO INDUCIDO	TOSHIBA	125	230/460	300/150	1.15
BOMBA DE RETORNO DEL AGUA DE LA CALDERA	THE LOUIS ALLIS CO.	5	220/440	13.6/6.8	1.15
BOMBA DE ALIMENTACIÓN DE AGUA DE LA CALDERA (# 1)	RELIANCE ELECTRIC	50	230/460	120/60	1.15
BOMBA DE ALIMENTACIÓN DE AGUA DE LA CALDERA (# 2)	BALDOR	50	230/460	112/56	1.15
BOMBA PARA TRATAMIENTO DEL AGUA DE CALDERA	LEESON		208/230		1.15
BOMBA DE AGUA PARA CHIMENEA	ALIS CHARMAN	20	230/460	50/25	1
CONDUCTOR DE ALIMENTACIÓN DEL HORNO #2		10	220/480	30/17.2	1
CONDUCTOR DE ALIMENTACIÓN PRINCIPAL HORNOS 3 Y 4 (DISTRIBUYE A HORNOS 1 Y 2)	LINCOLN	15	220/440	39/19.5	
CONDUCTOR DE ALIMENTACIÓN DEL HORNO #1	WEG	16	460	21	
CONDUCTOR AUXILIAR DE ALIMENTACIÓN DE LA CALDERA		7.5	220/440		
CONDUCTOR INCLINADO SALIDA 4TO. MOLINO	LINCOLN	7.5	220/440	20.4/10.2	
PRE PICADORA	ALIS	40	440	56	
CONDUCTOR MESA ALIMENTADORA PICADORA 1	BALDOR SUMTER	15 40	230/460 440	39.2/19.6 55	
PICADORA 2	RELIANCE	60	220/440	202/101	
CONDUCTORES DE CAÑA (2)	WEG	16	460	21	
MOVIMIENTO VERTICAL DEL MALACATE	GENERAL ELECTRIC	25	220/440	64/32	
MOVIMIENTO HORIZONTAL DEL MALACATE		3	480		
BOMBA DEL POZO DE LA ROMANA	BROWN	25	220/380/440	68/39/34	
BOMBA DE AGUA DEL DEPÓSITO	IEM	30	220/440	80/40	1
MOLINO DE MUESTREO DE LAB.	ABB		220/440	9.2/4.6	1.15
TANQUE BOMBA DE MELAZA 1	ASEA	5.5	220/440	15.7/7.6	
TANQUE BOMBA DE MELAZA 2	US	5	208/230/460	15/13.6/6.8	
BOMBA FINCA TULUJÁ	GENERAL	50	230/460	120/60	1.15
MOLINO 3		125	480	195	1.15
SOPLADOR DE BAGACILLO	DORDRECHT	5.5	220/440	15.7/7.8	
MEZCLADOR DE BAGACILLO Y CACHAZA	TROPENISOLIENT	3.6	220/380/440	10.8/6.2/5.4	
BOMBA ENTRE MEZCLADOR DE BAGACILLO Y CACHAZA Y FILTRO	ABB	10	220/440	29.2/14.6	

NIVEL 1 (continuación)

MOTOR	MARCA	CABALLAJE	VOLTAJE	AMPERAJE	F.S.
BOMBA DE JUGO CRUDO 1	UNIMOUNT 125	15	208/230	43.3/39.2	1.25
BOMBA DE JUGO CRUDO 2	SIEMENS	2	230/460	6.0/3.0	1.15
BOMBA PARA MACERACIÓN MOLINO 1	SIEMENS	2		8.0/3.0	1.15
BOMBA PARA MACERACIÓN MOLINO 2	WEG	1	230/460	3.6/1.8	1.15
BOMBA DE RETORNO DE CONDENSADOS 1		10	480		
BOMBA DE RETORNO DE CONDENSADOS 2 (AUXILIAR)	ALLIS CHALMERS	15	230/460	38/19	1.15
MOTOR DEL CUSH-CUSH	WEG	7.5	480		
FILTRO ROTATIVO DE BAGACILLO		2	480		
BOMBA JUGO CLARIFICADO	SIEMENS	15	230/460	37.8/18.9	
BOMBA JUGO FILTRADO	SIEMENS	2	230/460	6.0/3.0	1.15
BOMBA MELADURA 1					
BOMBA MELADURA 2	WEG	15	220/380/440	36.6/21.2/18	1.15
BOMBA DE CONDENSADOS VASO 3	US ELECTRICAL	7.5	208- 230/460	21.2- 19.2/9.6	
BOMBA DE CONDENSADOS VASO 4	US ELECTRICAL	7.5	208- 230/460	21.2- 19.2/9.6	
RETORNO AGUA PILA ENFRIAMIENTO 1	US ELECTRICAL	40	230/40	102/51	1.15
RETORNO AGUA PILA ENFRIAMIENTO 2	US ELECTRICAL	20	230/460	54/27	1.15
RETORNO AGUA PILA ENFRIAMIENTO 3	CENTURY PUMP	40	230/460	98/49	1.15
BOMBA MAGMA DE SEGUNDA	LOUIS ALLIS CO GENERAL	10	220/440 208-	27.5-26/16	1.15
CENTRÍFUGA CONTÍNUA SEGUNDA	ELECTRIC	30	220/440	74.4/37.2	1.15
CENTRÍFUGA CONTÍNUA TERCERA PEQUEÑA	HINZ	22kW	440	37	
CENTRÍFUGA CONTÍNUA TERCERA GRANDE					
BOMBA PURGA DE TERCERA 1					
BOMBA PURGA DE TERCERA 2					
BOMBA MAGMA TERCERA Y MEZCLADOR SEGUNDA		15	220/440	38/19	
MAGMA DE TERCERA 2	IM	7.5	230/480	19.4/9.7	1.15
BOMBA PURGA DE SEGUNDA	CENTURY GOULD	5	230/460	14.4/7.2	1
REFUNDIDO	SIEMENS	4-4.8	220/440	12/7.3	
PURGA DE PRIMERA 1	CENTURY GENERAL	7.5	230/460	20.0/10.0	1.15
PURGA DE PRIMERA 2	ELECTRIC				
MOTOR SARANDA AZUCAR BLANCO	ASEA-CES	5.5	22/440	17.3/8.6	
SECADORA 1	US ELECTRICAL	20	230/460	48.8/24.4	1
SECADORA 2	US ELECTRICAL	20	230/460	48.8/24.4	1

NIVEL 2

MOTOR	MARCA	CABALLAJE	VOLTAJE	AMPERAJE	F.S.
MOTOR DE GUSANO DE ENFRIADORA (SECADORA 2)		3	220/440	8.6/4.3	
VENTILADOR SECADORA 1	TOSHIBA		230/460	28.4/14.2	
GUSANO SECADORA 1		2.6 Kw	220-380/440	10.8-6.2/5.4	
ELEVADOR DE AZÚCAR HÚMEDA	ALLIS CHALMERS	20	230/460	50/25	1
ELEVADOR DE AZÚCAR PARA ENVASADO	LINCOLN	10	230/460	26/13	1
MOTOR DE CENTRÍFUGAS DE PRIMERA	HITACHI	50	220/440	115/58	1
MEZCLADOR MASA DE PRIMERA (CRISTALIZADOR)		10	220/440		
MEZCLADOR MASA DE TERCERA (CRISTALIZADOR 1)	US ELECTRICAL	10	230/460	28.6/14.3	1.15
MEZCLADOR MASA DE TERCERA (CRISTALIZADOR 2)	BALDOR	5	208-230/460	15-13.2/6.6	1.15
MEZCLADOR DE CRISTALIZADORES SEMILLERO	MECANO-MET S.A.	20 CV	220/440	50/25	
BOMBA DE JUGO ALCALIZADO	BALDOR	5	208-230/460	15-13.2/6.6	1.15
BOMBA DE VACÍO 1	SIEMENS	20	230/460	50.9/25.5	
BOMBA DE VACÍO 2	US ELECTRICAL GENERAL	15	208-220/440	42.4-40/20	
ROTACIÓN FILTRO CACHAZA	ELECTRIC	20	208-220/440	53.8-53.8/26.9	1.15
SARANDA FILTRO DE CACHAZA	ACEC GENERAL ELECTRIC	1	220/440	202/1.6	
		1	220/440	3.5/1.75	1.25

NIVEL 3

MOTOR	MARCA	CABALLAJE	VOLTAJE	AMPERAJE	F.S.
MOTOR MOVIMIENTO DEL CLARIFICADOR	WEG	5	230/460	14.0/7.0	
BOMBAS DE CACHAZA	ABB	3	220/440	9.2/4.6	1.15
BOMBA DE VACÍO TANQUE DE MAGMA SEGUNDA Y TERCERA	IEM MOTIEM	20	220/440	48.6/24	
	SKE	5.2	220/440	14.4/7.2	

La siguiente lista agrupa las características observables de placa del resto de los principales equipos del proceso. Las capacidades de los tanques fueron medidas en el sitio.

NIVEL 1

CALDERAS	FABRICANTE	PRESIÓN OPERATIVA (bar abs)	TEMPERATURA VAPOR (°C)	EFICIENCIA (%)	GENERACIÓN DE DISEÑO (kg/hr)	ESTADO OPERATIVO
Caldera 1	Babcock & Wilcox	11.2085	185		6803.8855	Fuera de Línea
Caldera 2	Babcock & Wilcox	11.2085	185		11339.8093	Fuera de Línea
Caldera 3		14.6559	230	51.90	16152.8779	En Línea

GENERADORES ELÉCTRICOS	FABRICANTE	VOLTAJE NOMINAL	CORRIENTE NOMINAL	POTENCIA (kW)	FACTOR DE POTENCIA	EFICIENCIA
Generador 1	EM BEMAC III	480	451	300	0.8	92
Generador 2	EM BEMAC II	480	1204	800	0.8	94
CAT 1	CATERPILLAR	480	481	320	0.8	92
CAT 2	CATERPILLAR	480	481	320	0.8	92

MOLINOS	FABRICANTE	PRESIÓN OPERATIVA (psig)	LONGITUD DE MAZAS (in)	DIÁMETRO DE MAZAS (in)	NÚMERO DE MAZAS	VELOCIDAD (RPM)
Molino 1	George Fletcher	2000	36	24	3	5
Molino 2	George Fletcher	2000	36	24	3	4.5
Molino 3	George Fletcher	2000	36	24	3	5.5
Molino 4	George Fletcher	2000	36	24	3	4.5

TURBINAS	FABRICANTE	PRESIÓN DISEÑO (bar abs)	TEMPERATURA DISEÑO (°C)	PRESIÓN ESCAPE (bar abs)	EFICIENCIA (%)	STEAM RATE (lb/kW·hr)	POTENCIA (kW)
Turbina Molino 1 y 2	ELLIOT	14.6559	198	1.9006	39.51	58	223.7100
Turbina Molino 4	WORTHINGTON Co.	11.2085	185	1.5559	41.05	64	134.2260
Turbina Turbo 1	ELLIOT	10.1743	182	1.9006	47.91	58	800.0000
Turbina Turbo 2	WORTHINGTON Co.	12.5875	191	1.9006	39.74	62	330.3450

CENTRÍFUGAS	CANTIDAD	FABRICANTE	CAPACIDAD (kg/hr)
Primera (Batch)	4	Sangerhausen AG	3643.8717
Segunda (Continua)	1	Roberts	2660.3936
	2	Silver	2660.3936
Tercera (Continua)	1	Hein Lehmann	3513.4136
	1	Roberts	3513.4136

NIVEL 2

CALENTADORES DE JUGO CRUDO	FABRICANTE	TIPO	NUMERO DE TUBOS	DIÁMETRO (in) - LARGO (in)	NUMERO DE PASES	VAPOR UTILIZADO
Calentador 1	IST	Horizontal Concha y Tubos	42	2 - 192	6 de 6 y 2 de 3	Escape
Calentador 2	BUCKAU R. WOLF	Horizontal Concha y Tubos	42	2 - 192	6 de 6 y 2 de 3	Vegetal
Calentador 3	BUCKAU R. WOLF	Horizontal Concha y Tubos	66	1 7/8 - 156	8 de 5, 2 de 6 y 2 de 7	Escape
Calentador 4	BUCKAU R. WOLF	Horizontal Concha y Tubos	76	1 1/2 - 132	9 de 7, 1 de 6 y 1 de 7	Vegetal

PREPARACIÓN DE JUGO CRUDO	FABRICANTE	CARACTERÍSTICAS
Alcalizador	IST	Doble tanque de mezclado Doble tanque de preparación de lechada No existen datos a la vista
Sulfatador	IST	Dos hornos de azufre, uno en <i>stand by</i> No existen datos a la vista
Clarificador	Dorr - Oliver Rapidorr 444	Capacidad de 20344 US Gal Retención de 2.76 hr
Filtro Rotativo	EINCO	Área de filtración de 150.79 ft ² No existen más datos a la vista

EVAPORADORES	FABRICANTE	NUMERO DE TUBOS	DIÁMETRO (in) - LARGO (in)
Pre Evaporador 1	IST	1800	1 7/16 - 72
Pre Evaporador 2	IST	1796	1 7/16 - 72
Pre Evaporador 3	IST	1771	1 7/16 - 72
Vaso 1	Machinen Fabrik Sangerhausen	1042	1 7/16 - 72
Vaso 2	Machinen Fabrik Sangerhausen	1042	1 7/16 - 72
Melador	Machinen Fabrik Sangerhausen	1042	1 7/16 - 72

CRISTALIZADORES	CANTIDAD	FABRICANTE	CAPACIDAD (US Gal/equipo)
Primera	1	Böhm Wahler	3500
Segunda	2	Böhm Wahler	1800
Tercera	4	Böhm Wahler	1800
	1	Böhm Wahler	3500
Semilla	2	Böhm Wahler	1800

NIVEL 3

TACHOS	FABRICANTE	NUMERO DE TUBOS	DIÁMETRO (in) - LARGO (in)
Tacho 1	Machinen Fabrik Backau R. Wolf	149	3 7/8 - 42 1/2
Tacho 2	IST	149	3 7/8 - 42 1/2
Tacho 3	IST	129	3 7/8 - 42 1/2
Tacho 4	IST	248	3 7/8 - 51
Tacho 5 (Desconectado)	IST	248	3 7/8 - 51

TANQUES	FABRICANTE	CAPACIDAD (US Gal/tanque)	CANTIDAD	LOCALIZACIÓN NIVEL
Condensado	IST	900	2	1
Meladura	IST	900	5	3
Miel Primera	IST	900	5	3
Miel Segunda	IST	900	5	3
Miel Final	IST		1	1
Agua de Alimentación Caldera	IST	3500	1	1
Rebalse y <i>Make Up</i>	IST	4000	1	1
Jugo Claro	IST	1500	2	1
Jugo Alcalizado	IST	1500	1	2
Soda	IST	1000	1	1

SECADORAS	CANTIDAD	FABRICANTE	TIPO	LOCALIZACIÓN NIVEL
Caliente	1		Horizontal Rotativa	2
Fría	1		Horizontal Rotativa	1

4.2 Estado actual de la instrumentación

En toda industria se debe contar con un conjunto de indicadores, registradores, controladores y protecciones que sirvan como base común al operario, al supervisor, al analista y al que dirige y es responsable de la toma de decisiones para perseguir una mejor calidad operativa y una mejor evaluación de la operación del proceso.

Esto permite tener la información correcta en el momento correcto para conocer el panorama actual de operación que permita una correcta toma de decisiones y poder así desligarse de las apreciaciones subjetivas del factor humano. Además, permite cambiar parámetros operativos debido a limitaciones en los equipos para poder situarse en nuevos puntos de equilibrio que permitan una operación de mayor calidad y confiabilidad.

En un ingenio y en general en toda la industria, las buenas prácticas de operación deben tener como referencia la instrumentación del equipo y del laboratorio. El nivel de inversión en ésta área está en función del nivel de utilidad y de confiabilidad de los equipos.

La compra de equipos sofisticados no implica que la planta deba responder bien al operar con ellos ya que los parámetros de diseño de las diferentes áreas no necesariamente coinciden con los nuevos parámetros para permitir un funcionamiento confiable. Un equipo de control no va a corregir los problemas inherentes del diseño del equipo ni los procedimientos de operación sino que únicamente provee de estabilidad y la posibilidad de variar en un rango del $\pm 10 - 15\%$ sobre la razón de operación de la planta. A pesar de esto, la franja de estabilidad es angosta por lo que debe respetarse la razón de operación debido a que una condición muy baja de operación no podrá soportarse económicamente y una condición muy elevada no podrá soportarse físicamente.

En un ingenio azucarero, la interrelación de todos los equipos es tan estrecha y limitante que su margen de exceso o decremento es muy pequeño. El único recurso para el ingenio es, por tanto, operar más tiempo con una mayor eficiencia. La instrumentación en un ingenio busca el verdadero punto de equilibrio del sistema para perseguir una mayor eficiencia en el equipo y en el proceso y una mayor calidad del producto.

La buena coordinación de la instrumentación define la correcta operación de una planta al basarse en el entrenamiento de los empleados y en los recursos disponibles para poder adquirir un criterio de trabajo óptimo. La instrumentación es un recurso que puede mejorar la confiabilidad de una operación pero no se separa del verdadero entrenamiento de los operarios en cada equipo. La automatización implica hacer más capaz a las personas y no eliminarlas del proceso. Entre los jefes de planta se tiene la idea de que a través de la instrumentación pueden llegar a perder poder sobre el proceso cuando realmente permite aumentar el criterio para tomar buenas decisiones y mejorar la dirección al obtener la información correcta en el momento justo.

La punta de la pirámide organizacional de una planta es la que toma las decisiones pero esta debe ser bien soportada por los niveles administrativos y productivos que a su vez están soportados por una base de calidad de producción que se afina con recursos, análisis, protecciones, etc. La base es, por lo tanto, la calidad de la operación y no debe depender únicamente de la razón humana sino también de equipos que ofrezcan mediciones que permitan asegurar la confiabilidad operativa y por ende la toma de decisiones correctas.

En base a estos criterios se puede establecer la base para analizar el estado de la instrumentación en una planta. Tomando como elemento de partida la operación del ingenio en la zafra 2005/2006 y las necesidades metrológicas durante la recolección de datos, se concluye que en efecto se cuentan con algunos indicadores en el proceso más no existe una buena instrumentación instalada que pueda soportar una buena operación, es decir, que permita evaluar continuamente en qué condiciones se encuentra la operación del ingenio.

En la caldera se cuenta con indicadores de presión de vapor, agua de alimentación y de temperatura de gases de combustión. Como control de proceso se cuenta con medición de presión y flujo de vapor, flujo de agua y nivel del domo, además de un indicador de presión en el horno. Los elementos finales que se operan a través de éstos son la válvula de agua de alimentación, la compuerta del aire del tiro forzado e inducido (*damper*) y una válvula de seguridad operada a distancia e instalada luego del separador de arrastres en la línea de vapor sobrecalentado.

La confiabilidad de la operación es aceptable haciendo la salvedad que la condición operativa de la caldera se encuentra generalmente por encima del 90% de su capacidad de diseño.

De ésta forma, la confiabilidad se mantiene únicamente por la mínima fluctuación que el control permite, no dando margen a que el equipo fluctúe por demandas pico.

Las líneas de vapor directo que alimentan las turbinas y el cabezal de vapor de escape cuentan con indicadores de presión. La línea de escape tiene una protección contra sobre presión tanto automática como manual.

En los equipos de tratamiento de jugos se cuenta con un equipo de medición de pH fuera de operación, indicadores de temperatura entre las etapas de calentamiento y entre calentadores y clarificador.

Los evaporadores cuentan con mala metrología de proceso. No existe un control adecuado de la operación. Los cuerpos cuentan con indicadores de temperatura y presión de la calandria y con medidor de nivel para cada cuerpo.

Los tachos cuentan con indicadores de presión y temperatura de la calandria y temperatura del cuerpo, así como presión del vapor de escoba. Los tanques de mieles y jugos no cuentan con medición de nivel. En el área de centrífugas no se cuenta con ningún tipo de medición.

En la sala de generación y en las cargas más importantes se cuenta con mediciones de las variables de proceso. El turbogenerador cuenta con un factorímetro. El nivel de metrología instalada puede considerarse como aceptable.

4.3 Balance de energía y exergía

4.3.1 Metodología para el balance energético y exergético del ingenio

La metodología seguida para el análisis energético del ingenio fue fundamentada en un modelo Colombiano que toma como base el protocolo del SRI (*Sugar Research Institute*) de Australia y GTZ (*Deutsche Gesellschaft für Technische Zusammenarbeit "GmbH"*) de Alemania, estableciéndose las bases para el levantamiento de información de la planta y el posterior análisis con lineamientos claros para presentar un diagnóstico y proponer sugerencias.

El anterior protocolo se combina con las técnicas de auditorias cubanas propuestas por el Ing. Sergio Cop de CUBAENERGÍA (Centro de Gestión de la Información y Desarrollo de la Energía, Cuba) y las técnicas de análisis energético y exergético propuestas por el Ing. Luiz Felipe Pellegrini de la Universidad de São Paulo, Brasil. Adicionalmente se conformó un grupo técnico para la discusión de los resultados conformado por el Ing. Jaime Klussman, Ing. Francisco Santizo, PhD Ing. Emilio Escamilla y José Manuel Escamilla, contando con el apoyo del Ing. Roberto Guzmán. Colaboración adicional fue establecida con miembros del foro de SKIL (*Sugar Knowledge Internacional*) así como con el Ing. William Manso, consultor de ingenios azucareros en Venezuela.

Los levantados de planta, definición de lugares para medición, recolección de datos y estudios finales se llevaron a cabo durante la zafra 2004/2005 y 2005/2006.

Para la determinación de la eficiencia de las calderas se siguió el método ASME PTC 4 - 1 - 1964 (*Heat Loss Method*) y algunos procedimientos del instituto de consultoría ENERGY - Konsult de Suecia. Para obtener los índices y parámetros requeridos se tomaron lecturas de presión de vapor, temperatura de vapor, temperatura del agua de alimentación, temperatura de los gases de combustión, flujos y temperaturas del aire de combustión y % de carga térmica.

El procedimiento llevado a cabo en las estaciones de calentamiento, evaporación y cristalización fue la medición de los parámetros de operación durante períodos de 15 días con registros cada hora de características del vapor como presión y temperatura, y la caracterización de los materiales involucrados en el proceso mediante los resultados de las mediciones del laboratorio sobre los siguientes parámetros: temperatura, contenido de sólidos solubles (Brix), pureza y pol. El procesamiento de la información se realizó mediante herramientas computacionales desarrolladas por el Ing. Luiz Felipe Pellegrini para el análisis exergético y el autor para el balance de masa y energía, así como un *software* de análisis de turbinas de KATMAR Software. Se contó además con técnicas aportadas por el Ing. Roberto Guzmán para determinar las pérdidas de masa de vapor y condensado en las líneas. El consumo energético del *tandem* de molienda fue obtenido a partir de las características del vapor en las turbinas y de la electricidad en el motor. Se modeló escenarios de operación bajo las condiciones actuales mediante el uso de herramientas computacionales desarrolladas por el autor y por personeros del *Sugar Engineer's Library*, herramientas desarrolladas en la plataforma de MATHCAD 7. Además se utilizaron datos promedios de los análisis de laboratorio sobre la calidad de la caña, fibra y jugo.

Mediante la actualización del diagrama unifilar del sistema eléctrico del ingenio se seleccionaron grupos de cargas equivalentes y de generadores y suministradores externos de energía eléctrica. Para determinar los parámetros eléctricos se realizaron mediciones de amperaje y voltaje en un período de 24 horas en intervalos de registro de 30 minutos, junto a un análisis de factor de potencia en generadores en condición de régimen estable.

4.3.2 Resultado del balance en las áreas relacionadas con la fabricación de azúcar

El balance de la instalación permite obtener los principales flujos del proceso siendo éstos el flujo másico y el flujo de calor o de energía. El punto de partida es la identificación de los subsistemas que conforman la instalación de una forma general, a saber:

1. *Tandem* de molienda,
2. Sala de calderas,
3. Sala de generadores y
4. Casa de cocimientos o Casa de Calderas.

El primer subsistema a analizar es el de extracción de jugo o *tandem* de molienda. El balance de masa en el *tandem* de molienda se lleva a cabo a partir de los parámetros operativos de los molinos y los resultados entregados por el laboratorio de los análisis realizados sobre la materia prima y los productos de la molienda (jugo y bagazo).

El resultado del balance entrega tres flujos primarios: jugo mezclado y vapor de escape al subsistema casa de cocimientos (si se utilizan turbinas) y bagazo al subsistema sala de calderas. Como flujos de entrada se tiene la caña de azúcar, la imbibición, el vapor vivo (si se utilizan turbinas) y la electricidad.

El balance de masa de la sala de calderas se desarrolla mediante un análisis de combustión y de los valores reportados por el laboratorio sobre la cantidad de bagazo producida. Se deberán conocer previamente los resultados del balance de la casa de cocimientos y de los consumos específicos de vapor por turbina para determinar la carga impuesta sobre las calderas.

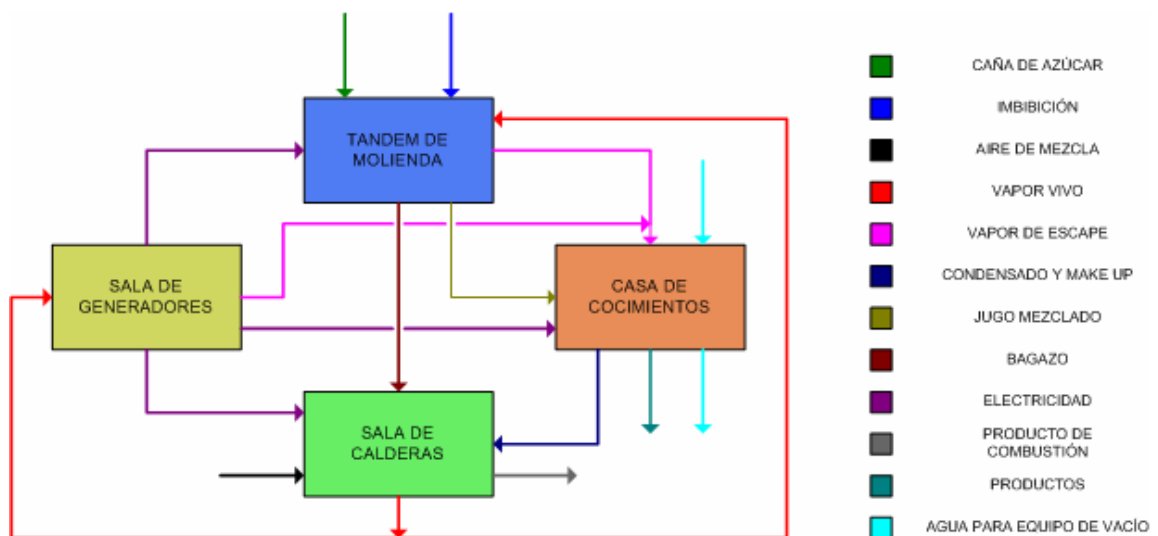
El subsistema sala de calderas entrega como flujo primario el vapor vivo el cual es recibido por los subsistemas sala de generadores y *tandem* de molienda (si se utilizan turbinas). Recibe los flujos de bagazo, electricidad, aire de mezcla y condensado y *make up*, entregando a pérdida el flujo de productos de combustión.

La casa de cocimientos tiene como flujos de entrada el jugo mezclado, el vapor de escape, el agua para vacío y la electricidad, entregando condensado a la sala de calderas, agua utilizada en los equipos de vacío y producto terminado. Este subsistema está compuesto de tres elementos menores: tratamiento del jugo, evaporación y cristalización y centrifugación. Las interacciones entre estos se analizan teniendo como punto de partida los análisis de laboratorio efectuados sobre los productos de cada elemento y mediante balances de entalpía se obtienen los flujos másicos de producto entre cada uno.

El balance de la sala de generadores conlleva un análisis térmico de las turbinas para determinar sus consumos de vapor en base a los datos de energía eléctrica entregada a la red a la que se conectan. El flujo de entrada lo constituye el vapor vivo y entrega electricidad a todos los subsistemas y vapor de escape a la casa de cocimientos.

El siguiente esquema representa las interacciones dentro de una instalación típica de procesamiento de la caña de azúcar desde el punto de vista de los subsistemas que la componen.

Figura 24. Diagrama de flujos en un ingenio azucarero típico.



Para obtener el balance calórico o de energía de la instalación se modelan ecuaciones desde el punto de vista de la primera y la segunda ley termodinámica. Estas ecuaciones involucran necesariamente los resultados del balance de masa (volumen de control), por lo que el desarrollo de ambos es simultáneo.

Dentro del esquema general de flujos de una instalación existen flujos secundarios que pueden ser considerados si se desea un mayor grado de precisión en los resultados. Estos flujos secundarios son en su mayoría pérdidas dentro del proceso. Debido a que un ingenio azucarero es una instalación en donde existen muchas variaciones en las condiciones operativas (debidas básicamente a la falta de homogeneidad de la materia prima), el error al que se incurre por obviar estos flujos no implica alejarse del escenario real de operación de la planta. El análisis arrojará entonces un escenario promedio de operación y, por lo tanto, el de mayor probabilidad de ocurrencia.

4.3.2.1 Balance de masa y de consumos de potencia del *tandem* de molienda

Los siguientes datos son resultado de los análisis de laboratorio en el ingenio y constituyen el punto de partida del balance de materiales en el *tandem* de molienda:

Razón de Molienda (TMH/TCH)	28.22	31.11
Tiempo Perdido (%)	20.66	
Eficiencia de Molienda (%)	79.34	

Pol (% Caña)	14.23
Pureza Jugo Primario	84.92
Pureza Absoluta del Jugo	83.42
Brix (% Caña)	17.06
Fibra (% Caña)	12.17

PARÁMETROS DE MOLINOS:	
Imbibición (% Caña a 12.17% de fibra)	17.14
Imbibición (% Fibra)	140.82
Humedad (% Bagazo)	51.50
Extracción de Pol (Sacarosa)	89.79

Se utiliza la extracción de sacarosa y no otro factor de extracción debido a que el balance de masa precisa tener como punto de partida la capacidad del ingenio de recuperarla y cristalizarla. Considerando como volumen de control el *tandem* completo y este a su vez compuesto de 4 subsistemas de control que representan a cada uno de los molinos, se obtienen los siguientes valores como resultado del balance de materiales para el *tandem* de molienda:

BALANCE DE MATERIALES - MOLINOS				
	% CAÑA	TMH	TCH	kg/100 kg de caña
Caña	100.0000	28.2200	31.1072	100.0000
Fibra % Caña	12.1700	3.4344	3.7857	12.1700
Pol % Caña	14.2300	4.0157	4.4266	14.2300
Brix % Caña	17.0600	4.8143	5.3069	17.0600
Jugo Absoluto	87.8300	24.7856	27.3215	87.8300
Imbibición % Caña	17.1400	4.8369	5.3318	17.1400
Brix Extracción % Caña	88.8921	25.0854	27.6518	88.8921
Brix en Jugo Absoluto Extraído % Caña	15.1650	4.2796	4.7174	15.1650
Brix en Bagazo % Caña	1.8950	0.5348	0.5895	1.8950
Pol en Jugo Mezclado % Caña	12.7771	3.6057	3.9746	12.7771
Pol en Bagazo % Caña	1.4529	0.4100	0.4520	1.4529
Sólidos en Bagazo % Caña	14.0650	3.9691	4.3752	14.0650
Bagazo % Caña	29.0000	8.1838	9.0211	29.0000
Fibra % Bagazo	41.9655	11.8427	13.0543	41.9655
Jugo Mezclado % Caña	88.1400	24.8731	27.4179	88.1400
Pol % Jugo Mezclado	14.4964	4.0909	4.5094	14.4964
Brix % Jugo Mezclado	17.2056	4.8554	5.3522	17.2056
Pureza del Jugo Mezclado	82.5800	23.3041	25.6883	82.5800
Pol % Bagazo	5.0099	1.4138	1.5585	5.0099
Brix % Bagazo	6.5345	1.8440	2.0327	6.5345

A partir de los resultados anteriores y del *setting* de los molinos, el cual es distinto para cada uno y constituye la principal estrategia para el incremento de la extracción en el *tandem*, se obtienen los consumos de potencia de cada uno de los elementos del subsistema.

ANÁLISIS DE CONSUMO DE POTENCIA EN MOLINOS

	Molino 1	Molino 2	Molino 3	Molino 4
Longitud Maza (in)	36	36	36	36
Diámetro Maza (in)	24	24	24	24
RPM	4.5	5	5.5	4.5
Velocidad Periférica (ft/min)	31.4159	28.2743	34.5575	28.2743
Carga Hidráulica Total (TC)	90	90	90	90
Potencia Consumida por Molinos				
Hp	76.3352	86.7968	97.4903	76.3352
kW	56.9232	64.7243	72.6985	56.9232
Eficiencia Reductor 1 (%)	98	98	98	98
Eficiencia Reductor 2 (%)	96	96	98	98
Máxima Potencia Demandada Para Capacidad de Diseño				
Hp	81.1387	92.2585	101.5100	79.4828
kW	60.5051	68.7971	75.6960	59.2703
Máxima Potencia Demandada a Capacidad Reducida Actual				
Hp	59.9227	68.1350	74.9674	58.6998
kW	44.6844	50.8082	55.9032	43.7725

En base a la máxima potencia demandada por los molinos bajo las condiciones de capacidad reducida actual, puede determinarse el consumo de vapor o electricidad de los primotores. Mediante el uso de valores de rateo de vapor proveídos por los fabricantes de las turbinas y del software *Turbina Steam - Consumption Calculador*, se logran obtener los siguientes valores que caracterizan la operación de las turbinas.

**ANALISIS DE CONSUMO DE VAPOR EN TURBINAS
CAPACIDAD REDUCIDA ACTUAL**

	Molino 1 y 2	Molino 4
Potencia Demandada (kW)	95.4926	43.7725
DATOS DE DISEÑO		
Potencia (kW)	223.7100	134.2260
Rateo (lb/kW·hr)	58.0000	64.0000
CONDICIÓN OPERATIVA		
Potencia (kW)	95.4926	43.7725
Rateo (lb/kW·hr)	55.0000	53.4700
Potencia Demandada Considerando Eficiencia de Reductores (kW)	101.5015	45.5774
Eficiencia (%)	39.51	41.05
Temperatura del Vapor de Entrada (°C)	225	223
Presión del Vapor de Entrada (bar abs)	14.1043	13.8285
Temperatura del Vapor de Salida (°C)	119	119
Presión del Vapor de Salida (bar abs)	1.9006	1.9006
Eficiencia Combinada de Reductores	0.9408	0.9604
Consumo de Vapor		
kg/hr	2528.4000	1105.2000
lb/hr	5574.6000	2436.6000

El rateo de vapor disminuye en la práctica debido a que las condiciones del vapor en el ingenio son mejores que las condiciones bajo las cuales fueron diseñados los equipos. La eficiencia del equipo considera el cambio de entropía en el sistema.

El diagrama de flujo de materiales se muestra en el anexo 15.

4.3.2.2 Balance de masa y de energía de la casa de cocimientos

4.3.2.2.1 Tratamiento del jugo

El elemento tratamiento del jugo incluye la sulfatación, alcalización, calentamiento y clarificación del jugo. Con base a las condiciones de salida del jugo mezclado en el *tandem* de molienda y de los resultados de los análisis de laboratorio, se obtienen los siguientes resultados para el balance de masa del elemento tratamiento de jugo:

BALANCE DE MATERIALES - TRATAMIENTO DEL JUGO				
	% CAÑA	TMH	TCH	kg/100 kg de caña
CaO % Caña (1250 lb/día)	0.0844	0.0238	0.0263	0.0844
Lechada de CaO a 12.5 Bè % Caña (% CaO w/w = 11.39)	11.3900			11.3900
Lechada de CaO % Caña	0.7410	0.2091	0.2305	0.7410
Cachaza % Caña	3.6077	1.0181	1.1223	3.6077
Bagacillo % Caña (0.0383 TMH)	0.1357	0.0383	0.0422	0.1357
Agua de Lavado % Caña (150% de la Cachaza)	5.4116	1.5272	1.6834	5.4116
Retorno de Filtrado % Caña	8.4041	2.3716	2.6143	8.4041
Circulación Jugo de Muestra Clarificador	9.1315	2.5769	2.8406	9.1315
Jugo Alcalizado % Caña	106.4166	30.0308	33.1032	106.4166
Jugo Clarificado % Caña	90.8206	25.6296	28.2517	90.8206
Pol % Cachaza	6.3700	1.7976	1.9815	6.3700
Pol en Cachaza % Caña	0.2298	0.0649	0.0715	0.2298
Pérdida de Pol en Cachaza % Pol en Caña	1.6150	0.4557	0.5024	1.6150
Lodo del Clarificador % Caña	6.4645	1.8243	2.0109	6.4645
Pol en Jugo Clarificado % Caña	14.2666	4.0260	4.4379	14.2666
Pol % Jugo Clarificado	15.7085	4.4329	4.8865	15.7085
Pureza del Jugo Clarificado	83.0800	23.4452	25.8439	83.0800
Brix Jugo Clarificado	18.9077	5.3358	5.8817	18.9077
Brix Meladura	60.7900	17.1549	18.9101	60.7900
Evaporación % Jugo Clarificado	68.8967	19.4426	21.4318	68.8967
Evaporación de Agua % Caña	62.5724	17.6579	19.4645	62.5724
Meladura % Caña	28.2482	7.9717	8.7872	28.2482
Brix Meladura % Caña	17.1721	4.8460	5.3418	17.1721
Pureza Meladura	83.0800	23.4452	25.8439	83.0800

Con base a los datos de jugo alcalizado, el cual está constituido por el jugo mezclado y la lechada de cal, se calculan las necesidades caloríficas de los calentadores de jugo crudo para llevar a cabo el incremento de temperatura del flujo. El análisis consiste en modelar expresiones en concordancia a la primera y segunda ley termodinámicas y a la ecuación básica de transferencia de calor.

De los modelos mencionados se obtienen los siguientes resultados para el balance de energía del elemento tratamiento del jugo:

**ANÁLISIS DE CONSUMO DE VAPOR
EN CALENTADORES DE JUGO CRUDO**

	Primera Etapa		Segunda Etapa	
	CALENTADOR 2	CALENTADOR 4	CALENTADOR 1	CALENTADOR 3
Vapor de Calentamiento	Vegetal	Vegetal	Escape	Escape
Temperatura de Ingreso del Jugo (°C)	33.00	33.00	80.50	80.50
Temperatura de Salida del Jugo (°C)	80.50	80.50	86.00	86.00
Capacidad Calórica Específica Promedio del Jugo (kJ/kgK)	3.97	3.97	3.89	3.89
Flujo de Jugo (kg/hr)	29670.50	29670.50	29670.50	29670.50
Temperatura del Condensado (°C)	92.94	92.94	106.31	106.31
Cambio de Entalpía Específica del Jugo en los Calentadores (kJ/kg)	188.34	188.34	21.40	21.40
Calor Transferido (kW)	1552.24	1552.24	176.33	176.33
Consumo de Vapor				
3% pérdidas (kg/hr)	2549.99	2549.99	289.32	289.32
3% pérdidas (lb/hr)	5621.77	5621.77	637.84	637.84
Coefficiente de Transferencia de Calor kW/(m ² ·K)	1.0790	1.1565	0.1759	0.1470

Con el flujo de jugo de entrada y los flujos de jugo y lodos de salida en el clarificador se puede determinar el tiempo de retención efectivo del equipo. Las capacidades de diseño y operativas del clarificador son, entonces, las siguientes:

CLARIFICADOR		
Dorr - Oliver (Rapiddorr) 444 @ 14' X 17'8" altura		
Capacidad de Diseño: 38 TCH (34.473 TMH)		
Volumen de Jugo (Excluyendo cono de lodos)	2719.5721	ft ³
	20343.8107	US Gal
Densidad del Jugo Clarificado	8.9724	lb/US Gal
Ingreso de Jugo a Clarificación	7378.8997	US Gal/h
Tiempo de Retención	2.7570	hr

Mediante el balance de jugos de entrada y de salida del clarificador se obtiene la cantidad de mezcla de lodo y jugo que abandona el equipo hacia el filtro. Se procede entonces a calcular la capacidad de filtraje en base al área y al espesor promedio de película y se compara con el volumen de lodo mezclado que se tiene disponible. Los resultados son los siguientes:

FILTRO ROTATIVO		
Área de Filtración	150.7900	ft ²
Capacidad de Filtración (Hugot)	0.6000	mt ² /TMH
Requerimientos de Área de Filtración (Hugot)	16.9320	mt ²
	182.2545	ft ²

El diagrama de flujo de materiales se muestra en el anexo 15.

4.3.2.2.2 Evaporación

El balance de masa y de calor del múltiple efecto se realiza simultáneamente considerando los resultados de análisis de laboratorio del jugo claro a la entrada y de la meladura a la salida.

El proceso consiste en un balance de entalpía en donde se considera al cuerpo como un volumen de control y como una “caja negra”, en donde solo se consideran los datos a la entrada y a la salida del equipo sin prestar atención a los procesos internos en el mismo.

El procedimiento se debe llevar a cabo partiendo desde el último cuerpo del múltiple (melador) y se buscan los flujos de entrada de vapor a la calandria y de jugo al cuerpo. A continuación se explica en detalle el balance del primer cuerpo:

Se tiene como punto de partida los siguientes datos:

- Brix Meladura: 60.79
- Brix Jugo Claro: 18.91
- Flujo Jugo Claro: 90.82 TMH
- $P_{ATM @ 1280msnm} = 86.636 \text{ kPa} = 12.5655 \text{ psia} = 0.8664 \text{ bar abs}$
- Pureza aparente: 83.26

Por conservación de la materia:

$$FLUJO_A \times Brix_A = FLUJO_B \times Brix_B$$
$$Flujo_{MELADURA} = Flujo_{CLARO} \frac{Brix_{CLARO}}{Brix_{MELADURA}}$$
$$Flujo_{MELADURA} = 90.82 \frac{18.91}{60.79} = 28.2515 \text{ TMH}$$

Se asume un flujo de pérdida de vapores vegetales del melador hacia el condensador:

$$E_B = 10 \text{ TMH}$$

El flujo de jugo que entra al melador es igual a la suma del vapor vegetal producido más la meladura obtenida, por lo tanto:

$$J_{VASO2} = 38.2515$$
$$Brix_{J_{VASO2}} = Brix_{MELADURA} \frac{Flujo_{MELADURA}}{J_{VASO2}}$$
$$Brix_{J_{VASO2}} = 60.79 \frac{28.2515}{38.2515} = 44.8978$$

Las condiciones operativas del melador son las siguientes:

- Cuerpo: 0.2133 bar abs y 60 °C
- Calandria: 0.5000 bar abs y 80.5 °C

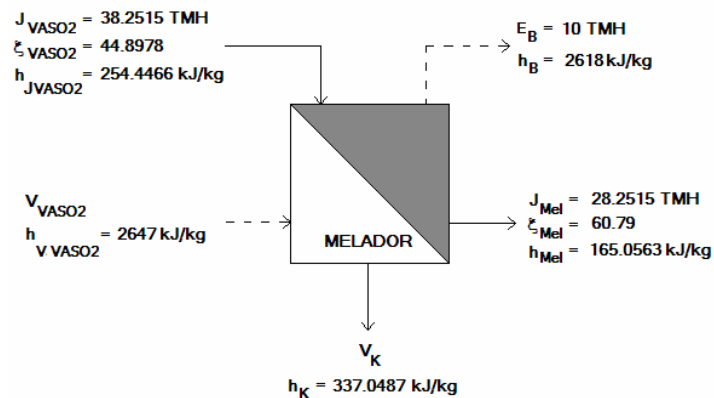
De los diagramas de entalpía para soluciones técnicas sacarosa - agua y el diagrama h,s para vapores provenientes de una solución técnica sacarosa - agua, se obtienen las entalpías de los flujos que entran y salen:

$$\begin{aligned}
 h_B &= 2618 \text{ kJ/kg} \\
 h_{\text{Mel}} &= 165.0563 \text{ kJ/kg} \\
 h_K &= 337.0487 \text{ kJ/kg} \\
 h_{V \text{ VASO2}} &= 2647 \text{ kJ/kg} \\
 h_{J \text{ VASO2}} &= 254.4466 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

De donde h_B , h_{Mel} , h_K , $h_{V \text{ VASO2}}$ y $h_{J \text{ VASO2}}$ representan las entalpías del vapor vegetal de escape, de la meladura, del condensado de la calandria, del vapor vegetal proveniente del vaso 2 y del jugo proveniente del vaso 2, respectivamente.

El volumen de control queda de la siguiente forma, donde J simboliza un flujo de jugo y V un flujo de vapor de calentamiento:

Figura 25. Volumen de control del melador



Debido a que la masa que ingresa a la calandria es la misma masa que la evacua, el flujo másico de vapor de entrada es igual al flujo másico de condensado de salida, por lo que se convierte en la única incógnita del sistema.

La ecuación de balance de entalpía del evaporador es la siguiente:

$$J_{VASO2}h_{JVASO2} + V_{VASO2}h_{V_{VASO2}} - E_B h_B - J_{Mel}h_{Mel} - V_{VASO2}h_K = 0$$

Despejando para V_{VASO2} queda definida la ecuación para obtener el consumo mínimo necesario de vapor de calentamiento para llevar a cabo la evaporación de la E_B cantidad de agua en el jugo y, en base a los datos del volumen de control, el consumo mínimo necesario de vapor de calentamiento es:

$$V_{VASO2} = \frac{E_B h_B + J_{Mel}h_{Mel} - J_{VASO2}h_{JVASO2}}{h_{V_{VASO2}} - h_K}$$

$$V_{VASO2} = \frac{10(2618) + 28.2515(165.0563) - 38.2515(254.4466)}{2647 - 337.0487} = 9.1388 \text{ TMH}$$

Si se considera un 3% de pérdida de calor en el evaporador, el flujo de vapor de calentamiento necesario será:

$$V_{EFF VASO2} = 1.03V_{VASO2}$$

$$V_{EFF VASO2} = 1.03(9.1388) = 9,4129 \text{ TMH}$$

El procedimiento es el mismo para cada una de las etapas precedentes, concluyendo el balance en la primera etapa del múltiple en donde se deberá chequear la cantidad de jugo claro que el balance arroja.

Si la cantidad de jugo claro teórica es ΔJ menor que la obtenida del balance de materiales de clarificación, se deberá aumentar la pérdida en el condensador del melador en $\Delta J/n$, donde n es el número de efectos del múltiple. Si la cantidad de jugo obtenida es mayor, se deberá reducir la pérdida en el condensador del melador en $\Delta J/n$ y repetir el balance hasta que se obtenga la precisión deseada.

Debido a que las condiciones dentro de un múltiple cambian constantemente, la precisión que se busca no debe ser tan elevada, por lo que una coincidencia entre valor teórico de jugo claro y el valor real puede tomarse como correcta en el primer o segundo decimal.

La pureza en el múltiple generalmente varía un pequeño porcentaje, por lo que para fines del balance se considera la pureza aparente de entrada igual a la pureza aparente de salida, no incurriendo en un error que aleje a los resultados de la condición operativa analizada.

A continuación se detallan los resultados obtenidos del balance de la estación de evaporadores, donde se logró una precisión adecuada en la cuarta iteración.

BALANCE DE EVAPORADORES (BASE % DE CAÑA)		ETAPA 1 PRE EVAPORADOR	ETAPA 2 VASO 1	ETAPA 3 VASO 2	ETAPA 4 MELADOR	
ENTRADAS	JUGO (TMH)	90.8218	68.5847	55.8114	42.2905	
	GRADOS BRIX	18.9097	25.0407	30.7716	40.6098	
	ENTALPÍA DEL JUGO (kJ/kg)	319.4198	381.9474	336.1455	262.3345	
	VAPOR DE CALENTAMIENTO (TMH)	25.6411	11.8807	12.4013	13.1271	
	VAPOR DE CALENTAMIENTO EFECTIVO (TMH)	26.4103	12.2371	12.7733	13.5209	
	ENTALPÍA DEL VAPOR DE CALENTAMIENTO (kJ/kg)	2697.0944	2685.0000	2670.0000	2647.0000	
	SALIDAS	JUGO (TMH)	68.5847	55.8114	42.2905	28.2515
		GRADOS BRIX	25.0407	30.7716	40.6098	60.7900
ENTALPÍA DEL JUGO (kJ/kg)		381.9474	336.1455	262.3345	165.0563	
CONDENSADO (TMH)		25.6411	11.8807	12.4013	13.1271	
CONDENSADO EFECTIVO (TMH)		26.4103	12.2371	12.7733	13.5209	
ENTALPÍA DEL CONDENSADO (kJ/kg)		478.3116	440.2161	402.2321	337.0487	
VAPOR VEGETAL (TMH)		22.2371	12.7733	13.5209	14.0390	
ENTALPÍA DEL VAPOR VEGETAL (kJ/kg)		2685.0000	2670.0000	2647.0000	2618.0000	
EXTRACCIÓN DE VAPOR VEGETAL (TMH)	10.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
PUREZA APARENTE	83.26					
TEMPERATURA DEL JUGO CLARO (°C)	85					
CALANDRIA						
TEMPERATURA (°C)	114	105	96	80.5		
PRESIÓN (bar abs.)	1.6311	1.2486	0.8778	0.5000		
CUERPO						
TEMPERATURA (°C)	105	96	80.5	60		
PRESIÓN (bar abs.)	1.2486	0.8778	0.5000	0.2133		

Los balances de evaporadores en base % de caña procesada por hora no permiten visualizar de forma adecuada el proceso. Únicamente sirven para facilitar el cálculo con los datos que entregan los balances precedentes por lo que deberán convertirse los flujos a los valores reales de la instalación y éstos a kg/s. A continuación se detallan los anteriores resultados con los flujos convertidos a la unidad básica.

BALANCE DE EVAPORADORES FLUJOS REALES		ETAPA 1 PRE EVAPORADOR	ETAPA 2 VASO 1	ETAPA 3 VASO 2	ETAPA 4 MELADOR
ENTRADAS	JUGO (kg/s)	7.0614	5.3325	4.3393	3.2881
	GRADOS BRIX	18.9097	25.0407	30.7716	40.6098
	ENTALPÍA DEL JUGO (kJ/kg)	319.4198	381.9474	336.1455	262.3345
	VAPOR DE CALENTAMIENTO (kg/s)	1.9936	0.9237	0.9642	1.0206
	VAPOR DE CALENTAMIENTO EFECTIVO (kg/s)	2.0534	0.9514	0.9931	1.0512
	ENTALPÍA DEL VAPOR DE CALENTAMIENTO (kJ/kg)	2697.0944	2685.0000	2670.0000	2647.0000
	SALIDAS	JUGO (kg/s)	5.3325	4.3393	3.2881
GRADOS BRIX		25.0407	30.7716	40.6098	60.7900
ENTALPÍA DEL JUGO (kJ/kg)		381.9474	336.1455	262.3345	165.0563
CONDENSADO (kg/s)		1.9936	0.9237	0.9642	1.0206
CONDENSADO EFECTIVO (kg/s)		2.0534	0.9514	0.9931	1.0512
ENTALPÍA DEL CONDENSADO (kJ/kg)		478.3116	440.2161	402.2321	337.0487
VAPOR VEGETAL (kg/s)		1.7289	0.9931	1.0512	1.0915
ENTALPÍA DEL VAPOR VEGETAL (kJ/kg)		2685.0000	2670.0000	2647.0000	2618.0000
EXTRACCIÓN DE VAPOR VEGETAL (kg/s)	0.7775	0.0000	0.0000	0.0000	

Con el balance de entalpía y de masa en el múltiple puede obtenerse la transferencia de calor necesaria para evaporar la cantidad de agua que permita obtener las concentraciones de jugo deseadas. Los siguientes valores representan el flujo de calor dentro de cada cuerpo del múltiple analizado.

FLUJO DE CALOR TRANSFERIDO	ETAPA 1 PRE EVAPORADOR	ETAPA 2 VASO 1	ETAPA 3 VASO 2	ETAPA 4 MELADOR
kW	4556.0504	2135.7649	2252.1749	2428.3362
kcal/min	65291.6370	30607.1210	32275.3640	34799.8889

La ecuación fundamental de transferencia de calor involucra una diferencia de temperatura entre el medio de calentamiento y el medio calentado. Debido a que no es agua lo que se hierve en los cuerpos sino una solución azucarada, es necesario definir el incremento del punto de ebullición con base a la temperatura de ebullición del agua a la presión dentro del cuerpo.

El incremento del punto de ebullición (BPE en sus siglas en inglés) depende tanto de la concentración del jugo como de la presión hidrostática ejercida por las capas superiores de jugo en los tubos sobre las capas inferiores. En base a estas consideraciones y haciendo uso del anexo 7 u 8, se obtienen las diferencias de temperaturas efectivas dentro de cada cuerpo del múltiple analizado.

DIFERENCIA DE TEMPERATURAS	ETAPA 1 PRE EVAPORADOR	ETAPA 2 VASO 1	ETAPA 3 VASO 2	ETAPA 4 MELADOR
TEMPERATURA EN LA CALANDRIA (°C)	114.0000	105.0000	96.0000	80.5000
TEMPERATURA DEL JUGO (°C)	105.0000	96.0000	80.5000	60.0000
AUMENTO DEL PUNTO DE EBULLICIÓN (°C)	0.6393	0.8578	1.2945	2.9811
DIFERENCIA EFECTIVA DE TEMPERATURA (°C)	8.3607	8.1422	14.2055	17.5189

El área de transferencia de calor se calcula como el área de los tubos que conforman la calandria. No se debe incluir el tubo central y las tapaderas de la calandria. Con la ecuación fundamental de transferencia de calor pueden obtenerse los coeficientes de transferencia para la condición operativa que se analiza en el múltiple.

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR	ETAPA 1	ETAPA 2	ETAPA 3	ETAPA 4
	PRE EVAPORADOR	VASO 1	VASO 2	MELADOR
AREA (m ²)	754.2798	218.6009	218.6009	218.6009
COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR "K" (REAL) kW/(m ² ·K)	0.7225	1.1999	0.7253	0.6341

Los coeficientes de transferencia de calor representan un gran inconveniente para el análisis de los equipos. El diseño de un proyecto de un múltiple efecto involucra la elección de un coeficiente que en la práctica adopta valores muy distintos. La variabilidad de éstos se debe a las variaciones en las concentraciones de los jugos, la presión de operación y el nivel de incrustación en la calandria. Mediante el coeficiente de evaporación específica real (CEER) se pueden lograr mejores comparaciones entre equipos. Los CEER para el múltiple analizado se detallan a continuación.

COEFICIENTE DE EVAPORACIÓN ESPECÍFICA kg/hr/m ² /°C (FACTOR POR INCRUSTACIÓN RÁPIDA)	ETAPA 1	ETAPA 2	ETAPA 3	ETAPA 4
	PRE EVAPORADOR	VASO 1	VASO 2	MELADOR
	3.2710	2.5677	1.8141	0.7557

Los diagramas de flujo y de conexiones se muestran en el anexo 16 y el balance bajo consideraciones de equilibrio termo químico se muestran en el anexo 21.

4.3.2.2.3 Cristalización y centrifugado

El balance de masa y energía del elemento de cristalización y centrifugado de las masas corresponde el más laborioso de todos los balances de un ingenio.

El punto de partida del análisis lo constituye el producto del elemento de evaporación (meladura) y es retroalimentado por los productos del centrifugado. Se deben considerar los resultados del análisis de laboratorio efectuado sobre cada uno de los productos del centrifugado y la meladura.

El modelaje es un balance de entalpía que considera la mezcla de entrada y la mezcla de salida. La diferencia en peso de ambas proporciona el valor del vapor vegetal producido.

El consumo de calor de un tacho o evapo - cristalizador se obtiene a partir de modelar una ecuación que se encuentre en concordancia con la primera ley termodinámica. Para el caso general el modelo es el siguiente:

$$Q = B \cdot h_B - m_{ENTRADA} \cdot h_{ENTRADA} - m_{AGUA} \cdot h_{AGUA} + m_{SALIDA} \cdot h_{SALIDA}$$

Aquí B representa la masa de vapores vegetales producidas, m las masas de mezcla y de agua utilizadas y h las entalpías de cada elemento involucrado.

El procedimiento de cálculo de los modelos energéticos es idéntico al realizado en un cuerpo del múltiple de evaporación.

Debido a que los flujos de material utilizados corresponden a una mezcla de suspensión cristalina, licor madre y agua, el balance de materiales adquiere un nivel de dificultad mayor.

El método seleccionado para el cálculo de materiales en la estación de tachos debido a su exactitud es el método Cecil. El método se basa en un volumen de control y asume que no existen pérdidas en el proceso (flujos secundarios).

El sistema técnico se divide en subsistemas característicos conformando esquemas de distribución expandido o simple en donde una masa de entrada se divide en n masas de distinta composición. El método adquiere mayor exactitud conforme se realicen mayores divisiones de la masa de partida, es decir, entre mayor diferencia exista entre las fracciones de masa involucradas.

Para definir el estado energético de una solución azucarada o una suspensión de cristales basta con conocer su brix, pol y pureza. El error en el que se incurre por no considerar las impurezas puede despreciarse en el análisis térmico.

El cálculo de las masas en los esquemas de cristalización inicia con la masa de sustancia seca y utiliza la pureza absoluta de los productos involucrados como valor analítico, debido a la ventaja de que ésta última no varía con la evaporación o adición de agua. Por lo tanto, las ecuaciones de partida para el armado de la matriz son las siguientes:

$$\hat{m}_{DS1} = \hat{m}_{DS2} \cdot \frac{q_2 - q_3}{q_1 - q_3} = \hat{m}_{DS3} \cdot \frac{q_2 - q_3}{q_2 - q_1}$$

$$\hat{m}_{DS2} = \hat{m}_{DS1} \cdot \frac{q_1 - q_3}{q_2 - q_3} = \hat{m}_{DS3} \cdot \frac{q_1 - q_3}{q_2 - q_1}$$

$$\hat{m}_{DS3} = \hat{m}_{DS1} \cdot \frac{q_2 - q_1}{q_2 - q_3} = \hat{m}_{DS2} \cdot \frac{q_2 - q_1}{q_1 - q_3}$$

Aquí, m_{DSn} representan las masas de sustancia seca en la masa de partida (1), y las masas expandidas (2, 3). Para encontrar las masas expandidas se deberá conocer la pureza de cada elemento involucrado y la masa de partida del esquema.

Las masas totales m y las masas de sacarosa m_S de los componentes involucrados son calculados mediante modelos obtenidos del análisis del volumen de control.

$$\hat{m}w_{DS} = \hat{m}_{DS} \cdot 100$$

$$\hat{m} = \frac{\hat{m}_{DS} \cdot 100}{w_{DS}}$$

$$\hat{m}_{DS}q = \hat{m}_S \cdot 100$$

$$\hat{m}_S = \frac{\hat{m}_{DS} \cdot q}{100}$$

El esquema de partida en la cristalización se elige en base al esquema de producto terminado, en donde un jugo concentrado o licor madre produce azúcar (cristales) y malazas (purgas). De esta forma, los restantes esquemas de distribución y de entrada de la matriz son sucesivamente computados con la ayuda de las ya conocidas masas de sustancia seca.

Con base a modelos termoquímicos se obtienen las propiedades de interés de las sustancias involucradas en la cristalización.

A continuación se detallan los resultados de dichos modelos aplicados a las condiciones de los materiales en el ingenio.

	BRIX	PUREZA APARENTE	TEMPERATURA (°C)	PRESIÓN (bar abs)	DENSIDAD (kg/m ³)	ENTALPÍA (kJ/kg)
AGUA DE MEZCLA	0.00	0.00	86	0.8664	967.9647	360.0797
MASA A	93.17	85.60	77	0.8664	1512.6713	158.2770
MASA B	93.13	74.67	77	0.8664	1503.2146	154.7420
MASA C	97.31	60.72	77	0.8664	1550.9379	142.4095
MELADURA	60.79	82.60	60	0.8664	1270.0000	164.9455
MIEL PRIMERA	80.23	70.89	45	0.8664	1403.5000	99.0442
MIEL SEGUNDA	85.59	62.88	70	0.8664	1429.4000	148.1913
MIEL FINAL	84.42	46.58	70	0.8664	1435.4000	145.7409
MAGMA B	87.29	92.53	35	0.8664	1490.0000	72.8138
MAGMA C	89.36	88.36	36	0.8664	1497.0000	72.5995
SEMILLA	92.51	63.97	70	0.8664	1465.0000	136.8019

Para el cálculo de las entalpías, se prefiere el uso de modelaje termoquímico debido a que el diagrama h,s para soluciones técnicas sacarosa - agua no presenta una razonable exactitud para concentraciones más allá de 65 Brix.

El balance de entalpía para cada templa se hizo bajo el supuesto de que una templa específica es trabajada en un equipo específico.

Los tiempos de producción de templeas están relacionados estrechamente con el volumen de la misma pero el consumo específico de vapor de calentamiento es únicamente función del cambio de entalpía de la masa y del flujo calorífico hacia la misma, por lo que en el más general de los casos los valores obtenidos pueden considerarse como promedios de operación en cualquiera de los equipos para el volumen de masa manejada.

Como en el caso de la ebullición en los evaporadores, dentro de un tacho la sustancia no bulle a la temperatura de ebullición correspondiente a la presión del cuerpo sino que existe un aumento del punto de ebullición.

Debido a que la mezcla posee un brix mucho mayor al de un jugo y a que la densidad es mayor, el aumento del punto de ebullición es considerablemente mayor.

Las tablas para obtener el aumento del punto de ebullición de jugos no presentan el grado de exactitud apropiado para el caso de masas por lo que deberá emplearse modelaje termoquímico en función de la temperatura del cuerpo, la pureza absoluta y el brix.

Los valores obtenidos del balance de entalpía se detallan a continuación para las templeas A, B, C y semilla. Además, en base a los modelos termoquímicos utilizados, se tienen los valores mostrados para la diferencia de temperatura efectiva de las masas analizadas en el ingenio.

TEMPLA "A"	PIES CÚBICOS DE MELADURA UTILIZADOS	600	
5 HORAS	PIES CÚBICOS DE MIEL PRIMERA UTILIZADOS	25	
TACHO 4	PIES CÚBICOS DE MIEL SEGUNDA UTILIZADOS	0	
	PIES CÚBICOS DE TEMPLA "A" FINALIZADA	600	
	PIES CÚBICOS DE AGUA	0	
	PIES CÚBICOS DE MAGMA B	150	
	ENTALPÍA VAPORES VEGETALES (kJ/kg)	2642	
	ENTALPÍA VAPOR DE CALENTAMIENTO (kJ/kg)	2694.0939	
	ENTALPÍA CONDENSADO (kJ/kg)	469.8343	
	PRODUCCIÓN DE VAPOR VEGETAL	3199.3717	kg/templa
	CONSUMO TEÓRICO DE CALOR	8402195.8871	kJ/templa
	CONSUMO TEÓRICO DE VAPOR	3777.5248	kg/templa
	CONSUMO REAL DE VAPOR	4155.2773	kg/templa
	CONSUMO ESPECÍFICO DE CALOR	2626.2019	kJ/kg agua evaporada
	CONSUMO ESPECÍFICO DE VAPOR	1.1807	kg vapor/kg agua evaporada

DIFERENCIA DE TEMPERATURAS	TACHO 4 MASA A
----------------------------	----------------

TEMPERATURA EN LA CALANDRIA (°C)	112.0000
TEMPERATURA DE LA MASA (°C)	77.0000
AUMENTO DEL PUNTO DE EBULLICIÓN (°C)	3.4000
DIFERENCIA EFECTIVA DE TEMPERATURA (°C)	31.6000

TEMPLA "B"	PIES CÚBICOS DE MELADURA UTILIZADOS	0	
3.5 HORAS	PIES CÚBICOS DE MIEL PRIMERA UTILIZADOS	360	
TACHO 2	PIES CÚBICOS DE MIEL SEGUNDA UTILIZADOS	0	
	PIES CÚBICOS DE TEMPLA "B" FINALIZADA	250	
	PIES CÚBICOS DE AGUA	25	
	PIES CÚBICOS DE MAGMA C	90	
	ENTALPÍA VAPORES VEGETALES (kJ/kg)	2645	
	ENTALPÍA VAPOR DE CALENTAMIENTO (kJ/kg)	2694.0939	
	ENTALPÍA CONDENSADO (kJ/kg)	469.8343	
	PRODUCCIÓN DE VAPOR VEGETAL	8166.1673	kg/templa
	CONSUMO TEÓRICO DE CALOR	21305430.6523	kJ/templa
	CONSUMO TEÓRICO DE VAPOR	9578.6619	kg/templa
	CONSUMO REAL DE VAPOR	10536.5281	kg/templa
	CONSUMO ESPECÍFICO DE CALOR	2608.9878	kJ/kg agua evaporada
	CONSUMO ESPECÍFICO DE VAPOR	1.1730	kg vapor/kg agua evaporada

DIFERENCIA DE TEMPERATURAS	TACHO 2 MASA B
TEMPERATURA EN LA CALANDRIA (°C)	112.0000
TEMPERATURA DE LA MASA (°C)	77.0000
AUMENTO DEL PUNTO DE EBULLICIÓN (°C)	11.5000
DIFERENCIA EFECTIVA DE TEMPERATURA (°C)	23.5000

TEMPLA "C"	PIES CÚBICOS DE MELADURA UTILIZADOS	0	
	3 HORAS	PIES CÚBICOS DE MIEL PRIMERA UTILIZADOS	0
	TACHO3	PIES CÚBICOS DE MIEL SEGUNDA UTILIZADOS	360
		PIES CÚBICOS DE TEMPLA "C" FINALIZADA	250
		PIES CÚBICOS DE AGUA	0
		PIES CÚBICOS DE SEMILLA	100
		ENTALPÍA VAPORES VEGETALES (kJ/kg)	2657
		ENTALPÍA VAPOR DE CALENTAMIENTO (kJ/kg)	2694.0939
		ENTALPÍA CONDENSADO (kJ/kg)	469.8343
	PRODUCCIÓN DE VAPOR VEGETAL	7740.3963	kg/templa
	CONSUMO TEÓRICO DE CALOR	19402941.1637	kJ/templa
	CONSUMO TEÓRICO DE VAPOR	8723.3258	kg/templa
	CONSUMO REAL DE VAPOR	9595.6584	kg/templa
	CONSUMO ESPECÍFICO DE CALOR	2506.7116	kJ/kg agua evaporada
	CONSUMO ESPECÍFICO DE VAPOR	1.1270	kg vapor/kg agua evaporada

DIFERENCIA DE TEMPERATURAS	TACHO 3 MASA C
TEMPERATURA EN LA CALANDRIA (°C)	112.0000
TEMPERATURA DE LA MASA (°C)	77.0000
AUMENTO DEL PUNTO DE EBULLICIÓN (°C)	18.2000
DIFERENCIA EFECTIVA DE TEMPERATURA (°C)	16.8000

SEMILLA	PIES CÚBICOS DE MELADURA UTILIZADOS	75	
2 HORAS	PIES CÚBICOS DE MIEL PRIMERA UTILIZADOS	25	
	PIES CÚBICOS DE MIEL SEGUNDA UTILIZADOS	360	
	PIES CÚBICOS DE SEMILLA FINALIZADA	300	
	PIES CÚBICOS DE AGUA	75	
	ENTALPÍA VAPORES VEGETALES (kJ/kg)	2645	
	ENTALPÍA VAPOR DE CALENTAMIENTO (kJ/kg)	2694.0939	
	ENTALPÍA CONDENSADO (kJ/kg)	469.8343	
	PRODUCCIÓN DE VAPOR VEGETAL	7872.6172	kg/templa
	CONSUMO TEÓRICO DE CALOR	19082733.0200	kJ/templa
	CONSUMO TEÓRICO DE VAPOR	8579.3641	kg/templa
	CONSUMO REAL DE VAPOR	9437.3005	kg/templa
	CONSUMO ESPECÍFICO DE CALOR	2423.9376	kJ/kg agua evaporada
	CONSUMO ESPECÍFICO DE VAPOR	1.0898	kg vapor/kg agua evaporada

DIFERENCIA DE	TACHO 1
TEMPERATURAS	SEMILLA

TEMPERATURA EN LA CALANDRIA (°C)	112.0000
TEMPERATURA DE LA MASA (°C)	77.0000
AUMENTO DEL PUNTO DE EBULLICIÓN (°C)	18.2000
DIFERENCIA EFECTIVA DE TEMPERATURA (°C)	16.8000

El consumo de vapor de calentamiento de un tachero no es un valor constante en todo el intervalo de tiempo de cocción. Si se dispone de un valor adecuado y estable de vacío y de suficiente vapor de calentamiento, al inicio del cocimiento se tendrá el máximo consumo de vapor. Éste consumo es inversamente proporcional al número de horas que toma la templa en finalizarse.

El consumo de vapor es un parámetro fijo debido a que es función del cambio de concentración de la masa dentro del cuerpo, por lo que para llevar una templa a un valor final de conformado se necesitará teóricamente el mismo consumo de vapor no importando si esta se tardara, por ejemplo, 2 o 4 horas en prepararse.

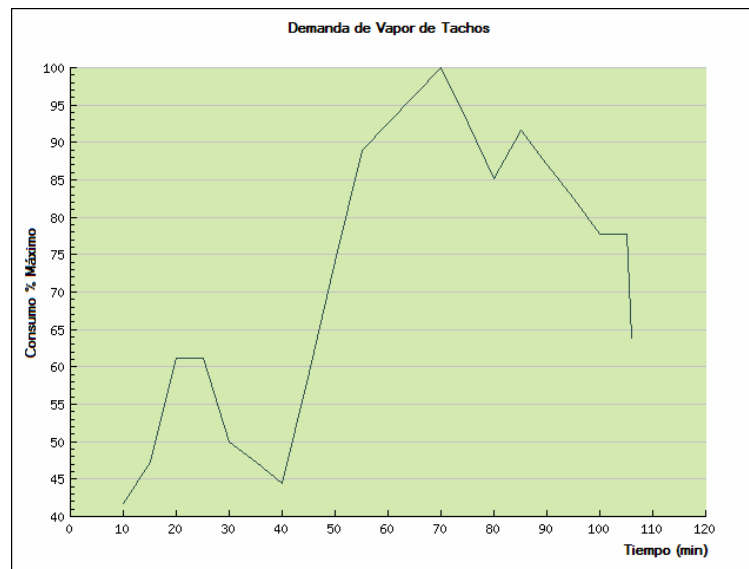
Debido a que generalmente las condiciones de operación no son estables, a que la velocidad de circulación disminuye conforme aumenta la densidad y a que existen diversas técnicas de cocción según la experiencia del tachero, los consumos máximos de vapor pueden o no estar al inicio de la templa. Los fluidos de alimentación no se agregan en su totalidad al inicio de la templa por lo que las razones de evaporación se verán afectadas en el intervalo de cocción.

A continuación se detallan los valores de consumo de vapor para la primera hora de cocción de cada templa asumiendo que existen las condiciones necesarias y suficientes para llevar a cabo un buen trabajo.

ANÁLISIS DE TACHOS	TAMPLA A	TEMPLA B	TEMPLA C	SEMILLA
TIEMPO DE COCCIÓN (hr)	5	3.5	3	2
TEMPLAS POR DÍA	4	2	1	1
CONSUMO DE VAPOR POR TEMPLA (kg)	4155.2773	10536.5281	9595.6584	9437.3005
CONSUMO DE VAPOR POR DÍA (kg)	16621.1092	21073.0562	9595.6584	9437.3005
CONSUMO PORCENTUAL DE VAPOR EN LA PRIMERA HORA	27	38	44	62
MÁXIMO CONSUMO DE VAPOR EN LA PRIMERA HORA (kg)	1121.9249	4003.8807	4222.0897	5851.1263
CONSUMO PROMEDIO DE VAPOR (kg/hr)	692.5462	878.0440	399.8191	393.2209

Si las condiciones operativas son insuficientes, la tendencia de consumo de vapor es un tanto parecida a la detallada en el siguiente gráfico. Éste fue construido por Honig(22 - tabla 5) luego de correr pruebas en un tacho durante 2 horas de preparación de templa.

Figura 26. Demanda de Vapor de Tachos



Fuente: P.Honig, *Principles of Sugar Technology Vol.2 - Ch.11 - Table 5*

El valor del consumo teórico en la primera hora sirve para dimensionar las tuberías, válvulas y accesorios de la instalación para servir a la máxima condición operativa posible. Para fines de comparación entre ingenios se suele calcular el consumo de vapor total de cada templa por día, dividiendo el resultado dentro de 24 horas para obtener el consumo promedio de vapor de calentamiento por hora por templa.

En base al consumo calórico por templa y a la diferencia efectiva de temperaturas, puede calcularse el coeficiente de transferencia de calor mediante la ecuación fundamental de transferencia de calor. El área efectiva de transferencia corresponde al área de los tubos que conforman la calandria como en el caso de los evaporadores.

Debido a que el coeficiente de transferencia es función de la resistencia térmica entre la superficie del tubo y la masa, y como la densidad de la misma varía notablemente durante todo el proceso, los coeficientes a su vez varían durante el tiempo de cocción. El valor más alto se registra al inicio del cocimiento mientras que el más bajo se registra al finalizar la templa. Además, el coeficiente varía según sea el tipo de masa que se trabaja, por lo que un mismo equipo puede tener tantos coeficientes de transferencia como masas distintas se trabajen en él. Para fines comparativos se elige el coeficiente al inicio de la templa, valor que se detalla a continuación para cada una de las templeas analizadas.

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR	TACHO 1	TACHO 2	TACHO 3	TACHO 4
AREA (m ²)	49.7031	43.0141	49.7031	99.3133
CONSUMO TEÓRICO DE CALOR (MJ/templa)	19082.7330	21305.4307	19402.9412	8402.1959
DIFERENCIA EFECTIVA DE TEMPERATURA (°C)	16.8000	23.5000	16.8000	31.6000
COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR kW/(m ² ·K)	3.1741	1.6728	2.1515	0.1487

Dos parámetros importantes en el análisis de tachos son la relación superficie de calentamiento - capacidad volumétrica (relación S/V) y el coeficiente de evaporación. La relación S/V depende del tipo de vapor usado para calentamiento y de la masa cocida que se trabaja. El coeficiente de evaporación de un tacho es el peso de agua evaporada de la masa cocida por unidad de superficie de calentamiento en la unidad de tiempo. La variación de este coeficiente es similar a la variación del coeficiente de transferencia de calor. A continuación se exponen los valores obtenidos en los tachos analizados.

PARÁMETROS DE OPERACIÓN	TACHO 1	TACHO 2	TACHO 3	TACHO 4
RELACIÓN S/V (m ² /m ³)	5.8508	6.0761	7.0210	5.8454
COEFICIENTE DE EVAPORACIÓN (kg/m ² /hr)	31.6786	54.2425	51.9109	16.1075

El balance de las centrífugas en un ingenio necesita como elementos de partida los datos de laboratorio de la masa cocida, el licor madre, la purga de la centrífuga y la carga de cristales centrifugados.

Mediante pruebas en los equipos se determina el espesor de la masa de producto antes y después del centrifugado para determinar la cantidad de producto que abandona la centrífuga, así como la cantidad de agua de lavado que se utiliza para limpiar los cristales.

Partiendo de lo anterior se establece como volumen de control el equipo a analizar. En base a relaciones de brix, pureza y pol junto a las masas de entrada y salida se pueden determinar los porcentajes de sacarosa, agua, licor madre y no azúcares en el esquema y balancear el equipo.

A continuación se exponen los resultados del balance de masa efectuado en las centrífugas de continua y *batch* en el ingenio analizado.

BALANCE DE MATERIALES EN CENTRÍFUGAS	MASA MÉTODO	A BATCH
CAPACIDAD ACTUAL DE CENTRIFUGADO POR HORA (kg/hr)		3643.8717
CAPACIDAD DE CENTRÍFUGA POR CICLO (kg)		437.2646
CANTIDAD DE AGUA DE LAVADO (kg/ciclo)		
	(kg/ciclo)	5.9533
	(kg/hr)	49.6108
RETENCIÓN DE AGUA EN MASA CENTRIFUGADA (%)		1.5000
PUREZA MASA A		85.6000
BRIX MASA A		93.1700
POL MASA A		79.7535
PUREZA PURGA DE PRIMERA		70.8900
BRIX PURGA DE PRIMERA		80.2300
POL AZÚCAR		99.4400
BRIX AZÚCAR		98.5000
PUREZA AZÚCAR		99.5196
CANTIDAD DE AZÚCAR (kg)		
	POR CICLO	136.0777
	POR DÍA	1133.9808
PUREZA DEL LICOR MADRE ANTES DEL CENTRIFUGADO		68.5900
BRIX DEL LICOR MADRE ANTES DEL CENTRIFUGADO		82.5300
	CAPACIDAD POR CICLO	CAPACIDAD POR HORA
ALIMENTACIÓN DE MASA (kg)	437.2646	3643.8717
CRISTALES EN MASA (%)	50.4560	50.4560
CRISTALES DE AZÚCAR EN MASA (kg)	220.6261	1838.5504
SUSTANCIA SECA EN MASA (kg)	407.3994	3394.9952
AGUA EN MASA (kg)	29.8652	248.8764
MASA DE LICOR MADRE (kg)	216.6385	1805.3212
MASA DE AZÚCAR EN LICOR MADRE (kg)	122.6333	1021.9441
MASA DE NO AZÚCARES EN LICOR MADRE (kg)	56.1585	467.9875
MASA DE AGUA EN LICOR MADRE (kg)	37.8468	315.3896
CANTIDAD DE AGUA AGREGADA (kg)	5.9533	49.6108
MASA DE CARGA CENTRIFUGADA DE AZÚCAR (kg)	138.1189	1150.9905
MASA DE SACAROSA EN CARGA CENTRIFUGADA DE AZÚCAR (kg)	137.3454	1144.5450
MASA DE AGUA EN CARGA CENTRIFUGADA DE AZÚCAR (kg)	2.0412	17.0097
MASA DE PURGA DE PRIMERA (kg)	303.0579	2525.4822
AZÚCAR EN PRUGA DE PRIMERA (kg)	172.3643	1436.3692
NO AZÚCARES EN PURGA DE PRIMERA (kg)	70.7790	589.8252
AGUA EN PURGA DE PRIMERA (kg)	59.9145	499.2878
TOTAL DE MATERIA INGRESANDO (kg)	443.2179	3693.4825
TOTAL DE MATERIA DE SALIDA (kg)	443.2179	3693.4825
RECUPERACIÓN DE SACAROSA (%)		39.3840

BALANCE DE MATERIALES EN CENTRÍFUGAS	MASA MÉTODO	B CONTINUO
CAPACIDAD ACTUAL DE CENTRIFUGADO POR HORA (kg/hr)		2660.3936
CANTIDAD DE AGUA DE LAVADO (kg/hr)		212.8315
RETENCIÓN DE AGUA EN MASA CENTRIFUGADA (%)		2.0000
PUREZA MASA B		74.6700
BRIX MASA B		93.1300
POL MASA B		69.5402
PUREZA PURGA DE SEGUNDA		62.8800
BRIX PURGA DE SEGUNDA		85.5900
POL MAGMA B		80.7700
BRIX MAGMA B		87.2900
PUREZA MAGMA B		92.5300
CANTIDAD DE MAGMA B		
	POR HORA	1057.8766
PUREZA DEL LICOR MADRE ANTES DEL CENTRIFUGADO		60.1500
BRIX DEL LICOR MADRE ANTES DEL CENTRIFUGADO		82.2300
		CAPACIDAD POR HORA
ALIMENTACIÓN DE MASA (kg/hr)		2660.3936
CRISTALES EN MASA (%)		33.9334
CRISTALES DE AZÚCAR EN MASA (kg/hr)		902.7631
SUSTANCIA SECA EN MASA (kg/hr)		2477.6246
AGUA EN MASA (kg/hr)		182.7690
MASA DE LICOR MADRE (kg/hr)		1757.6305
MASA DE AZÚCAR EN LICOR MADRE (kg/hr)		869.3477
MASA DE NO AZÚCARES EN LICOR MADRE (kg/hr)		575.9519
MASA DE AGUA EN LICOR MADRE (kg/hr)		312.3309
CANTIDAD DE AGUA AGREGADA (kg/hr)		212.8315
MASA DE CARGA CENTRIFUGADA DE MAGMA B (kg/hr)		1079.0341
MASA DE SACAROSA EN CARGA CENTRIFUGADA DE MAGMA B (kg/hr)		871.5359
MASA DE AGUA EN CARGA CENTRIFUGADA DE MAGMA B (kg/hr)		21.1575
MASA DE PURGA DE SEGUNDA (kg/hr)		1773.0334
AZÚCAR EN PRUGA DE SEGUNDA (kg/hr)		954.2287
NO AZÚCARES EN PURGA DE SEGUNDA (kg/hr)		563.3106
AGUA EN PURGA DE SEGUNDA (kg/hr)		255.4941
	TOTAL DE MATERIA INGRESANDO (kg/hr)	2873.2251
	TOTAL DE MATERIA DE SALIDA (kg/hr)	2873.2251
	RECUPERACIÓN DE SACAROSA (%)	47.1090

BALANCE DE MATERIALES EN CENTRÍFUGAS	MASA MÉTODO	C CONTINUO
CAPACIDAD ACTUAL DE CENTRIFUGADO POR HORA (kg/hr)		3513.4136
CANTIDAD DE AGUA DE LAVADO (kg/hr)		281.0731
RETENCIÓN DE AGUA EN MASA CENTRIFUGADA (%)		2.0000
PUREZA MASA C		60.7200
BRIX MASA C		97.3100
POL MASA C		59.0866
PUREZA MIEL FINAL		46.5800
BRIX MIEL FINAL		84.4200
POL MAGMA C		78.9600
BRIX MAGMA C		89.3600
PUREZA MAGMA C		88.3600
CANTIDAD DE MAGMA C		
	POR HORA	928.9670
PUREZA DEL LICOR MADRE ANTES DEL CENTRIFUGADO		44.6800
BRIX DEL LICOR MADRE ANTES DEL CENTRIFUGADO		81.7300
		CAPACIDAD POR HORA
ALIMENTACIÓN DE MASA (kg/hr)		3513.4136
CRISTALES EN MASA (%)		28.2150
CRISTALES DE AZÚCAR EN MASA (kg/hr)		991.3088
SUSTANCIA SECA EN MASA (kg/hr)		3418.9028
AGUA EN MASA (kg/hr)		94.5108
MASA DE LICOR MADRE (kg/hr)		2522.1048
MASA DE AZÚCAR EN LICOR MADRE (kg/hr)		920.9961
MASA DE NO AZÚCARES EN LICOR MADRE (kg/hr)		1140.3202
MASA DE AGUA EN LICOR MADRE (kg/hr)		460.7886
CANTIDAD DE AGUA AGREGADA (kg/hr)		281.0731
MASA DE CARGA CENTRIFUGADA DE MAGMA C (kg/hr)		947.5463
MASA DE SACAROSA EN CARGA CENTRIFUGADA DE MAGMA C (kg/hr)		748.1826
MASA DE AGUA EN CARGA CENTRIFUGADA DE MAGMA C (kg/hr)		18.5793
MASA DE MIEL FINAL (kg/hr)		2828.3610
AZÚCAR EN MIEL FINAL (kg/hr)		1112.1918
NO AZÚCARES EN MIEL FINAL (kg/hr)		1275.5106
AGUA EN MIEL FINAL (kg/hr)		440.6586
	TOTAL DE MATERIA INGRESANDO (kg/hr)	3794.4867
	TOTAL DE MATERIA DE SALIDA (kg/hr)	3794.4867
	RECUPERACIÓN DE SACAROSA (%)	36.0404

Los diagramas de flujo y conexiones de tachos y centrífugas se muestran en el anexo 17.

4.3.2.3 Balance de masa y de energía de la sala de generación

El consumo de potencia en la sala de generación está definido por la carga eléctrica impuesta sobre el sistema, mientras que el consumo de vapor es función de la potencia requerida por el generador, la eficiencia del reductor y las condiciones operativas de la turbina. La generación se lleva a cabo a partir de turbogeneradores y motores diesel. Al no existir un adecuado balance térmico de la instalación deben hacerse uso de al menos una planta diesel de generación. A continuación se exponen los resultados del balance de masa y potencia. El análisis de las turbinas se llevo a cabo bajo la misma metodología utilizada en las turbinas de los molinos.

ANALISIS DE CONSUMO DE VAPOR EN TURBINAS

	Turbo 2	Turbo 1 (<i>Stand By</i>)
Potencia Demandada (kW)	384.1000	300.0000
DATOS DE DISEÑO		
Potencia (kW)	800.0000	330.3450
Rateo (lb/kW·hr)	62.0000	58.0000
Factor de Potencia	0.84	0.8
CONDICIÓN OPERATIVA		
Eficiencia Combinada de Reductores	0.9800	0.9800
Potencia Demandada Considerando Eficiencia de Reductores (kW)	391.9388	306.1224
Potencia (kW)	384.1000	300.0000
Rateo (lb/kW·hr)	55.9600	46.4200
Eficiencia (%)	39.74	47.91
Temperatura del Vapor de Entrada (°C)	220	220
Presión del Vapor de Entrada (bar abs)	13.5527	13.5527
Temperatura del Vapor de Salida (°C)	119	119
Presión del Vapor de Salida (bar abs)	1.9006	1.9006
Consumo de Vapor		
kg/hr	9948.0000	6444.0000
lb/hr	21931.5858	14206.5882

El turbo 1 se encuentra actualmente en *stand by*. El equipo se encuentra listo para ser incorporado al sistema cuando así fuese necesario. La operación de éste turbogenerador es a plena carga. La planta diesel opera generalmente a plena carga, manteniéndose en *stand by* una segunda planta térmica. Los consumos de diesel y la cantidad de energía aportada al sistema se exponen a continuación.

ANALISIS DE CONSUMO DE DIESEL EN PLANTAS TÉRMICAS

		CAT 1
Potencia Demandada (kW)		219.4855
DATOS DE DISEÑO		
	Potencia (kW)	320.0000
Consumo de Diesel		
	US Gal/hr	14.7348
	US Gal/día	353.6362

La tensión en barras y de servicio es de 480V. Existe un circuito secundario que provee alimentación a las cargas de iluminación y servicios varios del ingenio y oficinas a una tensión de 220V.

POTENCIA DEMANDADA SERVICIOS VARIOS

Carga Promedio (kW)	103.2000
Estimado de Consumo Promedio Fabrica (kWh)	11040.0000
Incremento en Consumo Promedio en Zafra (kWh)	12160.0000
Consumo Promedio en Zafra (kWh)	26880.0000
Factor de Potencia	0.7863

El diagrama de conexiones eléctricas equivalentes se muestra en el anexo 18.

4.3.2.4 Balance de masa y de energía de la sala de calderas

El balance de masa y energía de la sala de calderas permite definir, entre otras cosas, la eficiencia del equipo y de la combustión, el consumo específico de vapor y si existe la posibilidad de obtener un excedente de bagazo por hora. A partir de los parámetros de operación de la caldera queda definida la forma como el calor interactúa dentro del equipo. A continuación se detallan los resultados del análisis efectuado en la caldera en operación en el ingenio.

PODER CALORÍFICO DEL BAGAZO

POL BAGAZO (%)	5.28
HUMEDAD %	51.5

HESSEY	VCS	9141.9448	kJ/kg
	VCN	7257.8011	kJ/kg
MÉTODO SIMPLIFICADO	VCS	9340.7508	kJ/kg
	VCN	7336.3203	kJ/kg

CALOR DISPONIBLE PARA PASAR AL VAPOR

TEMPERATURA DEL GAS DE COMBUSTIÓN (°C)	250	α (sólidos no quemados)	0.98
EXCESO DE AIRE (λ)	1.4	β (radiación)	0.915
		η (combustión mala)	0.9

CALOR SENSIBLE EN LOS GASES	1457.4251	kJ/kg
-----------------------------------	-----------	-------

CALOR TRANSMITIDO AL VAPOR	4744.4448	kJ/kg de bagazo
-------------------------------	-----------	-----------------

EFICIENCIA DE LA CALDERA SEGÚN VCS HESSEY	0.5190
---	--------

EFICIENCIA DE LA CALDERA SEGÚN VCS MÉTODO SIMPLIFICADO	0.5079
--	--------

**CONSUMO DE BAGAZO
Y GENERACIÓN DE
VAPOR**

TEMPERATURA DEL VAPOR VIVO (°C)	230
PRESIÓN DEL VAPOR VIVO (psig)	200
TEMPERATURA DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN (°C)	58
PRESIÓN DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN (psig)	300

HESSEY	CONSUMO ESPECIFICO	
	DE BAGAZO	0.7000 kg bagazo/kg vapor
	GENERACIÓN	
	ESPECÍFICA	1.4285 kg vapor/kg bagazo

MÉTODO SIMPLIFICADO	CONSUMO ESPECIFICO	
	DE BAGAZO	0.7076 kg bagazo/kg vapor
	GENERACIÓN	
	ESPECÍFICA	1.4133 kg vapor/kg bagazo

COMBUSTIÓN

EXCESO DE AIRE (λ)	1.4
HUMEDAD %	51.5
P_{SAT} VAPOR DE AGUA (mbar)	29.8307
P_{ATM} (mbar)	866.359
HUMEDAD RELATIVA DEL AIRE (ϕ)	0.78

COMPOSICIÓN DEL BAGAZO	Carbono (C)	22.7950 %
	Hidrógeno (H)	3.1525 %
	Oxígeno (O)	21.3400 %
	Cenizas (Z)	1.2125 %

AIRE DE ALIMENTACIÓN	MASA MÍNIMA DE O ₂	0.6443	kg/kg de bagazo
	VOLUMEN MÍNIMO DE O ₂	0.4508	Nm ³ /kg de bagazo
	MASA MÍNIMA DE AIRE SECO	2.7759	kg/kg de bagazo
	VOLUMEN MÍNIMO DE AIRE SECO	2.1467	Nm ³ /kg de bagazo
	CANTIDAD DE AGUA EN EL AIRE	0.0172	kg de agua/kg de aire seco
	FACTOR <i>f</i>	0.0278	Nm ³ vapor de agua/Nm ³ aire seco
	MASA MÍNIMA DE AIRE HÚMEDO	2.8235	kg/kg de bagazo
	VOLUMEN MÍNIMO DE AIRE HÚMEDO	2.2064	Nm ³ /kg de bagazo

GASES DE COMBUSTIÓN	MASA POR COMBUSTIÓN ESTEQUIOMÉTRICA	3.8235	kg/kg de bagazo
	VOLUMEN POR COMBUSTIÓN ESTEQUIOMÉTRICA	3.1687	Nm ³ /kg de bagazo
	MASA CONSIDERANDO λ Y Z	4.9471	kg/kg de bagazo
	VOLUMEN CONSIDERANDO λ Y Z	4.0512	Nm ³ /kg de bagazo

COMPONENTES DE LOS GASES DE COMBUSTIÓN	CO ₂	masa	0.8365	kg/kg de bagazo	
		volumen	0.4231	Nm ³ /kg de bagazo	
	H ₂ O	masa	0.8823	kg/kg de bagazo	
		volumen	0.9914	Nm ³ /kg de bagazo	
	O ₂	masa	0.2576	kg/kg de bagazo	
		volumen	0.1802	Nm ³ /kg de bagazo	
	N ₂	masa	2.9326	kg/kg de bagazo	
		volumen	2.3446	Nm ³ /kg de bagazo	
	Ar	masa	0.0496	kg/kg de bagazo	
		volumen	0.0278	Nm ³ /kg de bagazo	
	DENSIDAD DE LOS GASES DE COMBUSTIÓN			1.2064	kg/Nm ³

La demanda de vapor en las calderas está gobernada tanto por la demanda de vapor de las turbinas como por la demanda de vapor de escape en el proceso. Asumiendo que las necesidades del proceso se ven cubiertas, la carga térmica impuesta sobre la caldera será exclusivamente función del consumo de vapor de cada turbina.

Mediante un balance de consumos de vapor en la fábrica puede determinarse el escenario de carga térmica más probable hacia la caldera. A continuación se detallan los resultados del balance de necesidades de vapor del proceso.

ANALISIS DE NECESIDADES DEL PROCESO

	% CAÑA	TMH	TCH	kg/100 kg de caña	kg/s
Producción de Bagazo	29.0000	8.1838	9.0211	29.0000	2.2733
Producción de Jugo	88.1400	24.8731	27.4179	88.1400	6.9092
Consumo de Vapor Directo					
Turbinas	48.1283	13.5818	14.9714	48.1283	3.7727
Secador de Azúcar	1.6074	0.4536	0.5000	1.6074	0.1260
Homo de Azufre	0.8037	0.2268	0.2500	0.8037	0.0630
Centrifugas de Continua	0.1609	0.0454	0.0500	0.1609	0.0126
TOTAL	50.7002	14.3076	15.7714	50.7002	3.9743
Consumo de Vapor Vegetal en la Casa de Cocimientos					
Calentadores de Jugo Alcalizado	9.0361	2.5500	2.8109	9.0361	0.7083
Múltiple Efecto	12.2400	3.4252	3.7756	12.2400	0.9514
TOTAL	21.2761	5.9752	6.5865	21.2761	1.6598
Consumo de Vapor de Escape en la Casa de Cocimientos					
Calentadores de Jugo Alcalizado	9.9043	2.7950	3.0810	9.9043	0.7764
Pre Evaporador	26.4100	7.3922	8.1485	26.4100	2.0534
Tachos (Consumos Promedio)					
Templa A	2.4539	0.6925	0.7634	2.4539	0.1924
Templa B	3.1113	0.8780	0.9678	3.1113	0.2439
Templa C	1.4167	0.3998	0.4407	1.4167	0.1111
Semilla	1.3933	0.3932	0.4334	1.3933	0.1092
TOTAL	44.6896	12.5507	13.8348	44.6896	3.4863

Para conseguir generar la cantidad de vapor directo que demanda el proceso se debe contar con la cantidad de combustible requerido bajo las condiciones operativas actuales. A continuación se detallan los resultados del balance de consumo de bagazo para el caso del flujo demandado por los equipos bajo las condiciones operativas actuales y bajo los parámetros de diseño de la caldera.

ANÁLISIS DE CONSUMO DE BAGAZO

	% CAÑA	TMH	TCH	kg/100 kg de caña	kg/s
Producción de Bagazo	29.0000	8.1838	9.0211	29.0000	2.2733
Consumo de Bagazo para Generación de Vapor					
(Flujo Real 14.3076 TMH / VCI Hessey)	28.1763	7.9514	8.7649	28.1763	2.2087
(Flujo Diseño 16.1529 TMH / VCI Hessey)	28.3054	7.9878	8.8050	28.3054	2.2188
Excedente de Bagazo Real	0.8237	0.2324	0.2562	0.8237	0.0646
Excedente de Bagazo Diseño	0.6946	0.1960	0.2161	0.6946	0.0545

4.3.2.5 Balance de calor de la instalación

El flujo de calor en la instalación permite definir cuales son los puntos específicos donde la energía se pierde en el proceso. Estas pérdidas generalmente se deben a transferencias de calor hacia el medio circundante, a cambio en el estado del fluido de trabajo o a mezclas de fluidos con diferentes estados.

El balance de calor define las pérdidas y eficiencias energéticas para procesos que se consideran reversibles. A pesar de ser una técnica muy difundida en el análisis de ingenios, no ofrece un buen panorama para definir el estado operativo de un equipo o de la instalación.

A continuación se detalla el resultado del balance energético del ingenio analizado. Los valores detallados para los tachos están basados en los consumos de calor por día de operación, el flujo promedio diario de vapores y el flujo promedio diario de entrada y salida de materiales azucarados.

BALANCE DE CALOR

CALDERA

		MW	Mcal/hr
ENTRADAS	BAGAZO @ 51.5% humedad, 5.28 pol	20.7822	17869.4571
	AGUA DE ALIMENTACIÓN		
	15897.2966 kg/hr @ 58 °C, 21.5507 bar abs	1.0801	928.7116
	AIRE DE MEZCLA @ 204 °C	0.1695	145.7438
		22.0318	18943.9125
SALIDAS	VAPOR @ 14307.5670 kg/hr 230 °C, 14.6559 bar abs	11.4345	9831.9149
	PÉRDIDAS VARIAS	10.5973	9111.9976
		22.0318	18943.9125

TUBERÍAS DE VAPOR DIRECTO

		MW	Mcal/hr
ENTRADAS	VAPOR @ 14307.5670 kg/hr 230 °C, 14.6559 bar abs	11.4345	9831.9149
		11.4345	9831.9149
SALIDAS	VAPOR TURBINA MOLINOS 1 Y 2		
	2528.4000 kg/hr @ 225 °C, 14.1043 bar abs	2.0138	1731.5532
	VAPOR TURBINA MOLINO 4		
	1105.2000 kg/hr @ 223 °C, 13.8285 bar abs	0.8792	755.9787
	VAPOR TURBOGENERADOR 2		
	9948.0000 kg/hr @ 220 °C, 13.5527 bar abs	7.8970	6790.1935
	VAPOR HORNOS DE AZUFRE		
	226.7962 kg/hr @ 220 °C, 13.5527 bar abs	0.1800	154.8085
	VAPOR SECADOR DE AZÚCAR		
453.5924 kg/hr @ 220 °C, 13.5527 bar abs	0.3601	309.6169	
VAPOR CENTRÍFUGAS			
45.3592 kg/hr @ 200 °C, 12.2726 bar abs	0.0355	30.4907	
PÉRDIDAS	0.0689	59.2734	
	11.4345	9831.9149	

TURBINAS		MW	Mcal/hr
ENTRADAS	VAPOR TURBINA MOLINOS 1 Y 2		
	2528.4000 kg/hr @ 225 °C, 14.1043 bar abs	2.0138	1731.5532
	VAPOR TURBINA MOLINO 4		
	1105.2000 kg/hr @ 223 °C, 13.8285 bar abs	0.8792	755.9787
ENTRADAS	VAPOR TURBOGENERADOR 2		
	9948.0000 kg/hr @ 220 °C, 13.5527 bar abs	7.8970	6790.1935
		10.7900	9277.7254
SALIDAS	VAPOR TURBINA MOLINOS 1 Y 2		
	2528.4000 kg/hr @ 119 °C, 1.9006 bar abs	1.8998	1633.5508
	POTENCIA	0.1015	87.2743
	VAPOR TURBINA MOLINO 4		
	1105.2000 kg/hr @ 119 °C, 1.9006 bar abs	0.8304	713.9808
	POTENCIA	0.0456	39.2089
	VAPOR TURBOGENERADOR 2		
	9948.0000 kg/hr @ 119 °C, 1.9006 bar abs	7.4740	6426.5247
	POTENCIA	0.3841	330.2665
	PÉRDIDAS	0.0546	46.9194
	10.7900	9277.7254	

SECADORA		MW	Mcal/hr
ENTRADAS	VAPOR SECADOR DE AZÚCAR		
	453.5924 kg/hr @ 220 °C, 13.5527 bar abs	0.3601	309.6169
	AZÚCAR		
ENTRADAS	1133.9808 kg/hr @ 35 °C, pol 99.44, brix 98.5	0.0201	17.2662
		0.3802	326.8831
SALIDAS	VAPOR SECADOR DE AZÚCAR		
	453.5924 kg/hr @ 95.65 °C, 0.8664 bar abs	0.3363	289.1237
	AZÚCAR		
	1133.9808 kg/hr @ 55 °C, pol 99.44, brix 99.92	0.0328	28.2436
	PÉRDIDAS	0.0111	9.5158
	0.3802	326.8831	

**TUBERÍAS DE VAPOR
DE ESCAPE**

		MW	Mcal/hr
ENTRADAS	VAPOR TURBINA MOLINOS 1 Y 2		
	2528.4000 kg/hr @ 119 °C, 1.9006 bar abs	1.8995	1633.3182
	VAPOR TURBINA MOLINO 4		
	1105.2000 kg/hr @ 119 °C, 1.9006 bar abs	0.8304	713.9808
SALIDAS	VAPOR TURBOGENERADOR 2		
	9948.0000 kg/hr @ 119 °C, 1.9006 bar abs	7.4740	6426.5247
	PÉRDIDAS	0.0333	28.6132
		10.2040	8773.8237
ENTRADAS	CALENTADOR DE JUGO CRUDO 2da ETAPA		
	289.32 kg/hr @ 114 °C, 1.6373 bar abs	0.2168	186.4543
	EVAPORADORES		
	7392.24 kg/hr @ 114 °C, 1.6311 bar abs	5.5382	4762.0065
SALIDAS	TACHOS		
	5900.3004 kg/hr @ 112 °C, 1.5328 bar abs	4.4156	3796.7496
	PÉRDIDAS	0.0333	28.6132
		10.2040	8773.8237

**CALENTADOR DE JUGO
CRUDO 1era ETAPA**

		MW	Mcal/hr
ENTRADAS	VAPOR CALENTADOR DE JUGO CRUDO		
	2799 kg/hr @ 105 °C, 1.2486 bar abs	2.0876	1795.0021
	JUGO CRUDO		
SALIDAS	29670.50 kg/hr @ 33 °C, 6 bar abs	1.0233	879.8862
	PÉRDIDAS	0.2916	250.7292
		3.1109	2674.8883
ENTRADAS	CONDENSADO CALENTADOR DE JUGO CRUDO		
	2799 kg/hr @ 92.94 °C	0.3027	260.2869
	JUGO CRUDO		
SALIDAS	29670.50 kg/hr @ 80.5 °C, 4 bar abs	2.5166	2163.8721
	PÉRDIDAS	0.2916	250.7292
		3.1109	2674.8883

**CALENTADOR DE JUGO
CRUDO 2da ETAPA**

		MW	Mcal/hr
ENTRADAS	VAPOR CALENTADOR DE JUGO CRUDO		
	289.32 kg/hr @ 114 °C, 1.6373 bar abs	0.2168	186.4543
	JUGO CRUDO		
SALIDAS	29670.50 kg/hr @ 80.5 °C, 4 bar abs	2.5166	2163.8721
	PÉRDIDAS	0.0066	5.6339
		2.7334	2350.3264
ENTRADAS	CONDENSADO CALENTADOR DE JUGO CRUDO		
	289.32 kg/hr @ 106.31 °C	0.0358	30.8154
	JUGO CRUDO		
SALIDAS	29670.50 kg/hr @ 86 °C, 1.800 bar abs	2.6910	2313.8771
	PÉRDIDAS	0.0066	5.6339
		2.7334	2350.3264

**EVAPORADORES
PRE EVAPORADOR**

		MW	Mcal/hr
ENTRADAS	VAPOR PRE EVAPORADOR		
	7392.24 kg/hr @ 114 °C, 1.6311 bar abs	5.5382	4762.0065
	JUGO CRUDO		
	29670.50 kg/hr @ 86 °C, 1.800 bar abs	<u>2.6910</u>	<u>2313.8771</u>
		8.2293	7075.8836
SALIDAS	CONDENSADO PRE EVAPORADOR		
	7392.24 kg/hr @ 1.6311 bar abs	0.9812	843.6392
	JUGO EVAPORADO		
	19197 kg/hr @ 105 °C, 1.2486 bar abs	2.0363	1750.8990
	VAPOR VEGETAL VASO 1		
	3425.04 kg/hr @ 105 °C, 1.2486 bar abs	2.5545	2196.4823
VAPOR VEGETAL CALENTADOR DE JUGO CRUDO 1era ETAPA			
2799 kg/hr @ 105 °C, 1.2486 bar abs	2.0876	1795.0021	
	PÉRDIDAS	<u>0.5697</u>	<u>489.8610</u>
		8.2293	7075.8836

VASO 1

		MW	Mcal/hr
ENTRADAS	VAPOR VASO 1		
	3425.04 kg/hr @ 105 °C, 1.2486 bar abs	2.5545	2196.4823
	JUGO EVAPORADO		
	19197 kg/hr @ 105 °C, 0.8778 bar abs	<u>2.0363</u>	<u>1750.8990</u>
		4.5908	3947.3813
SALIDAS	CONDENSADO VASO 1		
	3425.04 kg/hr @, 1.2486 bar abs	0.4226	363.3464
	JUGO EVAPORADO		
	15621.48 kg/hr @ 96 °C, 0.8778 bar abs	1.4586	1254.2013
	VAPOR VEGETAL VASO 2		
3575.16 kg/hr @ 96 °C, 0.8778 bar abs	2.6516	2279.9458	
	PÉRDIDAS	<u>0.0580</u>	<u>49.8879</u>
		4.5908	3947.3813

VASO 2		MW	Mcal/hr
ENTRADAS	VAPOR VASO 2		
	3575.16 kg/hr @ 96 °C, 0.8778 bar abs	2.6516	2279.9458
	JUGO EVAPORADO		
	15621.48 kg/hr @ 96 °C, 0.5 bar abs	1.4586	1254.2013
		4.1102	3534.1471
SALIDAS	CONDENSADO VASO 2		
	3575.16 kg/hr @ 0.8778 bar abs	0.3995	343.4809
	JUGO EVAPORADO		
	11837.16 kg/hr @ 80.5 °C, 0.5 bar abs	0.8626	741.6871
	VAPOR VEGETAL VASO 2		
	3784.32 kg/hr @ 80.5 °C, 0.5 bar abs	2.7825	2392.5420
	PÉRDIDAS	0.0656	56.4371
		4.1102	3534.1471

MELADOR		MW	Mcal/hr
ENTRADAS	VAPOR MELADOR		
	3784.32 kg/hr @ 80.5 °C, 0.5 bar abs	2.7825	2392.5420
	JUGO EVAPORADO		
	11837.16 kg/hr @ 80.5 °C, 0.5 bar abs	0.8626	741.6871
		3.6451	3134.2290
SALIDAS	CONDENSADO MELADOR		
	3784.32 kg/hr @ 0.5 bar abs	0.3579	307.7458
	MELADURA		
	7907.76 kg/hr @ 60 °C, 0.2133 bar abs	0.3626	311.7478
	VAPOR VEGETAL MELADOR		
	3929.40 kg/hr @ 60 °C, 0.2133 bar abs	2.8575	2457.0481
	PÉRDIDAS	0.0671	57.6874
		3.6451	3134.2290

TACHOS TACHO 1		MW	Mcal/hr
ENTRADAS	VAPOR TACHO 1		
	393.2209 kg/hr @ 112 °C, 1.5328 bar abs	0.2942	252.9622
	MEZCLA PARA SEMILLA		
	846.5780 kg/hr @ 70 °C, 0.4194 bar abs	0.0510	43.8521
		0.3452	296.8143
SALIDAS	CONDENSADO TACHO 1		
	7392.24 kg/hr @ 1.5328 bar abs	0.0513	44.1153
	VAPOR VEGETAL TACHO 1		
	328.0257 kg/hr @ 77 °C, 0.4194 bar abs	0.2410	207.1879
	SEMILLA		
	518.5523 kg/hr @ 77 °C, 0.8664 bar abs	0.0197	16.9390
	PÉRDIDAS	0.0332	28.5722
		0.3452	296.8143

TACHO 2		MW	Mcal/hr
ENTRADAS	VAPOR TACHO 2		
	878.0440 kg/hr @ 112 °C, 1.5328 bar abs	0.6571	564.9953
	MEZCLA PARA MASA B		
	782.9126 kg/hr @ 70 °C, 0.4194 bar abs	0.0392	33.7145
	0.6963	598.7098	
SALIDAS	CONDENSADO TACHO 2		
	878.0440 kg/hr @ 1.5328 bar abs	0.1146	98.5323
	VAPOR VEGETAL TACHO 2		
	680.5139 kg/hr @ 77 °C, 0.4194 bar abs	0.4999	429.8409
	MASA B		
	197.5301 kg/hr @ 77 °C, 0.8664 bar abs	0.0021	1.7985
	PÉRDIDAS	0.0797	68.5380
	0.6963	598.7098	
TACHO 3		MW	Mcal/hr
ENTRADAS	VAPOR TACHO 3		
	399.8191 kg/hr @ 112 °C, 1.5328 bar abs	0.2993	257.3636
	MEZCLA PARA MASA C		
	779.9923 kg/hr @ 70 °C, 0.4194 bar abs	0.0316	27.1711
	0.3309	284.5347	
SALIDAS	CONDENSADO TACHO 3		
	399.8191 kg/hr @ 1.5328 bar abs	0.0522	44.8829
	VAPOR VEGETAL TACHO 3		
	322.5165 kg/hr @ 77 °C, 0.4194 bar abs	0.2381	204.7009
	MASA C		
	77.3026 kg/hr @ 77 °C, 0.8664 bar abs	0.0181	15.5632
	PÉRDIDAS	0.0225	19.3876
	0.3309	284.5347	
TACHO 4		MW	Mcal/hr
ENTRADAS	VAPOR TACHO 4		
	692.5462 kg/hr @ 112 °C, 1.5328 bar abs	0.5183	445.6953
	MEZCLA PARA MASA A		
	4816.6366 kg/hr @ 70 °C, 0.4194 bar abs	0.1907	163.9725
	0.7090	609.6678	
SALIDAS	CONDENSADO TACHO 4		
	692.5462 kg/hr @ 1.5328 bar abs	0.0904	77.7270
	VAPOR VEGETAL TACHO 4		
	533.2286 kg/hr @ 77 °C, 0.4194 bar abs	0.3913	336.4404
	MASA A		
	4283.4080 kg/hr @ 77 °C, 0.8664 bar abs	0.1884	161.9948
	PÉRDIDAS	0.0390	33.5056
	0.7090	609.6678	

SISTEMA DE CONDENSADOS

		MW	Mcal/hr
ENTRADAS	CONDENSADO TACHOS		
	5900.3004 kg/hr @ 1.5328 bar abs	0.7701	662.1339
	CONDENSADO PRE EVAPORADOR		
	7392.24 kg/hr @ 1.6311 bar abs	0.9812	843.6392
	CONDENSADO VASO 1		
	3425.04 kg/hr @ 1.2486 bar abs	0.4226	363.3464
	CONDENSADO CALENTADOR DE JUGO CRUDO 1era ETAPA		
2799 kg/hr @ 92.94 °C	0.3027	260.2869	
CONDENSADO CALENTADOR DE JUGO CRUDO 2da ETAPA			
289.32 kg/hr @ 106.31 °C	0.0358	30.8154	
	2.5123	2160.2218	
SALIDAS	RETORNO DE CONDENSADOS		
	15844.8146 kg/hr @ 92 °C, 0.8664 bar abs	1.6962	1458.4651
	PÉRDIDAS	0.8161	701.7567
		2.5123	2160.2218

TANQUE DE AGUA DE ALIMENTACIÓN DE CALDERA

		MW	Mcal/hr
ENTRADAS	RETORNO DE CONDENSADOS		
	15844.8146 kg/hr @ 92 °C, 0.8664 bar abs	1.6962	1458.4651
	MAKE UP		
52.4821 kg/hr @ 25 °C, 2.9348 bar abs	0.0015	1.3171	
	1.6977	1459.7822	
SALIDAS	AGUA DE ALIMENTACIÓN DE LA CALDERA		
	15897.2966 kg/hr @ 58 °C, 21.5507 bar abs	1.0801	928.7116
	PÉRDIDAS	0.6176	531.0706
	1.6977	1459.7822	

Considerando el equipo como un volumen de control, puede determinarse el porcentaje de calor que se pierde del flujo total de calor que lo atraviesa. Ésta relación porcentual no define la eficiencia operativa del equipo sino que únicamente define el porcentaje de calor que se pierde en el equipo. A continuación se detallan los resultados para los equipos más importantes involucrados en el proceso.

	CALOR DE ENTRADA (MW)	CALOR DE SALIDA (MW)	PÉRDIDA (%)
CALDERA	24.5322	11.4345	48.10
TUBERÍAS DE VAPOR DIRECTO	11.4345	11.3656	0.60
TURBINAS (Global)	10.7900	10.7354	0.51
SECADORA	0.3802	0.3691	2.91
TUBERÍAS DE VAPOR DE ESCAPE	10.2040	10.1707	0.33
CALENTADOR DE JUGO CRUDO 1era ETAPA	3.1109	2.8193	9.37
CALENTADOR DE JUGO CRUDO 2da ETAPA	2.7334	2.7269	0.24
EVAPORADORES			
PRE EVAPORADOR	8.2293	7.6595	6.92
VASO 1	4.5908	4.5328	1.26
VASO 2	4.1102	4.0446	1.60
MELADOR	3.6451	3.5780	1.84
TACHOS			
TACHO 1	0.3452	0.3120	9.63
TACHO 2	0.6963	0.6166	11.45
TACHO 3	0.3309	0.3084	6.81
TACHO 4	0.7090	0.6701	5.50
SISTEMA DE CONDENSADOS	2.5123	1.6962	32.49
TANQUE DE AGUA DE ALIMENTACIÓN DE CALDERA	1.6977	1.0801	36.38

4.3.2.6 Índices tecno - económicos

La propuesta de Kinoshita para caracterizar un ingenio azucarero a base azúcar crudo y a base de kWh permite realizar comparaciones entre ingenios sin involucrar la capacidad de molienda, pudiéndose comparar ingenios pequeños con grandes. Los consumos específicos de vapor, combustible y calor permiten determinar el grado de ineficiencia de una planta respecto a la otra.

Las caracterizaciones se hacen en dos áreas: generación de energía eléctrica y proceso. La caracterización de la sala de generación permite definir la economía de la conversión de energía electromecánica. Para el caso del proceso, únicamente interesan los consumos específicos de energía por cada unidad de potencia por hora y el consumo específico de vapor de calentamiento por cada unidad de calor utilizado por hora.

A continuación se detallan los resultados del análisis tecno - económico de las instalaciones del ingenio.

ÍNDICES TECNO - ECONÓMICOS SALA DE GENERACIÓN

	kg vapor/kWh	kg bagazo/kWh	kJ/kWh
TURBO 1	21.0504	11.9104	86442.9567
TURBO 2	25.3815	14.3609	104228.5754
	US Gal diesel/kWh	kJ/kWh	
CAT 1	0.0671	8882.7736	
CAT 2	0.0671	8882.7736	

ÍNDICES TECNO - ECONÓMICOS TURBINAS MOLINOS

	kg vapor/kWh	kg bagazo/kWh	kJ/kWh
TURBINA MOLINOS 1 Y 2	19.5542	11.1848	81177.0279
TURBINA MOLINO 4	14.6005	8.3513	60612.3643

ÍNDICES TECNO - ECONÓMICOS CALENTADORES DE JUGO

	kg vapor/kWh	kg bagazo/kWh	kJ/kWh
PRIMERA ETAPA	1.6428	0.9109	6611.1184
SEGUNDA ETAPA	1.6408	0.9098	6603.0955

ÍNDICES TECNO - ECONÓMICOS EVAPORADORES

	kJ/kWh	kg vapor consumidos/kWh
PRE EVAPORADOR	3667.1763	1.6222
VASO 1	4477.4665	1.6065
VASO 2	4447.8737	1.5875
MELADOR	4242.8000	1.5608

ÍNDICES TECNO - ECONÓMICOS TACHOS

	kJ/kWh	kg vapor consumidos/kWh
TACHO 1	4361.5575	1.6189
TACHO 2	4360.4582	1.6185
TACHO 3	4358.9022	1.6179
TACHO 4	4359.8478	1.6183

ÍNDICES TECNO - ECONÓMICOS INSTALACIÓN

PREPARACIÓN DE CAÑA (Instalado)	3.6994	kW/TMH
	30.3232	kW/TFH
MOLINOS	6.9160	kW/TMH
	56.8283	kW/TFH
CONSUMO DE VAPOR DE LA PLANTA	507.0021	kg vapor/TMH
CONSUMO DE POTENCIA ELÉCTRICA DE LA PLANTA	25.0456	kW/TMH
ÍNDICE DE GENERACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA	13.6109	kW/TMH

4.3.2.7 Eficiencia energética del ciclo de potencia

En base al balance de calor, la eficiencia térmica del ciclo de cogeneración del ingenio puede ser calculada a través de la relación entre el calor utilizado por los equipos para obtener un trabajo efectivo y el calor neto de entrada al proceso en forma de vapor directo.

Debido a que se considera al calor como una forma de trabajo, el resultado así obtenido expresa la eficiencia de un proceso considerado reversible y no define la eficiencia real operativa del ciclo.

A continuación se presenta el resultado obtenido en el ingenio donde el calor utilizado en centrifugas de continua y horno de azufre no se considera por no formar parte del balance de calor de la instalación.

EFICIENCIA ENERGÉTICA

	CALOR APROVECHADO (MW)
TURBINAS (Global)	0.5312
SECADORA	0.0128
CALENTADOR DE JUGO CRUDO 1era ETAPA	1.4933
CALENTADOR DE JUGO CRUDO 2da ETAPA	0.1745
EVAPORADORES	4.9451
TACHOS	
TACHO 1	0.2097
TACHO 2	0.4628
TACHO 3	0.2246
TACHO 4	0.3890
TOTAL	8.4428
EFICIENCIA DEL CICLO (%)	73.8363

4.3.2.8 Análisis exergético

Los resultados que se han expuesto hasta este punto se han basado exclusivamente en la primera ley termodinámica, por lo que no muestran las consecuencias de la segunda ley o degradación energética. El análisis exergético es de tipo no conservativo por lo que permite definir y cuantificar de mejor forma las pérdidas en el proceso que se estudia. Con base a los modelos exergéticos propuestos fue posible determinar de qué forma se aprovecha la energía útil disponible en el proceso y en la sala de generación. A continuación se exponen los resultados del análisis exergético realizado sobre los equipos del ingenio.

ANÁLISIS EXERGÉTICO

EXERGÍA DEL BAGAZO EXERGÍA DEL AIRE DE COMBUSTIÓN	9683.2983 kJ/kg 91.6802 kJ/kg	FLUJO DE VAPOR (kg/s)	FLUJO DE BAGAZO (kg/s)	EXERGÍA ESPECÍFICA DE ENTRADA (kJ/kg)	EXERGÍA ESPECÍFICA DE SALIDA (kJ/kg)	POTENCIA (kW)	IRREVERSIBILIDADES (kW)	RENDIMIENTO EXERGÉTICO (%)
CALDERA		3.9743	2.4936	9.9954	917.5477	***	14.7472	15.6717
TURBINA MOLINOS 1 Y 2		0.7023	***	908.6892	592.3241	95.4926	0.1267	42.9792
TURBINA MOLINO 4		0.3070	***	904.7194	592.3241	43.7725	0.0521	45.6413
TURBO 1		1.7900	***	899.7209	592.3241	306.1224	0.2441	55.6343
TURBO 2		2.7633	***	899.7209	592.3241	391.9388	0.4575	46.1414
TUBERÍA VAPOR DIRECTO		3.9743	***					
TURBINA MOLINOS 1 Y 2		0.7023	***	917.5477	908.6892	***	0.0062	
TURBINA MOLINO 4		0.3070	***	917.5477	904.7194	***	0.0039	
TURBOGENERADORES		2.7633	***	917.5477	899.7209	***	0.0493	
HORNO DE AZUFRE		0.0630	***	917.5477	899.7209	***	0.0011	
CENTRIFUGAS DE CONTINUA		0.0126	***	917.5477	870.2643	***	0.0006	
SECADORA DE AZÚCAR		0.1260	***	917.5477	899.7209	***	0.0022	
TUBERÍA VAPOR DE ESCAPE								
CALENTADOR DE JUGO 2da ETAPA		0.0804	***	592.3241	570.5677	***	0.0018	
EVAPORADORES		2.0534	***	592.3241	570.0676		0.0457	
TACHOS		1.6390	***	592.3241	561.0311		0.0513	
SALA DE GENERACIÓN		2.7633	***	899.7209	592.3241	391.9388	0.4575	13.2548

	FLUJO DE AGUA (kg/s)	EXERGÍA ESPECÍFICA DE ENTRADA (kJ/kg)	EXERGÍA ESPECÍFICA DE SALIDA (kJ/kg)	IRREVERSIBILIDADES (MW)
SISTEMA DE CONDENSADOS				
ENTRADA A LAS LÍNEAS DE CONDENSADO	5.9744		29.2191	0.1260
SALIDA DE LAS LÍNEAS DE CONDENSADO	4.7795			
CONDENSADO TACHOS	2.1117	47.0424		
CONDENSADO PRE EVAPORADOR	2.0534	48.9098		
CONDENSADO VASO 1	0.9514	41.2426		
CONDENSADO CALENTADOR DE JUGO CRUDO 1era ETAPA	0.7775	29.9625		
CONDENSADO CALENTADOR DE JUGO CRUDO 2da ETAPA	0.0804	41.5930		
TANQUE DE AGUA DE ALIMENTACIÓN DE CALDERA				
CONDENSADO	4.7795	29.2191	9.9954	0.0906
MAKE UP	0.1293	0.0281		

ANÁLISIS EXERGÉTICO EVAPORADORES

	Irreversibilidades (kW)	Eficiencia Exergética (%)
PRE EVAPORADOR	102.70	91.32
VASO 1	45.07	88.96
VASO 2	71.46	82.03
MELADOR	110.50	69.71
EFICIENCIA DEL MÚLTIPLE EFECTO (%)	28	

5. ANÁLISIS DE LA EFICIENCIA DE INGENIO SANTA TERESA, S.A.

Con base en los resultados obtenidos de los análisis energéticos y exergéticos realizados en el ingenio se define el panorama energético promedio en la instalación. Este representa únicamente uno de los tantos escenarios posibles los cuales dependen tanto del estado de la planta durante la zafra, la calidad del mantenimiento realizado en el período de paro y de la calidad y rata de alimentación de la caña en el *tandem*.

Debido a que las técnicas de análisis exergético de las instalaciones azucareras todavía se encuentran en la fase de prueba y desarrollo, los resultados de éste análisis no deberán tomarse como absolutos sino únicamente como un indicador técnico del potencial energético de la planta.

5.1 Análisis de resultados

Habiéndose definido el panorama energético de la instalación se analizan cada una de las áreas de la planta en base a las pérdidas de calor e irreversibilidades y se concluye el estado general a través de comparaciones (*benchmarking*) con índices promedio de otras fábricas.

5.1.1 Caldera, equipos auxiliares y líneas de vapor directo

Los resultados obtenidos del diagnóstico del equipo muestran que la caldera se encuentra operando dentro de los valores aceptables de eficiencia sugeridos por el fabricante.

A pesar de que la composición del bagazo utilizada por el diseñador como base en el diseño del equipo no dista mucho de la composición utilizada en el diagnóstico, el consumo específico de bagazo si presenta una variación sustancial encontrándose el valor de operación un 35% superior al de diseño (0.4556 lb bagazo/lb vapor según diseñador). Con base a los resultados de los análisis de laboratorio y al estudio calorimétrico efectuado en el Ministerio de Energía y Minas bajo la norma ASTM D-240, resulta evidente que la variabilidad en la calidad y cantidad actual de fibra presente en la caña ingresada a las instalaciones afecta notablemente la estabilidad de la caldera. Otro factor determinante en el consumo de bagazo actual es la temperatura del agua de alimentación. El diseño de la caldera se basó en una temperatura de entrada de alrededor de 104 °C mientras que actualmente se ingresa el agua con una temperatura no mayor de 60 °C. Son varias las razones que ocasionan esta baja temperatura: falta de aislamiento en el tanque de condensado, mezcla de agua en estados térmicamente distintos (condensado con *make up*), pérdida de grandes cantidades de condensado en las líneas de retorno generando mayor consumo de *make up* frío y trapeo deficiente en las líneas de retorno de condensados.

Por otro lado, el resultado del análisis de las ecuaciones de combustión considerando el exceso de aire y el contenido de ceniza puede tomarse como un indicador que describe de forma aceptable la reacción.

Teóricamente no puede obtenerse un valor adecuado para el contenido de CO en los gases. Debido a que el volumen de los gases referidos a 1 kg de carbono es el mismo tanto si se quema para formar sólo CO₂ o bien la mezcla de CO₂ y CO, el volumen de esta mezcla será el mismo que el de CO₂ en la combustión estequiométrica. Los resultados obtenidos deberán ser entonces complementados con un análisis de CO para determinar la eficiencia de la combustión.

Bajo las condiciones operativas actuales y si la caña entregada pudiera mantenerse en un rango estable de variación de fibra como en el resto de ingenios, la instalación debería ser capaz de manejar un excedente de bagazo del orden de 0.2324 TMH. Durante la zafra se observó que el excedente de bagazo es consumido en períodos donde la caldera entra en inestabilidad. Considerando esto, el resultado neto de la producción de bagazo resulta en un déficit que debe compensarse con un combustible alternativo. Las fuertes demandas pico de vapor del proceso colaboran también a la inestabilidad operativa de la generación de vapor. Éste efecto se discute más adelante.

El balance de calor de la instalación arroja una pérdida del orden del 32% para el sistema de condensados y del orden del 36% para el tanque de condensados, siendo los subsistemas menos eficientes del ingenio. La razón de esto es que la mezcla de flujos con estados térmicos distintos genera pérdidas debidas a la búsqueda de equilibrio del fluido. El condensado vegetal puede utilizarse como *make up* bajo la condición de estar en un circuito separado de condensados con su propio tratamiento de agua en el tanque de reserva. La elevada pérdida de energía se debe en gran parte a la pérdida de masa en las líneas que evacuan el condensado de los equipos, pérdida cercana al 20%.

Las condiciones del vapor a la salida de la caldera son muy variables. Debido a la falta de un separador de humedad en el domo superior (*mist separator*), una fracción de agua atomizada ingresa junto al vapor saturado al *superheater*, reduciendo el efecto térmico de éste y provocando una disminución en la calidad y, por lo tanto, en la eficiencia del equipo.

La temperatura de los gases de chimenea se encuentra cerca del promedio esperado en calderas que no cuentan con economizador. Las trazas de ceniza expulsadas con los gases de combustión se encuentran dentro de los valores esperados, indicando una correcta operación del *scrubber*.

La respuesta de las válvulas de alivio se encuentra por debajo de la respuesta esperada de fabricante. Además, tanto la válvula primaria como la secundaria se encuentran instaladas en el domo de vapor y no en el cabezal del *superheater* como lo demanda ASME en el *Boiler and Pressure Vessel Code, Section I* (Sección I del Código de Calderas y Depósitos a Presión de la Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos). Debido a esto, al accionarse una o ambas válvulas se genera un diferencial de presión que tiende a succionar y elevar el nivel de agua en el domo provocando arrastres a la línea de vapor.

Por otro lado, el sistema de automatización de la caldera opera adecuadamente y dentro del rango de *set point*.

El aislamiento de la caldera presenta zonas con gradientes térmicos elevados los cuales se hacen notar por colores tornasol de tonalidad acentuada creciente dirigiéndose hacia donde la caldera carece de aislamiento. La instalación del resto del aislamiento no fue finalizada durante la construcción de la caldera.

El calentador de aire de alimentación no se encuentra aislado actualmente, generando elevadas pérdidas de calor al ambiente que de otra forma pueden ser retornadas al horno.

Debido al régimen de inestabilidad con que la caldera opera en momentos de demandas pico del proceso, el régimen de alimentación de bagazo se hace variar para satisfacer las nuevas demandas. Debido a que la operación se lleva a cabo e forma manual el control sobre la proporción correcta de bagazo y aire a alimentar es muy deficiente, generando mala combustión que se evidencia en las tonalidades de humo, el ahogamiento del horno y el residuo de biomasa no quemada.

Durante la zafra 2004/2005 las líneas de vapor directo carecían de aislamiento en más del 60% de su superficie y era escaso en el resto. Al inicio de la zafra 2005/2006 las tuberías fueron aisladas y rediseñadas, observándose una reducción en la cantidad de calor perdido. No obstante el nuevo aislamiento, el material con que fueron recubiertas no es el adecuado para tuberías de vapor y no cumple con el espesor mínimo recomendado el cual es de 3 pulgadas para el tipo de tubería utilizada. La temperatura superficial se encuentra cercana a los 90 °C, valor que duplica la máxima temperatura admisible en tuberías de vapor. Debido a esto se registra una pérdida de alrededor de 80kW que representa un 0.6% del calor total que ingresa al proceso.

El análisis exergético del bagazo muestra una disponibilidad energética de 9683.2983 kJ/kg. Las irreversibilidades que se generan en la caldera superan los 14MW, observándose un rendimiento exergético de 15.6717% (cantidad de energía que pasa al vapor de la disponible que puede ser convertida en trabajo).

Debido a las causas descritas con anterioridad, el rendimiento exergético obtenido se encuentra dentro del rango de valores esperados y sugiere un punto de interés para elevar significativamente la eficiencia energética del sistema.

Las irreversibilidades presentes en el sistema de condensados y tanque de agua de alimentación sustentan el hecho de que es aquí donde las mejoras energéticas deben iniciarse, mientras que los valores obtenidos en las líneas de vapor directo confirman que el aislamiento utilizado no es el adecuado para tuberías de vapor.

5.1.2 Equipo de preparación de caña y *tandem* de molienda

El ingenio cuenta con 3 juegos de cuchillas preparadoras de los cuales uno opera como pre picadora. A esta configuración le corresponde un índice de preparación de 1.2. Las observaciones realizadas sobre la caña preparada al ingresar al *tandem* de molienda permiten concluir que el trabajo de preparación en el ingenio se encuentra por debajo del promedio, en especial al procesar caña cortada con cosechadora.

La potencia instalada en cada *set* de cuchillas es suficiente para procesar los valores normales de fibra que ingresan al *tandem*, contándose con suficiente potencia disponible para un posible incremento en la razón de molienda. El estado de las cadenas, conductores y *sprokets* sugiere mayor consumo de potencia del necesario debido a coeficientes de fricción más elevados.

El *tandem* de molinos opera actualmente a capacidad reducida, trabajando a cerca de un 75% de la capacidad nominal de diseño. Los parámetros de operación del *tandem* se encuentran por debajo de los promedios de la industria (imbibición a 3 puntos y extracción a 6 puntos porcentuales por debajo de la media).

Los resultados reportados por el laboratorio respecto al contenido de humedad en el bagazo difieren significativamente del contenido real. Las pruebas llevadas a cabo en el bagazo bajo la norma ASTM D - 240 indican que el porcentaje en peso promedio de humedad en las muestras se encuentra alrededor de 3 puntos por encima del valor reportado. Este valor es respaldado por los resultados obtenidos del análisis energético de la caldera. Los resultados de laboratorio para pol y humedad sobre las muestras de bagazo colectadas diariamente muestran incrementos y reducciones simultáneos en el pol y humedad cuando se deberían esperar variaciones opuestas para un *set point* de molinos que se mantiene invariable entre la toma de dos muestras distintas.

La operación del *tandem* a una imbibición del 17.14% y obteniéndose como resultado una humedad del 51.5% en bagazo muestra una operación deficiente de los molinos producto tanto del estado del *tandem* como de la preparación de la fibra que ingresa. Sin embargo, el *set point* de cada unidad puede considerarse como una correcta estrategia operativa. Por lo tanto, el valor reportado por el laboratorio para el índice de extracción puede considerarse como aceptable (89.79).

El consumo de potencia por tonelada de fibra procesada se encuentra muy por encima del valor esperado para un *tandem* de 12 rodillos (22 kW/TFH como promedio mundial y en situación tecnológica similar contra 56.8 kW/TFH).

A pesar de que existen similitudes entre el *tandem* del ingenio analizado y los utilizados para obtener el indicador de promedio mundial de consumo de potencia por tonelada de fibra, existen diferencias tecnológicas que hacen que el índice no deba ser considerado un parámetro puntual.

La eficiencia reducida del último reductor de velocidad de los molinos 1 y 2 se debe al estado de las chumaceras de los piñones. El resto de reductores del *tandem* se consideran en buen estado operativo.

Las salpicaduras de jugo fuera de los molinos en el último cilindro muestran un ajuste muy cerrado entre la cuchilla y éste, colaborando con la reducida extracción del *tandem*.

El rápido deterioro de los dientes de las coronas conductoras y conducidas en los molinos se debe a que el ángulo de reacción en los dientes en contacto se encuentra muy por debajo de 90°. Esto provoca que la componente de empuje se reduzca y se incremente la componente radial que tiende a levantar la corona, generando elevadas cargas de fricción. Éste efecto no puede eliminarse pero su atenuación se logra manteniendo el perfil y dimensiones de los dientes de las coronas en los valores de diseño, en especial al realizar electro deposiciones para compensar la masa de hierro que ha sido retirada.

La eficiencia energética de las turbinas del *tandem* se encuentra en el rango de valores esperados. La turbina del molino 4 presentó la mayor eficiencia, contrariamente a la idea generalizada en la planta. El análisis de eficiencia y consumo específico de vapor se basó en los datos proporcionados por el fabricante luego de inspeccionar las características internas actuales de los equipos en el período de reparaciones previo a la zafra 2005/2006.

El estado de los disparos de las turbinas no es el adecuado, presentando deposiciones de sólidos como bagacillo y grasas en la dirección del movimiento de la palanca. Ocasionalmente se encontraron obstrucciones de cuerpos extraños.

La eficiencia exergética se encuentra dentro del rango de valores esperados para el nivel tecnológico de las turbinas, corroborando los valores de eficiencia energética de los equipos. La eficiencia exergética es superior a la energética en las turbinas debido a que la eficiencia isoentrópica mide la razón entre el desempeño real y el ideal y la eficiencia exergética mide la razón entre el efecto neto (potencia producida) y lo que estaba disponible en el fluido de trabajo para ser convertido en trabajo efectivo por el equipo.

Las irreversibilidades presentes en las turbinas de los molinos corroboran la necesidad de llevar a cabo un cambio de tecnología en los equipos de propulsión de los molinos, estableciéndose entonces un lugar de interés para realizar una mejora energética importante.

5.1.3 Sala de generación

La inestabilidad operativa de la caldera afecta enormemente la economía de generación de energía eléctrica debido a la necesidad de agregar más carga a las plantas diesel mientras se logra la estabilidad en la presión del vapor.

La turbina que opera el Turbo 2 trabajó a una eficiencia muy reducida debido a la baja carga eléctrica impuesta sobre el generador. Según el fabricante y basándose en las proyecciones hechas sobre el equipo con las variables de proceso a carga parcial, se puede lograr una disminución considerable en el consumo específico de vapor de hasta 10 lb/kWh respecto al consumo actual si se opera el equipo a carga nominal.

El consumo específico de calor del Turbo 2 y el consumo proyectado del Turbo 1 muestran una eficiencia muy reducida del sistema de generación en comparación con el máximo normalmente aceptado para considerar eficiente un esquema de generación de electricidad en un ingenio (40,000 kJ/kWh). La razón de esto es la tecnología utilizada en las turbinas propulsoras. Los consumos específicos de calor de las plantas térmicas diesel se encuentran dentro de los valores esperados.

Debido a que no se realizan pruebas en los generadores no se tiene un panorama de operación real por lo que se considera la eficiencia de fabricante como el valor operativo.

El esquema de circuitos de la instalación ofrece una flexibilidad importante al proceso y su estado actual cumple con los requisitos de norma para circuitos de potencia y circuitos industriales.

El rendimiento exergético de la sala de generación muestra valores muy reducidos aunque correspondientes al nivel de tecnología del turbogenerador. Debido a esto, la sala de generación representa el punto más importante para lograr una mejora energética en la planta.

5.1.4 Equipo de tratamiento de jugo, calentadores de jugo crudo, clarificador, filtro de cachaza y líneas de vapor de escape

El alcalizador y sulfatador no representan un punto de interés para una mejora energética y su estado operativo puede considerarse como aceptable.

Los valores de pH en el jugo que ingresa al clarificador presentan acentuadas variaciones entre cada análisis y su valor promedio se encuentra en 6.57, valor muy por debajo del sugerido (7.00) para una buena purificación del jugo y una reducida pérdida de sacarosa. La variabilidad del pH que se considera aceptable es del orden de ± 0.05 de la unidad, mientras que en el ingenio se registran valores de hasta -0.6 de la unidad. Las concentraciones de la lechada de cal son las correctas para obtener un pH más elevado, por lo que la razón de los bajos valores reportados puede ser una mala mezcla de los efluentes.

Los calentadores de jugo crudo presentan variaciones muy importantes en su operación entre cada limpieza. El efecto térmico de la primera etapa se considera aceptable dentro de los parámetros operativos esperados, mientras que los calentadores de segunda etapa que manejan vapor de escape presentan una operación deficiente.

Los bajos coeficientes de transferencia de calor se deben principalmente al efecto del tratamiento químico utilizado como medio de limpieza. Debido a la velocidad, temperatura y Brix del jugo que ingresa, la incrustación en las tuberías puede llegar a ser muy severa, confirmando los bajos coeficientes obtenidos.

Debido al alto contenido de materias extrañas en el jugo producto de un elevado contenido de *trash* en la caña, la capacidad calorífica específica del efluente se ve disminuida lo que colabora a reducir la transferencia de calor efectiva. El efecto térmico que adiciona la segunda etapa de calentadores no justifica el consumo de vapor de escape mostrado.

Las pérdidas energéticas en la primera etapa de calentamiento se encuentran muy por encima de las técnicamente aceptables (3% aceptable normalmente contra 9.37% en el proceso). La segunda etapa se encuentra dentro de los valores aceptados de pérdidas energéticas.

El clarificador presenta dos problemas importantes: tiempo de retención elevado y elevada pérdida térmica en el jugo retenido. A pesar del *flashing* que ocurre a la entrada, la temperatura del jugo a la salida se encuentra muy por debajo de la temperatura aceptable de alimentación del múltiple de evaporación. La capacidad del equipo no ofrece la posibilidad de un incremento razonable en la rata de molienda del ingenio.

El filtro de cachaza ofrece la oportunidad de incrementar la recuperación de sacarosa en el ingenio. Actualmente se cuenta con un área instalada muy por debajo de la requerida para la razón de molienda actual, generando acumulación de lodo excesiva en el clarificador.

Los valores reportados por el laboratorio respecto a la cachaza se encuentran muy alejados de la realidad operativa del filtro. A través de pruebas para determinar la densidad de la torta se obtuvo un valor que corresponde a la tercera parte del valor reportado como correcto en el filtro. Considerando la acumulación de lodos semanal, el valor de cachaza en el ingenio corresponde a dos tercios del reportado.

La cantidad de agua agregada al filtro es un parámetro que a pesar de su importancia no está bien determinado en el ingenio. La proporción bagacillo / lodo no es la correcta para la buena operación de un filtro de cachaza.

Las tuberías de vapor de escape muestran una pérdida energética media. La elevada cantidad de accesorios instalados permiten una buena flexibilidad para el direccionamiento del vapor a expensas de una elevada caída de presión. La falta de un sistema de extracción de condensado en la línea eleva la probabilidad de un rápido deterioro por erosión del tramo de tubos a la entrada de las calandrias de los equipos conectados.

El análisis exergético muestra una elevada proporción de irreversibilidades las cuales, a pesar de generarse en un circuito de vapor saturado de baja presión, no se justifican para la corta longitud de los tramos.

5.1.5 Evaporadores

El escenario seleccionado para el análisis considera una presión de vacío intermedia entre la presión promedio operativa y la óptima de diseño así como una pureza del jugo constante a través del múltiple. Estas consideraciones no generan un error apreciable en los cálculos.

La temperatura de ingreso del jugo claro al múltiple se encuentra muy por debajo del valor de diseño. Debido a esto, el pre evaporador demanda una cantidad extra de vapor de escape para calentar el jugo y llevarlo a la temperatura de la calandria sin generar una evaporación efectiva.

Según la escuela cubana, la configuración actual consta de un pre evaporador seguido de un cuádruple efecto, a diferencia de la idea generalizada de que se trata de un cuádruple o un quíntuple efecto. Para fines del análisis se considera el múltiple como un cuádruple efecto en donde la primera etapa consta de dos cuerpos en paralelo.

Bajo ésta suposición las proporciones de calor transferido entre los cuerpos guardan la relación esperada teórica del múltiple efecto.

Respecto a los coeficientes de transferencia de calor, los resultados muestran una grave condición operativa en el múltiple. El valor obtenido para el pre evaporador corresponde a cerca del 30% del valor esperado para la primera etapa. El segundo efecto se encuentra en un estado operativo promedio mientras que el resto de cuerpos presentan disminuciones acentuadas en el coeficiente de transferencia de calor.

Las causas de estos reducidos coeficientes pueden clasificarse de la siguiente manera: Materiales en suspensión que incrustan sobre todo al primer efecto y los no azúcares en solución que se insolubilizan al aumentar la concentración del jugo.

Al primer efecto llega un jugo relativamente frío con trazas de materia que no pudo ser removida en el clarificador. Debido a que la sulfatación llega a valores por debajo de un pH de 6.7 se generan sulfitos que se incrustan rápidamente, en especial en la parte más baja del tubo donde el jugo esta menos turbulento. Pueden además aparecer trazas de sales de calcio y óxidos metálicos que en combinación con los sulfitos forman una incrustación de color rojiza poco perceptible al chequear el resultado del trabajo de limpieza.

La elevada dureza de este tipo especial de incrustación hace que únicamente mediante un buen raspado pueda ser liberada una cierta porción. Por lo tanto, la mayoría de las impurezas quedan atrapadas en el primer cuerpo y no pasan al segundo, corroborando los resultados obtenidos para ambos.

La proporción en la que se reduce el coeficiente entre el tercer y cuarto cuerpo sugieren una incrustación de sílice y en menor proporción de sales de calcio y óxidos metálicos. Estadísticamente se espera una reducción del coeficiente de transferencia entre el último cuerpo y el precedente del orden del 4 al 6%, observándose un cambio más acentuado en el múltiple analizado del orden del 12.5%.

En cuanto a los coeficientes de evaporación específica se puede concluir que presentan una uniformidad de acuerdo a los valores sugeridos por Dessin (4 - 397) para los primeros dos efectos, mientras que para los 2 últimos se observan valores reducidos. El criterio adoptado fue el de una condición de rápida incrustación debido a la calidad del jugo y al estado de la calandria.

El análisis exergético muestra una buena eficiencia exergética del pre evaporador y elevadas irreversibilidades. La elevada eficiencia se debe a la pequeña diferencia de temperatura efectiva final luego de que el jugo ha sido recalentado en el pre evaporador y a que el vapor producido en los cuerpos es de buena calidad exergética, es decir, tiene buena disponibilidad energética para realizar trabajo en los procesos que así lo requieran. Las marcadas irreversibilidades representan elevadas razones evaporativas, corroborando además el mal estado de la tubería de la calandria.

El segundo y tercer efecto presentan valores promedios de eficiencia exergética e irreversibilidades, corroborando además el estado deficiente de la calandria del tercer efecto como fue mencionado con anterioridad. El cuarto efecto presenta una eficiencia notablemente reducida y elevadas irreversibilidades.

La baja eficiencia exergética se debe a que se produce un vapor con poca calidad exergética y a que existe una elevada diferencia de temperatura efectiva en el cuerpo. Se corrobora además el estado de la calandria y el efecto incrustante mencionado con anterioridad.

La eficiencia exergética global del múltiple efecto llega a 28%. Éste valor es proporcional a las diferencia de exergía específica entre el jugo claro y la meladura más la exergía específica del vapor extraído e inversamente proporcional a la diferencia de exergía específica del vapor de escape y el condensado de ese vapor. Se concluye que la eficiencia exergética del múltiple se encuentra muy por debajo de los valores aceptados.

5.1.6 Tachos y centrífugas

La manera como se trabajan los tachos influye de forma determinante en la estabilidad energética y operativa del ingenio. Alrededor del 60% de los períodos registrados de inestabilidad de la caldera fueron ocasionados por la operación de tachos.

Debido a que durante el cocimiento de la masa existen períodos de demandas pico de vapor al sistema, sobre todo al inicio y al agregar mieles para cerrar la templa, se generan diferenciales negativos de presión en las líneas de vapor de escape que a su vez ocasionan diferenciales negativos de presión en la línea de alimentación de vapor de las turbinas, disminuyendo la presión operativa de la caldera y generando un régimen de inestabilidad que generalmente requiere una pausa en las operaciones.

La coordinación de entrada en línea de los tachos no cumple los requisitos operativos generales. De los datos colectados se demostró que alrededor del 5% de las entradas a proceso se hacen simultáneamente mientras que el 60% de las entradas se hacen con menos de 40 minutos de diferencia. La buena práctica sugiere diferencias de al menos una hora entre la puesta en línea de dos unidades.

Los tachos son alimentados con vapor de escape en lugar de utilizarse extracciones de vapor vegetal del múltiple. Esta característica es el principal elemento que define el nivel de balance térmico de la planta: un ingenio balanceado debe soportar la operación de tachos haciendo uso exclusivo de vapores vegetales.

Al igual que sucede con el múltiple efecto, la falta de agua para generar vacío ocasiona pausas en el cocimiento que van en detrimento de la calidad operativa. La instalación de una válvula de alivio automática en el cabezal de vapor de escape mejoró la operación de los equipos.

Los tiempos de cocimiento de las templeas son muy variables. Debido al corto intervalo de tiempo de cocimiento de las templeas pobres se mantiene una condición de alta demanda de vapor para el proceso.

Los valores promedio de templeas batch sugieren que el ingenio procesa una templea B o C en el 70% del tiempo requerido para el mismo volumen de masa.

Los consumos específicos de vapor, por otro lado, se encuentran superiores a los promedios bajo la misma tecnología y capacidad. Este elevado consumo de vapor de calentamiento puede ser causado por un faltante de vacío para la operación, por un coeficiente de calor reducido al inicio de la templea o por ambos. Los índices de consumos medios de vapor en la templea C y la semilla se encuentran dentro de los valores esperados en la industria y bajo características operativas y tecnológicas similares. Las templeas A y B presentan índices más elevados bajo el mismo criterio comparativo.

El coeficiente de transferencia de calor en un tacho varía durante todo el tiempo necesario para cocer la templea. El tacho 1 presenta un coeficiente de transferencia de calor adecuado mientras el tacho 2 y 3 operan con valores iniciales muy reducidos. El tacho 4 presenta un coeficiente inicial muy reducido. La causa puede ser el régimen de operación al que se le somete debido a que durante una templea se hacen pausas que afectan los valores promedios finales. Debido al tipo de tacho y a la condición de la tubería debe esperarse un mejor coeficiente si se opera sin interrupciones.

La relación S/V de los equipos puede considerarse como aceptable, en especial en los tachos 2 y 3 donde los valores se encuentran cercanos a los óptimos de operación.

Los resultados obtenidos para los coeficientes de evaporación se ven influenciados por los mismos factores expuestos previamente. Las razones evaporativas pueden considerarse aceptables bajo las condiciones operativas del ingenio.

El balance de calor muestra pérdidas térmicas superiores a las normalmente aceptadas del 3%. A pesar de que el tachó 4 no presenta aislamiento alguno, las pérdidas son menores debido a la condición operativa a la que se ve sujeto, siendo menos demandante que en el caso del tachó 2 que muestra elevadas pérdidas térmicas.

Los aislamientos térmicos por lo tanto no cumplen satisfactoriamente su objetivo, requiriéndose cantidades extras de vapor que incrementan el consumo específico de los equipos.

El balance de materiales de las centrifugas se basó en los datos entregados por el ingenio sobre cantidad de azúcar producida por hora y análisis de laboratorio sobre los productos del centrifugado. En forma general, la operación de las centrifugas se considera como aceptable.

La recuperación de sacarosa en las centrifugas de batch se encuentra dentro del rango esperado para la tecnología instalada en el ingenio. El consumo de potencia pico del *tandem* de centrifugas batch no presenta mayores inconvenientes para generación. La retención de agua en la masa centrifugada fue calculada en base a diferencias de espesor de la capa de cristales antes y después del centrifugado, debiéndose tomar en cuenta un error del 5% en la cantidad de agua considerada.

Las centrifugas de continua presentan buena recuperación de sacarosa en la masa B y una recuperación relativamente baja al trabajar masa C. Los consumos de vapor de limpieza se calcularon en base a las condiciones del vapor y las dimensiones de la tubería. El consumo de agua fue definido por el fabricante en base a datos de diseño del modelo de la centrifuga.

Se cuenta actualmente con varios equipos fuera de línea por lo que se tiene flexibilidad operativa en caso de falla. El estado de la tela y de los mandos de las unidades en *stand by* deberá analizarse para posibles incorporaciones al sistema.

5.1.7 Estado general de la instalación

La situación actual del ingenio puede resumirse en tres índices globales: consumo específico de vapor, consumo específico de potencia eléctrica y generación específica de energía eléctrica.

El consumo específico de vapor de la instalación se encuentra dentro del promedio mundial de consumos. Un ingenio Brasileño de tecnología media, por ejemplo, consume alrededor de 500 kg de vapor/TMH mientras que el ingenio analizado consume alrededor de 507 kg de vapor/TMH. Este hecho hace pensar que a través de mejoras básicas en el ciclo térmico se puede obtener una buena estabilidad operativa de la planta.

En base a los resultados obtenidos se identifican 5 puntos de importancia para estabilizar el ingenio:

- Optimización de los recursos energéticos en el generador de vapor.
- Incremento en la eficiencia mecánica y térmica del turbogenerador.
- Incremento en la eficiencia operativa del múltiple efecto.
- Coordinación adecuada de la operación de los tachos y operación con vapores vegetales.
- Estabilidad del sistema de vacío central de la instalación.

El consumo específico de potencia eléctrica se encuentra por encima del promedio esperado de 20 kW/TFH para ingenios de mediana capacidad. Este factor se relaciona directamente con el estado de eficiencia mecánica de los equipos.

Debido a que existen limitantes tecnológicas en el proceso no puede pensarse en obtener índices de categoría mundial pero a través de un mejor mantenimiento, técnicas de lubricación adecuadas y una mayor conciencia por parte del operador se pueden lograr mejoras en este rubro.

El último índice característico del proceso es el de generación de energía eléctrica. Al relacionar éste índice con el de consumo específico de energía eléctrica se deduce que el 54% del consumo de electricidad del ingenio es obtenido a través de la conversión electromecánica del vapor. A partir de éste indicador puede inferirse lo siguiente:

- Deben eliminarse las turbinas en los molinos y reemplazarlos por motores eléctricos.
- El turbogenerador 2 puede suplir las demandas promedio de energía eléctrica del ingenio.
- Mediante el uso de una turbina multietapa en lugar de una mono etapa en el turbogenerador se puede obtener un exceso de energía eléctrica para servicios periféricos del ingenio.

La zafra 2005/2006 tuvo una eficiencia operativa del 79.34%. La siguiente gráfica detalla la forma en que se distribuyen los porcentajes de paro por zonas.

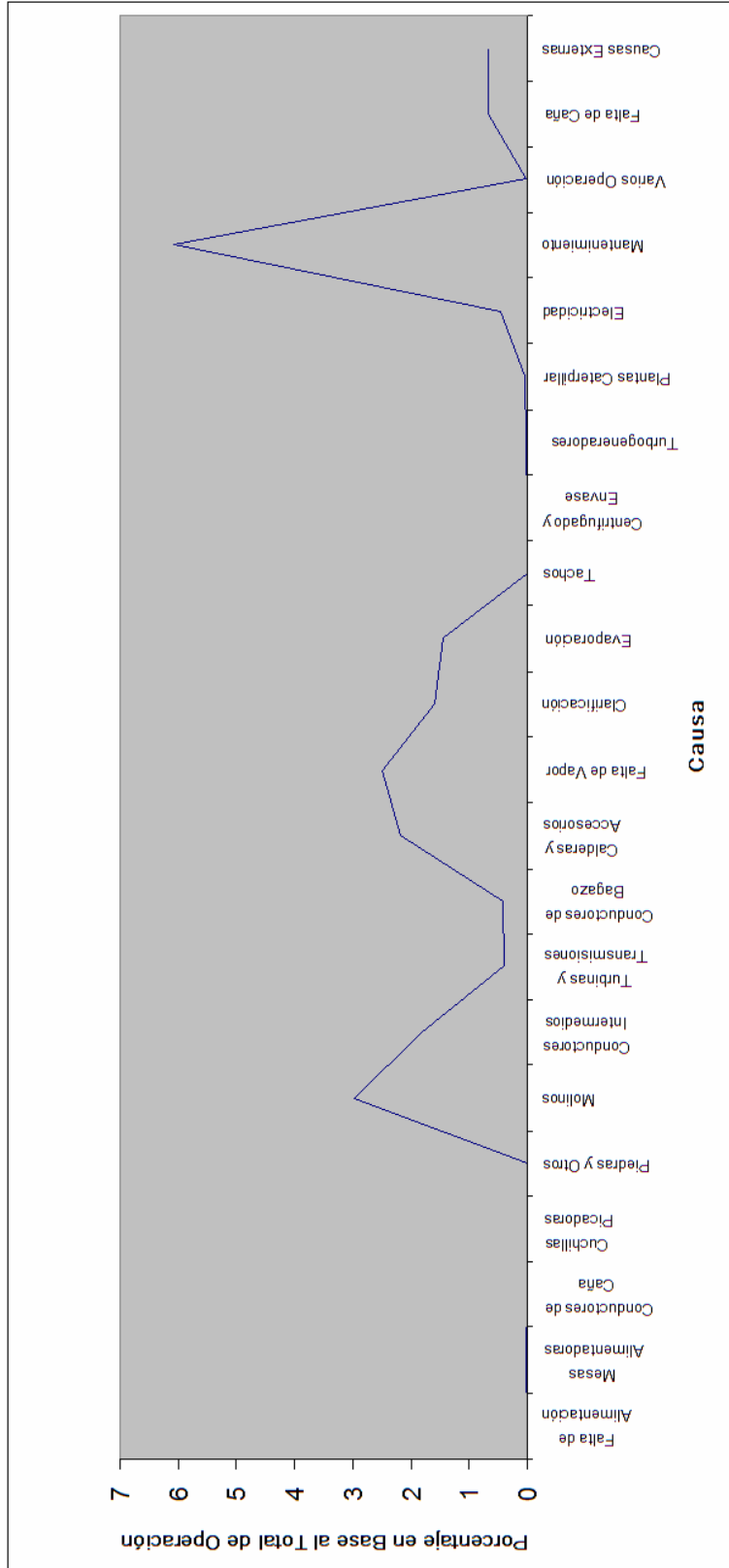


Figura 27. Tiempo perdido y causas en Ingenio Santa

Del gráfico se puede deducir que los puntos más críticos que definen la estabilidad y calidad operativa del ingenio son los que más peso tienen en la distribución de porcentajes de paro. La condición operativa de los molinos debido a inadecuados mantenimientos lleva a la operación interrumpida del *tandem*. Históricamente las turbinas no tienen un peso importante en la distribución de paros. La razón de su elevado valor se debe a una condición de falla acontecida durante la zafra.

Los conductores de caña y de bagazo no tienen un índice de confiabilidad adecuado a las necesidades del proceso al ser conductores de cadena y *sprocket*. Los desalineamientos que ocasionan descarrilamientos son comunes, provocando paradas en el proceso.

Los faltantes de vapor en el ingenio son en su mayoría ocasionados por la mala calidad combustible del bagazo y la mala operación de tachos. Los equipos auxiliares de la caldera deben revisarse cuidadosamente en los períodos de paro quincenal para asegurar la calidad operativa y reducir el tiempo de paro en éste rubro.

Los paros por clarificación y evaporación representan un cuello de botella en la operación que debe analizarse con mayor detalle y desde el punto de vista del diseño de los equipos. Factores como la falta de vacío, la mala clarificación y el elevado tiempo de retención, entre otros, reducen la calidad operativa del ingenio.

5.2 Alternativas de ahorro energético

Los resultados de los estudios realizados en el ingenio permiten tener una idea clara de las interacciones energéticas en el proceso y determinar los puntos estratégicos en donde la potencialidad para una mejora energética puede justificar una inversión.

Las mejoras a la instalación tienen como fundamento de partida las limitantes tecnológicas de los equipos y mantener la estabilidad en la planta. Es recomendable llevar a cabo las mejoras por etapas de tal forma que a través de una adecuada observación y evaluación puedan determinarse si los nuevos parámetros operativos mejoran la calidad operativa del ingenio.

Las mejoras y renovaciones en el ingenio deberán considerarse entonces como la oportunidad de invertir para obtener un proceso más eficiente, estable y económico.

5.2.1 Caldera y accesorios, sistema de condensados

El equipo de generación de vapor representa el punto de partida en las mejoras del proceso. Partiendo de la necesidad de incrementar la eficiencia del sistema de condensados, los siguientes resultados muestran el incremento en eficiencia si se instala aislamiento en el tanque de condensados y se finaliza el trabajo de aislamiento en el resto de la caldera.

**PODER CALORÍFICO
DEL BAGAZO**

	POL BAGAZO (%)		5.28	
	HUMEDAD %		51.5	
HESSEY	VCS	9141.9448	kJ/kg	
	VCN	7257.8011	kJ/kg	
MÉTODO SIMPLIFICADO	VCS	9340.7508	kJ/kg	
	VCN	7336.3203	kJ/kg	

**CALOR DISPONIBLE
PARA PASAR AL
VAPOR**

TEMPERATURA DEL GAS DE COMBUSTIÓN (°C)	207.7778	α	(sólidos no quemados)	0.98
EXCESO DE AIRE (λ)	1.4	β	(radiación)	0.94
		η	(combustión mala)	0.9
CALOR SENSIBLE EN LOS GASES		1211.2823	kJ/kg	
CALOR TRANSMITIDO AL VAPOR		5078.1465	kJ/kg de bagazo	
EFICIENCIA DE LA CALDERA SEGÚN VCS HESSEY		0.5555		
EFICIENCIA DE LA CALDERA SEGÚN VCS MÉTODO SIMPLIFICADO		0.5437		

CONSUMO DE BAGAZO

Y GENERACIÓN DE VAPOR

TEMPERATURA DEL VAPOR VIVO (°C)	248
PRESIÓN DEL VAPOR VIVO (psig)	210
TEMPERATURA DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN (°C)	90
PRESIÓN DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN (psig)	300

HESSEY	CONSUMO ESPECIFICO	
	DE BAGAZO	0.6307 kg bagazo/kg vapor
MÉTODO SIMPLIFICADO	GENERACIÓN ESPECÍFICA	
	ESPECÍFICA	1.5855 kg vapor/kg bagazo
HESSEY	CONSUMO ESPECIFICO	
	DE BAGAZO	0.6375 kg bagazo/kg vapor
MÉTODO SIMPLIFICADO	GENERACIÓN ESPECÍFICA	
	ESPECÍFICA	1.5685 kg vapor/kg bagazo

Si se utiliza el valor calorífico neto del bagazo, la eficiencia obtenida es del orden del 69%. Este cálculo considera que la caldera en promedio mantiene una presión operativa de 210 psig.

Dos modificaciones importantes pueden llevarse a cabo desde el punto de vista del diseño de la caldera: instalación de un *mist separator* y de un economizador. Considerando que la caldera mantiene una presión operativa de 210 psig y que teóricamente el economizador puede llevar la temperatura de los gases de combustión hasta los 150 °C, los siguientes resultados muestran el incremento en la eficiencia de la caldera al combinar un buen aislamiento del tanque de condensados y de la caldera con la instalación de los accesorios mencionados.

**PODER CALORÍFICO
DEL BAGAZO**

	POL BAGAZO (%)		5.28	
	HUMEDAD %		51.5	
HESSEY	VCS	9141.9448	kJ/kg	
	VCN	7257.8011	kJ/kg	
MÉTODO	VCS	9340.7508	kJ/kg	
SIMPLIFICADO	VCN	7336.3203	kJ/kg	

**CALOR DISPONIBLE
PARA PASAR AL
VAPOR**

TEMPERATURA DEL GAS		α	(sólidos no quemados)	0.98
DE COMBUSTIÓN (°C)	150	β	(radiación)	0.94
EXCESO DE AIRE (λ)	1.4	η	(combustión mala)	0.9
CALOR SENSIBLE EN LOS GASES		874.4550	kJ/kg	
CALOR TRANSMITIDO AL VAPOR		5357.4032	kJ/kg de bagazo	
EFICIENCIA DE LA CALDERA SEGÚN VCS HESSEY		0.5860		
EFICIENCIA DE LA CALDERA SEGÚN VCS MÉTODO SIMPLIFICADO		0.5736		

CONSUMO DE BAGAZO

Y GENERACIÓN DE VAPOR

TEMPERATURA DEL VAPOR VIVO (°C)	248
PRESIÓN DEL VAPOR VIVO (psi)	210
TEMPERATURA DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN (°C)	114
PRESIÓN DEL AGUA DE ALIMENTACIÓN (psi)	300

HESSEY	CONSUMO ESPECIFICO	
	DE BAGAZO	0.5741 kg bagazo/kg vapor
MÉTODO SIMPLIFICADO	GENERACIÓN ESPECÍFICA	
	ESPECÍFICA	1.7420 kg vapor/kg bagazo
HESSEY	CONSUMO ESPECIFICO	
	DE BAGAZO	0.5803 kg bagazo/kg vapor
MÉTODO SIMPLIFICADO	GENERACIÓN ESPECÍFICA	
	ESPECÍFICA	1.7233 kg vapor/kg bagazo

Si se utiliza el valor calorífico neto del bagazo, la eficiencia obtenida es del orden del 73%.

Para obtener las condiciones anteriores es necesario contar con el máximo efecto térmico posible del *superheater*. Se recomienda la instalación de un *mist separator* en el domo de vapor de manera que la eficiencia del sobrecalentamiento puede llegar a valores cercanos para los que fue diseñada la caldera.

Bajo las condiciones actuales de operación puede esperarse un excedente de bagazo importante operando la caldera bajo los nuevos parámetros que ofrecen las mejoras anteriormente mencionadas.

En el sistema de condensados deben hacerse modificaciones en el diseño de las líneas para asegurar un aumento en la recuperación de condensados. El condensado del vaso 1 puede utilizarse como *make up* debido a su alta calidad pero deberá asegurarse que el separador de arrastres de los pre evaporadores cumplan su propósito adecuadamente. Se recomienda enviar este condensado a un tanque para su tratamiento por separado.

El ahorro energético, la estabilidad operativa y el costo oportunidad que ofrece mantener bagazo de reserva en lugar de comprar combustibles alternos, ofrecen un panorama inmejorable que justifica la inversión en calderas.

5.2.2 Equipo de preparación de caña, *tandem* de molienda y generación de energía eléctrica

La eficiencia del trabajo de preparación de la caña depende, entre otros factores, de que la técnica de corte de la caña esté relacionada con el diseño de la mesa alimentadora y sus equipos. Si el porcentaje de caña procesada es en su mayoría mecanizada, se deberá pensar en una modificación en la mesa alimentadora y en la pre picadora.

Bajo las condiciones actuales y previendo un incremento en la cantidad de caña mecanizada para futuras zafras, se recomienda la instalación de un tercer juego de machetes oscilantes, manteniendo la actual configuración de pre picadora como primer elemento de trabajo. Con ésta configuración, el índice de preparación alcanza el valor de 1.3 situando la capacidad de molienda en 36.4 TMH.

El mantenimiento en conductores de caña, intermedios y de bagazo debe considerar la realineación del grupo de *sprockets* y sus ejes con el fin de mejorar la rotación y evitar desalineamientos. Con esto se puede obtener una reducción en el consumo de potencia específica.

La sustitución de las turbinas de los molinos por motores eléctricos representa una ventaja desde el punto de vista de estabilidad operativa, confiabilidad y eficiencia. El proyecto de motorización debe considerar la máxima capacidad operativa del *tandem* de molienda, previendo futuros incrementos en la razón de alimentación. A continuación se exponen los resultados del cálculo de motores eléctricos para instalar en el *tandem*.

MOTORIZACIÓN DEL *TANDEM* DE MOLIENDA

	Molino 1	Molino 2	Molino 3	Molino 4
Potencia Real Demandada a Capacidad Reducida Actual	Hp 59.9227	68.1350	74.9674	58.6998
Potencia Real Demandada a Capacidad Instalada	Hp 81.1387	92.2585	101.5100	79.4828
Motor a Instalar	Hp 200		125	100
Capacitor Recomendado (kVAR)	50		30	25
Demanda de Potencia Global a Capacidad Reducida Actual	Hp		261.7249	
Demanda de Potencia Global a Capacidad de Diseño	Hp		354.3900	

Máximo Amperaje Demandado a Capacidad Reducida Actual Considerando Mejora del F.P.	136	80	62
Máximo Amperaje Demandado a Capacidad de Diseño Considerando Mejora del F.P.	183	107	84
Carga Impuesta Sobre el Generador a Capacidad Reducida Actual Considerando Mejora del F.P. (Amp)	278		
Carga Impuesta Sobre el Generador a Capacidad de Diseño Considerando Mejora del F.P. (Amp)	374		

Considerando únicamente el equipo propulsor del molino, la mejora en la eficiencia mecánica del conjunto se expone a continuación.

**ANALISIS DE INCREMENTO DE EFICIENCIA AL SUSTITUIR
LAS TURBINAS DEL TANDEM POR MOTORES ELÉCTRICOS**

	Molino 1	Molino 2	Molino 4
CONDICIÓN ACTUAL			
Eficiencia de la Turbina (%)	39.5100		41.0500
Eficiencia Combinada de Reductores (%)	94.0800		98.0000
Eficiencia del equipo propulsor (%)	37.1710		40.2290
INSTALACIÓN DE MOTORES			
Eficiencia del Motor Eléctrico (%)	90.0000		90.0000
Eficiencia Combinada de Reductores (%)	94.0800		98.0000
Eficiencia del equipo propulsor (%)	84.6720		88.2000

Desde el punto de vista del aprovechamiento de la energía y considerando la eficiencia del conjunto caldera, turbina, reductores y motor, el cambio en la eficiencia del sistema no sigue la tendencia de mejora energética buscada debido a la reducida eficiencia de la turbina del generador. Los resultados se exponen a continuación.

	Molino 1	Molino 2	Molino 4
CONDICIÓN ACTUAL			
Eficiencia de la Caldera (%)	51.9000		51.9000
Eficiencia de la Turbina (%)	39.5100		41.0500
Eficiencia Combinada de Reductores (%)	94.0800		98.0000
Eficiencia del equipo propulsor (%)	19.2918		20.8789
INSTALACIÓN DE MOTORES			
Eficiencia de la Caldera (%)	51.9000		51.9000
Eficiencia del Turbogenerador (%)	39.7400		39.7400
Eficiencia del Motor Eléctrico (%)	90.0000		90.0000
Eficiencia Combinada de Reductores (%)	94.0800		98.0000
Eficiencia del equipo propulsor (%)	17.4637		18.1913

A pesar de que se desmejora la eficiencia global de la planta se logra aumentar la confiabilidad operativa de los equipos. El elemento que determina la reducción en la eficiencia resultante es el turbogenerador 2. La baja eficiencia de la turbina hace que al considerar el sistema energético completo la eficiencia se reduzca en lugar de aumentar.

La motorización del *tandem* implica el que todo el vapor producido por la caldera sea enviado al turbogenerador 2. Conforme se agrega carga a la turbina debe esperarse una reducción gradual en el consumo específico de vapor hasta llegar al mínimo esperado.

Bajo estas condiciones, agregando la carga que sería demandada debido a la motorización de los molinos y la carga que actualmente llevan las plantas Caterpillar, el análisis de consumo de vapor queda como se detalla a continuación. Aquí se asume la peor condición operativa en donde el consumo específico de vapor no sufre reducción alguna.

ANALISIS DE CONSUMO DE VAPOR EN TURBOGENERADOR

		TURBOGENERADOR 2
Potencia Demandada Agregando Carga de Molinos (kW)		543.3263
Potencia Demandada Agregando Carga Total del Ingenio (kW)		736.9391
DATOS DE DISEÑO		
	Potencia (kW)	800.0000
	Rateo (lb/kW·hr)	62.0000
CONDICIÓN OPERATIVA		
	Eficiencia Combinada de Reductores	0.9800
	Potencia Demandada Considerando Eficiencia de Reductores (kW)	751.9787
	Rateo (lb/kW·hr)	53.1300
	Eficiencia (%)	39.7400
Temperatura del Vapor de Entrada (°C)		220.0000
Presión del Vapor de Entrada (bar abs)		15.3454
Presión del Vapor de Salida (bar abs)		1.9006
Calidad del Vapor de Salida		0.9972
Consumo de Vapor		
	kg/hr	18122.4000
	lb/hr	39953.0530

La caldera puede ofrecer las 40,000 lb/hr que se le demandarían. La operación deberá ser entre 220 y 230 psig para obtener una caída de presión de entre 1.8 y 2 psig por cada 100 ft de tubería a una velocidad media de 9,000 ft/min para 6 in de diámetro de tubería.

De mantenerse las condiciones actuales de la caldera y sistema de condensados, se necesitaría el equivalente energético a 1.8995 TMH de bagazo para una buena operación. Haciendo uso del economizador se pueden lograr incrementos del orden de 3 puntos porcentuales más sobre el valor actual de eficiencia.

Considerando las mejoras en la caldera y manteniendo la operación a 210 psig, el nuevo balance de bagazo sería el que se detalla a continuación.

ANÁLISIS DE CONSUMO DE BAGAZO

	% CAÑA	TMH	TCH	kg/100 kg de caña	kg/s
Producción de Bagazo	29.0000	8.1838	9.0211	29.0000	2.2733
Consumo de Bagazo para Generación de Vapor					
(Flujo Real 18.1436 TMH / VCI Hessey)	29.2596	8.2571	9.1018	29.2596	2.2936
(Flujo Diseño 16.1529 TMH / VCI Hessey)	28.3054	7.9878	8.8050	28.3054	2.2188
Excedente de Bagazo Real	-0.2596	-0.0733	0.0807	-0.2596	-0.0203
Excedente de Bagazo Diseño	0.6946	0.1960	0.2161	0.6946	0.0544

El déficit de bagazo se debe a que se considera una razón de molienda constante, por lo que se recomienda incrementar la rata de alimentación a 30 TMH. Asumiendo que el ingenio se opera establemente a su capacidad de molienda de diseño y que los equipos de clarificación y evaporación soportan los nuevos parámetros, el balance de bagazo queda como se muestra a continuación.

CAPACIDAD DE MOLIENDA INSTALADA

Longitud de las masas (in)	36.0000	
Diámetro de las masas (in)	24.0000	
Velocidad promedio del tandem (rpm)	5.0000	
Porcentaje de Fibra en la Caña	12.1700	
Factor de Preparación de la Caña	1.2000	
Número de Mazas en el tandem	12.0000	
	TMH	TCH
Capacidad de Molienda	34.3823	37.9000
Cantidad de Bagazo Producida	9.9709	10.9910
Excedente de Bagazo	1.7138	1.8892

El excedente de bagazo así obtenido es suficiente para soportar un régimen de inestabilidad por diferencias en contenido y calidad de fibra. La razón de molienda a 30 TMH representa una condición límite operativa que no garantiza el soporte de un régimen de inestabilidad, por lo que deberá considerarse utilizar combustibles alternos.

Los atascamientos registrados en especial en el primer molino indican un deterioro de las chumaceras que acomoda el cilindro de entrada en la dirección del flujo de caña separándose de la cuchilla central y generando un atascamiento por el bagazo que se retiene en la punta de la cuchilla. Deben revisarse las dimensiones de las chumaceras y su condición superficial y de no existir evidencia de cambios geométricos se recomienda revisar el acomodo de ésta contra el cilindro.

El rallado observado en el área del eje que se soporta en las chumaceras indica que partículas de bagazo están ingresando en el huelgo entre chumacera y maza. Para una maza y una chumacera nuevas puede considerarse que el tipo de lubricación se aproxima a las condiciones hidrodinámicas. Debido a las modificaciones en geometría de la chumacera, se establece una condición de lubricación EHD (Elastohidrodinámica) que, al ser más rigurosa que la hidrodinámica, colabora a que se establezca un pequeño incremento en la fricción efectiva. Si a esto se le agrega el hecho de que materia extraña (bagazo) se encuentra en el huelgo, la razón de desgaste se incrementa afectando inicialmente al material más blando (chumacera) y luego afectando más severamente al material más duro (maza). La acidez del jugo durante la zafra y la exposición al medio ambiente de un área de la maza que ha sufrido una desmejora en las propiedades del tratamiento térmico superficial agrega elementos que reducen la vida útil del equipo y pueden establecer una condición futura de falla por fatiga.

El bajo índice de extracción en el tandem puede deberse a la condición en que se encuentran las mazas. La acidez del jugo, el roce de la cuchilla y los raspadores y los dientes quebrados por hierros o piedras en el bocado generan un desgaste acentuado en el centro y menor en los extremos, reduciendo la capacidad de las mazas de ejercer presión sobre el bagazo. Debe considerarse medir las dimensiones de las mazas y colocar en el primer y cuarto molino a las que presenten menos desgaste o bien puede instalarse para cada molino el de menor sección central a la entrada, el de mayor sección a la salida y el intermedio como maza superior.

El porcentaje de fibra y materia extraña que ingresa al *tandem* afecta notablemente la extracción para *settings* constantes. Un incremento de aproximadamente el 1% en el contenido de materia extraña (*trash*) en la caña representa en promedio una reducción de un 0.6% en el índice de extracción y un aumento en la pureza de las mieles finales del orden del 0.8%. Las observaciones sobre la caña ingresada al ingenio muestran un contenido de *trash* muy por encima del reportado por el laboratorio. Haciendo uso de las técnicas de la ISSCT, el contenido de *trash* en el ingenio al ingresar caña mecanizada se encuentra alrededor del 13%, 3.5 puntos porcentuales superior al estimado por el laboratorio, representando en promedio una reducción del 9.1% en la eficiencia de molienda.

Lo lodos que ingresan con la caña no solo reducen la eficiencia de molienda e incrementan las pérdidas de sacarosa en la miel final y en los indeterminados sino que también afectan a las calderas y al trabajo realizado en clarificadores y evaporadores. Se estima un ingreso de cerca del 65% del lodo contenido en la caña a los hornos de las calderas y que contribuye a reducir el coeficiente por mala combustión η . El restante de lodos dificulta la transferencia de calor en calentadores y colabora a establecer una condición de incrustación rápida en especial en el primer efecto del múltiple de evaporación.

Hugot menciona(4 - 157) que para mejorar la extracción en un *tandem* de molinos corto debe reducirse el grueso del colchón de bagazo. Para los *tandem* de molienda cortos es recomendable mantener las presiones hidráulicas más elevadas posibles que permitan un buen desempeño del equipo. El segundo molino debe ser el menos cargado y se debe establecer un aumento de presión sustancial del tercero al cuarto molino.

Si se considera variar la razón de molienda debe tenerse en cuenta la proporcionalidad entre la presión hidráulica total ejercida y la raíz cuadrada del tonelaje de fibra ingresado. Por lo tanto, la nueva presión hidráulica total será igual a la presión hidráulica total actual multiplicada por la relación entre las raíces cuadradas de la alimentación de fibra actual y la alimentación de fibra a obtener en toneladas por hora. Además, se debe considerar que a pesar de que el porcentaje de imbibición se mantiene constante, la masa de agua agregada se incrementa proporcionalmente.

Si la razón de molienda no se mantiene lo más constante posible se reduce la componente resultante de la presión ejercida por el bagazo debido a los cambios en el espesor del colchón, operándose entonces en una condición equivalente a que si se tuviera un *setting* demasiado abierto entre las mazas, reduciéndose la extracción instantánea del *tandem*.

El trabajo de electro deposición para agregar material de sacrificio en las coronas debe llevarse a cabo de tal forma que se respeten los perfiles y dimensiones de los dientes para evitar elevadas componentes radiales que generan esfuerzos en la dirección del plano de contacto. Evitar el deterioro de las coronas es difícil y costoso pero al mantener las dimensiones de los dientes se pueden reducir los períodos de paro para su reparación.

Las salpicaduras de jugo fuera del molino en especial en la maza bagacera indica una mala colocación de la cuchilla central. Se recomienda mayor atención a éste detalle que genera una reducción en la extracción del *tandem* y un incremento en las pérdidas de sacarosa indeterminadas.

5.2.3 Consumos varios de vapor directo y líneas de vapor

El consumo de vapor directo en las centrífugas y la secadora de azúcar deben reemplazarse por un vapor de menor calidad. Se recomienda una extracción del segundo o tercer cuerpo del múltiple para cubrir éstas necesidades, instalando puntos de extracción de condensado en las líneas que lo transportan. El consumo de vapor directo en el horno de azufre se justifica debido a la temperatura necesaria para poder lograr la reacción final.

Las líneas de vapor directo deberán aislarse conforme a las normas establecidas para líneas de vapor de alta presión. Las líneas de vapor de escape deben aislarse para asegurar el ingreso de vapor con poca o nula traza de condensado a las calandrias de los equipos y reducir el consumo de vapor de la instalación.

5.2.4 Equipo de tratamiento de jugo, calentadores de jugo crudo, clarificador y filtro de cachaza

El azufre en presencia de agua se quema produciendo anhídrido sulfúrico en lugar de anhídrido sulfuroso. El anhídrido sulfúrico, al reaccionar con el agua, se transforma en ácido sulfúrico. El aire que se introduce en las aberturas del depósito de azufre contiene humedad que, al reaccionar con el azufre, deteriora el equipo de sulfatación y colabora con el deterioro de tuberías y calandrias al presentarse trazas ácidas en el efluente.

A la alcalización se le debe proveer un medio de agitación más elevado. Esto se logra agregando aspas a los agitadores de los tanques de mezcla o elevando su velocidad de rotación de un 5 a un 10% sobre la actual. El pH final debe ser monitoreado en línea y se recomienda buscar un valor final de alrededor de 7.1 de modo que al entrar a los evaporadores se pueda llegar a un mínimo de pérdidas indeterminadas de sacarosa.

Se recomienda hacer un estudio en zafra que permita comparar el efecto del método de limpieza de los calentadores sobre la temperatura del jugo. Puede establecerse una limpieza de un mes con producto químico y el siguiente mes con un rasqueteo mecánico. De igual forma puede compararse el uso combinado de éstas técnicas en períodos de 15 días de operación. Además se debe reemplazar el aislante de los cuerpos de los calentadores con lo que se puede obtener un incremento en el efecto térmico final sobre el jugo.

La temperatura con la que llega el jugo a los evaporadores afecta considerablemente la demanda de vapor de escape del múltiple.

Son dos las causas de una reducida temperatura de entrada del jugo al múltiple efecto: deficiente calentamiento de la segunda etapa de calentadores y pérdidas térmicas elevadas en el clarificador. El *flashing* del jugo al entrar en el clarificador lleva a éste a una temperatura de 96 °C. Debido al elevado tiempo de retención y al mal aislamiento del clarificador se registra una reducción de alrededor de 11 °C. Pueden considerarse dos alternativas para incrementar la temperatura del jugo claro. La primera consiste en llevar el jugo a una temperatura lo más cercana posible a la temperatura del cuerpo del pre evaporador. Para esto se necesitaría incrementar el efecto térmico de la segunda etapa de calentadores mediante una mejor técnica de limpieza y la renovación del aislamiento o la instalación de un tercer calentador que trabaje con jugo claro. Si se instala un tercer calentador se buscaría llevar la temperatura lo más cercana a los 105 °C a los que se encuentra en cuerpo del pre evaporador. Para éstas condiciones, el balance de entalpía del múltiple bajo las condiciones actuales reoperación es el siguiente.

BALANCE CON PRECALENTAMIENTO DEL JUGO CLARO		ETAPA 1 PRE EVAPORADOR	ETAPA 2 VASO 1	ETAPA 3 VASO 2	ETAPA 4 MELADOR
ENTRADAS	JUGO (TMH)	25.4210	19.1969	15.6216	11.8371
	GRADOS BRIX	18.9097	25.0407	30.7716	40.6098
	ENTALPÍA DEL JUGO (kJ/kg)	396.0665	381.9474	336.1455	262.3345
	VAPOR DE CALENTAMIENTO (TMH)	6.2988	3.3254	3.4711	3.6743
	VAPOR DE CALENTAMIENTO EFECTIVO (TMH)	6.4877	3.4252	3.5752	3.7845
	ENTALPÍA DEL VAPOR DE CALENTAMIENTO (kJ/kg)	2697.0944	2685.0000	2670.0000	2647.0000
	SALIDAS	JUGO (TMH)	19.1969	15.6216	11.8371
GRADOS BRIX		25.0407	30.7716	40.6098	60.7900
ENTALPÍA DEL JUGO (kJ/kg)		381.9474	336.1455	262.3345	165.0563
CONDENSADO (TMH)		6.2988	3.3254	3.4711	3.6743
CONDENSADO EFECTIVO (TMH)		6.4877	3.4252	3.5752	3.7845
ENTALPÍA DEL CONDENSADO (kJ/kg)		478.3116	440.2161	402.2321	337.0487
VAPOR VEGETAL (TMH)		6.2242	3.5752	3.7845	3.9295
ENTALPÍA DEL VAPOR VEGETAL (kJ/kg)		2685.0000	2670.0000	2647.0000	2618.0000
EXTRACCIÓN DE VAPOR VEGETAL (TMH)		2.7990	0.0000	0.0000	0.0000

El consumo de vapor de calentamiento en el múltiple a una temperatura de entrada del jugo claro de 85 °C es de 2.0534 kg/s mientras que el consumo de vapor de calentamiento con una temperatura de entrada del jugo de 105 °C es de 1.8021 kg/s. Se considera el caso límite de 104 °C para buscar la máxima reducción teórica de consumo de vapor. El ahorro de vapor es entonces de 0.2513 kg/s ó 0.9047 TMH.

Un calentador nuevo de concha y tubos de tipo vertical que utilice vapor de escape y que logre el efecto térmico deseado se muestra en el anexo 19. En la hoja técnica del calentador se muestra que el consumo de vapor de escape para lograr éste efecto térmico es de 0.9 TMH. La instalación de un nuevo calentador por lo tanto no justifica ningún ahorro de vapor para el proceso. Se recomienda entonces optar por un análisis cuidadoso en zafra de las técnicas de limpieza como fue mencionado con anterioridad.

La segunda alternativa de ahorro de vapor consiste en reducir el tiempo de retención del clarificador. La temperatura final del jugo estará entonces por encima de los 85 °C actuales. Cualquiera que sea la temperatura final del jugo generará un ahorro en el consumo de vapor de escape en el múltiple que justifica la inversión en éste equipo.

Si la cantidad de *trash* que ingresa a la fábrica se logra reducir al 3% esperado en la industria y si además se incrementa el porcentaje de bagacillo agregado al lodo junto a un incremento en el espesor de la capa de torta de hasta $\frac{3}{4}$ in, el filtro que se encuentra actualmente instalado sería capaz de procesar todo el lodo que decanta en el clarificador.

5.2.5 Evaporadores

Los evaporadores representan un segundo cuello de botella desde el punto de vista de la eficiencia energética del ingenio. Son dos los principales enfoques energéticos que se aplicarán: los reducidos coeficientes de transferencia de calor y la posibilidad de utilizar el múltiple como una fuente de alimentación de vapor para los tachos. La baja temperatura del jugo claro ya fue discutida con amplitud y no se tratará más.

La tubería de las calandrias de los pre evaporadores presentan una condición operativa muy deficiente. El primer paso a dar para estudiar más a fondo el problema es extraer una muestra de tubos representativa del conjunto que conforma la calandria y realizar cortes perpendiculares al eje longitudinal para luego medir el espesor de incrustación. Se recomienda que los cortes se hagan a distancias de 10 cm para obtener una idea de cómo se distribuye el espesor de incrustación en función de la profundidad.

Cuando a una calandria incrustada se le reemplazan tubos se generan puntos en donde la temperatura de operación será mayor. Las tapas de las calandrias se verán entonces sujetas a gradientes de dilatación que tienden a desprender los tubos y provocan mezclas de jugo con condensado. Las causas del rompimiento de tubos pueden clasificarse en dos tipos: aquellos que por estar cerca de la toma de vapor se ven altamente erosionados por partículas de agua debidas a la calidad del vapor y aquellos que debido al nivel de incrustación y deterioro no pueden soportar las dilataciones y contracciones que se establecen a la entrada y salida de línea del equipo durante las limpiezas. Ésta segunda causa genera concentraciones de esfuerzos que se acentúan conforme se aproxima a la soldadura en las tapas de la calandria.

La técnica de limpieza química es la adecuada por lo que deberá además agregarse limpieza mecánica al menos dos o tres veces por zafra. Esto es recomendable para todos los cuerpos instalados.

Las oportunidades de extracción de vapores vegetales en el múltiple llevan a la necesidad de incrementar el área de los cuerpos si se desea alimentar a la totalidad de los tachos. El incremento en el coeficiente de transferencia de calor colabora a una mejor razón evaporativa si se mantienen constantes los parámetros de operación a excepción del Brix de la meladura. Existe la posibilidad de que se cuente con la capacidad suficiente para establecer una extracción que alimente el tacho 4 pero para ello deberá solucionarse primero el problema de la incrustación en el pre evaporador. El calentador de la primera etapa deberá entonces ser alimentado por vapor extraído del segundo cuerpo. Si se desea utilizar vapor del pre evaporador para alimentar al calentador de jugo y al tacho 4 no se garantiza la estabilidad del proceso para demandas pico debido a que la condición operativa estaría al límite.

El estado del aislamiento térmico de los equipos genera elevadas pérdidas térmicas en el múltiple. Deberá entonces renovarse en su totalidad para mejorar la calidad operativa.

Se recomienda hacer un estudio que determine el área necesaria para producir suficiente vapor vegetal que permita alimentar a los tachos y además se deberá buscar una mayor estabilidad en el equipo de vacío central del ingenio. No obstante se recomienda para la próxima zafra hacer pruebas de extracción de vapor del primer cuerpo para alimentar al tacho 4, previo haber mejorado el coeficiente de transferencia de calor de los efectos. Estas pruebas deberán realizarse bajo un estricto control de la operación y puesta en línea de los tachos como se discute más adelante.

5.2.6 Tachos y centrífugas

La operación de los tachos es un factor determinante en la estabilidad y calidad operativa del ingenio. Las necesidades de vapor en estos equipos generan fuertes desbalances en los flujos de vapor del proceso debido a los picos de carga térmica que impone un cambio en la concentración de la masa en función del tiempo. El enfoque de mejora en los tachos gira alrededor de disminuir el consumo de vapor y mejorar la estrategia operativa del conjunto.

La variabilidad de la concentración de la masa dentro del tacho está directamente relacionada con la variabilidad en el consumo de vapor. Debido a que la templa se concentra por pasos, agregando miel entre cada uno, el porcentaje de agua a evaporar no es constante y es necesario hacer ajustes en la válvula de admisión para establecer un flujo de vapor capaz de establecer una buena ebullición. Como en los evaporadores, el balance de entalpías del tacho arroja el consumo teórico de calor para lograr un cambio de concentración en la templa. Si se consideran las entalpías de las soluciones y masas involucradas, el modelo termoquímico sugiere que por cada grado centígrado que se eleve la temperatura de alguno de los efluentes utilizados se obtiene una reducción en el consumo de vapor de cerca del 0.75%. De los datos colectados en el ingenio se deduce que la miel primera y el magma B y C representan posibles ahorros en consumo de vapor debido a la baja temperatura con la que ingresan al tacho. Los tanques de magmas y miel primera se encuentran expuestos al viento, a diferencia de los tanques de meladura que se encuentran en la parte opuesta del nivel de tachos y los de miel primera que reciben calor del tanque de agua de mezcla instalado sobre ellos. La exposición se puede reducir con un cerrado del edificio en esa zona y la circulación de aire puede establecerse mediante la instalación de extractores atmosféricos industriales de lámina galvanizada en el techo del edificio.

El estado del aislamiento de los tachos 1, 2 y 3 parece, bajo una simple inspección, que cumple con las expectativas energéticas del proceso. Sin embargo, el balance de calor de la instalación entrega porcentajes inaceptables de pérdidas de calor. Puede utilizarse la misma técnica de aislamiento actual a base de mortero y revestida por lámina.

Cuando se hacen las mezclas de soluciones azucaradas para incorporarlas al tacho generalmente se excede la cantidad de alguna de ellas, reduciendo la concentración más de lo requerido y alejándose de la pureza objetivo en el momento de cerrar la templa.

Se recomienda equipar los tanques de mieles con medidores de nivel que permitan leer el volumen de líquido contenido. De ésta forma se asegura el uso de únicamente la cantidad de miel necesaria para llegar a la pureza objetivo y se reduce la cantidad de vapor a consumir. El incremento en un pié cúbico de meladura, miel primera o miel segunda agregada durante el crecimiento de la templa genera un incremento en el consumo de vapor de la templa en base al modelo termoquímico del orden del 1.06%, 1.20% y 1.19%, respectivamente.

Desde el punto de vista operativo, se recomienda redactar un protocolo de puesta en línea de los aparatos al proceso. Los tiempos base que pueden manejarse en el ingenio pueden ser de 2 horas de diferencia entre cada inicio de templa. El mismo procedimiento aplica para los agregados de miel dentro del equipo para el crecimiento de la templa en donde se sugiere realizar la operación con al menos 20 minutos de diferencia entre tachos.

Esta estrategia operativa no reduce la producción global de templeas en el ingenio pues únicamente organiza los cambios en los parámetros operativos de los equipos en función del tiempo para mantener fluctuando el consumo de vapor dentro de un rango que permita una buena estabilidad del flujo y reducción de picos térmicos en la caldera.

Energéticamente las centrífugas no representan un problema para el balance del proceso. Las cargas impuestas al sistema de generación no presentan picos de elevada magnitud debido a que las centrífugas de batch están comunicadas a un eje común de transmisión de potencia que mantiene una reserva de inercia rotacional capaz de contrarrestar el efecto eléctrico al momento de agregar las cargas de masa. Además, la operación en batch se lleva a cabo en forma secuencial en donde nunca se carga más de una centrífuga al mismo tiempo.

La recuperación de sacarosa en las centrífugas se encuentra en valores superiores a los esperados. Sin embargo, se sugiere acondicionar al menos una centrífuga continua para masa B y C para asegurar la continuidad operativa del proceso en caso de falla.

5.2.7 Laboratorio

Las técnicas de recolección y tratamiento de muestras en el laboratorio presentan bajos niveles de confiabilidad. El balance de masa de la instalación muestra variaciones en algunos casos sustanciales en relación con los datos entregados por el laboratorio.

La técnica de muestreo de caña en el patio deberá ser revisada y acondicionada a las exigencias del proceso. La inconcordancias entre parámetros operativos íntimamente relacionados como el Brix y el Pol sugiere una manipulación inadecuada de muestras y un estado cuestionable de calibración en equipos. El cálculo de la humedad en el bagazo no cumple con los requisitos mínimos de preparación y cuidado de la muestra como lo requiere la norma ASTM D - 240. Las ecuaciones utilizadas para calcular todas las variables de proceso reportadas deberán ser revisadas para asegurar la calidad de la información que proporcionan.

La importancia de la obtención, manejo y análisis de las muestras se debe al nivel de confiabilidad buscado en los resultados para caracterizar de buena manera el proceso. La limitante de recursos económicos es generalmente el factor que se menciona como causa del mal estado de la información en un laboratorio, cuando realmente depende más del factor humano que modifica las condiciones y representatividad de las muestras mediante manipulaciones y preparaciones incorrectas.

La revisión de procedimientos y técnicas de laboratorio puede hacerse en base al libro *Manual del Azúcar de Caña* de James C. P. Chen (ver referencias) y en colaboración con personeros de CENGICAÑA.

5.2.8 Instrumentación de planta

En base a las necesidades metrológicas que se tuvieron durante las dos zafas de recopilación y análisis de datos, se propone la instalación de los siguientes equipos para poder contar con el mínimo aceptable de control sobre el proceso.

- Aumentar la confiabilidad de la caldera y accesorios y sistemas de condensados. El equipo de automatización permite cuestionar el proceso en línea y acumular registros en una computadora. Se deberán instalar indicadores de temperatura en el vapor saturado y sobrecalentado, indicadores de la magnitud del tiro dentro del horno e indicadores de temperatura antes y después del calentador de aire. Las líneas de condensado deben tener integrada una medición de conductividad para determinar cualquier contaminación por jugos antes de que llegue el efluente contaminado al tanque de condensados y a la caldera.
- Instalar medidores de gasto de vapor en la(s) turbina(s) y adecuar o reemplazar los indicadores de temperatura y presión en la entrada y salida del equipo.
- Equipar al *tandem* de molienda con un medidor de flujo de agua de imbibición y de maceración. Recalibrar y adecuar los indicadores de presión en los cilindros hidráulicos. El arreglo del *tandem* no permite la adaptación de un control maestro de alimentación.
- Reacondicionar el equipo de medición de pH por su importancia como parámetro en la casa de cocimientos. Debe considerarse que la estabilidad del pH depende de la estabilidad del jugo que entra. Controlar la temperatura del jugo en la salida de los calentadores para rectificar el gasto de vapor de cada etapa.

- Instalar medidores de RPM, gasto de agua de lavado y nivel de vacío en el filtro de cachaza. Coordinar el nivel del tanque de lodos (cachazón) con el arranque y paro de las bombas de lodos y así permitir una mezcla homogénea de entrada al filtro.
- Realizar un estudio sobre la factibilidad de instalar bombas de transferencia entre cuerpos del múltiple efecto. Además se deben adecuar los cuerpos con mejores indicadores de nivel para control de arrastres. Adecuar entre el vaso 1 y el vaso 2 una medición de Brix así como una medición de Brix en la salida del melador que coordine la válvula de salida de meladura para obtener valores constantes de sólidos en el efluente. Reacondicionar los indicadores de temperatura y presión en las calandrias de cada efecto y en el cuerpo del melador.
- Instalar indicadores de temperatura, brix y nivel en los tachos y llevar un registro continuo de cada parámetro de proceso. El control de Brix permitirá una mayor eficiencia de operación y una mejor circulación de la masa.
- Adecuar a las líneas de alimentación de masa hacia las centrífugas de continua una válvula estranguladora coordinada por la carga eléctrica impuesta por el motor. Instalar un medidor de agua de lavado y de efluente de purga.

- Implementar sistemas de protección de mayor nivel y registro histórico de variables de proceso en la sala de generación. Instalar contadores a la salida de cada generador.

5.3 Programa de control energético continuo de Ingenio Santa Teresa, S.A.

El criterio de selección de un programa de control energético depende del grado de calidad de la información que se desee obtener así como del grado de inversión que se pretende realizar sobre los recursos humanos y técnicos. Bajo éstas consideraciones se puede dividir el programa en dos grandes áreas: una que se encargue de la recolección, tratamiento y análisis de la información y otra que se enfoque en la calidad operativa de los instrumentos utilizados para obtener dicha información. El correcto control y mantenimiento de estas áreas permitirá mantener una elevada calidad de la retroalimentación hacia el proceso.

La recolección de los valores de las variables de proceso debe llevarse a cabo preferiblemente mediante equipo de cuestionamiento de proceso en línea. Debido a que equipar una instalación con éste nivel de tecnología resulta extremadamente costoso, los datos pueden ser registrados por los mismos operarios de los equipos en bitácoras de operación que involucren además observaciones sobre el comportamiento de la maquinaria, modificaciones hechas a los parámetros y cualquier observación que afecte la productividad y eficiencia del equipo.

Las bitácoras de cada equipo deberán ser procesadas en hojas electrónicas que permitan obtener todas las inferencias estadísticas que faciliten la identificación de posibles patrones de cambio en el proceso. Los valores así registrados deberán servir de base para realizar balances de masa, energía y exergía de la instalación sobre condiciones operativas promedio o puntuales de la planta. Finalmente se deberán comparar los resultados de los balances de cada zafra e identificar aquellos cambios en equipos o procedimientos que puedan justificar alguna variación importante.

La toma de datos en las bitácoras puede llevarse a cabo en intervalos de 30 minutos. Mediante la instalación de alarmas sonoras se puede hacer saber al operario el momento en el que la toma de datos en su equipo debe realizarse. Este procedimiento permite obtener valores de variables de proceso que se encuentren realmente relacionadas para una condición instantánea de operación del sistema.

El análisis final de la información deberá ser realizado en un grupo técnico que involucre al superintendente de fábrica, a los jefes de turno y al (los) asesores del ingenio.

La instrumentación de proceso constituye el recurso que permitirá obtener calidad en los resultados del tratamiento de datos. Desde el punto de vista de la ejecución del programa y el manejo del recurso metrológico se propone el siguiente protocolo de implementación, caracterización y retroalimentación para el ingenio:

1. Acondicionamiento e instalación de indicadores de carátula y protecciones: etiquetar para certificar la calibración y su revisión.

2. Implementación de los procedimientos para medición específica de transmisores de campo y elementos finales de control del proceso.
3. Instalación de registradores de valores y repetición de eventos: horómetros y medidores de flujo totalizadores.
4. Implementación de un sistema de registro histórico y sistemas de control de proceso distribuido o centralizado.
5. Implementación de protecciones primarias y de respaldo en todos los sistemas del proceso donde el límite de indicación y control aumenten el riesgo de falla.
6. Elaboración de un diagrama unifilar de relación e identificación en la instalación y redacción de un manual de operación que lleve un registro de datos y valores de calibración.
7. Diagrama de dispositivos en planta para referir su localización e identificación.
8. Elaboración diaria de informe de desempeño, registros y bitácoras de equipos.
9. Definición de proyectos y propuestas de equipos y sistemas nuevos y establecimiento de un calendario de entrenamiento para manejo del proceso.
10. Informes semanales para retroalimentación del desempeño y la calidad de la inversión.

CONCLUSIONES

1. El estado energético del ingenio se encuentra dentro de los valores esperados para el nivel de tecnología instalada y el estado y diseño de los equipos involucrados en el proceso.
2. Para poder incrementar la eficiencia energética de la planta, se deberán llevar a cabo mejoras que no arriesguen la calidad y estabilidad operativa de la planta, siendo el punto de mayor interés el ciclo de cogeneración.
3. Las irreversibilidades en el proceso representan oportunidades de mejora sustancial en la eficiencia del ciclo, siendo las más importantes aquellas encontradas en el múltiple efecto y en la sala de generación de energía eléctrica.
4. La eficiencia exergética de los equipos productores y consumidores de vapor directo, es la aceptable según el nivel de tecnología instalada.

5. La muy reducida eficiencia exergética del múltiple efecto representa la condición más alarmante del proceso, debido a que es la etapa que define tanto la estabilidad como la independencia energética de la planta.
6. El nuevo protocolo de análisis energético, mejora las técnicas clásicas de auditoría energética de ingenios y las combina con estudios exergéticos puntuales y globales de la instalación, que ofrecen un panorama más claro sobre la potencialidad de ahorro energético basándose en indicadores más precisos sobre el estado de la calidad operativa.
7. La caracterización del ingenio se establece dividiendo en sistemas generales el proceso y analizando para cada uno los subsistemas que lo componen, resultados que definen la forma como la materia y la energía interactúan en la instalación.
8. El balance de masa de la instalación define la forma como los efluentes primarios y secundarios interactúan en el proceso, y sirve de base para obtener el balance energético y el flujo de calor de la instalación.
9. La caracterización del ingenio en base a azúcar crudo y consumos específicos entrega índices que permiten comparar fábricas desde un punto de vista tecno - económico, sin involucrar la capacidad de molienda instalada.

10. La eficiencia energética de un ciclo de potencia no define el estado operativo ni la calidad de las interacciones energéticas involucradas, debido a que se basa en procesos reversibles que no consideran la degradación de la energía.
11. El análisis exergético por ser de tipo no conservativo, permite definir y cuantificar de mejor forma las pérdidas en el sistema al determinar de qué manera se aprovecha la energía útil disponible en el proceso.
12. El análisis de resultados debe integrar, además de los indicadores obtenidos de los estudios energéticos y exergéticos, aspectos constructivos y operativos de los equipos con el fin de establecer la relación causa - efecto.
13. El control energético y exergético en línea de la instalación debe incorporarse como un elemento más en el esquema de control y protección de la instalación debido a la capacidad que ofrece para identificar patrones de cambio en el estado de la calidad operativa del proceso.
14. La ejecución de proyectos para la mejora energética de un ingenio azucarero no necesariamente implica fuertes inversiones económicas, sino en la mayoría de los casos requiere únicamente de cambios en las estrategias y procedimientos operativos del sistema.

RECOMENDACIONES

1. Coordinar la elaboración de un análisis organizacional que permita determinar si existe alguna relación entre el ambiente organizacional, las condiciones laborales y los efectos de las influencias externas a la empresa, en la eficiencia energética del proceso, basándose en la premisa de que la eficiencia de un sistema depende no solamente de los equipos sino del factor humano como el elemento más influyente en la calidad operativa.
2. Realizar un estudio que permita obtener nuevos índices tecno - económicos, para la caracterización de la planta a partir de los resultados del balance exergético.
3. Determinar el grado de correlación existente entre la baja eficiencia exergética en el múltiple efecto, y la inversión de sacarosa durante la evaporación.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] COVERCO & The International Labor Rights Fund. **Labor Conditions in the Guatemalan Sugar Industry**. Mayo, 2005.
- [2] Peter Buzzanell & Assoc. **Labor Code. Evaluation of Labor and Environmental Standards and Costs of the Cane Sugar Industries of Guatemala, Brazil and Florida**. Article 215 (c), 2003, www.floridasugarlmc.com, 29.
- [3] James C. P. Chen. **Manual del Azúcar de Caña**. 2ª Edición; México: Editorial Limusa, S.A. de C.V., 1200 p., 1999.
- [4] E. Hugot. **Manual para Ingenieros Azucareros**. México: Compañía Editorial Continental, S.A., 1963, 802 p.
- [5] Ing. Guillermo Caicedo. **Eficiencia energética en la industria azucarera**. Ingenio Providencia, S.A. Colombia: 6. 2002.
- [6] Oliver Lyle. **Technology for Sugar Refinery Workers**. 3rd Edition; London, 1957).
- [7] Iverson. **Increasing Energy Efficiency on Sugar Refineries**. Sugar Journal New Orleans: 56. Abril de 1983.

- [8] Ing. Pedro Rodríguez Echemendia. **Manual de cálculo rápido para la industria azucarera**. Ministerio de Economía y Planificación. Inspección Estatal Energética. Cuba: 125 p. 1997.
- [9] Charles M. Kinoshita. **Sugar factory energy. Data protocol**. (Hawaii, *s.e., s.a.*) 80 p.
- [10] Tone Baloh, Enrique Wittwer. **Energy Manual for Sugar Factories**. 2nd Edition, Germany: Bartens, 201 p., 1995.
- [11] Paturau, J.M. **By - products of the cane sugar industry**. 3rd Edition; Amsterdam: Elsevier, 1989. 436 p.
- [12] Strehlow. **Combustion Fundamentals**. (New York, McGraw Hill, 1984) p. 554.
- [13] Eugene A. Avallone, Theodore Baumeister III. **MARKS Manual del Ingeniero Mecánico**. (9^a Edición; México: Editorial McGraw Hill, 2002) 1800 p.
- [14] S.C. Stultz, J.B. Kitto / The Babcock & Wilcox Company. **STEAM (Its generation and use)**. 40th Edition; USA: The Babcock & Wilcox Company, 1992, 1040 p.
- [15] Desmond E. Winterbone. **Advanced Thermodynamics for Engineers**. 2nd Edition; England: Butterworth - Heinemann, 1996, 400 p.
- [16] Atchinson. **Methodology for energy comparisons**. Sugar Magazine. New York: 40. Marzo de 1978.

- [17] E. Angeleri. **La combustión del bagazo**. Buenos Aires, 1958.
- [18] Ing. Francisco Santizo. Asesor Técnico. Ingenio Santa Teresa, S.A., 5 de enero de 2006. Comunicación personal.
- [19] Schiebl, K. **Wärmewirtschaft in der Zuckerindustrie**. (2. Ausgabe; Dresden, 1939) 174 Seiten.
- [20] Speyerer, H. **Technologie des Zuckers**. (Hannover, 1955) 850 Seiten.
- [21] Wright, P.G. **Proceedings 46th Conference QSSCT** 1981 p. 250.
- [22] P. HONIG. **Principles of Sugar Technology**. Elsevier. Amsterdam, London- New York. Vols. I, II y III. 1962-63.

OTRAS REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS NO CITADAS:

1. Z. Bubnik, P. Kadlec, D. Urban, M. Bruhns. **Sugar Technologists Manual. Chemical and Physical Data for Sugar Manufacturers and Users**. 8th Edition, Bartens. Berlin, Germany: 1995, 417 p.
2. Jorge Luis Tovar y Vera. **Metodología para la Determinación de Capacidades de Molienda Equivalentes en Ingenios Azucareros**. PNUD/GEPLACEA, Serie Diversificación, México, 1988, 126 p.
3. Central Station Engineers of the Westinghouse Electric Corporation. **Electrical Transmission and Distribution Reference Book**. 4th Edition, East Pittsburg, Pennsylvania, USA, 824 p.

4. Geoff Klempner & Isidor Kerszenbaum. **Operation and Maintenance of Large Turbo - Generators**. Wiley - Interscience / IEEE Press Series on Power Engineering: New Jersey, USA, 2004. 560 p.
5. Donald G. Fink & H. Wayne Beaty. **Manual de Ingeniería Eléctrica**. 13va Edición. McGraw-Hill, México, 1996. 2304 p.
6. Luiz Antônio Duarte, Pio Caetano Lobo, Ariosto Bretaña Jorge. **A Computacional Method for Thermo - Exergetic Analysis of the Sugar Mill Process**. Mecánica Computacional Vol. XXIII. G. Buscaglia, E. Dari, O. Zamonsky (Eds.) Bariloche, Argentina, Nov. 2004.
7. Greg Harrell. **Boiler Blowdown Energy Recovery**. Energy Matters Newsletter. Winter 2003 Issue. Department of Energy. Industrial Technologies Program. 2003.
http://www.oit.doe.gov/bestpractices/energymatters/wint2003_boiler.shtml
8. **Minimizing Boiler Blowdown. Steam Tip Sheet #9**. Department of Energy. Office of Industrial Technologies. Energy Efficiency and Renewable Energy. June 2001.
http://www.oit.doe.gov/bestpractices/pdfs/minimize_blowdown.pdf
9. **Recover Heat from Boiler Blowdown. Steam Tip Sheet #10**. Department of Energy. Office of Industrial Technologies. Energy Efficiency and Renewable Energy. June 2001.
http://www.energystar.gov/ia/business/industry/heat_recovery.pdf

10. Marcelo Modesto, Adriano V. Ensinas, Silvia A. Nebra. **SUGAR CANE JUICE EXTRACTION SYSTEMS COMPARISON - MILL VERSUS DIFFUSER**. Mechanical Engineering Faculty, State University of Campinas. P.O. Box 6122, 13083-970. Campinas, Brazil.
11. Rolf Kehlhofer. **Combined - Cycle Gas & Steam Turbine Power Plants**. 1st Edition, PennWell. Tulsa, Oklahoma 1997. 388 p.
12. American Society of Mechanical Engineers (ASME). **2004 ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Section I: Power Boilers** Sep-2004. 700 p.

Referencias electrónicas.

1. <http://www.dresser-rand.com/>
Fabricantes de Turbinas y Turbogeneradores. Octubre 2005.
2. <http://www.tesboilers.com/sasta.html>
Thermal Energy Systems. Consultores y Fabricantes de Calderas. Octubre 2005.
3. http://www.copersucar.com.br/default_ing.asp?Idioma=ing
Productor de Azúcar y Alcohol Brasileño. Noviembre 2005.
4. <http://www.assct.org/>
American Society of Sugar Cane Technologists. Mayo 2005.

5. <http://www.icinaz.co.cu/>
Instituto Cubano de Investigaciones Azucareras. Junio 2005.
6. <http://www.ecn.nl/phyllis/>
Database for the Composition of Biomass and Waste, USA. Diciembre 2005.
7. <http://www.portalunica.com.br/portalunica/>
Unión de Agroindustria Cañera de Sao Paulo. Noviembre 2005.
8. <http://www.sasta.co.za/>
South African Sugar Technologists Association. Junio 2005.
9. <http://www.sri.org.au/>
Sugar Research Institute, Australia. Junio 2005.
10. <http://www.sugartech.co.za/index.php>
Sugar Engineer's Library, South Africa. Mayo 2005.
11. <http://www.smri.org/>
Sugar Milling Research Institute, South Africa. Julio 2005.
12. <http://www.westernstates.com/>
Fabricantes de Centrífugas. Febrero 2006.
13. <http://www.cengican.org/Portal/Home.aspx>
Centro de Investigación de la Caña de Azúcar, Guatemala. Mayo 2005.
14. <http://www.asme.org/>
American Society of Mechanical Engineers. Octubre 2005.

15. <http://www.sucrose.com/>

Sugar Knowledge International Limited. Junio 2005.

16. <http://www.kkonsult.se/energi/english.html>

K - Konsult ENERGI STOCKHOLM AB. Mayo 2005.

ANEXOS

1. Calor específico de los gases de combustión	291
2. Pérdidas por presencia de CO como porcentaje del VCN (Hu)	292
3. Pérdidas por arrastre en chimenea y por radiación como porcentaje del VCN (Hu)	293
4. Carga hidráulica total	294
5. Relación capacidad - potencia - fibra	295
6. Determinación de K en los evaporadores	296
7. Elevación del punto de ebullición de soluciones azucaradas	297
8. Nomograma de Othmer y Silvis	298
9. Distribución óptima de las superficies en un múltiple efecto	299
10. Diagrama $h-s$ para soluciones técnicas sacarosa - agua	300
11. Cantidad de vapores vegetales y de calentamiento durante la evapo - cristalización	301
12. Factores que determinan la eficiencia de un ingenio azucarero	302
13. Poder calorífico del bagazo	306
14. Levantamiento de planta	307
15. Balance de materiales	315
16. Diagramas de evaporadores	319
17. Diagramas de tachos y centrífugas	325
18. Diagrama de sala de generación de energía eléctrica	329
19. Conexiones de jugo crudo y ciclo de cogeneración	333
20. Calentador de jugo claro	337
21. Balance de evaporadores bajo consideraciones termoquímicas	338

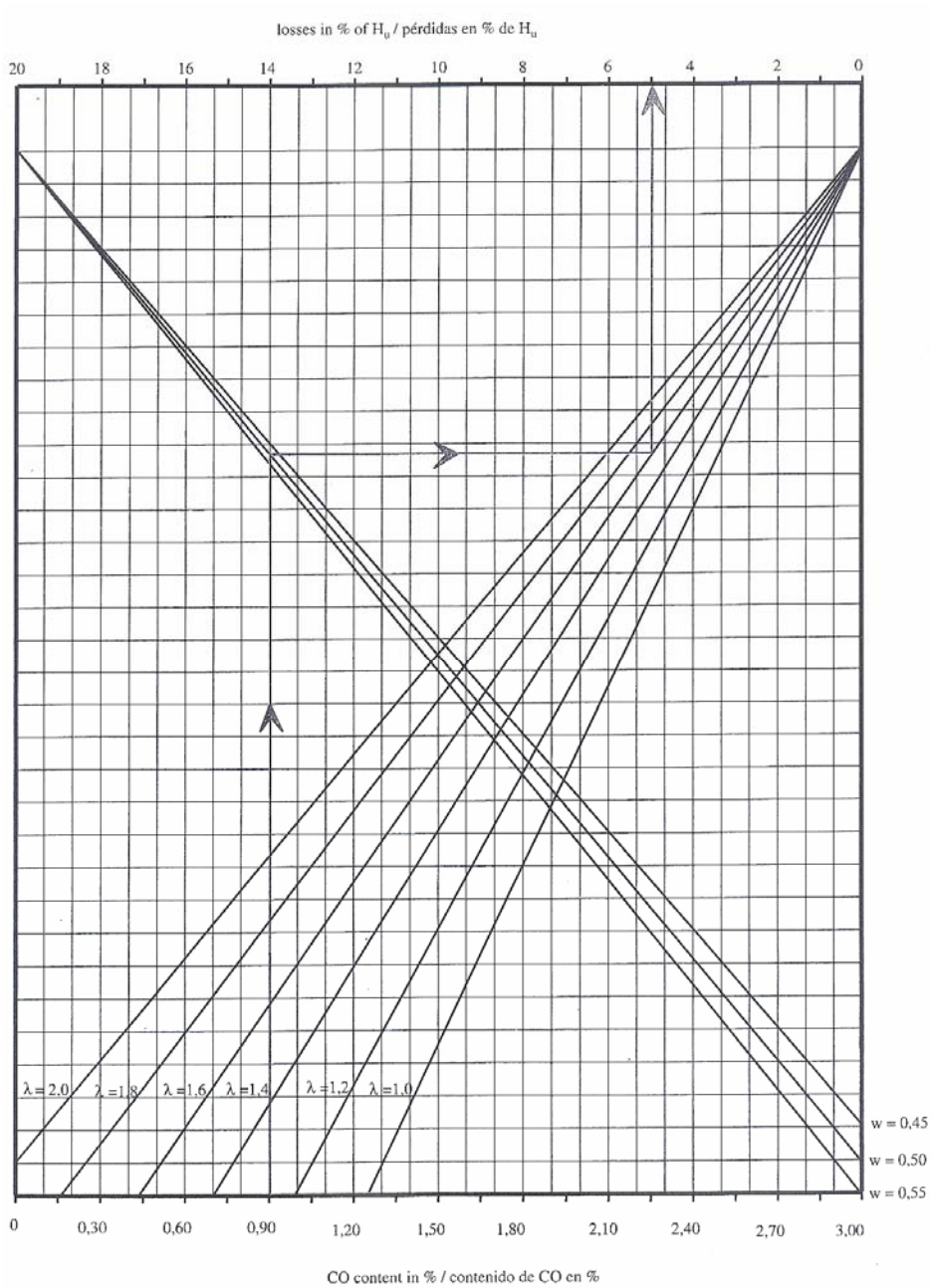
1. Calor específico de los gases de combustión

Temp. a °C	Calor específico a T°				Calor específico medio entre 0 y T°				Calor total al calor de 0 a T° a una presión constante, kcal/kg*			
	CO ₂	H ₂ O	N ₂ , CO	O ₂	CO ₂	H ₂ O	N ₂ , CO	O ₂	CO ₂	H ₂ O	N ₂ , CO	O ₂
0	0.199	0.468	0.246	0.214	0.199	0.468	0.246	0.214	0	0	0	0
50	0.207	0.483	0.248	0.216	0.203	0.476	0.247	0.215	10	23	12	10
100	0.215	0.499	0.250	0.218	0.207	0.484	0.248	0.216	20	48	24	21
150	0.224	0.515	0.252	0.220	0.211	0.492	0.249	0.217	31	73	37	32
200	0.232	0.530	0.254	0.222	0.215	0.499	0.250	0.218	43	100	50	43
250	0.240	0.546	0.256	0.223	0.219	0.507	0.251	0.219	55	126	62	54
300	0.248	0.562	0.258	0.225	0.224	0.515	0.252	0.220	67	154	75	66
350	0.256	0.577	0.260	0.227	0.228	0.523	0.253	0.221	79	183	88	77
400	0.264	0.593	0.262	0.229	0.232	0.530	0.254	0.222	92	212	101	88
450	0.272	0.608	0.264	0.231	0.236	0.538	0.255	0.223	106	242	114	100
500	0.281	0.624	0.266	0.232	0.240	0.546	0.256	0.223	120	273	128	111
550	0.289	0.639	0.268	0.234	0.244	0.554	0.257	0.224	134	304	141	123
600	0.297	0.655	0.270	0.236	0.248	0.562	0.258	0.225	149	337	154	135
650	0.305	0.670	0.272	0.238	0.252	0.569	0.259	0.226	164	370	168	147
700	0.313	0.686	0.274	0.240	0.256	0.577	0.260	0.227	179	404	182	159
750	0.321	0.701	0.276	0.241	0.260	0.585	0.261	0.228	195	439	195	171
800	0.330	0.717	0.278	0.243	0.264	0.593	0.262	0.229	211	475	209	183
850	0.338	0.732	0.280	0.245	0.268	0.600	0.263	0.230	228	510	223	195
900	0.346	0.748	0.282	0.247	0.272	0.608	0.264	0.231	245	547	237	208
950	0.354	0.764	0.284	0.248	0.277	0.616	0.265	0.232	263	585	251	220
1 000	0.362	0.779	0.286	0.250	0.281	0.624	0.266	0.232	281	624	266	232
1 050	0.370	0.795	0.288	0.252	0.285	0.631	0.267	0.233	299	663	280	245
1 100	0.378	0.810	0.290	0.254	0.289	0.639	0.268	0.234	318	703	294	258
1 150	0.387	0.826	0.292	0.256	0.293	0.647	0.269	0.235	337	744	309	270
1 200	0.395	0.841	0.294	0.258	0.297	0.655	0.270	0.236	356	786	324	283
1 250	0.403	0.857	0.296	0.259	0.301	0.663	0.271	0.237	376	828	338	296
1 300	0.411	0.872	0.298	0.261	0.305	0.670	0.272	0.238	397	872	353	309
1 350	0.419	0.888	0.300	0.263	0.309	0.678	0.273	0.239	417	916	368	322
1 400	0.427	0.903	0.302	0.265	0.313	0.686	0.274	0.240	439	960	383	336
1 450	0.435	0.919	0.304	0.267	0.317	0.694	0.275	0.241	460	1,006	398	349
1 500	0.444	0.935	0.306	0.268	0.321	0.701	0.276	0.241	482	1,052	414	362
1 550	0.452	0.950	0.308	0.270	0.325	0.709	0.277	0.242	505	1 099	429	376
1 600	0.460	0.966	0.310	0.272	0.330	0.717	0.278	0.243	528	1 147	444	389
1 650	0.468	0.981	0.312	0.274	0.334	0.725	0.279	0.244	551	1 196	460	403
1 700	0.476	0.997	0.314	0.276	0.338	0.732	0.280	0.245	574	1 246	476	417
1 750	0.484	1.012	0.316	0.277	0.342	0.740	0.281	0.246	598	1 296	491	431

* Para convertir a B.Th.U./lb, multiplíquese por 1.8.

Fuente: E. Hugot. Manual para Ingenieros Azucareros, p. 629.

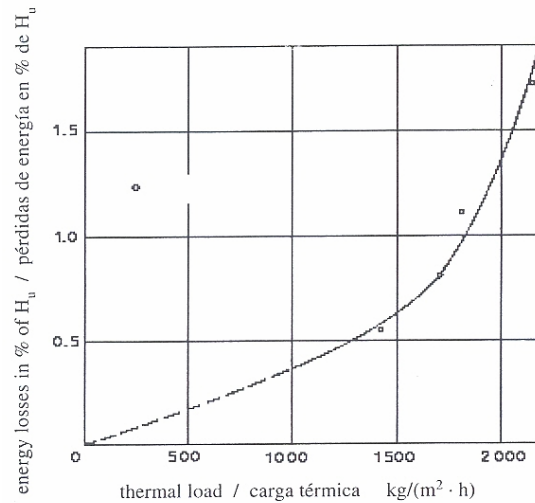
2. Pérdidas por presencia de CO como porcentaje del VCN (Hu)



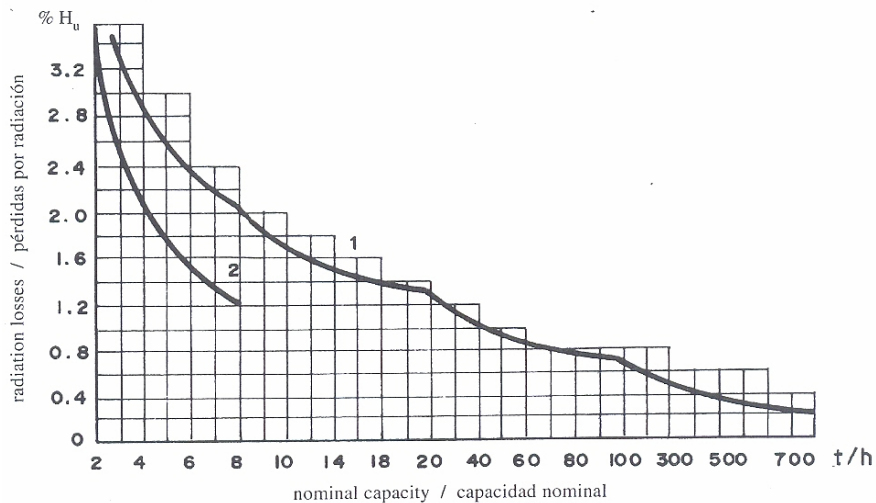
Fuente: Baloh & Wittwer. Energy Manual for Sugar Factories, p. 192.

3. Pérdidas por arrastre en chimenea y por radiación como porcentaje del VCN (H_u)

Pérdidas por arrastre en chimenea



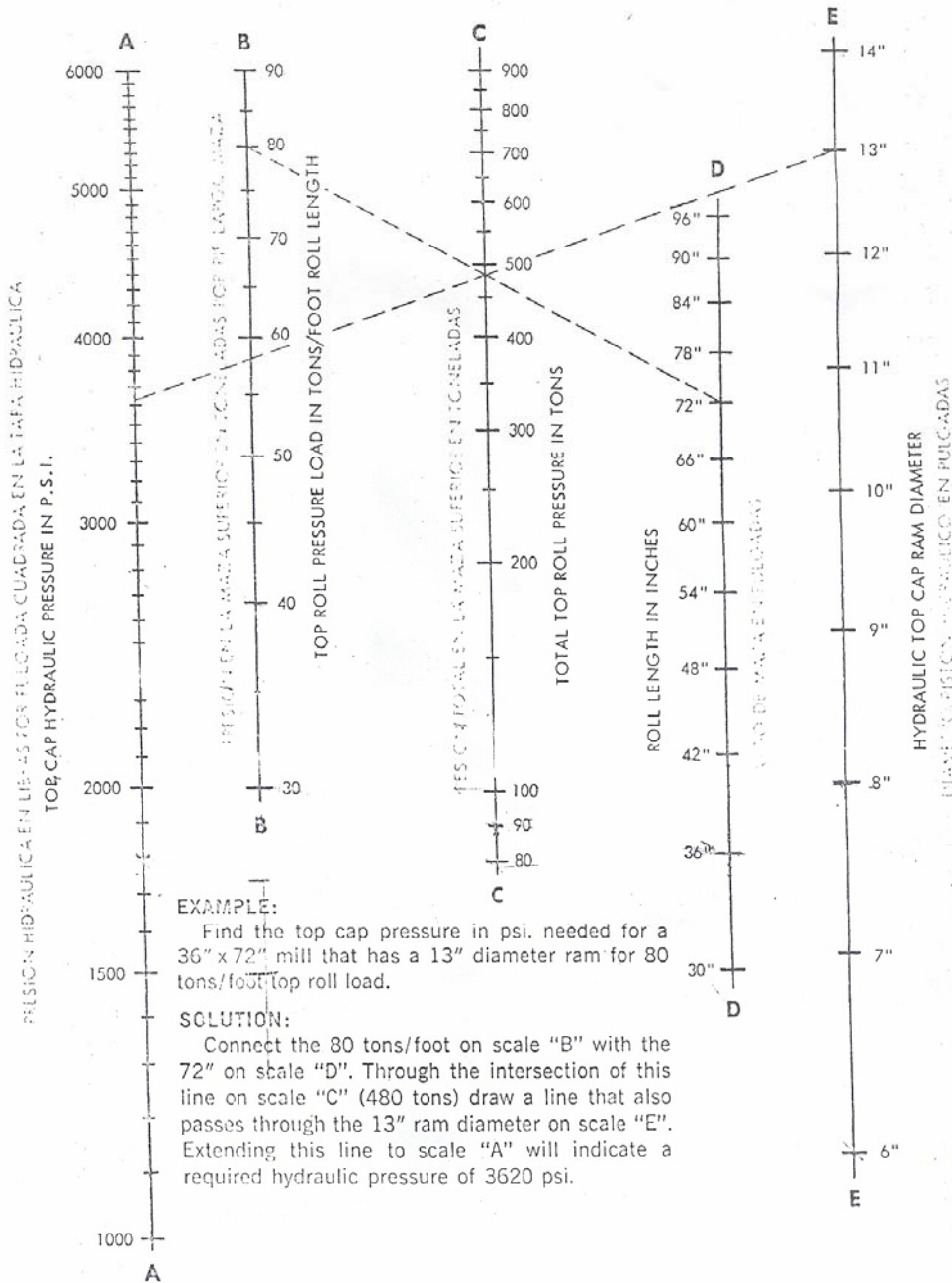
Pérdidas por radiación al ambiente



Fuente: Baloh & Wittwer. Energy Manual for Sugar Factories, p. 195.

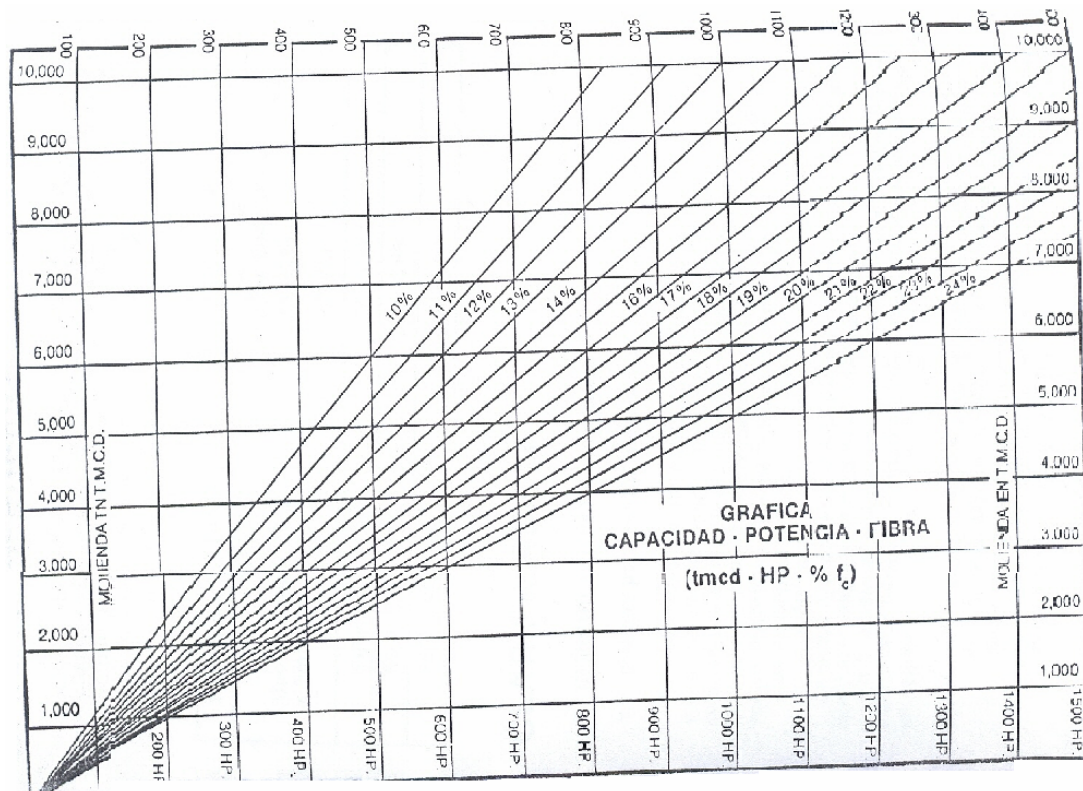
Nota: La curva 1 es para calderas con superficie convectiva y la curva 2 es para calderas sin superficie convectiva.

4. Carga hidráulica total



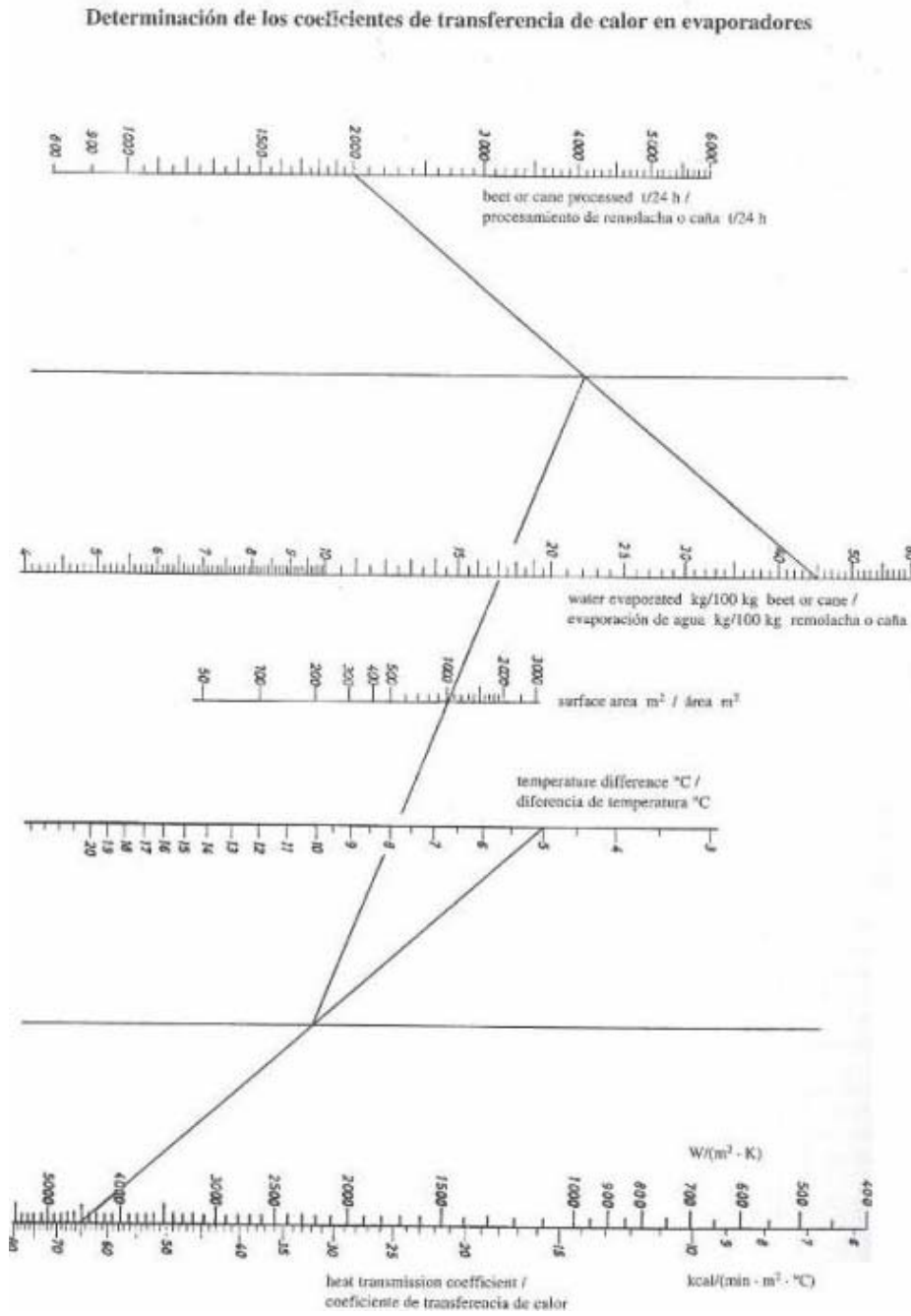
Fuente: Ing. Jaime Klussman.

5. Relación capacidad - potencia - fibra



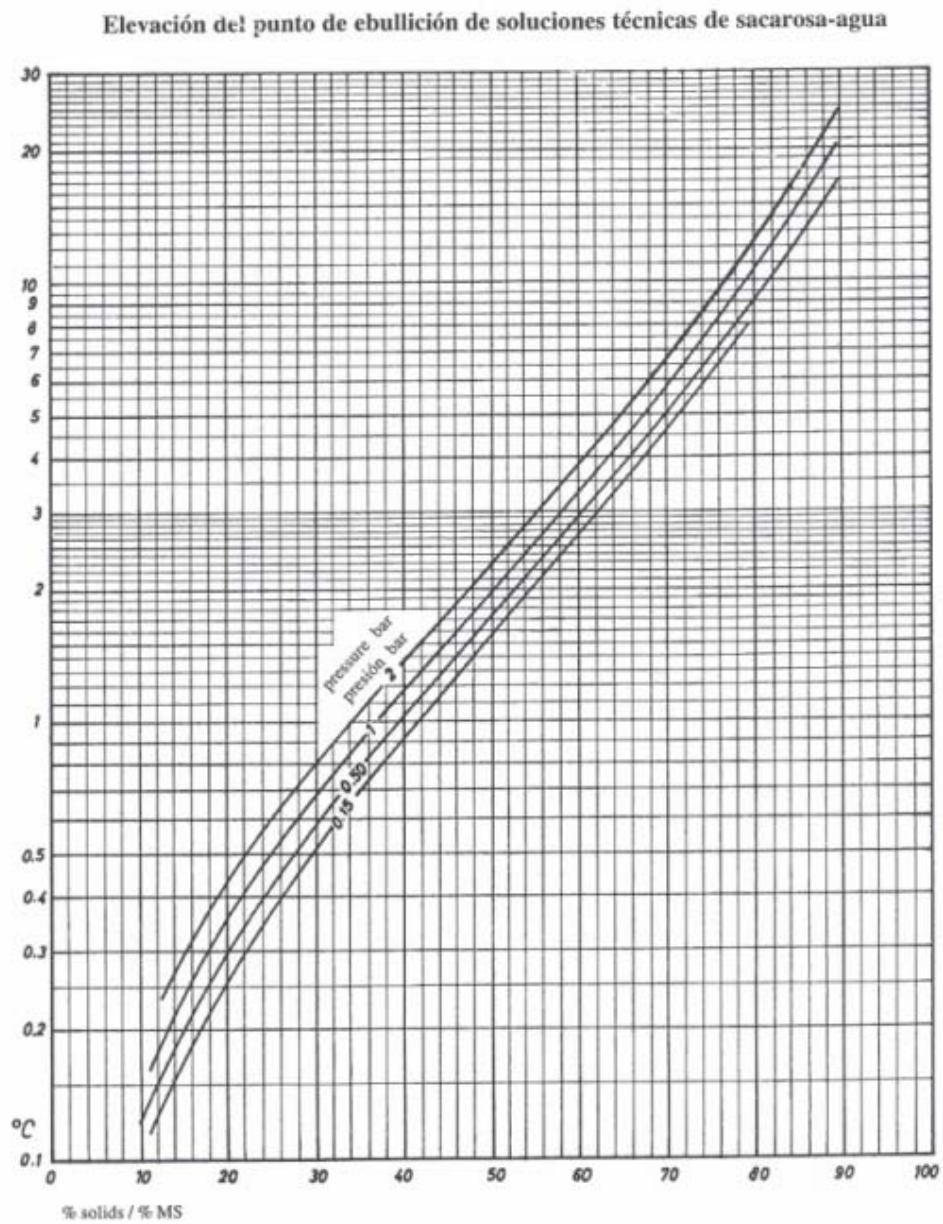
Fuente: Jorge Luis Tovar y Vera. Metodología para la Determinación de Capacidades de Molienda Equivalentes en Ingenios Azucareros, p. 28.

6. Determinación de K en los evaporadores



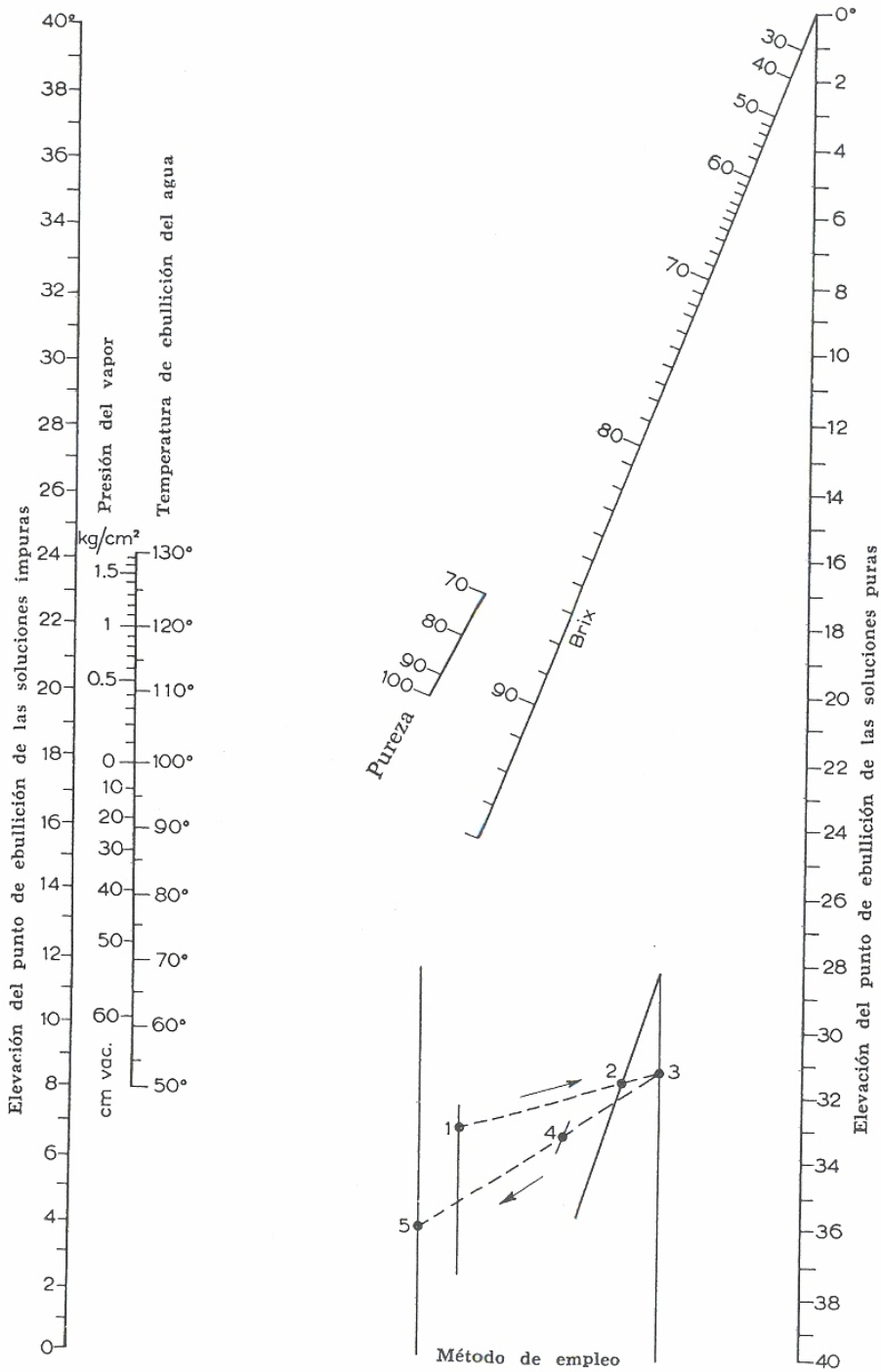
Fuente: Baloh & Wittwer. Energy Manual for Sugar Factories, p. 109.

7. Elevación del punto de ebullición de soluciones azucaradas



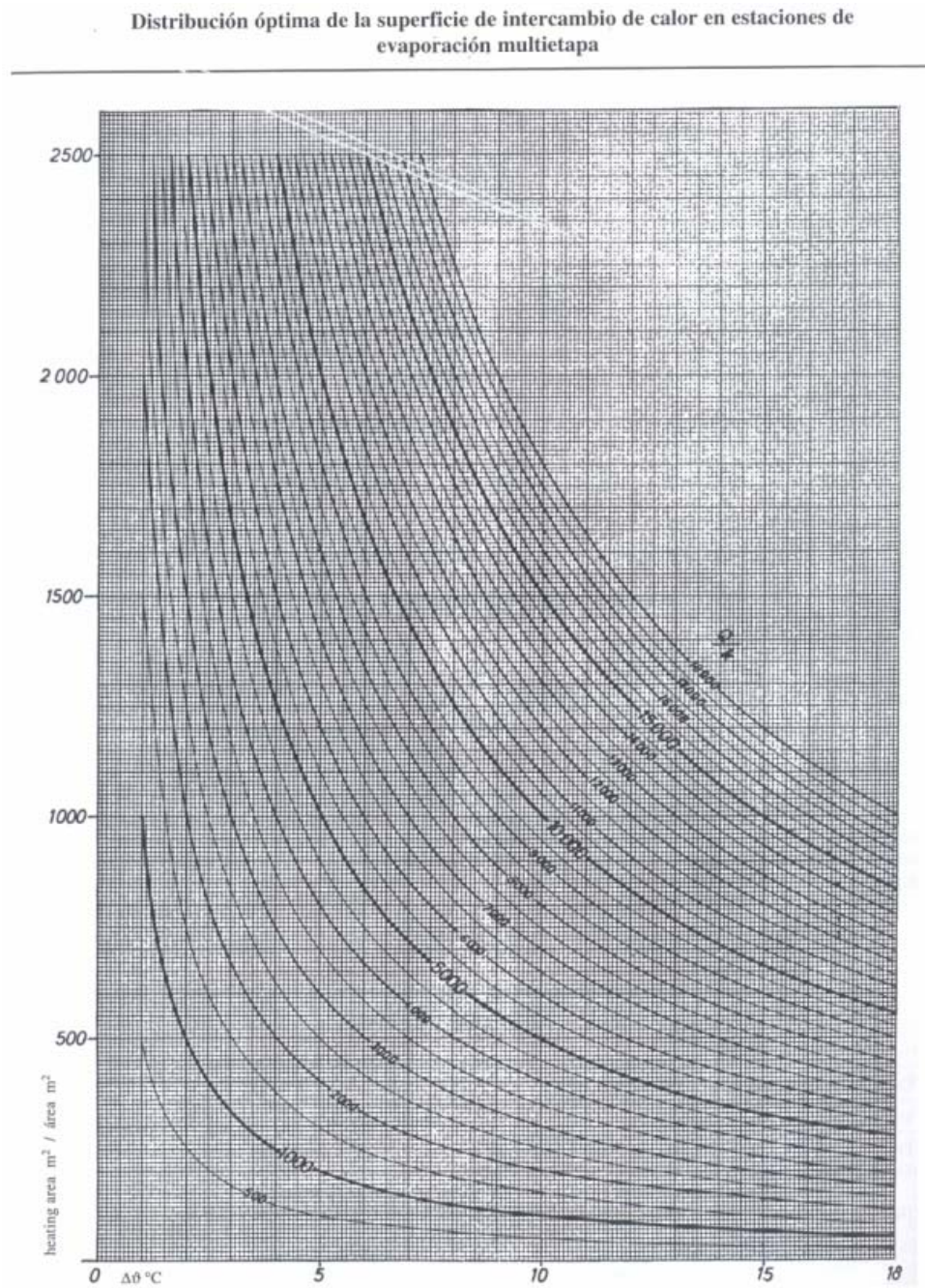
Fuente: Baloh & Wittwer. Energy Manual for Sugar Factories, p. 43.

8. Nomograma de Othmer y Silvis



Fuente: E. Hugot. Manual para Ingenieros Azucareros, p. 342.

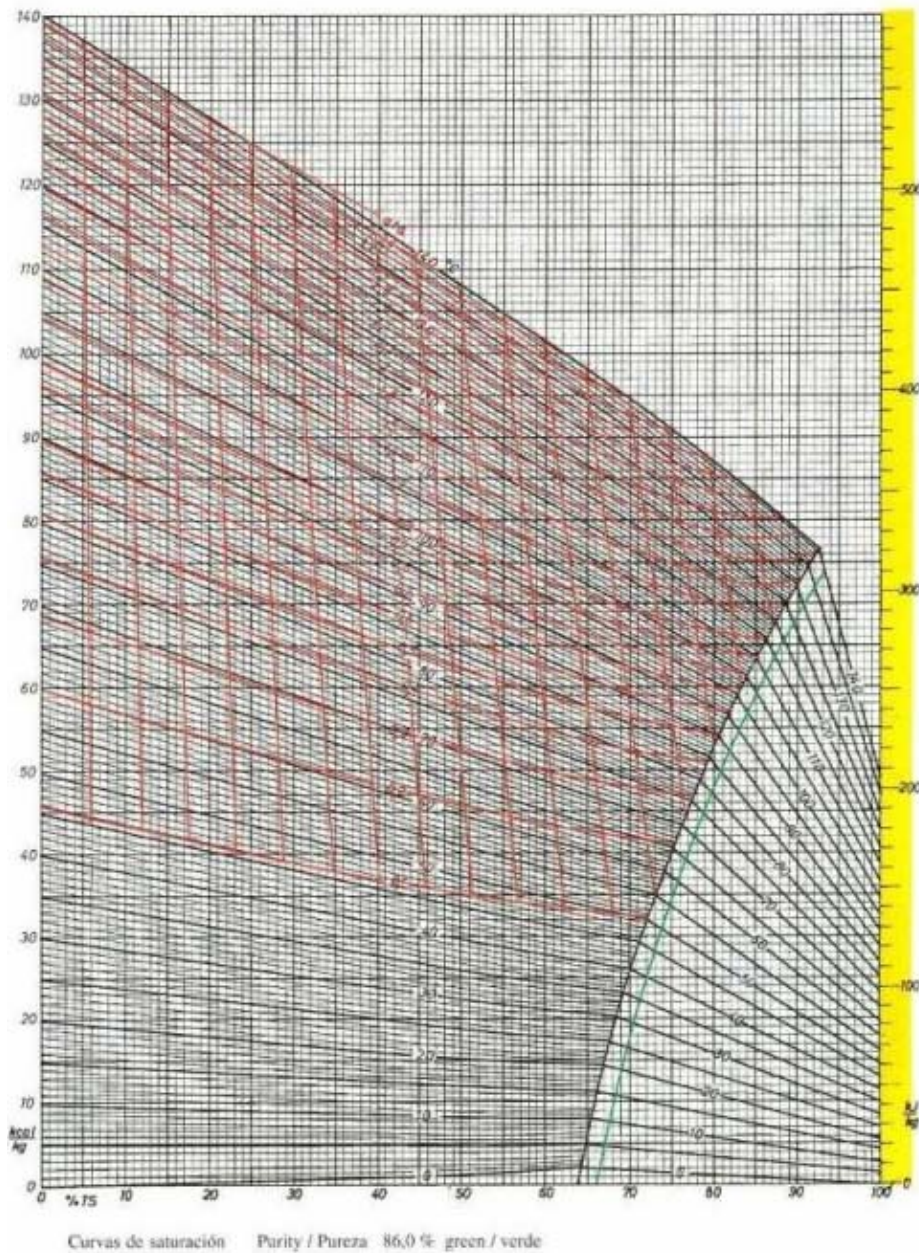
9. Distribución óptima de las superficies de un múltiple efecto



Fuente: Baloh & Wittwer. Energy Manual for Sugar Factories, p. 113.

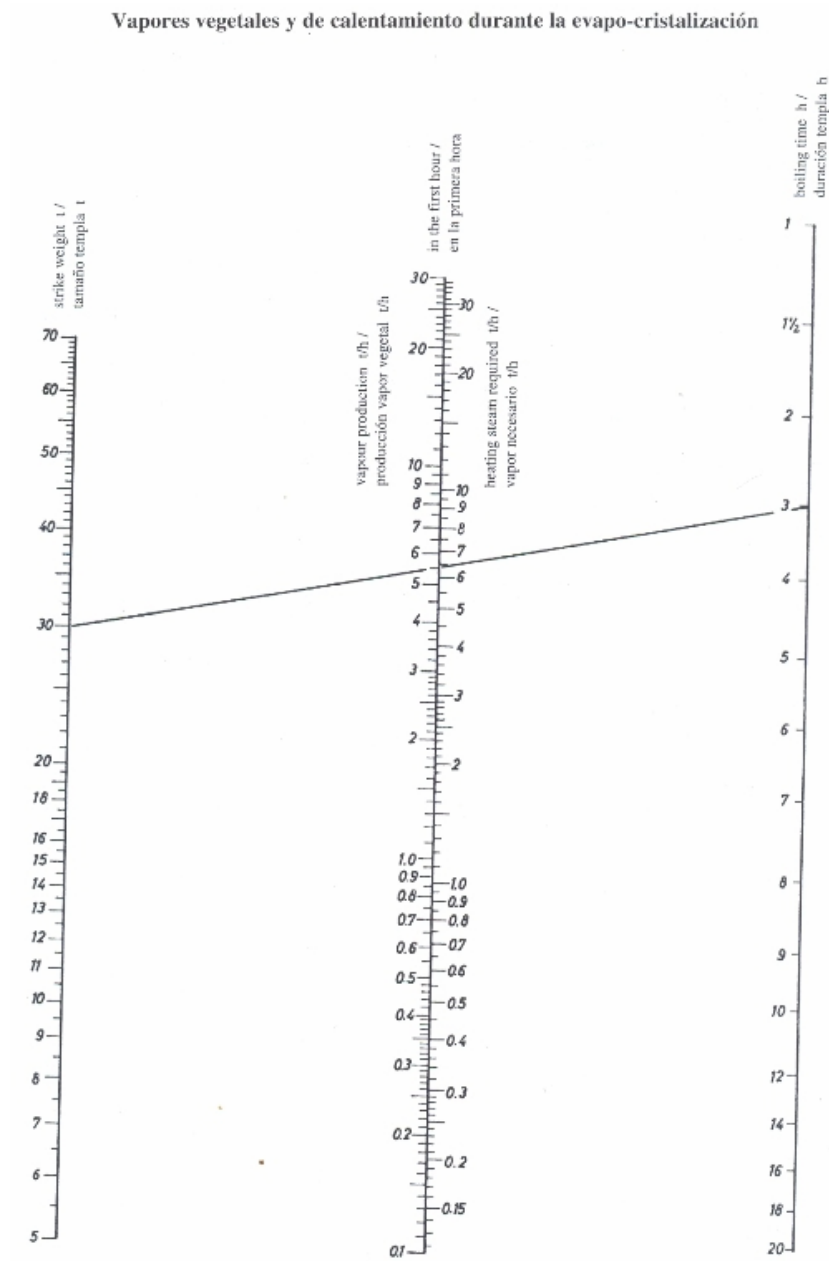
10. Diagrama $h-s$ para soluciones técnicas sacarosa - agua

Diagrama de entalpía para soluciones técnicas de sacarosa-agua de pureza 94,3 %



Fuente: Baloh & Wittwer. Energy Manual for Sugar Factories, p. 55.

11. Cantidad de vapores vegetales y de calentamiento durante la evapo - cristalización



Fuente: Baloh & Wittwer. Energy Manual for Sugar Factories, p. 133.

12. Factores que determinan la eficiencia de un ingenio azucarero. (Ing. Pedro Rodríguez Echemendía, Manual de Cálculo Rápido para la Industria Azucarera, p. 12 - 14)

En un ingenio azucarero existe una diversidad de factores que promueven aumentos o reducciones en la eficiencia de la planta, los cuales pueden ayudar a definir la manera como la energía interactúa en el proceso de una forma cualitativa o cuantitativa.

Rodríguez propone los siguientes factores como determinantes para aumentar la eficiencia de un ingenio azucarero:

1. Mala calidad y suministro inestable de materia prima así como tiempo empleado desde el corte hasta la molienda.
2. Tiempo perdido (por lluvias, falta de caña, fallas en equipo de campo y fábrica, etc.).
3. Insuficiente fibra en la caña.
4. Humedad del bagazo.
5. Temperatura y tiempo de maceración.
6. Cantidad y temperatura del agua de imbibición.
7. Limpieza de los molinos.

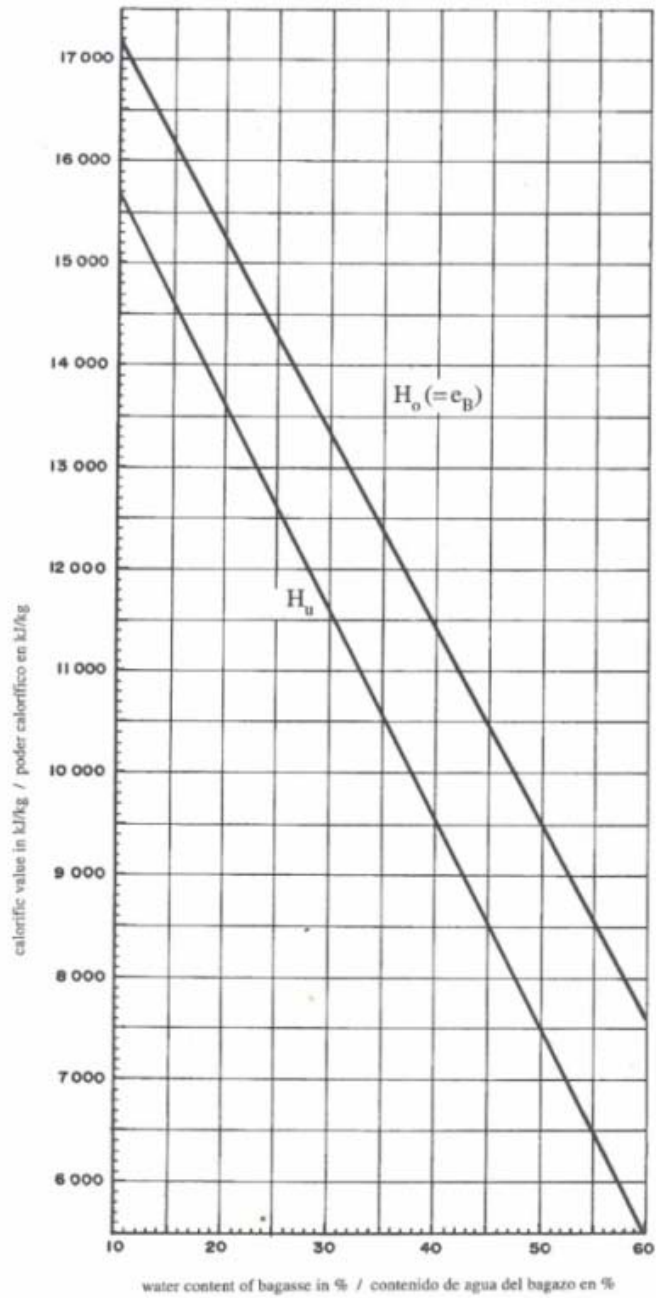
8. Agua para limpieza y enfriamiento.
9. Régimen de extracción en molinos.
10. Condición de los generadores de vapor:
 - a. Temperatura del aire.
 - b. Sistemas mecánicos o neumáticos de suministro.
 - c. Número de calderas en operación y carga aplicada.
 - d. Eficiencia de la combustión.
 - e. Temperatura de los gases de escape: utilización de economizadores, calentadores de aire, secadores de bagazo y otras superficies recuperativas.
 - f. Estado del refractario y aislamiento.
 - g. Temperatura y calidad del agua de alimentación.
 - h. Régimen químico del agua de las calderas: extracciones adecuadas y utilización del calor de las mismas.
11. Sistemas de condensado.
12. Impurezas en los jugos.
13. pH del jugo clarificado.
14. Temperatura del jugo a la salida de los calentadores.
15. Brix de la meladura.
16. Brix de las masas cocidas.
17. Caída de pureza entre las masas cocidas y sus mieles.

18. Licuación de mieles.
19. Pureza de la semilla o pie de templa.
20. Tipo de esquema termo - energético (presiones y temperaturas utilizadas en la generación de vapor y turbinas, así como esquema calentamiento - evaporación - cocción). De acuerdo al tipo de esquema se puede evaluar la posibilidad de tener un ingenio cogenerador con pocas posibilidades de bagazo sobrante.
21. Limpieza periódica de los equipos de intercambio de calor.
22. Uso de agua en filtros y centrífugas.
23. Velocidad de clarificación.
24. Programación adecuada del trabajo de los tachos.
25. Utilización de vapores vegetales y extracciones.
26. Vacío en evaporadores y tachos.
27. Insuficiente o ningún aislamiento térmico en tuberías, tanques y aparatos.
28. Salideros en tuberías de vapor directo y de escape y en tanques de condensados.
29. Mal funcionamiento de las trampas de vapor.

30. Tipo de leña utilizada para combustible: tiempo después de cortada. Debe contemplarse como una opción en caso de una falla en molinos y en caso no se tenga una instalación para combustión de búnker o carbón en las calderas.
31. Características del combustible: composición, temperatura, densidad, valores caloríficos, etc.
32. Humedad del azúcar en los secadores.
33. Calidad del azúcar.
34. Utilización y temperatura de las aguas dulces.
35. En electricidad:
 - a. Capacidad de generación instalada.
 - b. Consumo de fuentes externas y capacidad instalada.
 - c. Factor de potencia.
 - d. Utilización del alumbrado artificial y natural.
 - e. Utilización a capacidad óptima de transformadores y motores.
36. Calificación, concientización y estabilidad del personal.

13. Poder calorífico del bagazo

Fig. 7/4 Poder calorífico del bagazo



Fuente: Baloh & Wittwer. Energy Manual for Sugar Factories, p. 185.

14. Levantamiento de planta

DIAGRAMA "A" Distribución de equipos NIVEL 1

DIAGRAMA "B" Distribución de equipos NIVEL 2

DIAGRAMA "C" Distribución de equipos NIVEL 3

DIAGRAMA "D" Sectorización NIVEL 1

DIAGRAMA "E" Sectorización NIVEL 2

DIAGRAMA "F" Sectorización NIVEL 3

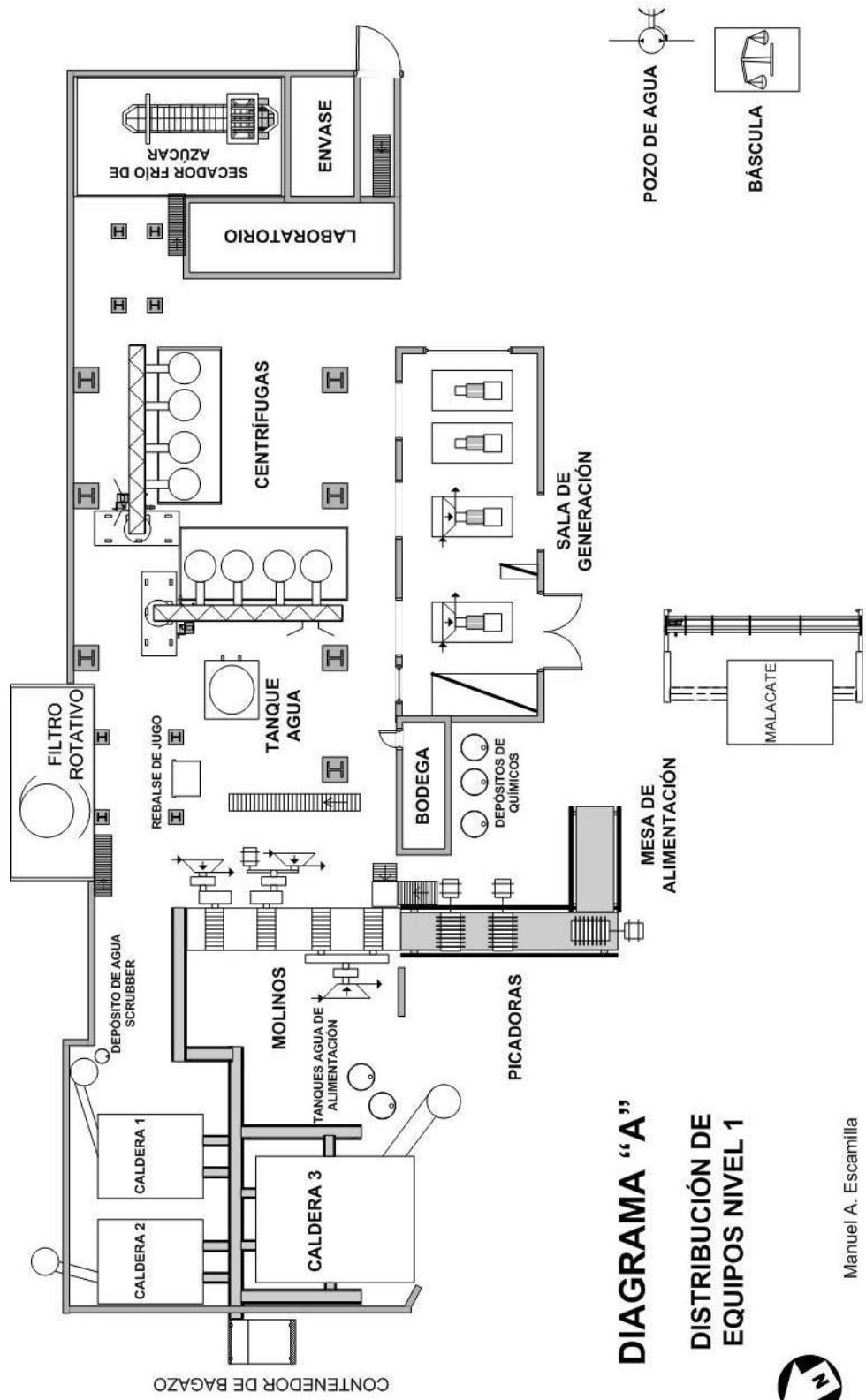
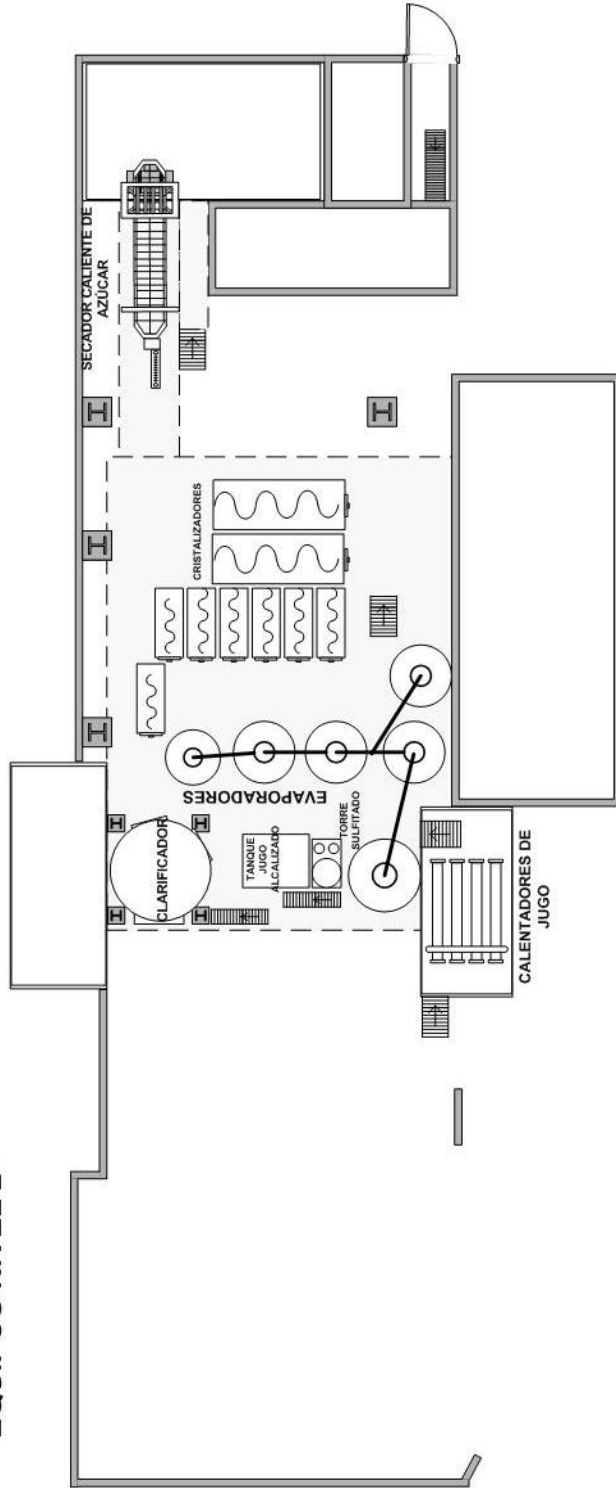


DIAGRAMA "A"
DISTRIBUCIÓN DE EQUIPOS NIVEL 1



Manuel A. Escamilla

DIAGRAMA "B"
DISTRIBUCIÓN DE
EQUIPOS NIVEL 2



Manuel A. Escamilla

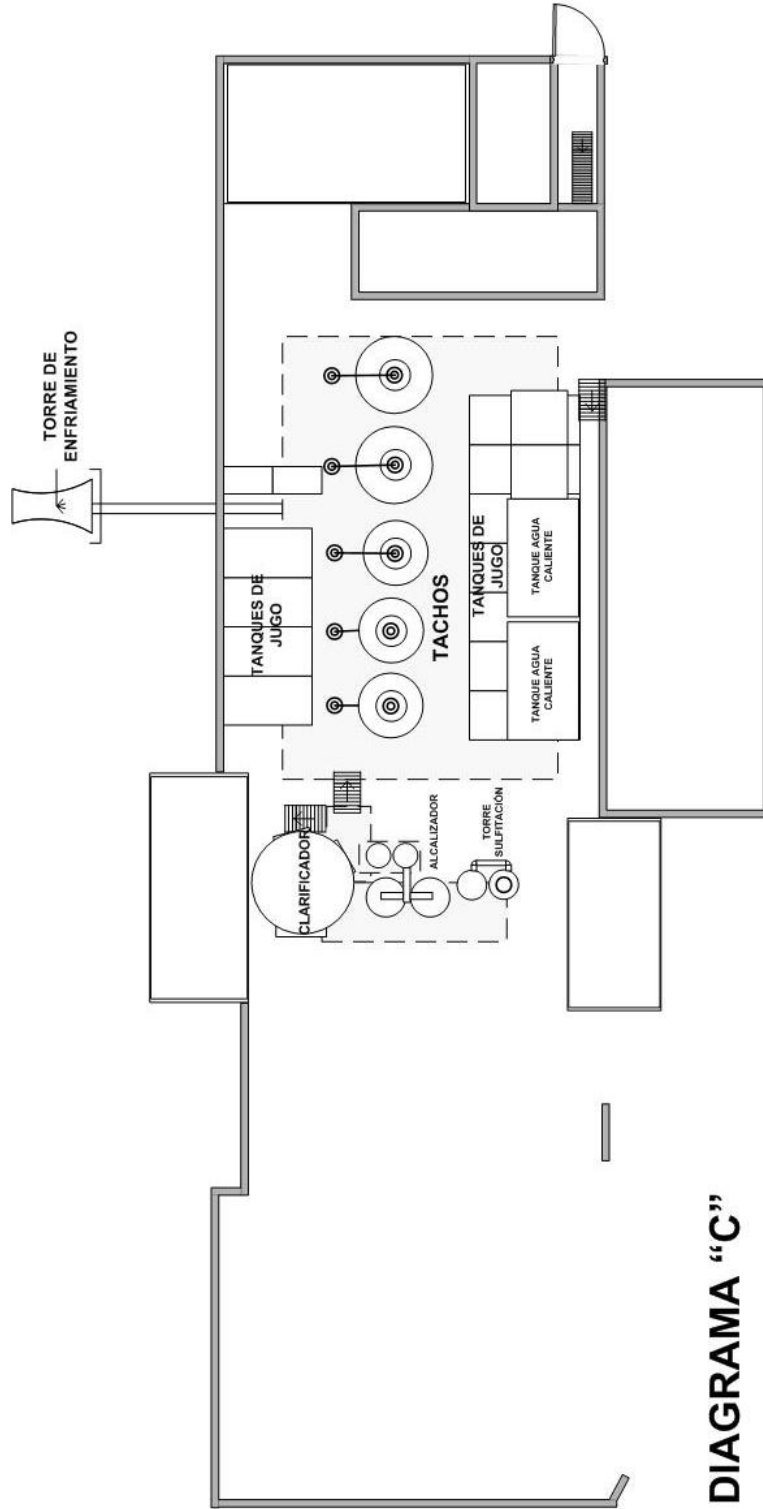


DIAGRAMA "C"

DISTRIBUCIÓN DE EQUIPOS NIVEL 3

Manuel A. Escamilla



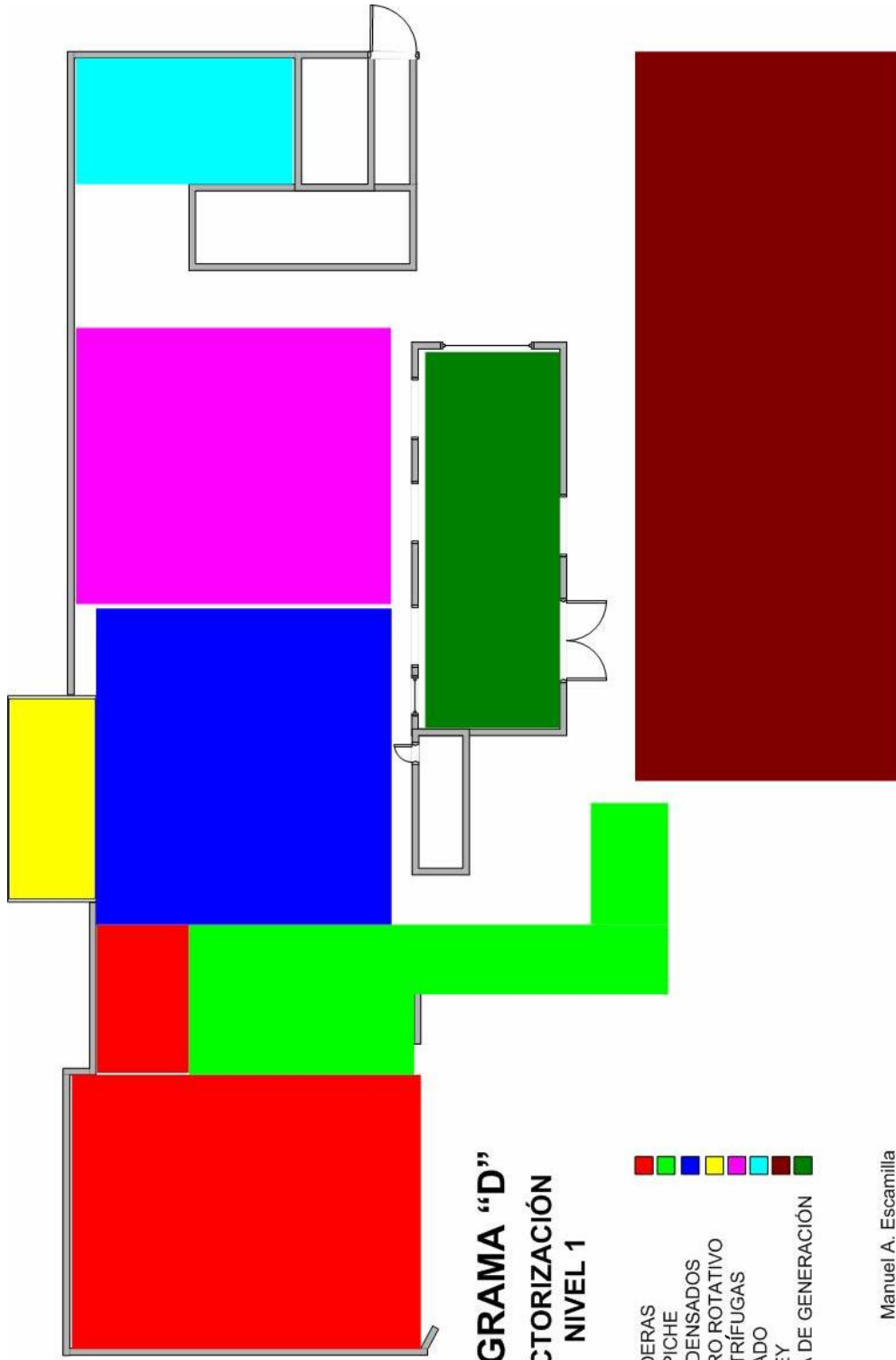


DIAGRAMA "D"
SECTORIZACIÓN
NIVEL 1

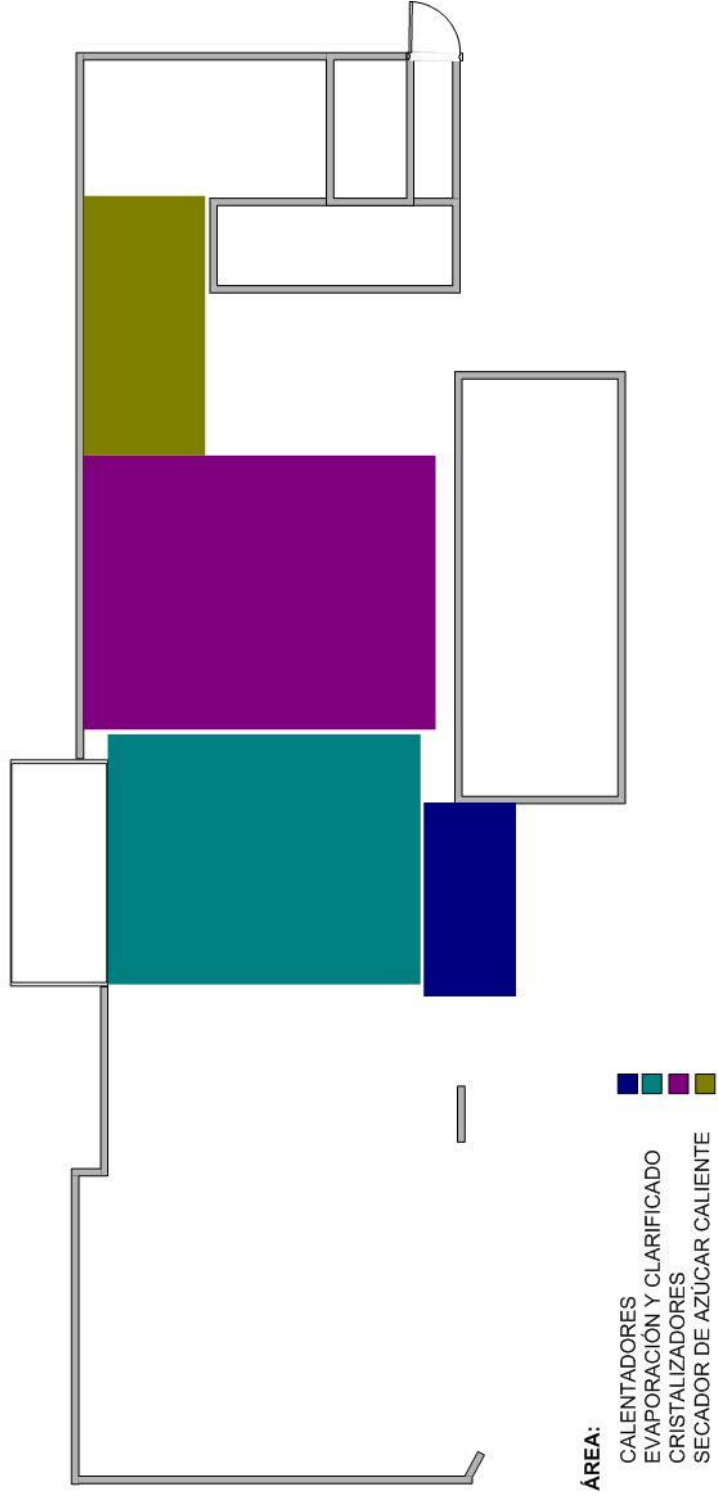
- CALDERAS
- TRAPICHE
- CONDENSADOS
- FILTRO ROTATIVO
- CENTRÍFUGAS
- SECADO
- BATEY
- SALA DE GENERACIÓN



Manuel A. Escamilla

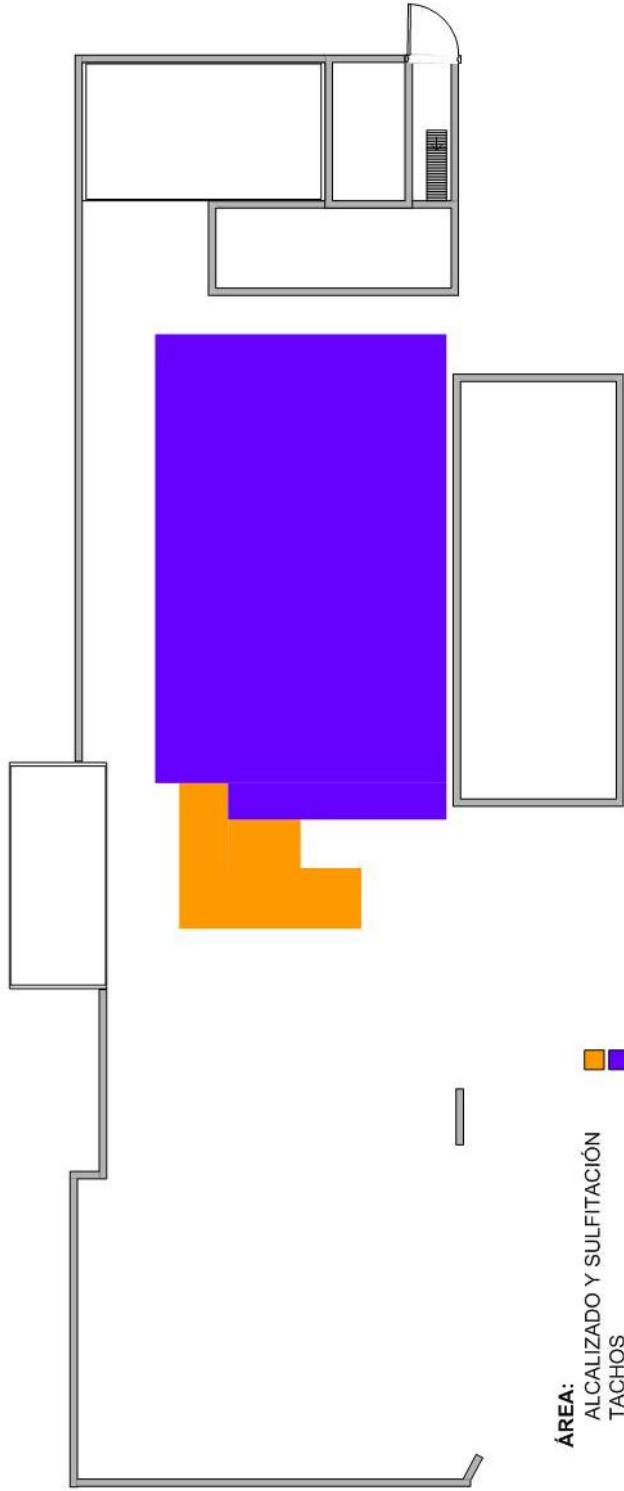
DIAGRAMA "E"

SECTORIZACIÓN NIVEL 2



Manuel A. Escamilla

DIAGRAMA "F"
SECTORIZACIÓN NIVEL 3



ÁREA:
ALCALIZADO Y SULFITACIÓN
TACHOS



Manuel A. Escamilla

15. Balances de materiales

DIAGRAMA “G” Balance de materiales en *tandem* de molinos

DIAGRAMA “H” Balance de materiales en equipo de tratamiento de jugo

DIAGRAMA "G"

BALANCE DE MATERIALES TÁNDEM DE MOLINOS (% CAÑA)

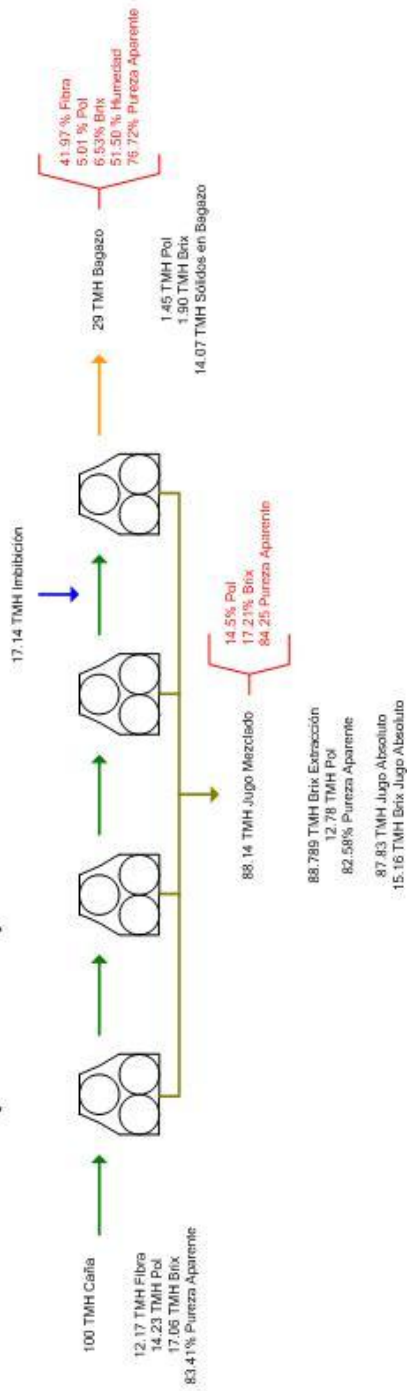
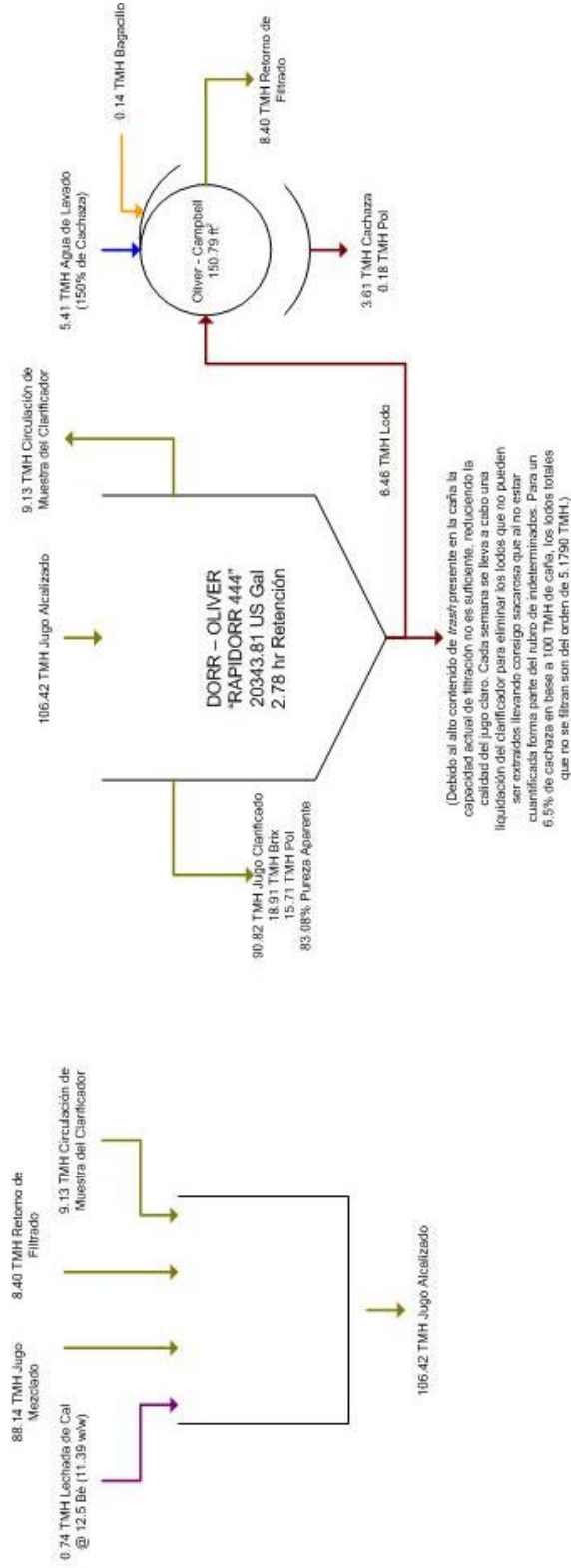


DIAGRAMA "H"

BALANCE DE MATERIALES ALCALIZACIÓN Y CLARIFICACIÓN (% CAÑA)



16. Diagramas de evaporadores

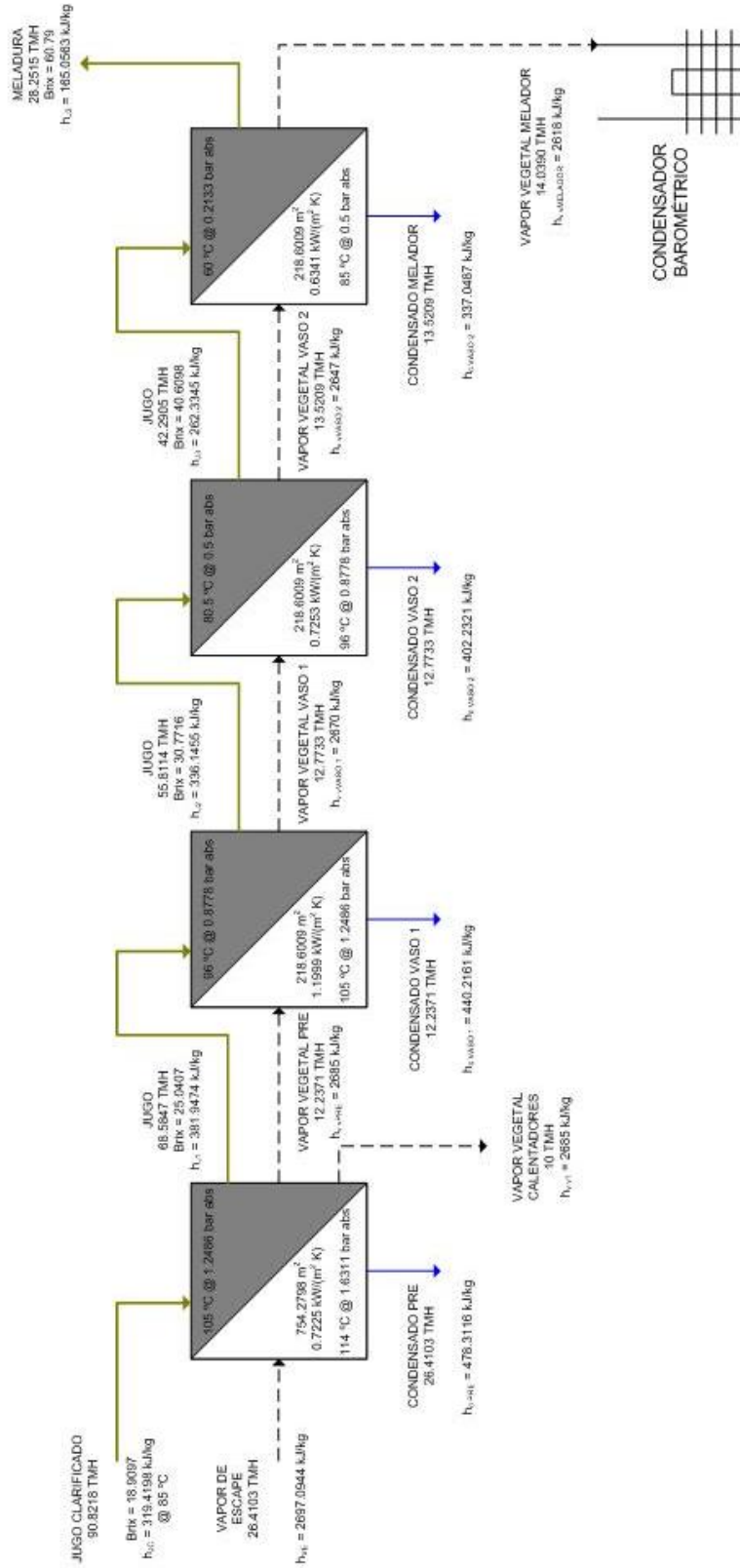
DIAGRAMA "I" Balance de materiales en evaporadores

DIAGRAMA "J" Flujos en el múltiple efecto

DIAGRAMA "K" Conexiones de vapor en el múltiple efecto

DIAGRAMA "I"

BALANCE DE MATERIALES ESTACIÓN DE EVAPORADORES (Masa como % de Caña)



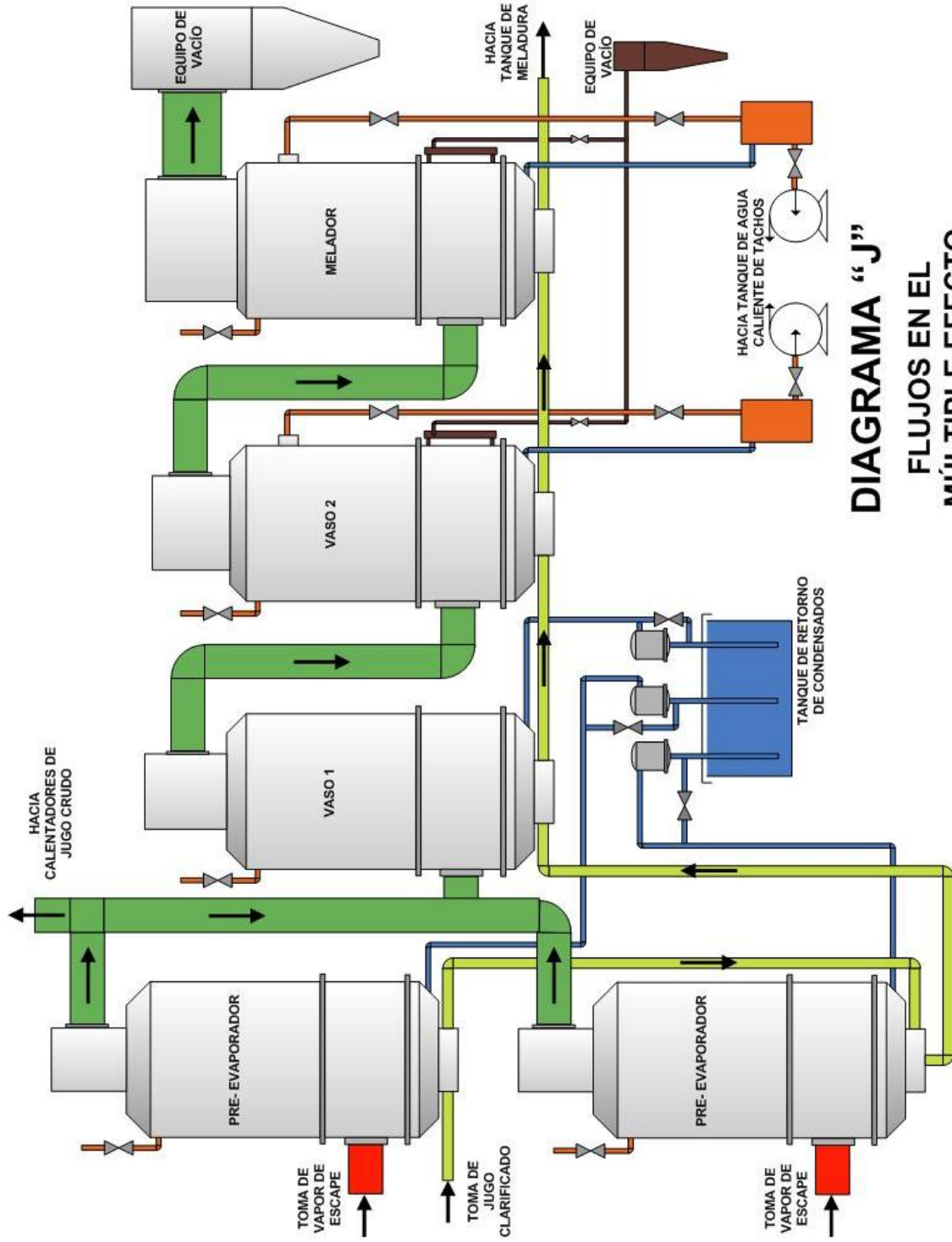


DIAGRAMA "J"
FLUJOS EN EL
MÚLTIPLE EFECTO

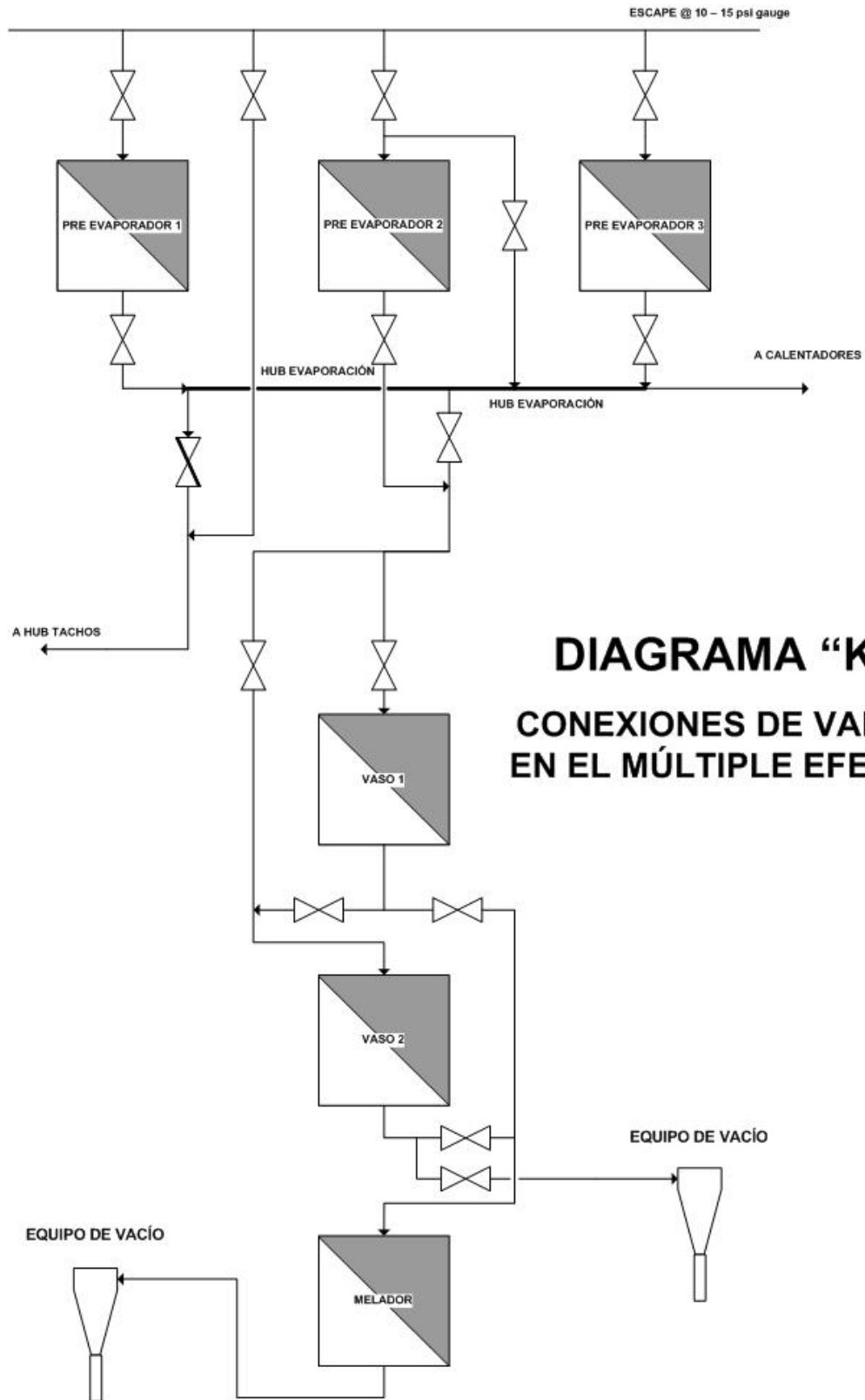


DIAGRAMA "K"
CONEXIONES DE VAPOR
EN EL MÚLTIPLE EFECTO

17. Diagramas de tachos y centrifugas

DIAGRAMA “L” Conexiones de líneas de jugos y masas en tachos, cristalizadores y centrifugas

DIAGRAMA “M” Balance de materiales en centrifugas

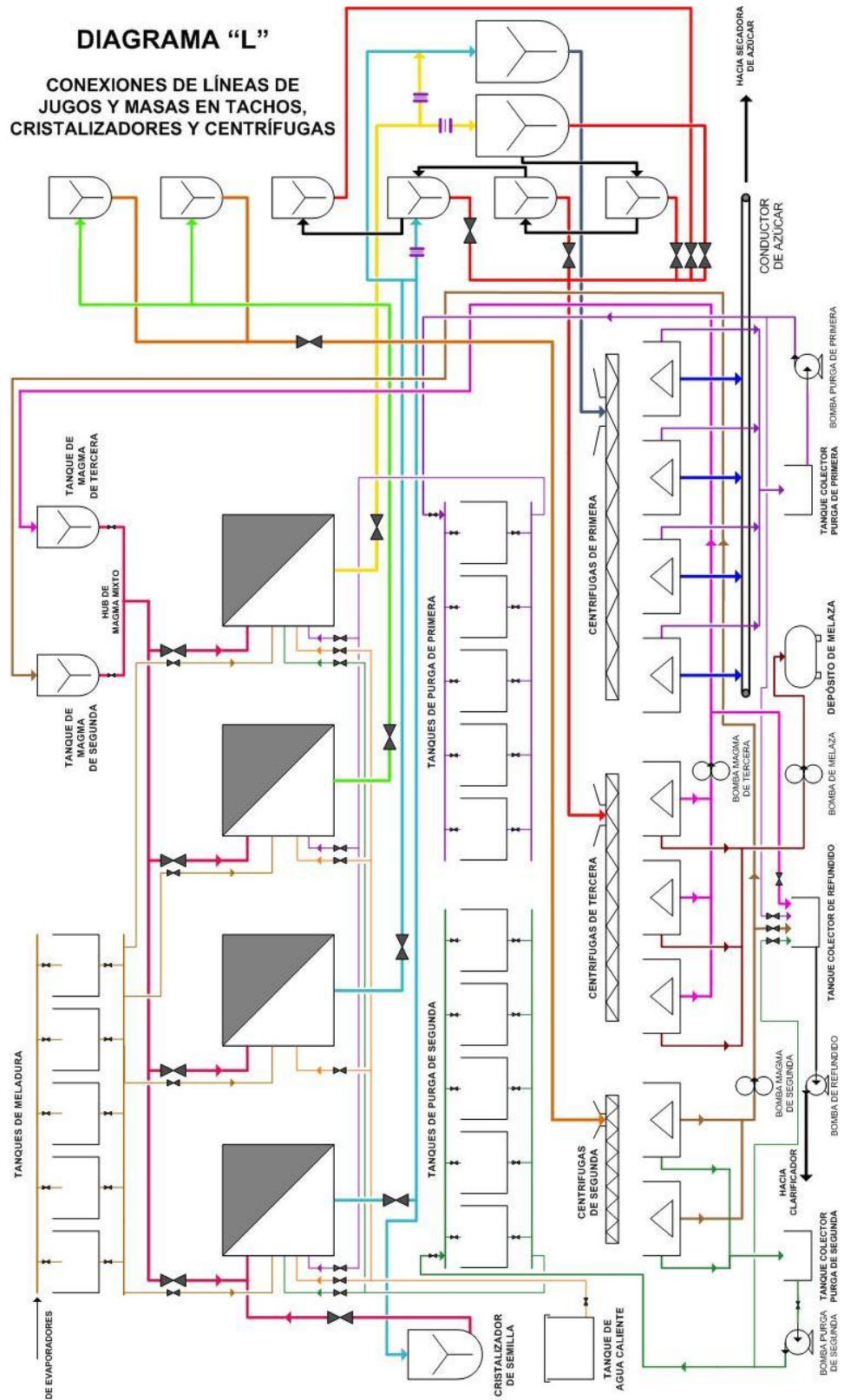
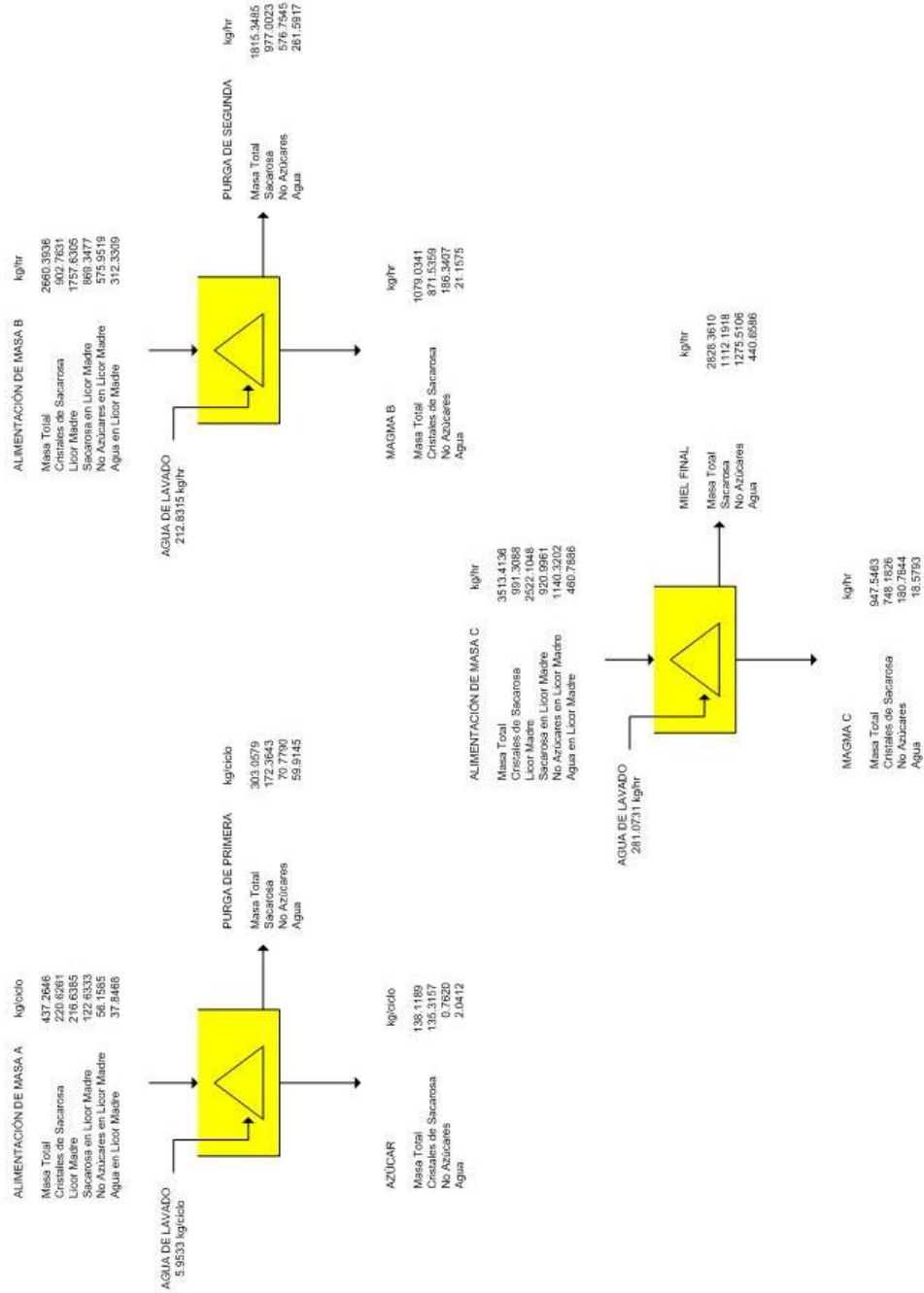


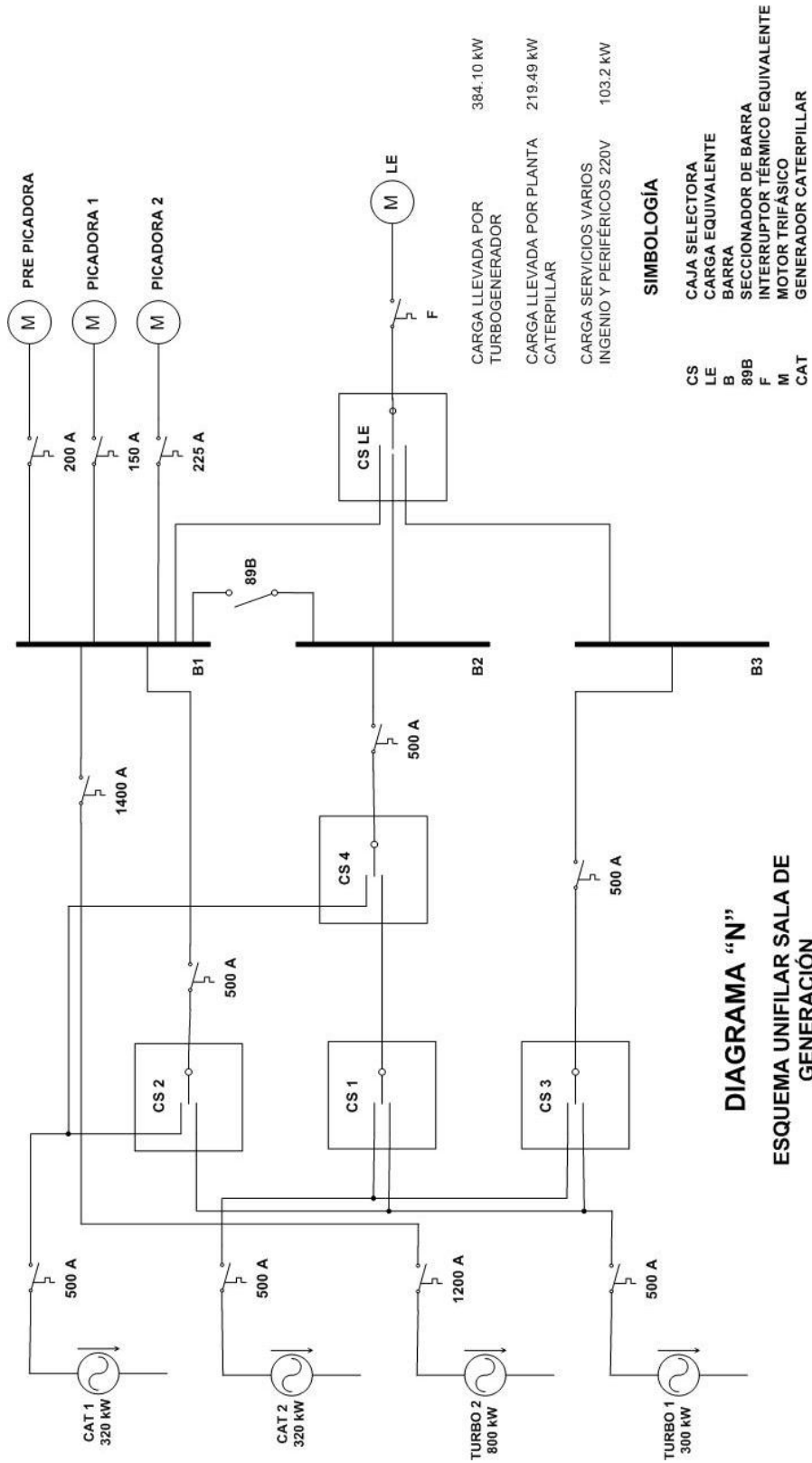
DIAGRAMA "M"

BALANCE DE MATERIALES EN CENTRÍFUGAS



18. Diagrama de sala de generación de energía eléctrica

DIAGRAMA "N" Diagrama eléctrico unifilar



CARGA LLEVADA POR TURBOGENERADOR 384.10 kW
 CARGA LLEVADA POR PLANTA CATERPILLAR 219.49 kW
 CARGA SERVICIOS VARIOS INGENIO Y PERIFÉRICOS 220V 103.2 kW

SIMBOLOGÍA

- CS CAJA SELECTORA
- LE CARGA EQUIVALENTE
- B BARRA
- 89B SECCIONADOR DE BARRA
- F INTERRUPTOR TRIFÁSICO EQUIVALENTE
- M MOTOR TRIFÁSICO
- CAT GENERADOR CATERPILLAR

DIAGRAMA "N"
ESQUEMA UNIFILAR SALA DE GENERACION

19. Conexiones de jugo crudo y ciclo de cogeneración

DIAGRAMA “O” Conexiones de jugo crudo

DIAGRAMA “P” Ciclo de cogeneración

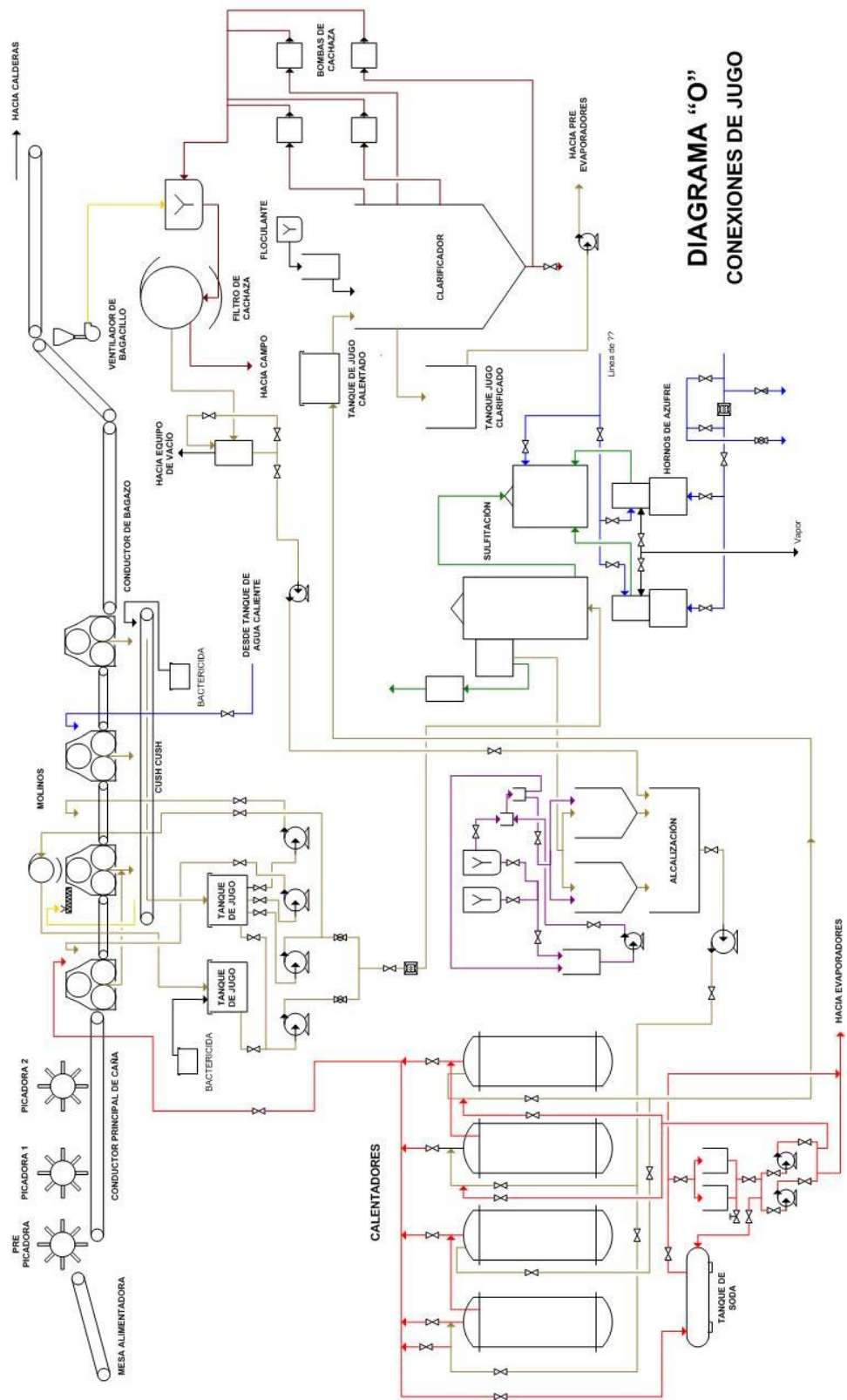
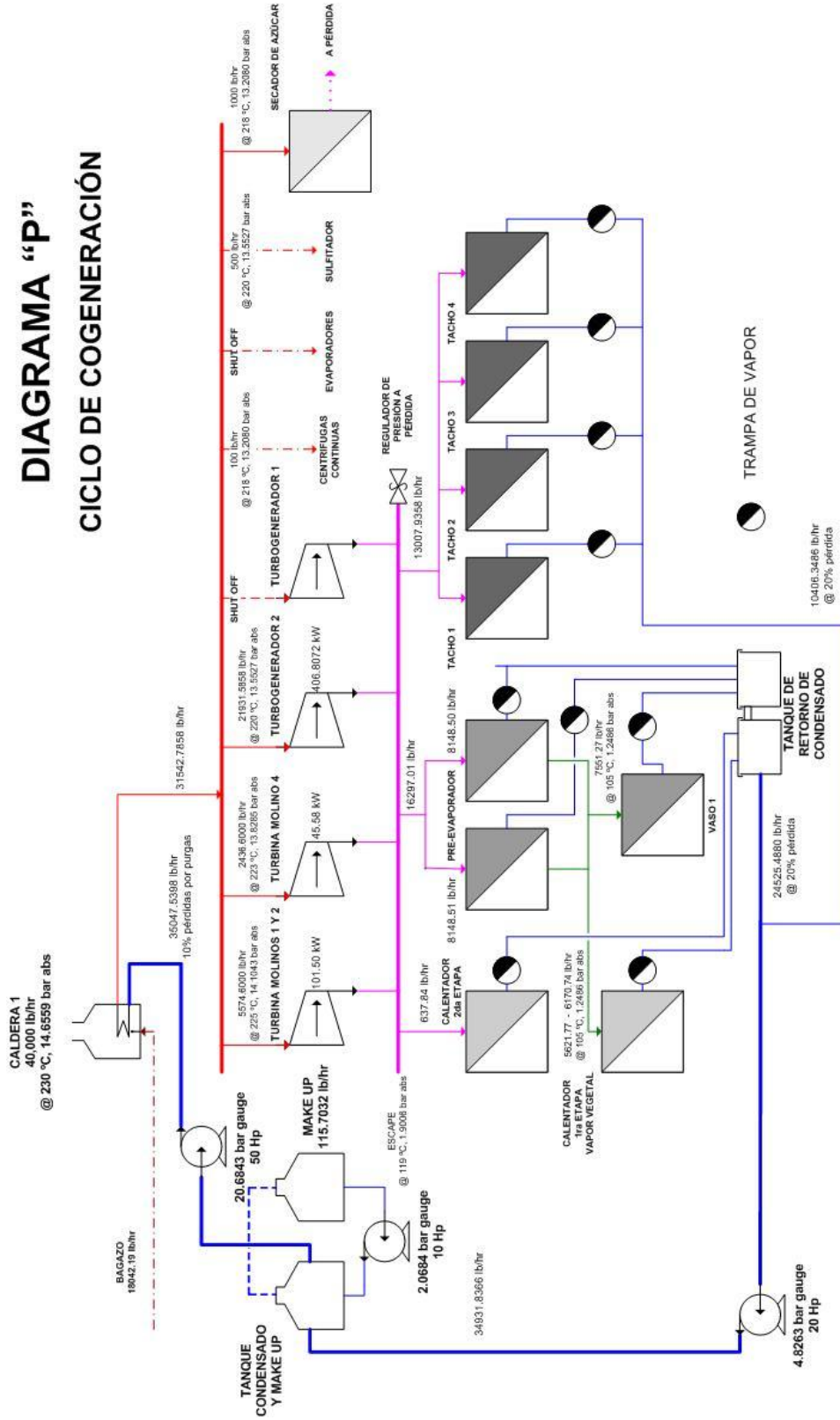


DIAGRAMA "O"
CONEXIONES DE JUGO

DIAGRAMA "P"

CICLO DE COGENERACIÓN



20. Calentador de jugo claro

Hoja Técnica Calentador de Jugo Claro	Ingenio Santa Teresa
	Villa Canales
	Guatemala
	Diseñador: Manuel A. Escamilla
	25/04/2006

CONDICIONES OPERATIVAS

	Entrada de Jugo	Salida de Jugo	Vapor de Escape
Flujo Másico [t/hr]	7		0.9
Temperatura [°C]	85	104	114.1
Presión [bar abs]	7		1.6311

DISEÑO DEL CUERPO

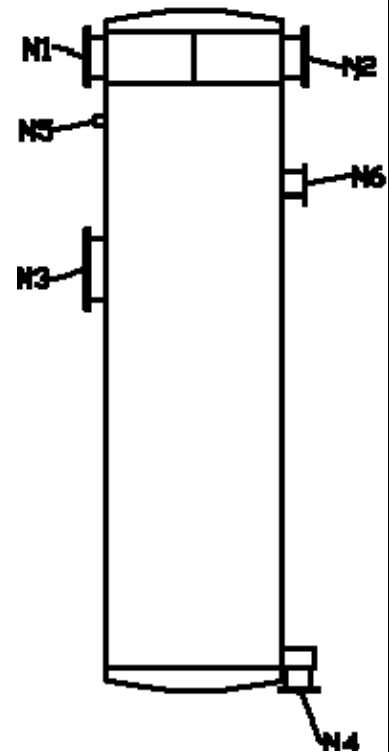
Diámetro interno de la concha	782 mm
Número de calentadores	1
Espesor de la concha	4.5 mm
Altura de la calandria	4810 mm
Número de pases	12
Número de tubos por pase	3
Número de tubos	36
Área de transferencia de calor [m ²]	29.4
Diámetro exterior del tubo [mm]	53.98
Espesor de la pared del tubo [mm]	1.59
Paso triangular entre tubos [mm]	67.18

CÉDULA DE LAS BOQUILLAS

Entrada de jugo/Salida N1/N2	DN80
Entrada de Vapor N3	DN150
Salida del condensado N4	DN40
Salida de gases incondensables N5	DN20
Válvula de seguridad N6	Elección libre

MATERIALES

Cuerpo	BS1501-151 Gr430A
Tubos	ASTM A268 TP439



21. Balance de evaporadores bajo consideraciones termoquímicas

	Primer Efecto	Segundo Efecto	Tercer Efecto	Cuarto Efecto
Brix de entrada	18.91 [°Brix]	27.45 [°Brix]	33.46 [°Brix]	44.12 [°Brix]
Brix de salida	27.01 [°Brix]	32.71 [°Brix]	42.25 [°Brix]	60.79 [°Brix]
Temperatura Vapor de Calentamiento	113.9 [C]	106.6 [C]	96.51 [C]	82.48 [C]
Temperatura del jugo a la salida	106.6 [C]	96.51 [C]	82.48 [C]	53.35 [C]
Coefficiente de Transferencia de calor	0.6271 [kW/m ² -K]	0.8562 [kW/m ² -K]	0.6452 [kW/m ² -K]	0.3407 [kW/m ² -K]

