



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

**BALANCE DE ENERGÍA Y EXERGÍA PARA EL SISTEMA DE
CALENTAMIENTO DE JUGO EN UN INGENIO DE AZÚCAR**

YURI ALFREDO URRUTIA CAMBRANES

Asesorado por Ing. Jaime Ernesto Klusmann Figueroa

Guatemala, noviembre de 2004

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA



FACULTAD DE INGENIERÍA

**BALANCE DE ENERGÍA Y EXERGÍA PARA EL SISTEMA DE
CALENTAMIENTO DE JUGO EN UN INGENIO DE AZÚCAR**

TRABAJO DE GRADUACIÓN

PRESENTADO A JUNTA DIRECTIVA DE LA
FACULTAD DE INGENIERÍA

POR

YURI ALFREDO URRUTIA CAMBRANES

AL CONFERÍRSELE EL TÍTULO DE

INGENIERO QUÍMICO

Guatemala, noviembre de 2004

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA



FACULTAD DE INGENIERÍA

NÓMINA DE JUNTA DIRECTIVA

DECANO	Ing. Sydney Alexander Samuels Milson
VOCAL I	Ing. Murphy Olympo Paiz Recinos
VOCAL II	Lic. Amahán Sánchez Álvarez
VOCAL III	Ing. Julio David Galicia Celada
VOCAL IV	Br. Kenneth Issur Estrada Ruiz
VOCAL V	Br. Elisa Yazminda Vides Leiva
SECRETARIO	Ing. Pedro Antonio Aguilar Polanco

TRIBUNAL QUE PRACTICÓ EL EXAMEN GENERAL PRIVADO

DECANO	Ing. Julio Ismael Gonzáles Podszueck
EXAMINADOR	Dr. Rodolfo R. Espinoza Smith
EXAMINADOR	Inga. Hilda Palma de Martini
EXAMINADOR	Ing. Julio Enrique Chavez
SECRETARIO	Ing. Francisco Javier Gonzales López

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:

BALANCE DE ENERGÍA Y EXERGÍA PARA EL SISTEMA DE CALENTAMIENTO DE JUGO EN UN INGENIO DE AZÚCAR

Tema que me fuera asignado por la Dirección de la Escuela de Ingeniería Química, con fecha 11 de mayo de 2004.

Yuri Alfredo Urrutia Cambranes

ACTO QUE DEDICO A

- A DIOS Por estar siempre presente en mi vida.
- A MI MADRE Carmen Matilde Cambranes Morales, por brindarme todo su amor y confianza y proporcionarme todas las herramientas para alcanzar lo más importante en mi vida.
- A MIS HERMANOS Byron Manuel y Scarleth del Carmen, por ser parte tan importante de mis ser y fuente de superación.
- A MI ESPOSA Rosa Modesta Moreira Alfaro de Urrutia, por ser siempre el complemento de mi vida y su apoyo incondicional en todo momento.
- A MIS HIJOS Yuri Alfonso, Nicolle y Sharon por ser la felicidad e inspiración y el mejor regalo de un padre.
- A MI FAMILIA A mis abuelos, Alfonso Cambranes y Enma Rita Morales de Cambranes; tíos, Marjorie, Alfonso, Wilma, Silvia, Antonio, Edwin, Eric y primos, por estar siempre presentes con nosotros y nunca abandonarnos.
- A MI PATRIA Guatemala.

AGRADECIMIENTOS

A la Gerencia y Dirección del Ingenio San Diego, por brindarme la oportunidad de realizar el presente trabajo.

Al personal del Ingenio San Diego, por haberme brindado su colaboración y amistad.

Al Ingeniero Carlos López, por haberme brindado su apoyo en la realización del presente trabajo.

Al Ingeniero Emerson Francisco Herrera Cambranes, por ser parte importante de mi convivencia.

Al Ingeniero Jaime Klusmann, por ayudarme a realizar el presente trabajo.

A mis compañeros de estudios Otto, Víctor, Sergio, Carlos, Joaquín y Arnoldo, por prestarme toda su colaboración y amistad a lo largo del periodo de estudios universitarios.

ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES	V
LISTA DE SÍMBOLOS	X
GLOSARIO	XII
RESUMEN	XV
INTRODUCCIÓN	XVII
1. PROCESO DE EXTRACCIÓN Y RECUPERACIÓN DE AZÚCAR	
1.1 Generalidades	1
1.2 División de los procesos	2
1.2.1 Preparación de la caña	2
1.2.2 Extracción de jugo de la caña	2
1.2.3 Calentamiento de jugo y clarificación	3
1.2.4 Evaporación	5
1.2.5 Evapo-cristalización (tachos) y centrifugación	6
1.2.6 Envasado del azúcar	8
1.2.7 Generación de energía	8
2. BALANCE DE ENERGÍA	
2.1 Fundamentos teóricos	11
2.1.1 Temperatura	11
2.1.2 Volumen	11
2.1.3 Presión	11
2.1.4 Trabajo	12
2.1.5 Energía	12
2.1.6 Calor	12
2.1.7 Sistemas termodinámicos	12
2.1.8 Propiedad termodinámica	13
2.1.9 Estado del sistema	14
2.1.10 Convección de signos	15
2.1.11 Ley cero o principio cero de la termodinámica	16
2.1.12 Segunda ley de la termodinámica	16
2.1.13 Segunda ley de la termodinámica	16
2.2 Determinación de variables	17
2.2.1 Capacidad calorífica (Cp)	17
2.2.2 Capacidad calorífica de soluciones azucaradas	17
2.2.3 Entalpía	18
2.3 Cálculos de balance de energía para calentamiento de jugo	18
2.3.1 Indicaciones preliminares	18
2.3.2 Balance de energía	22

2.3.2.1	Cálculo de la primera etapa calentamiento	24
2.3.2.2	Cálculo de la segunda etapa calentamiento o calentamiento secundario	32
2.3.2.3	Cálculo de la tercera etapa de calentamiento y cálculo de la totalidad de energía recibida	40
3.	BALANCE DE EXERGÍA	
3.1	Concepto de exergía	49
3.2	Aplicaciones de la exergía	49
3.2.1	Exergía de la energía potencial	49
3.2.2	Exergía de la energía cinética	50
3.2.3	Exergía del calor	51
3.2.4	Exergía de una corriente	52
3.2.5	Pérdidas de exergía por transferencia de calor	53
3.2.5.1	Procesos a temperatura constante	53
3.2.5.2	Procesos con una temperatura variable y otra constante	56
3.2.5.3	Procesos con ambas temperaturas variables	59
3.2.5.4	Sistemas con dos o más procesos	61
3.3	Concepto de anergía	63
3.4	Cálculos de balance de exergía para calentamiento de jugo	64
	CONCLUSIONES	83
	RECOMENDACIONES	84
	BIBLIOGRAFÍA	85
	APÉNDICES	87
	ANEXOS	95

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

FIGURAS

1	Diagrama de proceso general de la producción de azúcar en Ingenio San Diego.	1
2	Diagrama de flujo de vapor sistema evaporación-calentamiento de jugo.	4
3	Diagrama de flujo del proceso de manejo de cristalización y centrifugación del Ingenio San Diego.	7
4	Diagrama de generación de vapor de Ingenio San Diego.	9
5	Convección de signos.	15
6	Diagrama de flujo del sistema de calentamiento de jugo en el Ingenio San Diego.	20
7	Diagrama de flujo de vapor para el sistema de calentamiento de jugo del Ingenio San Diego.	21
8	Diagrama de flujo de jugo para el sistema de calentamiento de jugo del Ingenio San Diego.	21

9	Esquema del diagrama de flujo de un evaporador.	54
10	Diagrama de flujo en un intercambiador del tipo coraza y tubos, con vapor como fluido de calefacción.	56
11	Diagrama de flujos en un intercambiador del tipo de placas y agua caliente, como fluido de calentamiento.	59
12	Diagrama de flujos en un sistema de calentamiento de jugo.	61
13	Esquema de la utilización de la energía.	63
14	Resultados de % de exergía perdida para el ejemplo No. 1	75
15	Resultados del % de exergía perdida para el ejemplo No. 2.	78
16	Resultados del % de exergía perdida para cada uno de los días de estudio.	81
17	Resultados de % de exergía perdida para el día No. 1.	87
18	Resultados de % de exergía perdida para el día No. 2.	88
19	Resultados de % de exergía perdida para el día No. 3.	88
20	Resultados de % de exergía perdida para el día No. 4.	89
21	Resultados de % de exergía perdida para el día No. 5.	89

TABLAS

I	Distribución de limpieza de los calentadores del sistema de calentamiento del Ingenio San Diego.	24
II	Resumen de limpiezas, primera etapa de calentamiento.	25
III	Datos originales, día No. 3, corrida No. 1.	29
IV	Resumen combinado de limpiezas de la primera y segunda etapa de calentamiento.	33
V	Datos originales, día No. 4, corrida No. 1.	33
VI	Resultados del cálculo de la segunda etapa, caso No. 2.	35
VII	Datos originales, día No.5, corrida No. 3.	36
VIII	Resultados del cálculo de la segunda etapa, casos No. 3 y No. 4.	37
IX	Datos originales, día No.3, corrida No. 1, segunda etapa incluida.	38
X	Resultados del cálculo de la segunda etapa, caso No. 5.	39
XI	Distribución de limpiezas de la totalidad de calentadores del Ingenio San Diego.	40

XII	Datos originales, día No. 4, corrida No. 1, etapa rectificación incluida.	41
XIII	Resultados de cálculo de la tercera etapa para los casos No. 1 y No. 2.	42
XIV	Datos originales día No. 5, corrida No. 3, etapa de rectificación incluida.	45
XV	Resultados de cálculo de la tercera etapa, caso No. 4.	46
XVI	Resultados de rate de entrega para cada uno de los días de estudio.	47
XVII	Distribución de casos y ejemplos para el sistema de calentamiento de jugo.	64
XVIII	Datos originales y calculados para el día No.4, corrida No. 1, balance de exergía	65
XIX	Resultados del balance de exergía para ejemplo No. 1.	70
XX	Resultados finales del ejemplo No. 1.	74
XXI	Datos originales y calculados para el día No. 3 y corrida No.1 del ejemplo No. 2 balance de exergía.	76
XXII	Resultados balance de exergía, ejemplo No. 2	76

XXIII	Resultados finales del ejemplo No.2, balance de Exergía	77
XXIV	Equipos en limpieza a lo largo del estudio.	80
XXV	Datos originales, día No. 1.	90
XXVI	Datos originales, día No. 2.	91
XXVII	Datos originales, día No. 3.	92
XXVIII	Datos originales, día No. 4.	93
XIX	Datos originales, día No. 5.	94
XXX	Valores característicos para agua y vapor saturado (Sist. Inter.)	95

LISTA DE SÍMBOLOS

Bx	Brix
Cpj	Capacidad calorífica del jugo
∂	Derivada
E	Exergía
Ee	Exergía entregada
Ep	Exergía perdida
Er	Exergía recibida
g	Gravedad
h	entalpía, altura
hc	entalpía de condensado
Hg	mercurio
hv	entalpía de vapor
Δh	Cambio de entalpía
j	Joule
kcal	Kilocaloría
Kg	Kilogramo
kj	Kilojoule
lb	Libras
ln	Logaritmo natural
m	metro
mj	flujo másico de jugo
mv	flujo másico de vapor
N	Newton
P	presión
Pa	Pascal
Q	Calor
S	Entropía

Σ	Sumatoria
T	Temperatura
Tf	Temperatura final
Ti	Temperatura inicial
U	energía interna
V	Velocidad lineal
Vo	Velocidad inicial
W	Trabajo

GLOSARIO

Azúcar	Nombre que se da comúnmente a la sacarosa utilizada en la alimentación.
Bagazo	Residuo que queda de la caña de azúcar después de ser exprimido fuertemente en los molinos.
Cachaza	Residuo que sale de los lodos de la clarificación del jugo.
Caldera de vapor	Caldera en la que el agua circula por el interior de los tubos, rodeados exteriormente por los gases calientes que se produce la combustión.
Calentador	Equipos que se utilizan primariamente para elevar la temperatura de fluidos de proceso y que generalmente se utiliza vapor de agua para el mismo.
Caña de azúcar	Materia prima para la obtención del jugo rico en sacarosa y del cual se extrae y cristaliza la misma.
Evaporador	Equipos que se emplean para la concentración de soluciones por evaporación de agua.

Jaula	Equipo que contiene y transporta la caña de azúcar y es remolcado por camiones u otros medios.
Jugo alcalizado	Jugo de caña que ha pasado por la etapa de alcalinización.
Jugo claro	Jugo de caña que ha pasado por la etapa de clarificación y se encuentra libre de impurezas.
Jugo crudo	Jugo de caña obtenido en la extracción en molinos; generalmente esta contiene toda clase de partículas solubles e insolubles.
Lechada de cal	Solución de cal y agua, a una concentración determinada.
Masacocida	Producto obtenido después de la cristalización, generalmente a una concentración elevada.
Meladura	Producto obtenido después de la etapa de evaporación.
Melaza	Producto obtenido después de la última etapa de centrifugación.
Miel	Producto obtenido de la separación del azúcar en las centrífugas.
Molino	Equipo o conjunto de equipos utilizados en la etapa de extracción del jugo de la caña.

Sacarosa	Disacárido formado de una unidad de glucosa y otra de fructosa. Comercialmente se extrae de la caña de azúcar y de la remolacha. Su fórmula es $C_{12}H_{22}O_{11}$.
Tacho	Equipo en el cual se realiza la concentración y cristalización del azúcar, obteniéndose de él la masacocida.
Vapor de escape	Vapor obtenido del escape de turbinas de vapor.
Vapor dúplex	Vapor obtenido de los evaporadores en su segundo efecto.
Vapor vegetal	Vapor obtenido de los evaporadores en su primer efecto.

RESUMEN

El presente trabajo estudia los balances de energía y exergía en el sistema de calentamiento de jugo para el Ingenio San Diego, el cual tiene una capacidad de molienda de caña diaria de 4,500 ton (4,140 ton métricas) con una producción de jugo entrante al sistema de 875 gal / min (3,312 lts / min).

Para la realización del estudio, se midieron todas las variables necesarias para poder efectuar el cálculo, siendo estas: flujos másicos, temperaturas de entrada y salida de jugo, temperatura ambiente, presiones de vapor, concentración de jugo (brix). Estas mediciones se realizaron a lo largo de intervalos de tiempo y en intervalos diarios para poder calcular la eficiencia de los sistemas de calentamiento, debido a arreglos en la distribución operativa de los equipos y en la distribución de los insumos de vapor necesarios para el calentamiento de jugo.

La evaluación del sistema de calentamiento de jugo en el Ingenio San Diego revela que este tiene la suficiente capacidad para lograr un buen balance de energía y exergía para las condiciones de molienda y flujo de jugo provenientes de la caña.

Se presenta también una breve descripción de cada uno de los procesos de la producción de azúcar blanco estándar en los que el sistema de calentamiento de jugo desempeña un papel importante en la calidad del producto final.

INTRODUCCIÓN

El presente trabajo analiza el estudio del balance de energía y exergía para el sistema de calentamiento de jugo en un ingenio de azúcar. Se realizó en las instalaciones de la fábrica del Ingenio San Diego, ubicado, en la finca San Diego, del departamento de Escuintla, a 7.5 Km de la cabecera municipal. El Ingenio tiene una capacidad de molienda de caña de 4,500 ton/día (4,140 ton métricas/día).

Los balances de energía son herramientas necesarias para establecer la cantidad de energía utilizada en cualquier proceso; sin embargo no expresan cuán eficientemente estamos utilizando esa energía respecto a la calidad de la misma. Por tal motivo se presenta el termino de exergía, anteriormente conocida como “trabajo disponible”.

La exergía parte del enunciado siguiente “ un sistema en desequilibrio con el ambiente es la máxima fracción de la energía del sistema y del ambiente que puede transformarse en trabajo, durante un proceso de igualación reversible del sistema con el ambiente”; en otras palabras “la exergía es aquella parte de la energía que puede ser transformada en todas las otras formas de energía”. Esto implica que mientras el sistema se encuentre en desequilibrio con el ambiente, tendrá la capacidad de realizar un trabajo. Al resto de la energía que no es aprovechable en el sistema, debido a que no tiene la capacidad de absorberlo, se le conoce con el nombre de “Anergía”.

El balance de exergía y energía parten ambos del sistema de calentamiento de jugo, y esta enfocado específicamente hacia el intercambio de calor que existe en el sistema, el cual consta de una capacidad instalada

de intercambiadores de calor del tipo tubo y coraza de 7,670 pie² (712 m²) en superficie calórica, de los cuales un intercambiador de calor se encuentra siempre en limpieza y los otros cuatro están operando, obteniendo una capacidad máxima de transferencia de 6,667 pies² y una mínima de 5,266 pies², pudiendo estos operar independientemente (flujo en serie) o combinados (flujo en paralelo).

Es importante resaltar que el balance se complica aún más al agregar la distribución del vapor necesario para el calentamiento, pudiendo utilizar hasta tres tipos de vapor provenientes de diferentes puntos del proceso de fabricación de azúcar.

Sin embargo se logró determinar y concluir que el sistema más eficiente, exergéticamente es el que utiliza vapor de dúplex y vegetal para realizar el intercambio de calor en las diferentes etapas, obteniéndose específicamente para los días 2 y 3.

El análisis exergético del sistema de calentamiento de jugo en el Ingenio San Diego abre la pauta para el estudio, control, determinación y mejora de los procesos y equipos empleados en la fabricación de azúcar, especialmente aquellos en los que se realizan intercambios de calor, como puede ser el caso para la estación de evaporación, tachos, sistemas de vacío, etc.

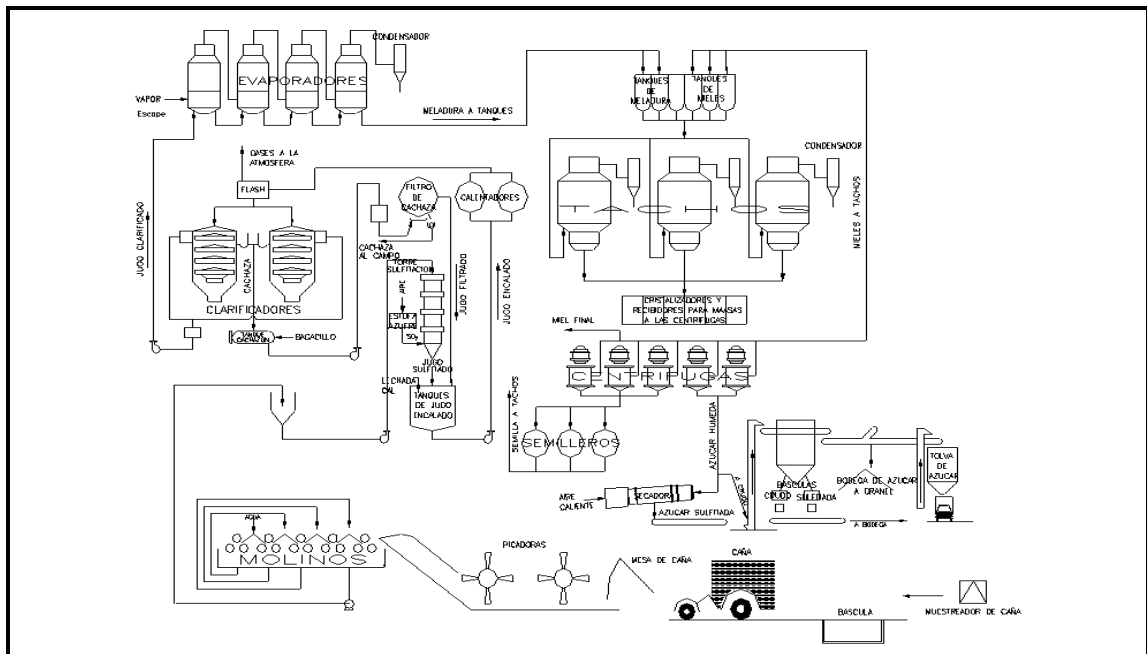
También se incluye una breve descripción del proceso de obtención de azúcar que se realiza en las instalaciones del Ingenio San Diego.

1. PROCESO DE EXTRACCIÓN Y RECUPERACIÓN DE AZÚCAR

1.1 Generalidades

El proceso de extracción de azúcar de caña conlleva una serie de procesos intermedios, comenzando desde la caña que se corta y transporta hacia el ingenio de azúcar, hasta llegar al empaque final. A continuación se describen las principales funciones que se realizan en los diferentes procesos de la extracción y también la recuperación del azúcar. Se comenzará desde el momento en donde la materia prima (caña) es puesta en el ingenio, hasta la obtención del azúcar y su colocación en su envase final. Este proceso se puede observar en la figura 1.

Figura 1. Diagrama del proceso general de la producción de azúcar en Ingenio San Diego



1.2 División de los procesos

1.2.1 Preparación de la caña

La caña se transporta hacia el patio, en donde es descargada en la mesa de caña, por medio de un virador o grúa de hilos, el cual engancha la jaula y la descarga hacia la mesa. Se realiza un lavado para eliminar la tierra que viene con la caña. Luego, para acomodarla mejor en los conductores de caña, se corta en trozos por medio de una máquina giratoria con machetes fijos accionada por 2 motores eléctricos de 100 hp (74.6 Kw) cada uno. La caña picada cae a un conductor, el cual consiste en un transportador de cadenas y tablillas accionado por un motor hidrostático. Es en este conductor, donde se realiza la segunda operación de preparación, la cual consiste en abrir las fibras leñosas de la caña por medio de una picadora de caña de 56 machetes fijos, accionada por un motor eléctrico de 300 hp (223.8 Kw).

Seguidamente la caña es transportada a otro conductor de caña, en donde se realiza la misma operación otras dos veces por medio de dos cuchillas tipo oscilantes de 64 y 116 machetes, accionada, la primera, por un motor eléctrico de 500 hp (373 Kw) y la segunda por dos motores de 400 hp (298.4 Kw).

1.2.2 Extracción de jugo de la caña

Posteriormente la caña se hace pasar por un grupo de 5 molinos, los cuales consisten en 4 rodillos (mazas) en donde se extrae el jugo. El bagazo que sale de la extracción de cada molino es transportado mediante conductores intermedios del tipo de arrastre.

Para mejorar la extracción de la sacarosa, se utiliza el sistema de maceración completa a contraflujo, utilizando para ello agua caliente proveniente de los condensados del sistema de calentamiento de jugo y condensados del sistema de evaporación, dosificado en el último molino(2-108)

El jugo resultante de la operación en molinos es filtrado en un conductor de rastrillas y por un sistema de filtración por gravedad. Seguidamente es pesado para su cuantificación y, luego, es trasladado a los procesos siguientes. El bagazo que sale del último molino es recogido en forma continua por medio de conductores de tablillas, los cuales lo llevan a las calderas, donde sirve como combustible para generar vapor.

1.2.3 Calentamiento de jugo y clarificación

El jugo proveniente de los molinos es llevado hacia una torre de sulfitación, en donde el jugo se pone en contacto con dióxido de azufre proveniente de la combustión en un horno de azufre, en un proceso de flujo a contracorriente.

Seguidamente, al jugo se le agrega una mezcla de cal con agua (lechada de cal) con el objeto de regular el pH del mismo. A continuación el jugo es calentado por un juego de intercambiadores de calor del tipo de coraza y tubos. Para el efecto se utilizan vapores extraídos de un proceso posterior (evaporación). Aquí el jugo es calentado a 100°C(2-164)

El jugo alcalizado y calentado es llevado a un tanque, en donde se realiza una autoevaporación (*flasheo*) debido al cambio de presión del sistema, con el objeto de que el jugo no ebulle dentro de la etapa posterior.

El jugo filtrado nuevamente es tratado con la lechada de cal y calentado de nuevo para su reingreso al proceso. La cachaza es recibida después de los filtros en un tanque elevado, el cual es vaciado a unos carretones que la trasladan a los campos cercanos a la fábrica para recuperar las propiedades fértiles de la tierra. Esta operación se realiza utilizando el 100% del tiempo que dura la zafra.

1.2.4 Evaporación

En esta etapa, al jugo claro proveniente de la clarificación se le remueve alrededor del 80% del agua presente en él. Se realiza en 4 etapas llamadas “efectos”, y en 12 recipientes llamados “evaporadores del tipo Roberts”(2-250)

El jugo claro transita en serie por cada uno de los evaporadores, y el vapor producido en los mismos es agrupado en cabezales de cada uno de los efectos. Los efectos provocados por la evaporación producen vapores de 9 psig, 4 psig, 10 pulg. Hg. de vacío y 22 pulg. Hg. de vacío. Estos vapores son utilizados en las diferentes etapas del proceso de recuperación de azúcar (Ver figura No. 2).

Cuando el jugo sale de los evaporadores por su consistencia es llamado “meladura.”

El agua condensada de los vapores del vapor de escape y del primer efecto (18 y 9 psi) se utiliza como agua de alimentación de calderas. El agua condensada del segundo y tercer efecto es utilizada como agua para el proceso. Y el condensado del último efecto es mezclado con los condensadores barométricos y es utilizado para realizar el lavado de la caña en la mesa de caña.

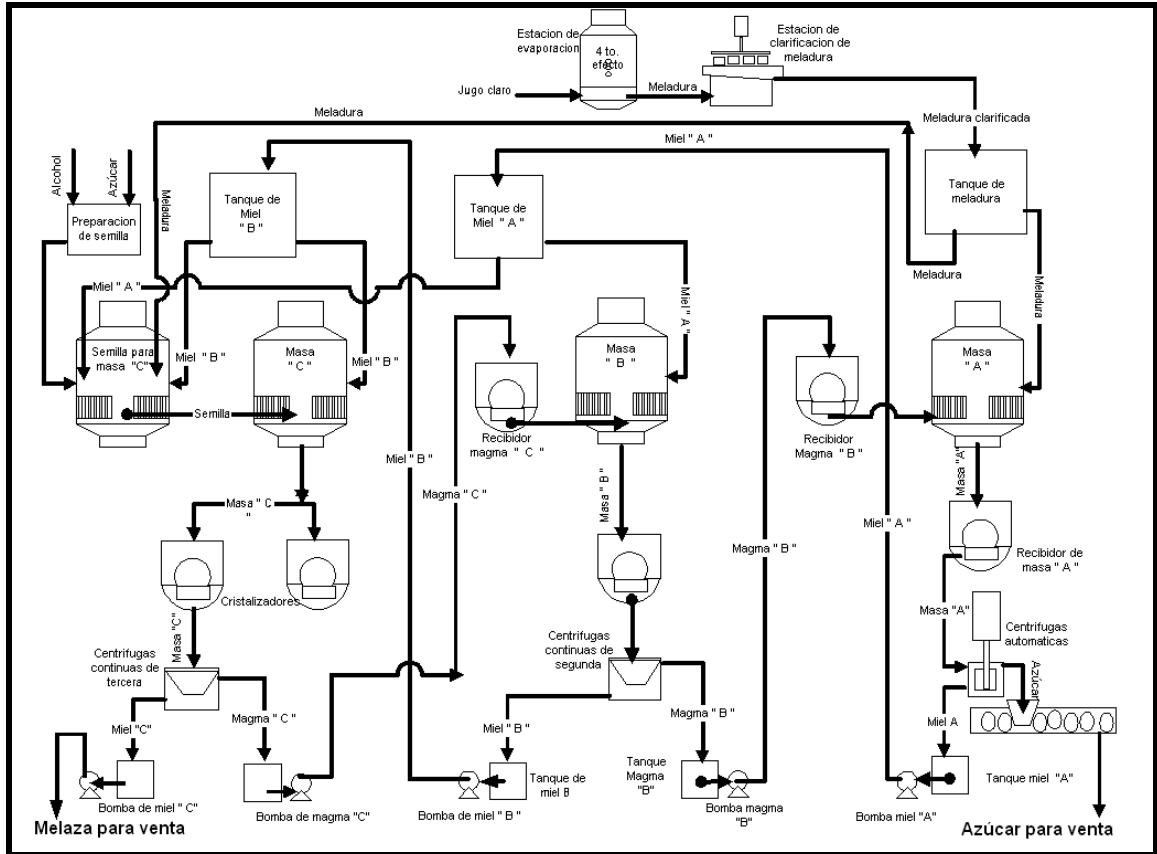
1.2.5 Evapo-Cristalización (tachos) y centrifugación

En esta etapa se logra realizar la formación de los cristales de azúcar, su crecimiento, el agotamiento de la miel (obtener la menor cantidad de sacarosa en la misma) y la separación de los cristales de las mieles.

Para ello se tienen a disposición los equipos siguientes: 7 tachos (2 para masacocidas "C", 2 para masacocidas "B" y 3 para masacocidas "A") 15 cristalizadores (9 para masacocidas "C", 2 para masacocidas "B" y 4 para masacocidas "A") y 12 centrífugas (3 del tipo continuas para masacocidas "C", 3 del tipo continuas para masacocidas "B" y 6 del tipo batch para las masacocidas "A")

El sistema que se utiliza es el de doble magma y tres templeas, el cual consiste en sembrar una semilla de cristales de sacarosa en un tacho para masacocidas "C", desarrollarlo (hacer crecer el grano), agotarlo en sus cristalizadores y separarlo en sus centrífugas "C", (primera templea), para luego utilizarlo como semilla en un tacho de masacocida "B" (primera magma); agotarlo en sus cristalizadores y separarlo en sus centrifugas "B" (segunda templea) para luego utilizarlo como semilla en un tacho de masas cocidas "A" (segunda magma); agotarlo y separarlo en sus centrífugas de Batch para "A" (tercera templea). De esta etapa sale el azúcar comercial(2-353). Ver figura 3.

Figura 3. Diagrama de flujo del proceso de manejo de cristalización y centrifugación del Ingenio San Diego



Cabe mencionar que la miel es agotada a contracorriente, es decir, las masas cocidas "A" son alimentadas con meladura; las masacocidas "B" son alimentadas con miel "A", obtenida de la centrifugación de las masacocidas "A", y las masacocidas "C" son alimentadas con miel "B", obtenida de la centrifugación de las masacocidas "B". Para realizar el semillamiento se utiliza miel "B".

Es importante mencionar que la miel obtenida de la centrifugación de la masacocida “C” es la miel final o melaza y debe llevar la menor cantidad posible de sacarosa.

1.2.6 Envasado del azúcar

Cuando el azúcar sale del proceso de cristalización, es trasladada por medio de conductores del tipo tornillo sinfín y elevadores de cangilones a una secadora industrial del tipo a contracorriente cilíndrica rotativa, en donde el azúcar entra en contacto con aire caliente (70°C). Al salir de la secadora, el azúcar se acondiciona en una enfriadora del mismo tipo de la secadora, solo que con aire a temperatura ambiente.

Al salir de la enfriadora, al azúcar se le agrega una mezcla de palmitato de retinol (Vitamina A) y luego es homogeneizada en mezclador del tipo cilíndrico. El objetivo es obtener una mezcla de azúcar con vitamina “A” a una concentración entre 10 y 20 ppm (partes por millón).

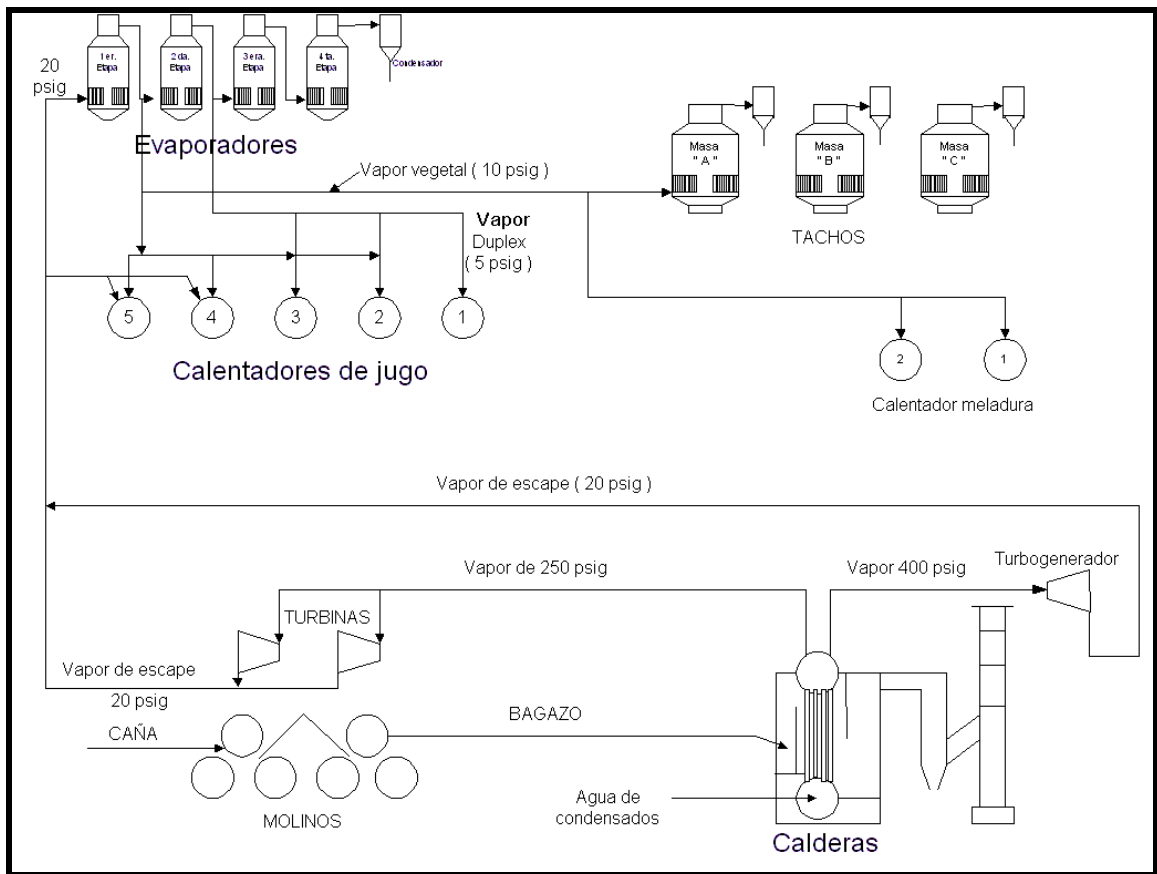
Existen dos formas para envasar el azúcar blanco. El primero es en una bolsa de 50 kilogramos, mediante llenadoras automáticas que pesan exactamente los 50 kilogramos de azúcar. Y una segunda forma es a granel, en bolsas de 1000 kilogramos, aproximadamente. Es importante mencionar que a estas operaciones son llevadas cumpliendo las buenas prácticas de manufactura.

1.2.7 Generación de energía

El bagazo que sale de los molinos es utilizado en un 90% para la generación de vapor dentro de las calderas del ingenio. Una caldera produce

110,000 libras por hora de vapor (50,000 kg/hr) a 250 psig (18.25 bar) para mover los molinos y procesar el azúcar. La otra caldera produce 115,000 libras de vapor por hora (52,273 kg/hr) a 400 psig (28.6 bar) para mover un turbogenerador el cual genera alrededor de 3,000 kwh. Esta energía eléctrica es la necesaria para procesar el azúcar en el ingenio. Los vapores que salen de las turbinas de los molinos y del turbogenerador tienen alrededor de 18 psig (2.25 bar) y son llamados vapores de escape, utilizados después para el proceso de calentamiento y evaporación. Se puede obtener una mejor apreciación de la figura 4.

Figura 4. Diagrama de generación de vapor del Ingenio San Diego



2. BALANCE DE ENERGÍA

2.1 Fundamentos teóricos

2.1.1 Temperatura

“La temperatura es una propiedad física de un sistema que gobierna la transferencia de energía térmica, o calor, entre ese sistema y otros”(13-1).

“ Cuando dos sistemas están a la misma temperatura, se dice que están en equilibrio térmico y no se producirá transferencia de calor. Cuando existe una diferencia de temperatura, el calor tiende a transferirse del sistema de mayor temperatura al de menor temperatura hasta alcanzar el equilibrio térmico”(13-1).

2.1.2 Volumen

“El volumen es una cantidad que representa el producto de tres longitudes”(11-9).

2.1.3 Presión

La presión de un fluido sobre una superficie se define como la fuerza normal ejercida por un fluido por unidad de área de la superficie. Si la fuerza se mide en N y el área en m^2 , la unidad básica de presión en el Sistema

Internacional es el Newton por metro cuadrado, llamada Pascal, y cuyo símbolo es Pa (3-198).

2.1.4 Trabajo

Cuando una fuerza actúa a lo largo de una cierta distancia, se realiza un trabajo W . La cantidad de trabajo realizado se define por la ecuación

$$\delta W = F \delta l$$

donde F es la componente de la fuerza que actúa en la dirección del desplazamiento δl . Esta ecuación debe integrarse cuando se requiere el trabajo para un proceso terminado(7-43).

2.1.5 Energía

“Es una propiedad de un sistema; medida de su capacidad para realizar un trabajo. La energía y el trabajo tienen la misma unidad: el Joule (J)”(3-96).

2.1.6 Calor

Es la energía transferida como resultado de una diferencia de temperatura. Las unidades son las mismas de la energía, siendo esta en el sistema internacional el Joule (J) (3-45).

2.1.7 Sistemas termodinámicos

Los sistemas termodinámicos se refieren a la delimitación de una porción del espacio en el cual se define una frontera y sus alrededores. Estos sistemas pueden estar constituidos por uno o varios equipos o cualquier evento que a alguna persona le interese analizar.

Los sistemas termodinámicos se clasifican de acuerdo a las vinculaciones que existen entre las fronteras y sus alrededores, por lo que existen dos tipos: aquellos en los cuales se presentan intercambios de materia, intercambios de energía, ambos o ninguno. De tal forma que los sistemas se definen como:

Sistema cerrado: en el cual la frontera no permite el intercambio de materia entre el sistema y sus alrededores, es decir, que su masa es necesariamente constante, pero permite el intercambio de energía.

Sistema abierto: en el cual la frontera permite el intercambio de materia y energía entre el sistema y sus alrededores.

Sistema aislado: en el cual la frontera no permite el intercambio de materia y energía entre el sistema y sus alrededores. Estos, a su vez, pueden ser:

Mecánicamente aislados, si no existe intercambio de trabajo

Adiabáticos, si no existe intercambio térmico (5-285)

2.1.8 Propiedad termodinámica

Se define como cualquier característica mensurable del sistema, y sus valores dependen específicamente de la o las condiciones de la misma. Estas pueden depender de la cantidad de materia que constituyen el sistema y son conocidas como propiedades extensivas, por ejemplo el volumen. Mientras que a aquellas que son independientes de la cantidad de materia se les conoce como propiedades intensivas; entre ellas se encuentran la temperatura y la presión (7-5).

2.1.9 Estado del sistema

Se refiere a las condiciones del mismo y es caracterizado a través de sus propiedades. Se distinguen dos tipos de cantidades: las que dependen de la trayectoria que los lleva desde un estado inicial hasta un estado final y las que no dependen de ella. En el primero de los casos se conocen como funciones de estado, y cuando dos de ellas se fijan o mantienen sus valores definidos para una sustancia pura y homogénea, queda determinado entonces su “estado termodinámico” (11-24).

Es necesario establecer que un sistema debe estar en equilibrio para poder definirlo. “Un sistema en estado en equilibrio es aquel que se encuentra en condiciones tales que no presenta ninguna tendencia para que ocurra un cambio en su estado” (11-37).

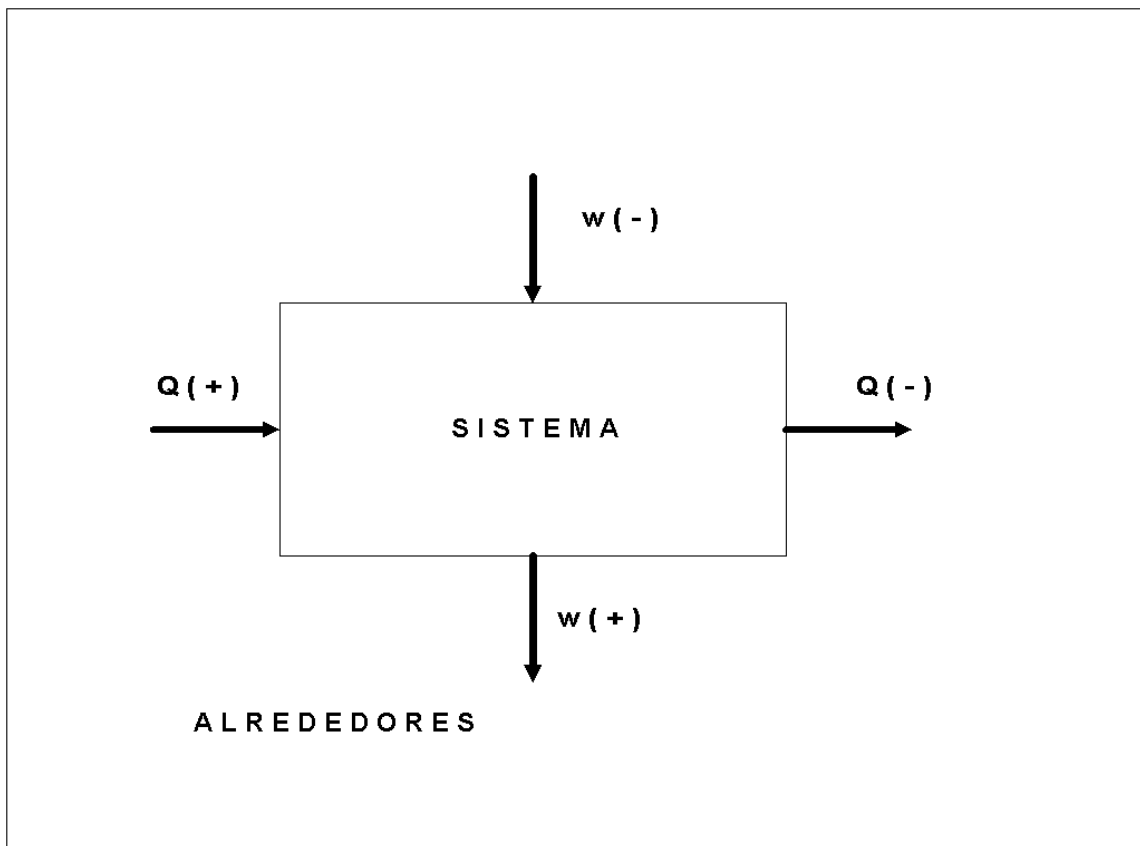
Un sistema se encuentra en equilibrio cuando sus variables de estado son constantes e independientes del tiempo, lo que implica que en el interior del sistema se observa un equilibrio químico, mecánico, térmico y de fases.

Cuando un sistema engloba un conjunto de cambios de estado se le conoce como **proceso termodinámico**, y para poder determinarlo se deben conocer el estado de equilibrio inicial y el estado de equilibrio final, así como especificar la trayectoria que ha ocurrido en sus cambios de estado e identificar todas las interacciones del sistema durante el proceso. Sobre este concepto se define el **proceso cíclico termodinámico**, donde las propiedades de estado retoman sus valores originales, los estados iniciales y finales de equilibrio son iguales, el cambio neto en la propiedad de estado es igual a cero y donde las interacciones de calor y de trabajo varían con cada ciclo que se considere (11-25).

2.1.10 Convección de signos

Se define para el análisis del presente estudio la siguiente convención de signos: cuando los alrededores entregan trabajo (W) al sistema, se utilizará el signo negativo ($-$), mientras que cuando el sistema entregue trabajo (W) a los alrededores se utilizará el signo positivo ($+$). Si los alrededores entregan calor (Q) al sistema un signo positivo ($+$), y si el sistema entrega calor (Q), se tomará un signo negativo ($-$). Esto se puede observar en la figura 5.

Figura 5. Convección de signos



2.1.11 Ley cero o principio cero de la termodinámica

Todo sistema aislado tiende a un estado de equilibrio, y una vez alcanzado permanecerá indefectivamente en ese estado mientras no se actúe sobre el mismo desde el exterior o sus alrededores (7-7).

2.1.12 Primera ley de la termodinámica

Establece que la energía total de un sistema cerrado se conserva constante. En todos los procesos la energía simplemente se convierte de una forma en otra, o se transfiere de un sistema a otro.

Matemáticamente se establece la primera ley así:

$$\partial Q = \partial U + \partial W$$

donde: ∂Q es el calor transferido al sistema; ∂U es el cambio en energía interna (que resulta en el aumento o la disminución de la temperatura) y ∂W es el trabajo externo realizado por el sistema (3-240)

2.1.13 Segunda ley de la termodinámica

La segunda ley de la termodinámica puede establecerse de diferentes maneras, todas ellas equivalentes. Una establece que el calor no puede pasar de un cuerpo frío a uno más caliente sin que ocurra algún otro proceso. La segunda establece que el calor no puede convertirse del todo en trabajo mecánico (3-240).

2.2 Determinación de variables

2.2.1 Capacidad calorífica (Cp)

La capacidad calorífica C_{pr} de un sistema cerrado en un proceso infinitesimal se define como:

$$C_{pr} \equiv \delta q / \delta T$$

donde δq y δT son el calor transferido al sistema y la variación de temperatura en el proceso (7-61).

Para procesos a presión constante se define la variable capacidad calorífica a presión constante (C_p) con la siguiente ecuación:

$$C_p \equiv \delta q_p / \delta T$$

donde C_p es la capacidad calorífica a presión constante y δq_p representa el diferencial del calor a un proceso a presión constante.

2.2.2 Capacidad calorífica de soluciones azucaradas

La capacidad calorífica de soluciones azucaradas, como lo es el jugo de caña puede ser determinada por métodos de laboratorio que para el efecto de este estudio son muy complicados, por lo que se toma la siguiente relación:

$$C_{pj} = 1 - 0.006 * Bx$$

donde Bx es el brix o la cantidad de sólidos solubles en el jugo en porcentaje en peso de sacarosa que tiene el jugo y Cpj es la capacidad calorífica que tiene el jugo a esa concentración (10-264).

2.2.3 Entalpía

(Contenido de calor). 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) $p * V$ (1-13).

Cuando la transferencia de calor ocurre a presión constante, el calor Q transferido es igual a la diferencia de entalpía (1-13).

$$Q = H1 - H2$$

donde H1 y H2 representan la cantidad de entalpía en los estados 1 y 2 . Q representa el calor transferido en ese proceso.

2.3 Cálculos de balance de energía para calentamiento de jugo

2.3.1 Indicaciones preliminares

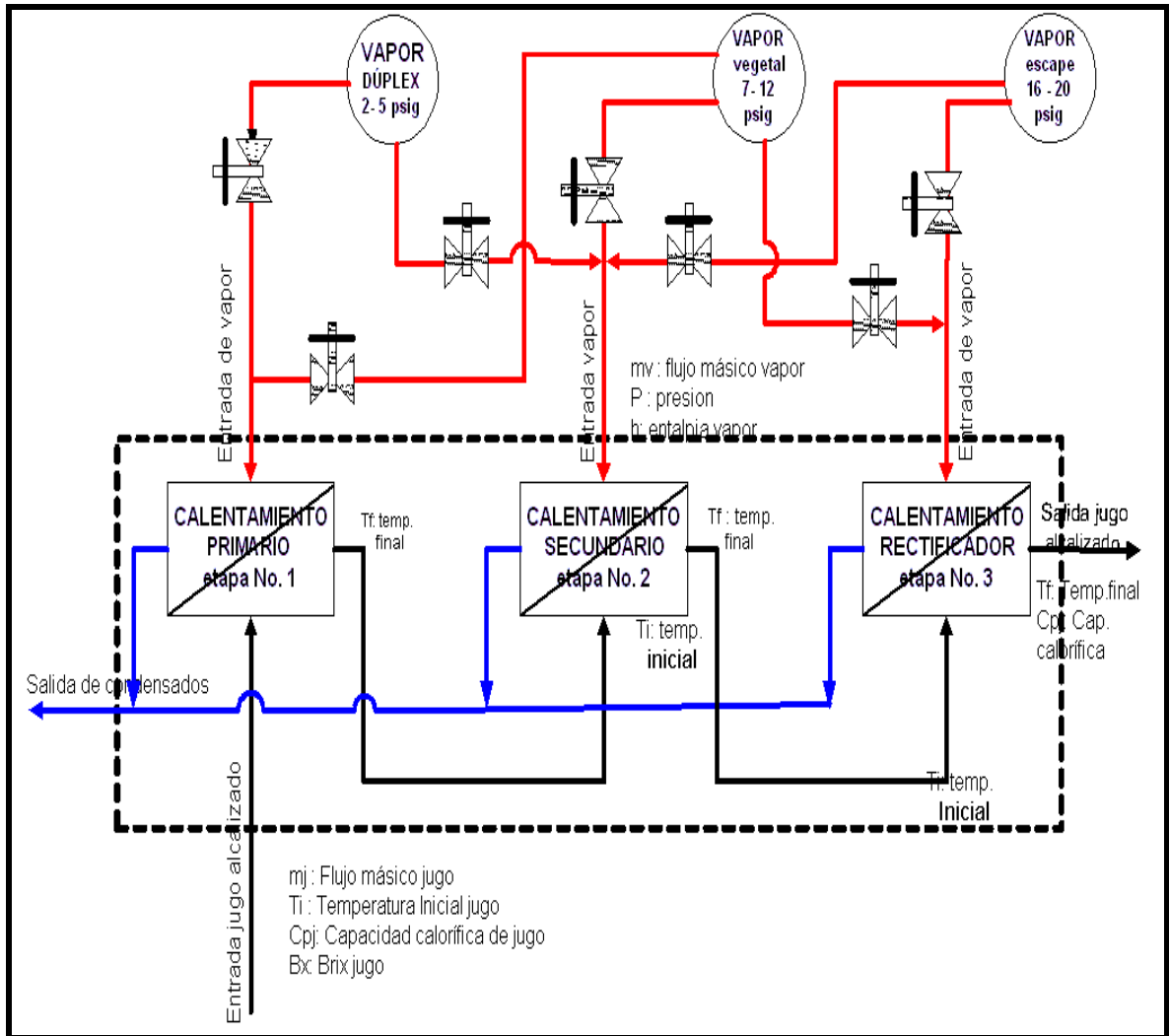
Para el caso del Ingenio San Diego se realizará el balance de energía para el sistema de calentamiento de jugo alcalizado. Este sistema consta de dos a tres etapas o procesos de transferencia de calor, según sea la distribución de los intercambiadores debido al esquema y el programa de limpieza de los mismos.

La primera etapa, conocida como “calentamiento primario”, utiliza vapor llamado “dúplex”, proveniente del vapor generado en la estación de evaporación en su segundo efecto y que se encuentra en el rango de presión de 1 psig a 5.5 psig, elevando la temperatura del jugo desde una temperatura inicial hasta una temperatura intermedia.

La segunda etapa, conocida como “calentamiento secundario”, puede utilizar dos clases de vapor, un vapor “dúplex “ y un vapor que es usado la mayor parte del tiempo, siendo este un vapor denominado “vegetal”, que se encuentra en un rango de presión de 7 a 11 psig (1.5 A 1.7 bar), proveniente también de la estación de evaporación, pero del primer efecto. En este calentamiento se eleva la temperatura del jugo proveniente del “calentamiento primario” hasta una temperatura cercana a la temperatura final necesaria (rango aprox. de 85 a 95 °C).

La tercera etapa de calentamiento se conoce como “rectificador”, utiliza vapor “vegetal”, empleado durante la mayor parte del tiempo de operación, y puede también utilizar un vapor denominado “de escape”, proveniente de los escapes de turbinas y turbogeneradores, el cual se puede tener un rango de 16 a 20 psig (2.1 a 2.4 bar). Ambos vapores tienen como finalidad elevar la temperatura del jugo proveniente del calentamiento primario o secundario y llevarlo hasta la temperatura final de operación (100 ° C) y listo para la siguiente etapa del proceso. La figura No. 6 ilustra mejor lo anteriormente descrito, pudiéndose observar las entradas de flujo al sistema.

Figura 6. Diagrama de flujo del sistema de calentamiento de jugo en el Ingenio San Diego



Para una mejor apreciación de cómo se encuentran distribuidos los intercambiadores de calor, así como la distribución de vapor y de jugo dentro del ingenio se pueden observar las figuras 7 y 8.

Figura 7. Diagrama de flujo de vapor para el sistema de calentamiento de jugo del Ingenio San Diego

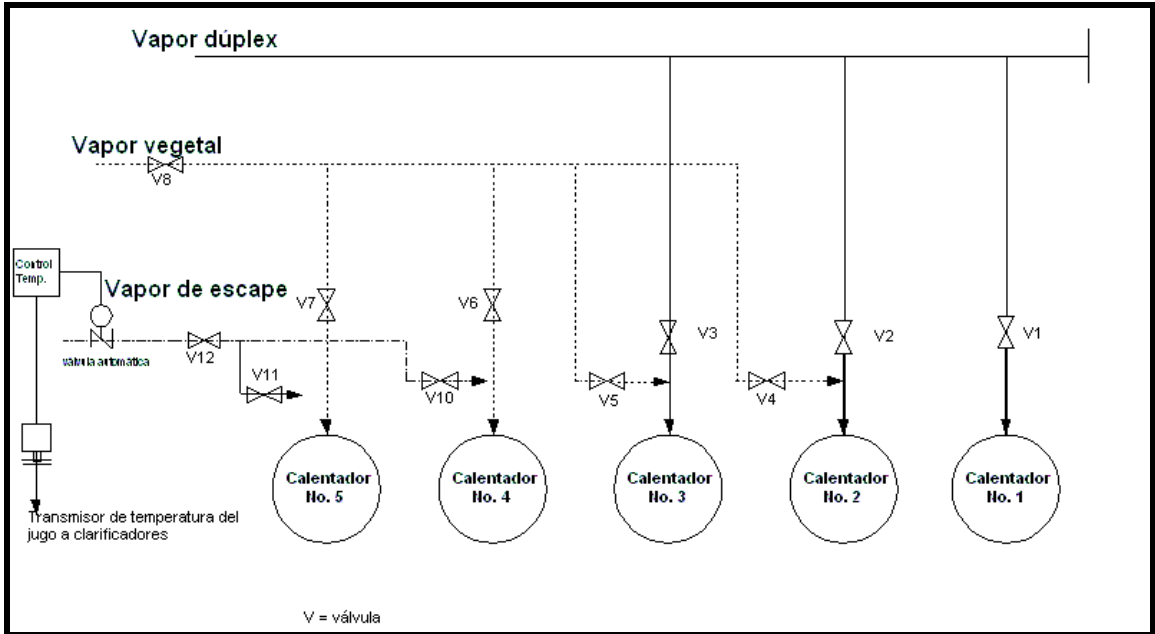
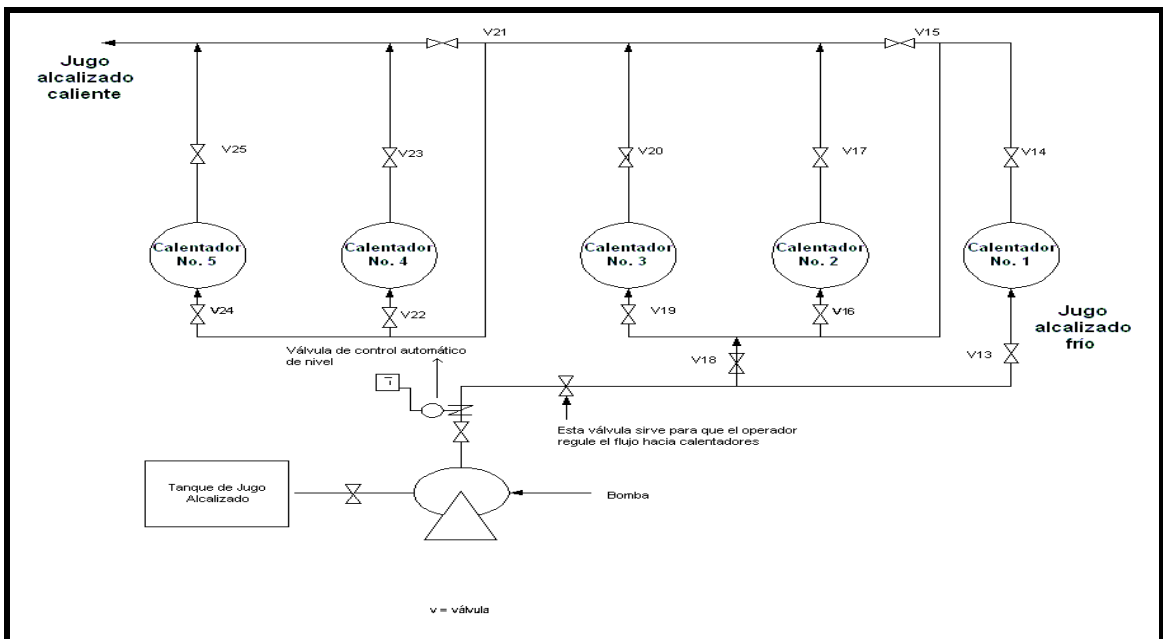


Figura 8. Diagrama de flujo de jugo para el sistema de calentamiento de jugo del Ingenio San Diego



2.3.2 Balance de energía

Se realizará el balance de energía para el sistema de calentamiento de jugo y aplicado a la figura No. 5 de la sección 2.3.1. El balance se realizará al proceso de intercambio de calor, de tal forma que:

energía recibida = energía entregada

La energía entregada al sistema estará compuesta por cada una de las energías entregadas por el vapor en las 2 ó 3 etapas de calentamiento, según sea el caso, y la energía recibida por el sistema será la sumatoria de las energías recibidas por el jugo en cada uno de los procesos. Así tendremos que:

energía entregada al sistema = Σ de las energías entregadas por los procesos.

energía recibida del sistema = Σ las energías recibidas en los procesos.

De tal forma, es necesario realizar el balance individual de cada una de las etapas del proceso de calentamiento de jugo, y luego sumarlos para obtener la totalidad de la energía del sistema. Sin embargo, para realizar estos cálculos se define que la energía recibida por el jugo en cada una de las etapas estará dada por la ecuación:

energía recibida = calor transferido (Q)

Así :

$$Q = m_j * c_{pj} * (T_f - T_p) \quad \text{ecuación No. 1}$$

donde:

m_j : flujo másico del jugo (kg / hr)

C_{pj} : capacidad calorífica del jugo (KJ / kg °K)

T_f : temperatura final de jugo en la etapa calentamiento, °K

T_i : temperatura inicial de jugo antes del calentamiento, °K

La energía entregada por el vapor en cada una de las etapas dependerá del tipo de vapor que se esté utilizando para el calentamiento, por lo que estará definida por la ecuación general:

energía entregada = calor transferido (Q)

$$Q = m_w * (h_v - h_c)$$

$$Q = m_v * \Delta h \quad \text{ecuación No. 2}$$

donde:

m_v : flujo másico del vapor (kg / hr)

h_v : entalpía del vapor (Kj / kg)

h_c : entalpía del condensado de vapor (Kj / Kg)

Δh : entalpía del cambio de fases

De tal forma, se realizará el cálculo de balance de exergía para cada una de las etapas iniciando con la primera y subsecuentemente con las siguientes etapas, obteniendo por último la sumatoria total.

La influencia de las limpiezas de los equipos de calentamiento o intercambiadores proporcionan una serie de arreglos en la operación del calentamiento de jugo. Por eso analizaremos cada uno de estos arreglos, puesto que influyen directamente en el cálculo de la energía transferida en cada una de las etapas, por lo que se realiza la siguiente tabla, con todos los casos posibles en la operación.

Tabla I. Distribución de limpieza de los calentadores del sistema de calentamiento del Ingenio San Diego

		Calentador No. 1	Calentador No. 2	Calentador No. 3	Calentador No. 4	Calentador No. 5
Caso No.1						Limpieza
Caso No.2	Ejemplo No. 1				Limpieza	
Caso No.3				Limpieza		
Caso No.4	Ejemplo No. 3		Limpieza			
Caso No.5	Ejemplo No. 2	Limpieza				

2.3.2.1 Cálculo de la primera etapa de calentamiento

En la primera etapa, el jugo viene a una temperatura inicial y el vapor utilizado para el calentamiento tiene unas condiciones de presión y temperatura, las cuales aumentan la temperatura del jugo al pasar por el intercambiador, obteniéndose una temperatura final de la etapa. La cantidad de energía transferida está definida por la ecuación No. 1.

La primera etapa de calentamiento está definida y determinada por el o los equipos que la pueden integrar, debido a que existe un programa de limpieza de los intercambiadores, tal y como se explicó en la sección 2.3.2.

La energía de la primera etapa puede ser obtenida para el calentador No.1 (totalidad del flujo de jugo pasando por el mismo) cuando este equipo se encuentra en línea, o por el calentador No. 2 y No.3 (flujo dividido a la mitad para cada uno de los calentadores) cuando el calentador No.1 se encuentra en limpieza.

Se realizará el ejemplo utilizando una corrida de datos cuando el calentador No. 1 está en línea operativa y otro ejemplo cuando el calentador No. 1 está en limpieza, y los calentadores No. 2 y No.3 realizarán el calentamiento primario.

La distribución de limpiezas, según la tabla II, corresponde a la primera etapa de la siguiente manera:

Tabla II. Resumen de limpiezas, primera etapa de calentamiento

	Calentador No.1	Calentador No.2	Calentador No.3
Caso No.1	Calentamiento primario		
Caso No. 5	Limpieza	Calentamiento primario	Calentamiento primario

Caso No. 1

Ejemplo No. 1: Calentador No. 1 en línea operativa, calentamiento primario

Datos originales:

Día No.4, corrida No. 1

Flujo de jugo (m_j):	407,836 lbs/hr
Brix jugo (bx):	14.7 brix
Temp. jugo inicial (T_i):	37°C
Vapor dúplex, presión:	3 psig
Temp. jugo final calent. No.1 (T_f):	71 °C

Solución:

Paso No.1: Conversión de flujo (m_j)

Se requiere convertir el flujo de jugo de lbs/hr a kg/hr.

$$\frac{407,836 \left[\frac{\text{lbs}}{\text{hr}} \right]}{2.205 \left[\frac{\text{lbs}}{\text{kg}} \right]} = 184,959 \text{ kg/hr}$$

Paso No. 2: Cálculo de la capacidad calorífica del jugo C_{PJ} (kj / kg °K)

La capacidad calorífica se calcula aplicando la siguiente fórmula:

$$C_{PJ} = 1 - 0.006 \times \text{Brix jugo} \quad [\text{kcal} / \text{kg} \text{ } ^\circ\text{K}]$$

$$C_{PJ} = 1 - (0.006 \times 14.7)$$

$$C_{PJ} = 0.9118 \quad [\text{Kcal} / \text{Kg} \text{ } ^\circ\text{K}]$$

Convirtiendo unidades:

$$0.9118 \left[\frac{\text{Kcal}}{\text{Kg } ^\circ\text{K}} \right] \times \frac{4.1868 \left[\frac{\text{Kj}}{1[\text{Kcal}]} \right]}{1} = 3.8175 \left[\frac{\text{Kj}}{\text{Kg } ^\circ\text{K}} \right]$$

Paso No. 3: Cálculo de las temperaturas en °K

$$\text{Temperatura inicial } T_i \text{ [}^\circ\text{K]} = 37 \text{ }^\circ\text{C} + 273.15$$

$$T_i = 310.15 \text{ [}^\circ\text{K]}$$

$$\text{Temperatura final } T_f \text{ [}^\circ\text{K]} = 71 \text{ }^\circ\text{C} + 273.15$$

$$T_f = 344.15 \text{ [}^\circ\text{K]}$$

Paso No. 4: Calculo de la cantidad de calor transferido (Q) y utilizando la ecuación No. 1

$$Q = m_j * c_{pj} * (T_f - T_p)$$

Sustituyendo valores obtenemos:

$$Q = 184,959 \left[\frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \right] * 3.8175 \left[\frac{\text{Kj}}{\text{Kg } ^\circ\text{K}} \right] * (344.15 - 310.15) \text{ [}^\circ\text{K]}$$

$$Q = 24,006,989 \left[\frac{\text{Kj}}{\text{hr}} \right]$$

Esta es la cantidad de calor transferido hacia el jugo por el vapor. Con este valor se puede calcular la cantidad de vapor que se necesitó para realizar este intercambio durante ese periodo. También es la energía recibida de la primer etapa de calentamiento cuando el calentador No. 1 está en línea operativa a las condiciones de presión de vapor y con la totalidad del flujo pasando por el mismo.

Paso No. 5: Cálculo de la cantidad de vapor consumido para el intercambio de calor (m_v) [kg /hr]

Se requiere convertir la presión manométrica en psig a bar.

$$\text{Presión absoluta} = 3 + 14.696$$

$$= 14.7 \text{ psia}$$

$$14.7 \text{ psia} / 14.696 \text{ psia} = 1.2 \text{ atms}$$

$$1.2 \text{ atms} / 0.987 = 1.2 \text{ bar.}$$

Al conocer la presión absoluta del vapor, se puede obtener el cambio de entalpía (Δh) por medio de tablas de vapor (para vapor saturado), las cuales se pueden apreciar en la tabla XV, en la sección de Anexos. Sin embargo, para efectos de cálculo y para facilitar el uso de hojas de cálculo, se realizó una correlación entre la presión absoluta y el cambio de entalpía. Esta correlación fue realizada entre los rangos de presión de 0.978 y 1.923 bar, que corresponde a los rangos de presión para valores de presión de vapor “dúplex” y vapor “vegetal”, obteniéndose una correlación de 0.9955, por lo que es factible usar esta correlación para este ejemplo y para todo el cálculo del ejercicio, siendo la ecuación resultante:

$$\Delta h = -57.538 \text{ bar} + 2,313.7 \text{ [kj / kg]} \quad \text{ecuación No. 3}$$

$$\Delta h = -57.538 \times 1.2 \text{ bar} + 2,313.7$$

$$\Delta h = 2,243.47 \text{ [kj / kg]}$$

Aplicando la ecuación No. 2 y despejando el valor de flujo de vapor (m_v) sustituyendo valores, se obtiene:

$$Q = m_v * \Delta h$$

$$m_v = Q / \Delta h$$

$$m_v = \frac{24,006,989 [Kj / hr]}{2,250.61 [Kj / Kg]}$$

$$m_v = 10,700.82 [Kg/hr]$$

Esta es la cantidad de vapor necesario para calentar el jugo en el calentador No. 1, subiendo desde una temperatura inicial de 37°C hasta una temperatura a la salida del calentador de 71°C, utilizando para ello un vapor dúplex a las condiciones de presión anteriormente indicadas.

Ejemplo No. 2: Calentador No. 1 en limpieza, calentadores No. 2 y No. 3 en operación, primera etapa o calentamiento primario

Datos originales:

Día No. 3, corrida No. 1

Tabla III. Datos originales, día No. 3, corrida No. 1

	Generales	Calentador No. 2	Calentador No. 3
Flujo de jugo (m_j) lbs / hr:	420,903		
Brix jugo (bx):		17.3	17.3
Temp. jugo inicial (T_i) °C		37.9	37.9
Vapor dúplex, presión, psig		1.8	
Vapor vegetal, presión, psig			8.5
Temp. jugo final (T_f) ° C:		78	86

Solución: Se debe calcular el intercambio de calor para cada uno de los calentadores independientemente. Así la suma de ambos será la cantidad de energía transferida en la primera etapa o calentamiento primario.

Paso No. 1: Cálculo y conversión del flujo para cada uno de los calentadores, tomando en cuenta que el flujo es dividido a la mitad para que pase por ambos:

$$\frac{420,903}{2.205} \left[\frac{lbs/hr}{lbs/kg} \right] = 190,885.71 \text{ kg/hr}$$

$$190,885.71 \div 2 = 95,442.86 \text{ kg/hr}$$

El flujo de los calentadores No. 2 y No. 3 es de 95,442.86 kg/ hr.

Paso No. 2: Cálculo de la capacidad calorífica del jugo C_{PJ} (kJ / kg °K)

La capacidad calorífica del jugo es la misma para los dos calentadores, puesto que no hay cambio de concentración (brix) en el sistema, por lo que:

$$C_{PJ} = 1 - 0.006 \times \text{Brix jugo} \text{ [Kcal / Kg } ^\circ\text{K]}$$

$$C_{PJ} = 1 - (0.006 \times 17.3)$$

$$C_{PJ} = 0.8962 \text{ [Kcal / Kg } ^\circ\text{K]}$$

Convirtiendo unidades:

$$0.8962 \left[\frac{Kcal}{Kg \text{ } ^\circ K} \right] \times \frac{4.1868 \text{ [Kj]}}{1 \text{ [Kcal]}} = 3.75 \left[\frac{Kj}{Kg \text{ } ^\circ K} \right]$$

$$C_{PJ} = 3.75 \text{ [Kj / Kg } ^\circ\text{K]}$$

Paso No. 3: Cálculo de las temperaturas en °K

Se aplica el mismo mecanismo para conversión de temperaturas de °C a °K, para cada uno de los calentadores, visto anteriormente. Es importante definir que la temperatura inicial de ambos es la misma, puesto que solo se está dividiendo el flujo, mientras que su temperatura final (Tf) puede diferir entre ambos debido a que estos pueden utilizar un tipo de vapor diferente y además el área de transferencia no es la misma para cada uno, por lo que obtenemos:

Para el calentador No.2, la temperatura inicial T_i , es de 311.05 °K y la temperatura final T_f , es de 351.15 °K. Para el calentador No. 3, la temperatura inicial T_i , es de 311.05 °K y la temperatura final T_f , es de 359.15 °K.

Paso No. 4: Cálculo de la cantidad de calor transferido (Q), utilizando la ecuación No. 1

$$Q = m_j * c_{pj} * (T_f - T_p)$$

Sustituyendo valores para cada uno de los calentadores obtenemos:

Calor transferido en el calentador No. 2 = 14,630,678 (kj / hr)

Calor transferido en el calentador No. 3 = 17,225,652 (kj / hr)

Sumando la cantidad de energía transferida en cada uno de los equipos (calentador No. 2 y No.3), se obtiene la energía transferida de la primera etapa o calentamiento primario para el ejemplo No.2 de los datos del día No.3, en la corrida No. 1:

energía transferida en la primera etapa = 31,586,330 Kj/hr.

Paso No. 5: Cálculo de la cantidad de vapor consumido para el intercambio de calor (m_v) [kg /hr]

Se aplica el mismo mecanismo de conversión del paso No.5 del ejemplo No. 1, para las presiones de cada uno de los dos calentadores. Obsérvese que el calentador No.2 está trabajando con un vapor “dúplex” y el calentador No.3 está trabajando con un vapor “vegetal”, por lo que se obtiene:

Presión de vapor en el calentador No. 2 = 1.137 bar

Presión de vapor en el calentador No. 3 = 1.599 bar

Utilizando la ecuación No. 3, del paso No. 5 del ejemplo No.1, puesto que funciona para vapores de “dúplex” y “vegetal”, y realizando el mismo mecanismo de cálculo, se obtiene:

Δh calentador No. 2 = 2,248.23 kJ / kg

Δh calentador No. 3 = 2,221.65 kJ / kg

Sustituyendo valores en la ecuación No. 2, se obtiene el flujo de vapor (m_v) para cada uno de los equipos, siendo los resultados:

m_v calentador No. 2 = 6,387.54 kg / hr

m_v calentador No. 3 = 7,753.52 kg / hr

2.3.2.2 Cálculo de la segunda etapa de calentamiento o calentamiento secundario

En la segunda etapa, el jugo entra con una temperatura inicial T_i , adquirida en el calentamiento primario o primera etapa, y sale con una

temperatura final adquirida en cada uno de los equipos que conforman esta etapa. Al igual que en la primera etapa, pueden existir diversos arreglos en los equipos de calentamiento debido a la influencia en el programa de limpieza, por lo que podemos obtener los siguientes casos:

Tabla IV. Resumen combinado de limpiezas de la primera y segunda etapa de calentamiento

	Calent. No.1	Calent. No.2	Calent. No.3	Calent. No.4	Calent. No.5
Caso No. 2	Calen. primario	Calent. secundario	Calent. secundario		
Caso No. 3	Calen. primario	Calent. secundario	Limpieza		
Caso No. 4	Calen. primario	Limpieza	Calen. secundario		
Caso No. 5	Limpieza	Calent. primario	Calent. primario	Calent. secundario	Calent. secundario

Caso No. 2

El calentamiento primario es producido por el calentador No. 1, mientras que el calentamiento secundario es producido por el calentador No. 2 y No.3 con el flujo dividido para ambos. Utilizaremos los datos del ejemplo No. 1 complementando los valores de la corrida para la segunda etapa. Los valores se pueden apreciar en la tabla V.

Tabla V. Datos originales, día No. 4, corrida No. 1

	Primera etapa	Segunda etapa	
	Calentador No.1	Calentador No.2	Calentador No.3
Flujo de jugo (m_j) lbs / hr:	407,836	203,918	203,918

Brix jugo (bx):	14.7	14.7	14.7
Temp. jugo inicial (T_i) °C	37	71	71
Vapor dúplex, presión, psig	3	3	
Vapor vegetal, presión, psig			8.5
Temp. jugo final (T_f) °C:	71	90	94

Como se puede apreciar en la tabla IV, la primera etapa fue estudiada en el ejemplo No.1 de la sección 2.3.2.1, y se tienen los resultados de la misma.

En la segunda etapa, el flujo es dividido a la mitad para que pase por los calentadores No.2 y No. 3. El brix del jugo es igual en las dos etapas, puesto que no existe un cambio de concentración por evaporación, dado que solo estamos elevando la temperatura del fluido.

La temperatura inicial de la segunda etapa para cada uno de los calentadores (No. 2 y No. 3) será la temperatura final con la que está entregando el calentador No. 1, con respecto al vapor utilizado en la segunda etapa. Encontramos que el calentador No. 2 está utilizando vapor “dúplex” y el calentador No. 3 está utilizando vapor “vegetal”. La temperatura final sera dada por cada uno de los calentadores.

Para el cálculo de la energía transferida para la segunda etapa, se utilizaran los mismos pasos de los ejemplos No. 1 y No. 2 de la sección 2.3.2.1,

por lo que solo se mostraran los resultados obtenidos, siendo estos los presentados en la tabla VI.

Tabla VI. Resultados del cálculo de la segunda etapa, caso No. 2

		Primera etapa	Segunda etapa	
		Calentador No.1	Calentador No.2	Calentador No.3
Paso No.1	Flujo de jugo (m_j) kg / hr:	184,959	92,479	92,479
Paso No.2	Capacidad calorífica jugo, C_{PJ} [kj / kg °K]	3.82	3.82	3.82
Paso No. 3	Temperatura inicial, T_i , [°K]	310.15	344.15	344.15
	Temperatura final, T_f , [°K]	344.15	363.15	367.15
Paso No.4	Calor transferido, Q , [Kj / hr]	24,006,989	6,707,835	8,120,011
	Energía transferida etapa [kj/ hr]	24,006,989	14,827,846	
Paso No.5	Presión de vapor (bar)	1.220	1.220	1.599
	Cambio entalpía (Δh), [kj,kg]	2,243.47	2,243.47	2,221.65
Paso No. 6	Flujo de vapor, m_v , [kg/hr]	10,700.82	2,989.94	3,654.94

Casos No. 3 y No. 4

Básicamente, los casos No. 2 y No. 3 son parecidos entre si, puesto que el calentamiento primario es producido por el calentador No.1, mientras que el

calentamiento secundario es producido por el calentador No .2 o el calentador No.3.

El flujo de jugo pasará por completo por cada uno de los calentadores que estén en línea operativa. Se seguirán los mismos pasos de cálculo para obtener los resultados. Se utilizarán los datos del día No.5, corrida No.3, presentados en la tabla VII, para la realización del ejemplo.

Tabla VII. Datos originales, día No.5, corrida No. 3

	Primera etapa	Segunda etapa	
	Calentador No. 1	Calentador No. 2	Calentador No. 3
Flujo de jugo (m_j) lbs / hr:	345,171	Limpieza	345,171
Brix jugo (bx):	14.5	Limpieza	14.5
Temp. jugo inicial (T_i) °C	36.5	Limpieza	75
Vapor dúplex, presión, psig	2.5	Limpieza	
Vapor vegetal, presión, psig		Limpieza	8.5
Temp. jugo final (T_f) ° C	75	Limpieza	97

Para realizar el cálculo de la energía transferida se utilizarán los mismos pasos de la sección 2.3.2.1. Los resultados del cálculo se pueden observar en la tabla VIII.

Tabla VIII. Resultados del cálculo de la segunda etapa, casos No.3 y No. 4

		Primera etapa	Segunda etapa	
		Calentador No.1	Calentador No.2	Calentador No.3
Paso No.1	Flujo de jugo (M_j) kg / hr:	156,540	Limpieza	156,540
Paso No.2	Capacidad calorífica jugo, C_{PJ} [kj / kg °K]	3.82	Limpieza	3.82
Paso No. 3	Temperatura inicial, T_i, [°K]	309.65	Limpieza	348.15
	Temperatura final, T_f, [°K]	348.15	Limpieza	370.15
Paso No.4	Calor transferido, Q, [kj / hr]	23,037,716	Limpieza	13,164,409
	Energía transferida etapa [Kj/ hr]	23,037,716	13,164,409	
Paso No.5	Presión de vapor (bar)	1.186	Limpieza	1.599
	Cambio entalpía (Δh), [kj,kg]	2,245.45	Limpieza	2,221.65
Paso No. 6	Flujo de vapor, m_v, [kg/hr]	10,259.71	Limpieza	5,925.5

Caso No. 5

En el caso No.5, el calentador No. 1 se encuentra en limpieza, por lo que el calentamiento primario lo deben de realizar los calentadores No.2 y No. 3. El calentamiento secundario lo realizarán los calentadores No.4 y No. 5, sin existir para el mismo el calentamiento rectificador o tercera etapa.

El flujo en los calentadores No.2 y No. 3 será dividido al igual que en los calentadores No. 4 y No. 5. Se seguirán los mismos pasos de cálculo para obtener los resultados. Se tomaran los datos del Ejemplo No.2 de la sección 2.3.2.1, para realizar el cálculo.

Tabla IX. Datos originales, día No. 3, corrida No. 1, segunda etapa incluida

	Primera etapa		Segunda etapa	
	Calentador No. 2	Calentador No.3	Calentador No.4	Calentador No.5
Flujo de jugo (M_j) lbs / hr:	210,451.5	210,451.5	210,451.5	210,451.5
Brix jugo (bx):	17.3	17.3	17.3	17.3
Temp. jugo inicial (T_i) °C	37.9	37.9	82	82
Vapor dúplex, presión, psig	1.8			
Vapor vegetal, presión, psig		8.5	8.5	8.5
Temp. jugo final (T_f) °C	78	86	100	100

Es importante precisar que la temperatura final de la primera etapa será la temperatura inicial de la segunda etapa. Sin embargo, no se pudo obtener y colocar un medidor de temperatura, el cual nos estuviera dando los resultados directos del calentamiento primario. Solamente se contaba con los termómetros a la salida de cada uno de los calentadores No. 2 y No.3, por lo que se adoptara

con estas lecturas un promedio, el cual será la temperatura inicial de la segunda etapa. Los resultados se presentan en la tabla X.

Tabla X. Resultados del cálculo de la segunda etapa, caso No. 5

		Primera etapa		Segunda etapa	
		Calentador No. 2	Calentador No.3	Calentador No.4	Calentador No.5
Paso No.1	Flujo de jugo (m_j)kg/ hr	95,442.86	95,442.86	95,442.86	95,442.86
Paso No.2	Capacidad calorífica jugó, C_{PJ} [Kj / Kg °K]	3.75	3.75	3.75	3.75
Paso No. 3	Temperatura inicial, T_i, [°K]	311.05	311.05	355.15	355.15
	Temperatura final, T_f, [°K]	351.15	359.15	373.15	373.15
Paso No.4	Calor transferido, Q, [Kj / hr]	14,360,678	17,225,652	6,446,190	6,446,190
	energía transferida etapa [Kj/ hr]	31,586,330		12,892,380	
Paso No.5	Presión de vapor (bar)	1.137	1.599	1.599	1.599
	Cambio entalpía (Δh), [kj/kg]	2,248.23	2,221.65	2,221.65	2,221.65
Paso No. 6	Flujo de vapor, m_v , [kg/hr]	6,387.54	7,753.52	2,901.53	2,901.53

Con esto se han analizado los cuatro diferentes casos que cabe encontrar a la hora de calcular la cantidad de energía transferida en las primeras dos etapas, aplicado al sistema de calentamiento de jugo del Ingenio San Diego.

2.3.2.3 Cálculo de la tercera etapa de calentamiento y cálculo de la totalidad de energía recibida

En la tercera etapa, el jugo entra con una temperatura inicial T_i , adquirida en el calentamiento secundario o segunda etapa, y sale con una temperatura final adquirida en cada uno de los equipos que conforman esa etapa. Al igual que en las etapas anteriores, pueden existir diversos arreglos en los equipos de calentamiento debido a la influencia en el programa de limpieza, por lo que cabe obtener los siguientes casos presentados a continuación en la tabla XI.

Tabla XI. Distribución de limpieza de la totalidad de calentadores del Ingenio San Diego

	Calent. No.1	Calent. No.2	Calent. No.3	Calent. No.4	Calent. No.5
Caso No. 1	Calen. primario	Calent. secundario	Calent. secundario	Calent. rectificador	Limpieza
Caso No. 2	Calen. primario	Calen. secundario	Calen. secundario	Limpieza	Calent. secundario
Caso No. 5	Limpieza	Calent. primario	Calent. primario	Calent. rectificador	Calent. rectificador
Caso No. 4	Calen. primario	Limpieza	Calen. secundario	Calent. rectificador	Calent. rectificador

Casos No.1 y No. 2

En los casos No.1 y No. 2 son parecidos entre sí, ya que existe una etapa de calentamiento primario y una etapa de calentamiento secundario, mientras que la etapa de rectificación la puede realizar el calentador No.4 o el calentador No. 5. El flujo de jugo pasa en su totalidad por el calentador que se encuentre en línea operativa, y el vapor utilizado puede ser vapor “vegetal” o vapor de “escape”, según se necesite. Para el estudio se utilizaran siempre los datos de la corrida del ejemplo No.1 de las secciones 2.3.2.1 y 2.3.2.2

Tabla XII. Datos originales, día 4, corrida No.1, etapa rectificación incluida

	Calent. primario	Calent. secundario		Calentamiento rectificador	
	Calentador No.1	Calentadores No. 2 y No. 3		Calentador No. 4	Calentador No. 5
Flujo de jugo (m_j) lbs / hr:	407,836	407,836		Limpieza	407,836
Brix jugo (bx):	14.7	14.7	14.7	Limpieza	14.7
Temp. jugo inicial (T_i) °C	37	71		Limpieza	92
Vapor dúplex, presión, psig	3	3		Limpieza	
Vapor vegetal, presión, psig			8.5	Limpieza	8.5
Temp. jugo final (T_f) °C:	71	90	94	Limpieza	103

Como se puede observar, para este ejemplo el calentador No. 4 está en limpieza y el calentador No. 5 está en línea operativa. Para efectos de cálculos, si el calentador No. 4 estuviera en línea operativa y el calentador No. 5 en limpieza, se aplicaría la misma operación.

La temperatura inicial de la etapa de rectificación está dada por la temperatura final promedio de la segunda etapa. Los resultados de los cálculos del ejemplo se presentan en la tabla XIII.

Tabla XIII. Resultados de cálculo de la tercera etapa para los casos No. 1 y No. 2

		Primera etapa	Segunda etapa		Tercera etapa	
		Calent. No. 1	Calentadores No. 2 y No.3		Calentador No. 4	Calentador No. 5
Paso No.1	Flujo de jugo (M_j) kg/ hr	184,959	184,959		Limpieza	184,959
Paso No.2	Capacidad calorífica jugo, C_{PJ} [Kj / Kg °K]	3.82	3.82		Limpieza	3.82
Paso No. 3	Temperatura inicial, T_i , [°K]	310.15	344.15		Limpieza	365.15
	Temperatura final, T_f , [°K]	344.15	363.15	367.15	Limpieza	376.15
Paso No.4	Calor transferido, Q , [Kj / hr]	24,006,989	14,827,846		Limpieza	7,766,967
	energía transferida etapa [Kj/ hr]	24,006,989	14,827,846		Limpieza	7,766,967
Paso No.5	Presión de vapor (bar)	1.220	1.220	1.599	Limpieza	1.599
	Cambio entalpía (Δh), [Kj,kg]	2,243.47	2,243.47	2,221.65	Limpieza	2,221.65

Paso No. 6	Flujo de vapor, mv , [kg/hr]	10,700.82	2,289.94	3,654.94	Limpieza	3,496.03
-------------------	-------------------------------------	-----------	----------	----------	----------	----------

Con los resultados de la tabla XIII se puede calcular la totalidad de la energía transferida en el sistema de calentamiento de jugo del Ingenio San Diego para los datos del día 4, corrida No. 1. Utilizando la siguiente ecuación , se obtiene:

energía recibida sistema = Σ energía transferida (Q) en cada uno de los procesos. [Kj / hr] (ecuación No. 4)

energía recibida sistema = Q etapa 1 + Q etapa 2 + Q etapa 3

energía recibida sistema = 24,006,989+14,827,846+7,766,967

energía recibida sistema = 46,601,801 [Kj / hr]

Caso No. 5.

En el caso No.5, el calentador No. 1 está en limpieza y por lo tanto “NO” existe la tercera etapa o de rectificación, sin embargo la temperatura final debe ser alcanzada por la segunda etapa de calentamiento, donde es probable que se deba utilizar vapor de escape para el calentador No. 5. Los cálculos se realizan como se explico en la sección 2.3.2.1, donde la energía recibida por el sistema estará dada, entonces, por la sumatoria de las únicas dos etapas de calentamiento, utilizando los datos del día No. 3, corrida No. 1, para el ejemplo No, 2:

energía recibida sistema = Σ energía transferida (Q) en cada uno de los procesos. [Kj / hr]

energía recibida sistema = Q etapa 1 + Q etapa 2

energía recibida sistema = 31,586,330 + 12,892,380

energía recibida sistema = 44,478,710 [kj / hr]

En el párrafo anterior se menciona un aspecto importante, y es la utilización del vapor de “escape” para poder alcanzar la temperatura mínima necesaria en el proceso de calentamiento de jugo, la cual es importantísima para el siguiente proceso (clarificación de jugo).

Es necesario explicar en detalle la utilización del vapor de escape, puesto que se necesita hacer una correlación del cambio de entalpía como función de la presión absoluta del vapor. Esta situación se presenta en el ejemplo No. 3, el cual es necesario terminar para poder observar los detalles del cálculo.

Caso No. 4

El calentador No. 1 se encuentra en línea operativa, el calentador No. 2 en limpieza y los calentadores 4 y 5 en línea operativa. En la tabla XIV se describen los datos originales para este caso, solamente que ahora se están incluyendo los datos de la etapa de rectificación para poder realizar el cálculo completo del caso No. 4.

Tabla XIV. Datos originales día No. 5, corrida No. 3, etapa de rectificación incluida

	Calent. primario	Calent. secundario	Calentamiento rectificador	
	Calentador No.1	Calentador No. 3	Calentador No. 4	Calentador No. 5
Flujo de jugo (m_j) lbs / hr:	345,171	345,171	172,585	172,585
Brix jugo (bx):	14.5	14.5	14.5	14.5
Temp. jugo inicial (T_i) °C	36.5	75	97	97
Vapor dúplex, presión, psig	2.5			
Vapor vegetal, presión, psig		8.5	8.5	
Vapor escape, presión, psig				19.2
Temp. jugo final (T_f) °C	75	97	108	106

Para el ejemplo, se correlacionaron los datos de presión para la obtención del Δh (cambio de entalpía) de la tabla XXX en la sección de Anexos, para un rango de presión de 1.985 bar a 2.622 bar (que corresponde a valores de psig entre 14 y 24), obteniéndose la siguiente fórmula:

$$\Delta h = -40.178P + 2281.4$$

ecuación No. 5

donde:

Δh : Cambio de entalpía [kj/kg]

P: presión absoluta [bar]

La ecuación anterior tiene un coeficiente de correlación R^2 de 0.9972, por lo que no existe ningún inconveniente en poder aplicarla al rango anteriormente descrito.

Aplicando los mismos pasos de cálculo de los ejemplos anteriores, se obtienen los siguientes resultados.

Tabla XV. Resultados de cálculo de la tercera etapa, caso No. 4

		Primera etapa	Segunda etapa	Tercera etapa	
		Calent. No. 1	Calentador No.3	Calentador No. 4	Calentador No. 5
Paso No.1	Flujo de jugo (M_j) kg / hr:	156,540	156,540	78,270	78,270
Paso No.2	Capacidad calorífica jugo, C_{PJ} [kJ / kg °K]	3.82	3.82	3.82	3.82
Paso No. 3	Temperatura inicial, T_i, [°K]	309.65	348.15	370.15	370.15
	Temperatura final, T_f, [°K]	348.15	370.15	381.15	379.15
Paso No.4	Calor transferido, Q, [Kj / hr]	23,037,716	13,164,409	3,291,102	2,692,720
	energía Transferida Etapa [kj/ hr]	23,037,716	13,164,409	5,983,822	
Paso No.5	Presión de Vapor (bar)	1.186	1.599	1.599	2.337

	Cambio entalpía (Δh), [kj / kg]	2,245.45	2221.65	2,221.65	2,187.55
Paso No. 6	Flujo de Vapor, mv , [kg/hr]	10,259.71	5,925.5	1,481.37	1,230.93

Es importante hacer notar que se debe realizar una relación entre la cantidad de energía utilizada para el calentamiento del sistema de jugo (definida como energía total entregada al sistema en kj/hr) y el flujo de jugo (definida en kg/hr), la cual nos dará una eficiencia del sistema. Al aplicar este indicador a cada una de las corridas en los diferentes días, podremos observar cuál fue en promedio el sistema más eficiente. De tal forma que:

Tabla XVI. Resultados de rate de entrega para cada uno de los días de estudio

	Rate [kj entregados/kg de jugo]
Día No. 1	224
Día No. 2	238
Día No. 3	244
Día No. 4	232
Día No. 5	256

Como se puede observar en los resultados anteriores, en el día No.1, el rate [kj entregados / kg de jugo] es el más bajo. En este día, casi el 90% del tiempo de operación en el sistema de calentamiento de jugo estuvo distribuido entre los calentadores Nos. 1, 2, 3, y 5, con el calentador No. 4 en limpieza. Y con una distribución de vapor alternado en cada una de las etapas de

calentamiento incluyendo la utilización de vapor de escape en algunas ocasiones para el calentador No. 5.

La peor eficiencia se obtuvo en el día No. 5, cuando el 100% de la distribución se efectuó con el calentador No. 2 en limpieza, y en el calentador No. 5 la utilización de vapor de escape fue del 100%.

En los otros días se pueden observar variaciones con los tipos de vapor utilizados en cada una de las etapas de calentamiento, y cada uno arroja un resultado que puede servir como valor referencial, con el cual se pueden estar viendo tendencias y encontrar anomalías en el sistema. Sin embargo, se pretende calcular cada una de las eficiencias de los equipos por medio de los balances de exergía que aparecen en el capítulo No. 3 de la presente investigación.

3. BALANCE DE EXERGÍA

“El balance de Exergía considera tanto los cambios de entalpía como los cambios de entropía en el área de balance y recién este balance descubre las pérdidas que ocurren en los procesos o en los equipos debido a las irreversibilidades. Estas son las pérdidas por estrangulamiento, por intercambio de calor, por mezclas, durante el secado, en los procesos químicos, etc.” (1-30).

“El diagrama de flujo de exergía de un equipo o de un área de balance muestra en qué lugar ocurren las pérdidas, cuan grandes son y dónde es posible introducir mejoras” (1-30).

3.1 Concepto de exergía

La exergía de un sistema en desequilibrio con el ambiente es la máxima fracción de la energía del sistema y del ambiente que puede transformarse en trabajo, durante un proceso de igualación reversible del sistema con el ambiente. En otras palabras la exergía es aquella parte de la energía que puede ser transformada en todas las otras formas de energía (12-1).

3.2 Aplicaciones de la exergía

3.2.1 Exergía de la energía potencial

La energía potencial está definida como:

$$\text{energía potencial} = g \times h$$

donde:

g = gravedad

h= altura

La energía potencial se transforma íntegramente en trabajo, por lo que:

$$\begin{aligned}\text{exergía potencial} &= g \times h - g \times h_0 \\ &= g (h - h_0)\end{aligned}$$

donde:

g = gravedad

h= altura

h₀= altura de nivel de referencia del medio ambiente

3.2.2 Exergía de la energía cinética

Al igual que con la energía potencial, la energía cinética se puede transformar íntegramente en trabajo. Considerando que el medio ambiente tiene una velocidad de referencia V_0 , solo podrá transformarse en trabajo la fracción dada por:

$$\text{exergía cinética} = \frac{1}{2} m (v^2 - v_0^2)$$

donde:

m = masa

v = velocidad de estado final

v₀ = velocidad del medio ambiente de referencia

3.2.3 Exergía del calor

La eficiencia en un ciclo de carnot se define como:

$$\eta_{\text{carnot}} = \text{producción} / \text{consumo} = W_{\text{producido}} / Q_{\text{consumido}}$$

despejando:

$$W_{\text{producido}} = \eta_{\text{carnot}} \times Q_{\text{consumido}}$$

donde:

$$\eta_{\text{carnot}} = (T_1 - T_2) / T_1$$

sustituyendo:

$$W_{\text{producido}} = W_{\text{máximo}} = Q_1 (T_1 - T_2) / T_1$$

Para una cantidad de calor genérico Q , alojada en una fuente a temperatura T y respecto del ambiente a T_0 , la Exergía del calor estará dada por:

$$\text{exergía del calor} = Q (T - T_0) / T \quad \text{ecuación No. 6}$$

donde Q es el calor transferido, T la temperatura del sistema y T_0 la temperatura del ambiente.

3.2.4 Exergía de una corriente

La exergía de una corriente o sustancia (anteriormente denominada capacidad técnica de trabajo) 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_o y presión p_o (equilibrio con el ambiente) “ (1-15).

Está expresada por la siguiente fórmula:

$$\text{exergía de una corriente} = H - H_o - T_o (S - S_o)$$

donde:

H = entalpía del flujo a las condiciones de la corriente

S = entropía del flujo a las condiciones de la corriente

H_o = entalpía del flujo a las condiciones de equilibrio con el ambiente.

S_o = entropía del flujo a las condiciones de equilibrio con el ambiente.

T_o = temperatura del medio ambiente.

Se puede observar que el diferencial ($H - H_o$) corresponde al cambio de entalpía del flujo en la corriente, mientras que el valor $T_o (S - S_o)$ es el calor reversible intercambiado, es decir que la exergía de una corriente es la suma de su cambio de entalpía y el calor reversible intercambiado.

3.2.5 Pérdidas de exergía por transferencia de calor

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 (9-32).

A continuación se estudiarán algunos procesos en los que existen pérdidas de exergía por transferencia de calor.

3.2.5.1 Procesos a temperatura constante

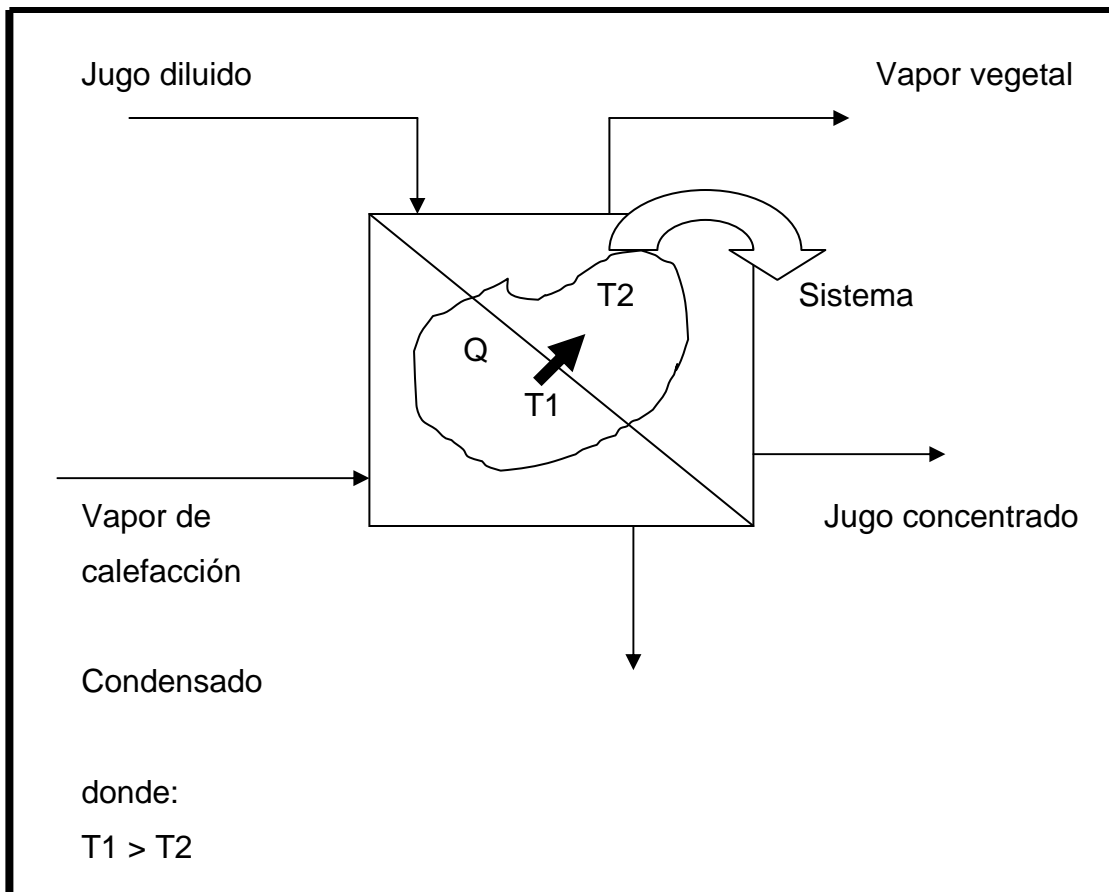
Consideremos el caso de un “evaporador”, respecto del cual se pueden observar, en el siguiente diagrama (figura 9), los flujos que entran y salen del sistema:

En un proceso ideal, la temperatura del vapor de calefacción siempre será la misma, pues el vapor entrega su energía, y se producirá un cambio de estado a condensado (agua), y siempre se mantendrá el flujo de vapor hacia el evaporador con su correspondiente desalojo de condensado, mientras que el jugo diluido recibirá cierta cantidad de calor, produciendo el cambio de entalpía a temperatura constante a T_2 con la consecuente evaporación.

Esto es un proceso a temperatura constante, pues tanto las condiciones del vapor como las del jugo se mantendrán constantes durante el periodo de tiempo que se está considerando en el análisis.

Otro aspecto importante es que se está tomando como sistema solamente el intercambio de calor que se está realizando entre los dos fluidos (Ver figura 9).

Figura 9. Esquemas del diagrama de flujo de un evaporador



Por lo tanto, la exergía entregada por el vapor y la recibida por el jugo se podrán calcular utilizando la ecuación No. 6, obteniéndose:

$$\text{exergía entregada:} \quad E1 = Q1 (T1 - To) / T1 \quad (\text{Ecuación No. 6.1})$$

$$\text{exergía recibida:} \quad E2 = Q2 (T2 - To) / T2 \quad (\text{Ecuación No. 6.2})$$

Definiendo a la exergía perdida como el diferencial de la exergía entregada y la exergía recibida:

$$Ep = \text{exergía entregada} - \text{exergía recibida}$$

$$Ep = E1 - E2 \quad (\text{Ecuación No. 7})$$

Sustituyendo las Ecuaciones 6.1 y 6.2 en la ecuación No. 7 y considerando que $Q1 = Q2 = Q$, se obtiene que:

$$Ep = Q To ((T1 - T2) / (T2 - T1)) \quad \text{Ecuación No. 8}$$

donde:

Ep = Exergía perdida en procesos a temperatura constante. [joules]

Q = Calor transferido durante el proceso [joules]

To = Temperatura ambiente o referencia. [°K]

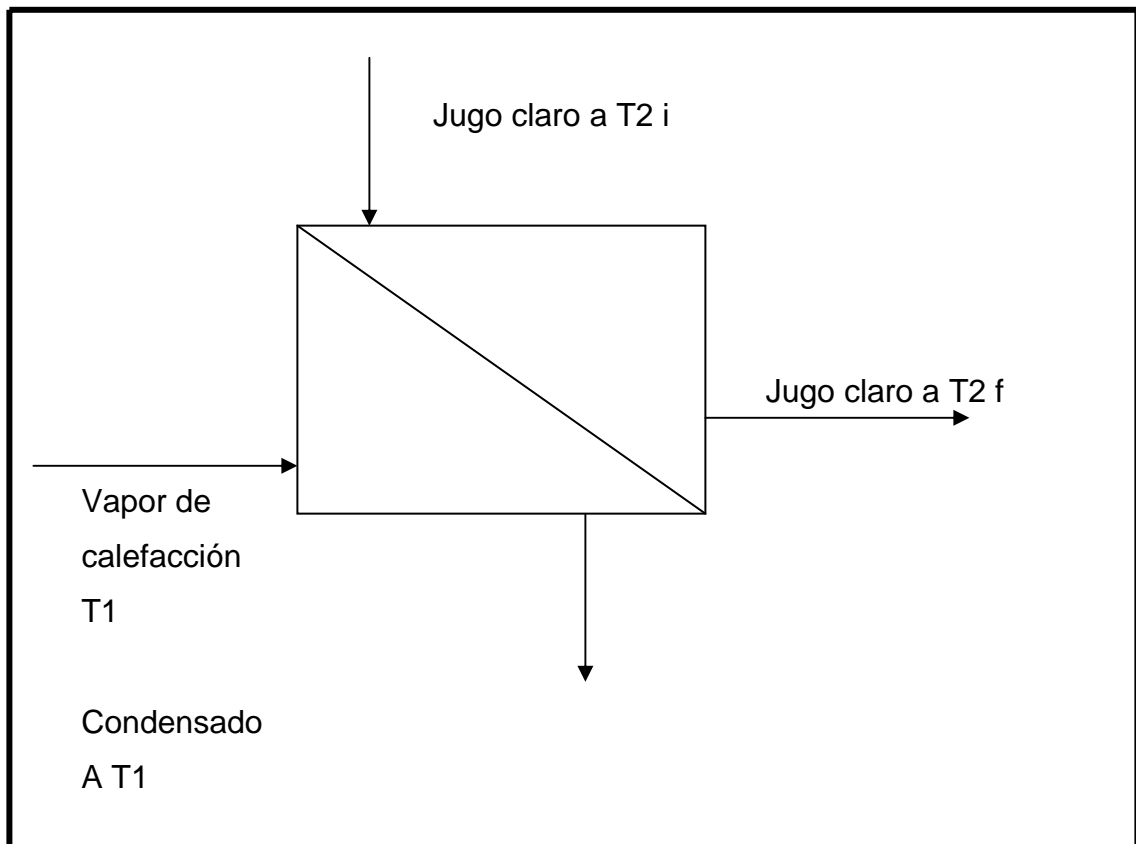
$T1$ = Temperatura alta. Fluido que entrega. [° K]

$T2$ = Temperatura baja. Fluido que recibe. [° K]

3.2.5.2 Procesos con una temperatura variable y otra constante

En el siguiente sistema: en un intercambiador del tipo de coraza y tubos, con un fluido de calentamiento, como lo es un vapor con una temperatura "T1", el cual transmite calor a un fluido, como lo puede ser el jugo claro con una temperatura T2 i, el fluido aumenta su temperatura hasta un T2 f debido a que el vapor entrega energía, produciéndose un cambio de fase a agua condensada. Obsérvese el siguiente diagrama.

Figura 10. Diagrama de flujo en un intercambiador del tipo coraza y tubos con vapor como fluido de calefacción



Al igual que en la sección 3.2.5.1, se considera como sistema al proceso de transferencia de calor, de tal forma que la exergía entregada por el vapor y la exergía recibida por el jugo estará definida por:

$$\text{Exergía entregada:} \quad E1 = Q1 (T1 - To) / T1 \text{ (ecuación 6.1)}$$

$$\text{Exergía recibida:} \quad E2 = Q2 (T2 - To) / T2 \text{ (ecuación 6.2)}$$

donde T1 es la temperatura del vapor, To es la temperatura de referencia o ambiente. Con respecto a la temperatura T2 debe definirse cuál es la que se debe utilizar, puesto que tenemos la T2 i y la T2 f, por lo que se debe recurrir a un análisis de parámetros distribuidos aplicados a ecuación 6.2

$$\text{Sabido que } Q1 = Q2 = Q$$

$$E2 = Q2 (T2 - To) / T2$$

$$\delta E2 = \delta Q (T2 - To) / T2$$

$$\text{pero se sabe que } Q = m \text{ cp } (T2 - To)$$

$$\delta Q = m \text{ cp } \delta T$$

Así:

$$\delta E2 = m \text{ cp } (T2 - To / T2) \delta T$$

Integrando.

$$\int dE = \int_{T_{2i}}^{T_{2f}} m_2 c_{p2} (T_2 - T_o / T_2)$$

$$E_2 = m_2 c_{p2} (T_{2f} - T_{2i}) - m_2 c_{p2} T_o \ln(T_{2f} / T_{2i})$$

$$E_2 = m_2 c_{p2} [(T_{2f} - T_{2i}) - T_o \ln(T_{2f} / T_{2i})]$$

ecuación No. 9

Definiendo que la exergía perdida (E_p) igual a la diferencia de la exergía entregada (E_1) menos la exergía recibida (E_2), se obtiene:

$$E_p = E_1 - E_2$$

$$E_p = [Q(T_1 - T_o / T_1)] - [m_2 c_{p2} ((T_{2f} - T_{2i}) - T_o \ln(T_{2f} / T_{2i}))]$$

ecuación No. 10

Sustituyendo :

$$Q = m_2 c_{p2} (T_{2f} - T_{2i})$$

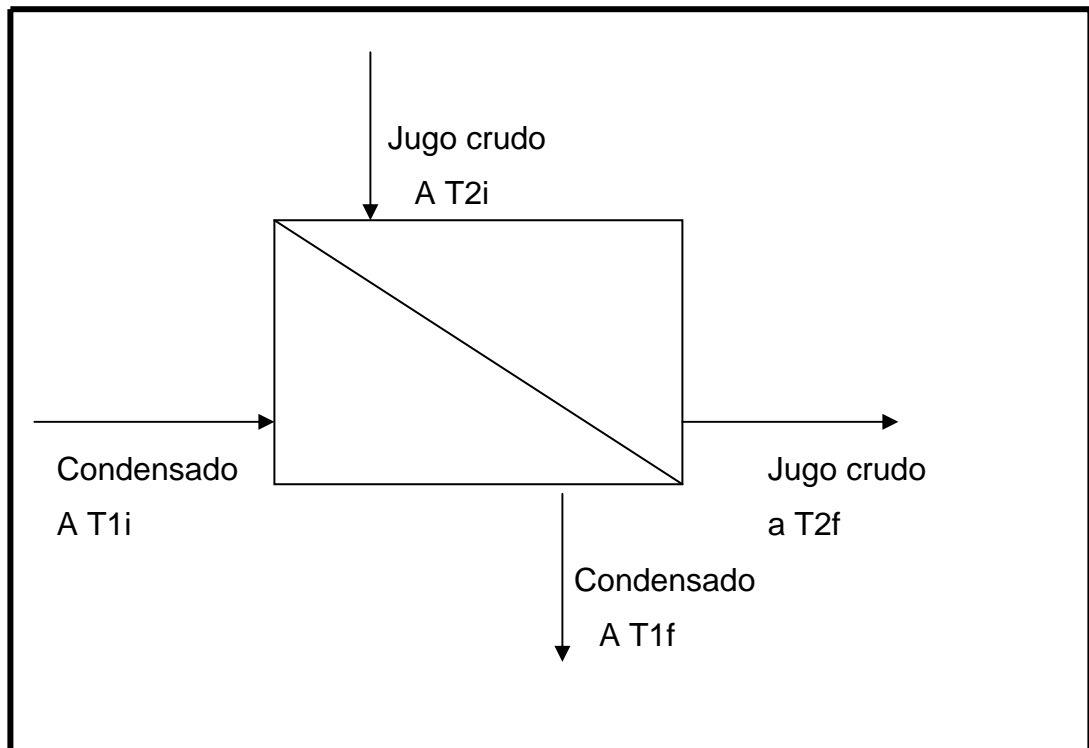
$$E_p = T_o m_2 c_{p2} (\ln(T_{2f} / T_{2i}) - (T_{2f} - T_{2i}) / T_1)$$

ecuación No. 11

3.2.5.3 Procesos con ambas temperaturas variables

Estos procesos se pueden establecer para sistemas de intercambiadores de calor líquido-líquido. Obsérvese el siguiente sistema: intercambiador de calor del tipo de placas en el cual entra un fluido caliente a una temperatura T_{1i} , como el caso de agua condensada caliente, el cual estará otorgando su calor sensible a otro fluido que entra de igual manera al sistema, solamente que a una temperatura T_{2i} , como puede ser el caso de jugo de caña crudo o jugo crudo. Este recibe el calor otorgado por el primer fluido hasta alcanzar una temperatura T_{2f} , mientras que el condensado se enfría hasta una temperatura T_{1f} . Obsérvese el siguiente diagrama:

Figura 11. Diagrama de flujos en un intercambiador del tipo de placas y agua caliente como fluido de calentamiento



De la misma manera que en los sistemas de los puntos 3.2.5.1 y 3.2.5.2, se deben considerar las indicaciones para el fluido que no tiene su temperatura constante, por lo que ahora se deben integrar las exergías para ambos fluidos tal y como se realizó en el punto anterior. Del tal forma que la exergía entregada por el condensado estará definida como sigue:

$$E_1 = \int_{T_{1i}}^{T_{1f}} m_1 c_{p1} \left(\frac{T_1 - T_o}{T_1} \right) dT$$

$$E_1 = m_1 c_{p1} \left[(T_{1f} - T_{1i}) - T_o \ln (T_{1f} / T_{1i}) \right]$$

ecuación No. 12

De igual forma, se integra la exergía para el segundo fluido, es decir, aquel que recibe, obteniéndose la ecuación final siguiente:

$$E_2 = m_2 c_{p2} \left[(T_{2f} - T_{2i}) - T_o \ln (T_{2f} / T_{2i}) \right]$$

ecuación No. 13

Tomando en cuenta que la exergía perdida será siempre la diferencia de la exergía entregada y la exergía perdida, ecuación No. 7, y sustituyendo las ecuaciones No.12 y 13, se obtiene:

$$E_p = T_o \left[m_2 c_{p2} \ln (T_{2f} / T_{2i}) + m_1 c_{p1} \ln (T_{1f} / T_{1i}) \right]$$

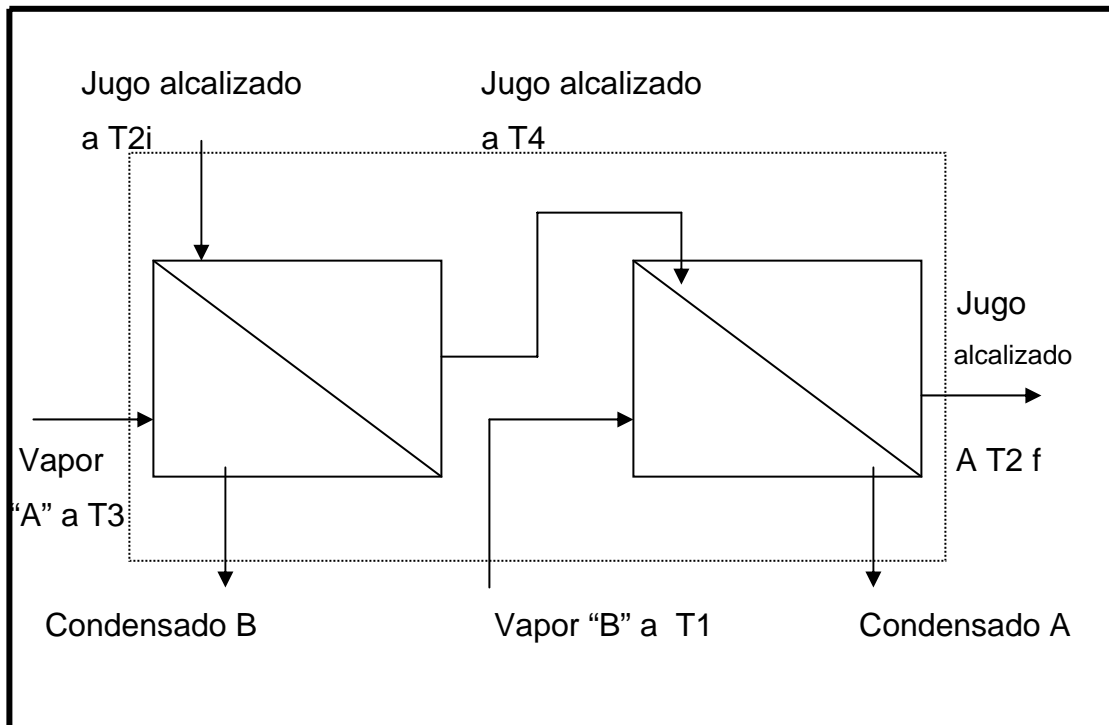
ecuación No. 14

Se debe indicar que la C_{p1} y la C_{p2} son constantes.

3.2.5.4 Sistemas con dos o más procesos

Existen sistemas que pueden tener incluidos dos o más procesos de transferencia de calor. Aquí se trata el análisis de los mismos. Para el caso de los ingenios de azúcar esto es posible, por ejemplo en el sistema de calentamiento de jugo alcalizado, en donde existe un calentamiento primario con un fluido (vapor A) de menor calidad y seguidamente un calentamiento secundario o rectificador con un fluido de mayor calidad (vapor B), muy necesario para obtener las temperaturas adecuadas para la siguiente fase del proceso. Obsérvese el siguiente diagrama:

Figura 12. Diagrama de flujos en un sistema de calentamiento de jugo



Al sistema de la figura 10 se le debe realizar un balance de Exergía, realizando el mismo sobre el intercambio de calor que se está efectuando en el proceso:

$$\text{exergía entregada} = \text{exergía recibida} + \text{exergía perdida}$$

ecuación No. 15

Por lo que:

$$\text{Exergía entregada total} = \text{Exergía del vapor "A"} + \text{Exergía del vapor "B"}$$

Es posible calcular la exergía perdida utilizando la ecuación No. 11, puesto que son dos procesos en los que se tiene una temperatura constante y una variable, justo como se vio en la sección 3.2.5.2, quedando entonces:

$$\text{Exergía perdida total} = \text{Ep en A} + \text{Ep en B}$$

Resolviendo la ecuación No. 15, se obtiene la Exergía recibida total por el sistema, quedando de la siguiente manera:

$$\text{Exergía recibida total} = \text{Exergía entregada total} - \text{Exergía perdida total}$$

Ecuación No. 15.1

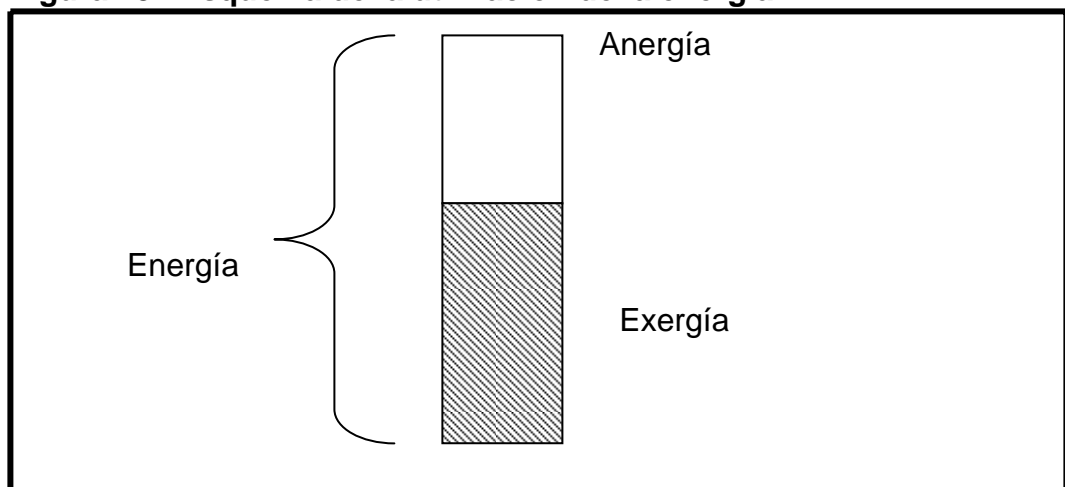
Se puede concluir que para sistemas con dos o más procesos y en donde se defina al sistema con transferencia de calor, la exergía entregada total será la suma de cada una de las exergías entregadas por los fluidos, y la exergía perdida total será la suma de cada una de las exergías perdidas en cada proceso, con lo cual es posible calcular la exergía total recibida en el sistema.

3.3 Concepto de anergía

La anergía, al igual que la exergía, se define para un sistema en desequilibrio con el ambiente y será la fracción de la energía del sistema que no es aprovechable y al cual no es posible transformarlo en trabajo, durante un proceso de igualación reversible del sistema con el ambiente.

Del potencial de trabajo existe una exergía que será la energía que el sistema puede aprovechar, y existe una anergía que es la energía que un sistema NO le es posible aprovechar. Obsérvese el siguiente diagrama:

Figura 13. Esquema de la utilización de la energía



La porción de la exergía aumenta o disminuye según la reversibilidad del sistema con el ambiente. La anergía, de igual forma, cambia por las irreversibilidades que se encuentran en los sistemas, por ejemplo, pérdidas de calor por radiación, fugas, etc.

3.4 Cálculos de balance de exergía para calentamiento de jugo

En el capítulo No.2 del presente trabajo, se expusieron los balances de energía para el sistema de calentamiento de jugo del Ingenio San Diego. En esta sección se realizará el balance de exergía para el mismo sistema.

Para realizar los cálculos de balance de exergía, se estarán utilizando los conceptos estudiados en la sección 3.2.5.2 del presente capítulo, la cual analiza los sistemas de procesos en los cuales un fluido permanece a temperatura constante (en este caso el vapor) y el otro fluido a temperatura variable (caso del jugo). Debido al arreglo de la limpieza del sistema de calentamiento de jugo, se estarán realizando los cálculos para cada uno de los ejemplos estudiados en el mismo capítulo mencionado anteriormente.

Tabla XVII. Distribución de casos y ejemplos para el sistema de calentamiento de jugo

		Calentador No. 1	Calentador No. 2	Calentador No. 3	Calentador No. 4	Calentador No. 5
Caso No.1						Limpieza
Caso No.2	Ejemplo No. 1				Limpieza	
Caso No.3				Limpieza		
Caso No.4	Ejemplo No. 3		Limpieza			
Caso No.5	Ejemplo No. 2	Limpieza				

Ejemplo No. 1:

Calentador No. 4 en limpieza, calentador No.1 trabajando como calentador primario, calentadores No.2 y No.3 como calentadores secundarios y calentador No. 5, como calentador rectificador. Se utilizaran los datos del día No. 4, corrida No. 1.

Tabla XVIII. Datos originales y calculados para el día No. 4 y corrida No.1 del ejemplo No. 1 balance de exergía

	Calentamiento primario	Calentamiento secundario		Calentamiento rectificador
	Calentador No.1	Calentador No. 2	Calentador No. 3	Calentador No. 5
Flujo de jugo (M_j) kg / hr	184,959	92,479	92,479	184,959
Cp jugo [kJ / kg °K]	3.82	3.82	3.82	3.82
Temp. inicial [° K]	310.15	344.15	344.15	365.15
Temp. final [° K]	344.15	363.15	367.15	376.15
Vapor dúplex, presión [bar]	1.22	1.22		
Vapor vegetal, presión [bar]			1.6	1.6
Vapor escape, presión [bar]				
Calor transferido Q [kJ / hr]	24,006,988	6,707,835	8,120,010	7,966,967
Temp. ambiente [° K]	309.15	309.15	309.15	309.15

Toda la información fue obtenida de la tabla de datos calculados, balance de energía día 5, corrida No.1, y el procedimiento de cálculo fue estudiado en el capítulo No.2 de la presente investigación, con excepción de la temperatura ambiente, cuyos datos se obtuvieron de la tabla de datos originales, la cual se encontraba la temperatura en grados centígrados (° C) y se convirtieron de una vez a grados kelvin (° K).

A continuación se desarrollan únicamente, en este ejemplo, el cálculo para el balance de exergía y los cálculos de eficiencia exergética, para la etapa del calentamiento primario (datos del calentador No. 1), puesto que la mecánica es la misma para las demás etapas .

Paso No. 1: Cálculo de la temperatura del vapor

Para poder calcular la temperatura del vapor, se desarrolló una ecuación, obtenida de la correlación de la presión del vapor contra la temperatura del mismo, utilizando para ello la tabla XXX (ver la sección de Anexos).

Se obtuvieron dos ecuaciones definidas para rangos de presión. La primera ecuación calcula la temperatura del vapor dúplex y vegetal entre los rangos de 0.978 bar a 1.923 bar. La segunda ecuación (No. 17) calcula la temperatura para el vapor de escape, válida para los rangos de presión de 1.985 a 2.622 bar.

La ecuación resultante para vapor dúplex y vegetal en los rangos anteriormente descritos será:

$$T_v = -6.1493 * P^2 + 38.782 * P + 67.064 \quad \text{ecuación No. 16}$$

donde:

Tv: Temperatura del vapor en °C

P: presión del vapor en bar

La ecuación anterior tiene un coeficiente de correlación de 0.9999 y es la de mejor correlación entre una serie lineal y otra lineal logarítmica.

La ecuación para el vapor de escape y en los rangos definidos anteriormente descritos será:

$$T_v = -3.5119 * P^2 + 30.238 * P + 73.813 \quad \text{ecuación No.17}$$

donde:

Tv: Temperatura del vapor en ° C

P: presión del vapor en bar

La ecuación anterior tiene un coeficiente de correlación de 0.9987.

Puesto que para realizar los cálculos siguientes la temperatura de vapor debe estar en unidades absolutas, se debe convertir la temperatura de °C a °K.

Sustituyendo valores del calentador No.1 (sabiendo que se utiliza vapor dúplex) en la ecuación No. 16, obtenemos:

$$T_v = -6.1493 * (1.22)^2 + 38.782 * (1.22) + 67.064$$

$$T_v = 105.23 \text{ ° C}$$

$$T_v = 105.23 \text{ °C} + 273.15$$

$$T_v = 378.38 \text{ ° K}$$

Paso No. 2 Calculo de la exergía entregada

Se utilizará la ecuación de la sección 3.2.5.2, definida como:

$$E = Q * \left(\frac{T_v - T_o}{T_v} \right) \quad \text{ecuación No. 6.1}$$

donde.

E: Exergía entregada [KJ /hr]

Q: Calor transferido [KJ / hr]

Tv: Temperatura del vapor [°K]

To: Temperatura del ambiente [° K]

Sustituyendo valores para el calentador No. 1:

$$E_e = 24,006,984 \left[\frac{kJ}{hr} \right] * \left(\frac{378.88 [^\circ K] - 309.15 [^\circ K]}{378.88 [^\circ K]} \right)$$

Exergía entregada (Ee) = 4,392,179 [kJ / hr]

Paso No. 3. Cálculo de la exergía recibida por el jugo

Se utilizara la ecuación No.9 de la sección 3.2.5.2, definida como:

$$E_r = m_j * C_p * \left[(T_f - T_i) - T_o \ln \left(T_f / T_i \right) \right]$$

donde:

Er: Exergía recibida [kJ / hr]

Mj: flujo másico de jugo [kg / hr]

- Cp: Capacidad calorífica [kj / kg ° K]
 Tf: Temperatura final de jugo al salir del calentador [°K]
 Ti: Temperatura inicial de jugo al entrar al calentador [°K]
 To: Temperatura del ambiente [°K]

Sustituyendo valores para el calentador No. 1

$$Er = 184,959 \left[\frac{Kg}{hr} \right] * 3.82 \left[\frac{Kj}{Kg \text{ } ^\circ K} \right] * \left[(344[^\circ K] - 310[^\circ K]) - 309[^\circ K] * \ln \left(\frac{344[^\circ K]}{310[^\circ K]} \right) \right]$$

Exergía recibida (Er) = 1,300,427 [kj / hr]

Paso No. 4: Calculando la exergía perdida

$$Ep = Ee - Er$$

donde:

- Ep: Exergía perdida [kj/hr]
 Ee: Exergía entregada. [kj/hr]
 Er: Exergía recibida [kj/hr]

$$Ep = 4,392,179 \text{ [kj/hr]} - 1,300,427 \text{ [kj/hr]}$$

$$\text{Exergía Perdida (Ep)} = 3,091,752 \text{ [kj/hr]}$$

Paso No. 5: Calculando el % de exergía perdida

Se definira el % de exergía perdida (% Ep) a la relación entre la exergía entregada (Ee) y la exergía perdida (Ep)

$$\% E_p = (E_p / E_e) * 100$$

ecuación No. 18

Sustituyendo valores:

$$\% E_p = (3,091,752 \text{ [kj/hr]} / 4,392,179 \text{ [kj / hr]}) * 100$$

$$\% E_p = 70.39$$

Este valor es el % de exergía que se está perdiendo por el proceso de transferencia de calor, para el calentamiento primario (calentador No.1).

Para el cálculo de las otras dos etapas se utilizan los mismos pasos, por lo que se presentaran a continuación los valores finales de los cálculos del ejemplo No.1, en todo el sistema de calentamiento de jugo:

Tabla XIX. Resultados balance de exergía, ejemplo No. 1

		Calent. primario	Calentamiento secundario		Calentamiento rectificador
		Calentador No.1	Calentador No. 2	Calentador No. 3	Calentador No. 5
Paso No. 1	Temp. vapor Tv [°K]	378.38	378.38	386.51	386.51
Paso No. 2	Exergía entregada (Ee), [kj/hr]	4,392,179	1,227,227	1,625,175	1,554,515
Paso No. 3	Exergía recibida (Er), [kj/hr]	1,300,427	842,640	1,059,202	1,288,256
Paso No. 4	Exergía perdida (Ep), [kj/hr]	3,091,752	384,586	564,973	266,258
Paso No. 5	Exergía perdida (%)	70.39	31.34	34.83	17.1

Antes de continuar con los pasos de cálculo de este ejemplo, conviene detenerse a analizar los resultados obtenidos hasta este momento.

Como se podrá observar en la tabla anterior, la pérdida por exergía definidas como porcentaje (%) en el calentador No.1, es la mas elevada respecto de los otros calentadores, debido a la gran diferencia de temperatura entre el vapor dúplex y el jugo.

Para los calentadores No.2 y No 3, la exergía perdida (%), disminuye, puesto que la temperatura ha aumentado debido al calentamiento que se ha efectuado por el calentador No.1; sin embargo, existe una diferencia de exergía perdida (%) entre ambos, debido a que el calentador No.2 está utilizando vapor dúplex como fluido de calentamiento, mientras que el calentador No.3 esta utilizando vapor vegetal debido a que la temperatura del vapor es diferente y esta es la que está provocando la diferencia en la perdida de exergía.

Se podría suponer que es mejor utilizar vapor dúplex para el calentador No.3; sin embargo la utilización de este vapor está definido por la capacidad de generación del mismo (recuérdese que este vapor proviene de la estación de evaporación) y se debe realizar un balance de energía para la misma estación de evaporación, para así determinar si se encuentra en la capacidad de generación necesaria para suplir el calentamiento en esta etapa.

En el calentador No.5, la perdida de exergía (%) es aun menor que la de los calentadores anteriores, debido al acercamiento de la temperatura del vapor con la temperatura del jugo antes de entrar al calentador. Esto implica que entre más se acerque la diferencia de temperatura entre el fluido que entrega la exergía y el fluido que la recibe, la eficiencia aumentará, por lo que

sería conveniente evaluar la opción de realizar un precalentamiento del jugo por otro tipo de fluido, pudiendo ser este, por ejemplo, agua caliente proveniente de condensados, con lo que se podría ganar en dos situaciones: la primera (que es la que se está discutiendo) un aumento en la eficiencia del calentador primario, y la otra, es que esta agua se puede utilizar en otras partes del proceso como agua de dilución en productos químicos utilizados para la fabricación del azúcar dentro del Ingenio, pero esto es tema para otra investigación.

Paso No. 6. Cálculo de la exergía perdida total (%) en el sistema

Como se mencionó en el inciso 2.5.2.3, la exergía perdida total del sistema (Eps) será la diferencia entre la exergía entregada total al sistema (Ees) y la exergía total recibida en el sistema (Ers), definida por las siguientes ecuaciones:

$$Ees = Ee_1 + Ee_2 + Ee_3 \quad \text{ecuación No. 18}$$

donde:

Ees: Exergía entregada total al sistema [kj/hr]

Ee 1: Exergía entregada en la etapa 1 [kj / hr]

Ee 2: Exergía entregada en la etapa 2 [kj / hr]

Ee 3: Exergía entregada en la etapa 3 [kj / hr]

$$Ers = Er_1 + Er_2 + Er_3 \quad \text{ecuación No. 19}$$

donde:

Ers : Exergía recibida total en el sistema [kj / hr]

Er1: Exergía recibida etapa 1 [kj / hr]

Er 2: Exergía recibida etapa 2 [kj / hr]

Er 3: Exergía recibida etapa 3 [kj / hr]

$$Eps = Ees - Ers$$

ecuación No. 20

donde:

Eps: Exergía perdida total en el sistema [kj /hr]

Ees: Exergía entregada total al sistema [k j / hr]

Ers: Exergía recibida total en el sistema [kj / hr]

De este modo, la exergía perdida total en el sistema (Eps %) estará definida por la siguiente relación:

$$Eps \% = (Eps / Ees) * 100$$

Ecuación No. 21

donde:

Eps % : Porcentaje de exergía perdida en el sistema [%]

Eps: Exergía perdida total en el sistema [kj/hr]

Ees: Exergía entregada total al sistema [kj / hr]

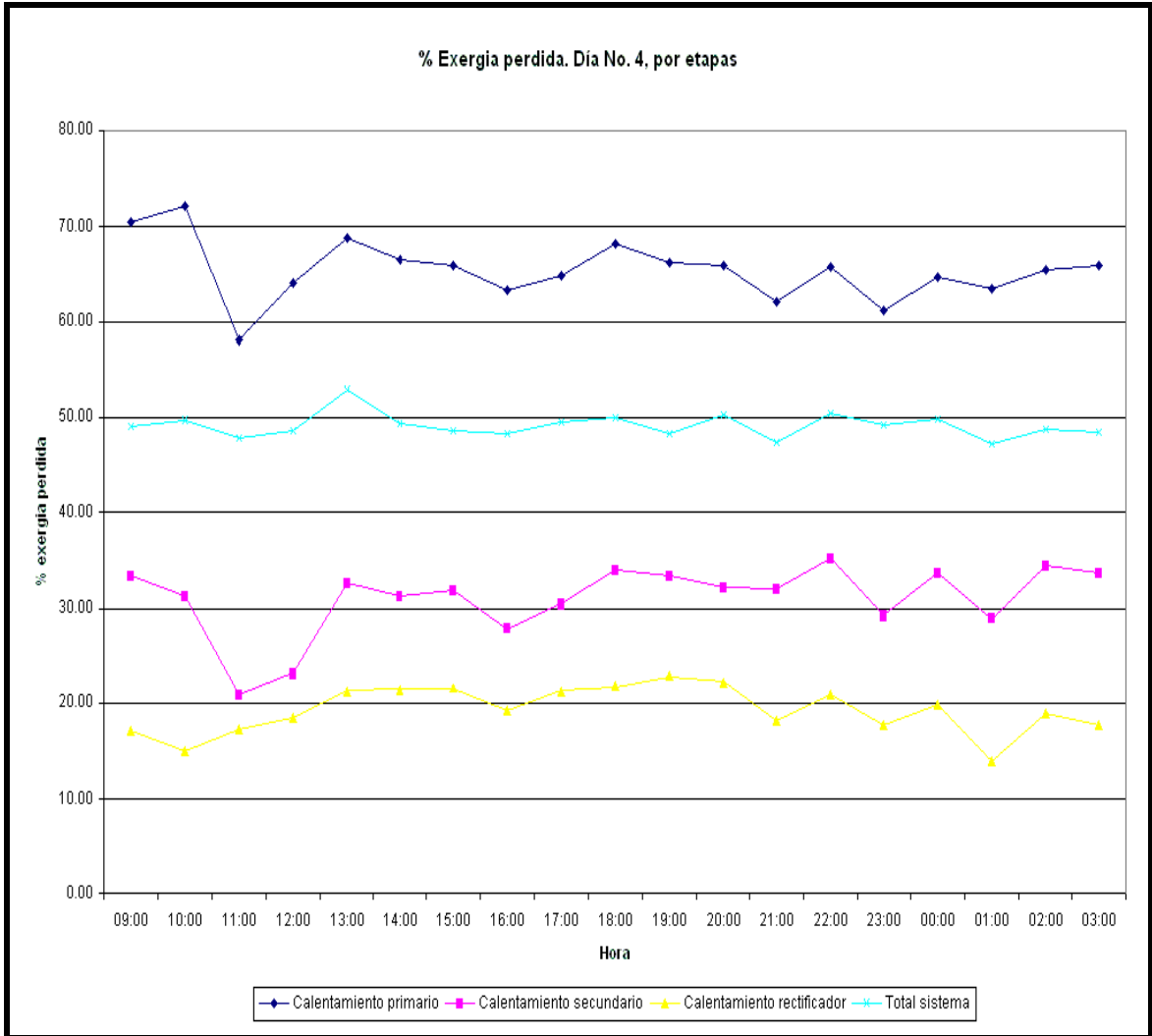
El Eps % revelará la cantidad de exergía perdida que en el sistema se está generando, esto es importante para evaluar el mismo, especialmente para el caso del Ingenio San Diego, donde existe la posibilidad de utilizar diferentes calidades de vapor para realizar el calentamiento de jugo y, con ello, lograr determinar cuál es la mejor opción. Los resultados del ejemplo No. 1 se expresa en la siguiente tabla:

Tabla XX. Resultados finales del ejemplo No. 1, balance de exergía

		Calent. primario	Calent. secundario	Calent. rectificador	Exergía total sistema
Paso No. 6	Exergía entregada etapa (Ee) [kj/hr]	4,392,179	2,852,402	1,554,515	8,799,096
	Exergía recibida total, (Ers) [kj/hr]	1,300,427	1,901,842	1,288,256	4,490,525
	Exergía perdida total (Eps), [kj/hr]	3,091,752	950,560	266,259	4,308,571
	Exergía perdida total (%), [kj/hr]	70.39	33.32	17.13	48.97

Como se puede observar, la exergía perdida total (%) en el sistema del ejemplo No. 1, tiene un valor de 48.97 y es un valor puntual para la corrida de datos transcurrida en ese periodo de tiempo. Estos resultados se pueden observar en la figura No. 14, la cual presenta los resultados del calculo de balance de exergía del día No. 4, incluyendo los del ejemplo No. 1.

Figura 14. Resultados de % pérdida de exergía para el ejemplo No. 1



A continuación se revisarán los resultados de los ejemplos No.2 y No.3, estudiados en el capítulo No.2.

Ejemplo No. 2:

Calentador No. 1, en limpieza

Calentamiento primario, realizado por los calentadores No. 2 y No. 3

Calentamiento rectificador, realizado por los calentadores No. 4 y No.5

Tabla XXI. Datos originales y calculados para el día No. 3 y corrida No.1 del ejemplo No. 2 balance de exergía

	Calentamiento primario		Calentamiento rectificador	
	Calentador No.2	Calentador No. 3	Calentador No. 4	Calentador No. 5
Flujo de jugo (M_j) kg / hr	95,442	95,442	95,442	95,442
Cp jugo [kJ / kg °K]	3.75	3.75	3.75	3.75
Temp. inicial [° K]	311.05	311.05	355.15	355.15
Temp. final [° K]	351.15	359.15	373.15	373.15
Vapor dúplex, presión [bar]	1.14			
Vapor vegetal, presión [bar]		1.6	1.6	1.6
Vapor escape, presión [bar]				
Calor transferido Q [kJ / hr]	14,360,678	17,225,652	6,446,190	6,446,190
Temp. ambiente [° K]	315.15	315.15	315.15	315.15

Los resultados de los cálculos de balance de exergía, se pueden apreciar a continuación:

Tabla XXII. Resultados balance de Exergía, ejemplo No. 2

		Calent. primario	Calentamiento secundario		Calentamiento rectificador
		Calentador	Calentador	Calentador	Calentador No.

		No.2	No. 3	No. 4	5
Paso No. 1	Temp. vapor Tv [°K]	376.37	386.51	386.51	386.51
Paso No. 2	Exergía entregada (Ee), [kj/hr]	2,335,771	3,180,213	1,190,101	1,190,101
Paso No. 3	Exergía recibida (Er), [kj/hr]	675,049	997,619	866,262	866,262
Paso No. 4	Exergía perdida (Ep), [kj/hr]	1,660,722	2,182,595	323,838	323,838
Paso No. 5	Exergía perdida (%)	71.10	68.63	27.21	27.21

Los valores totales, para el calculo del sistema quedaran de la siguiente manera:

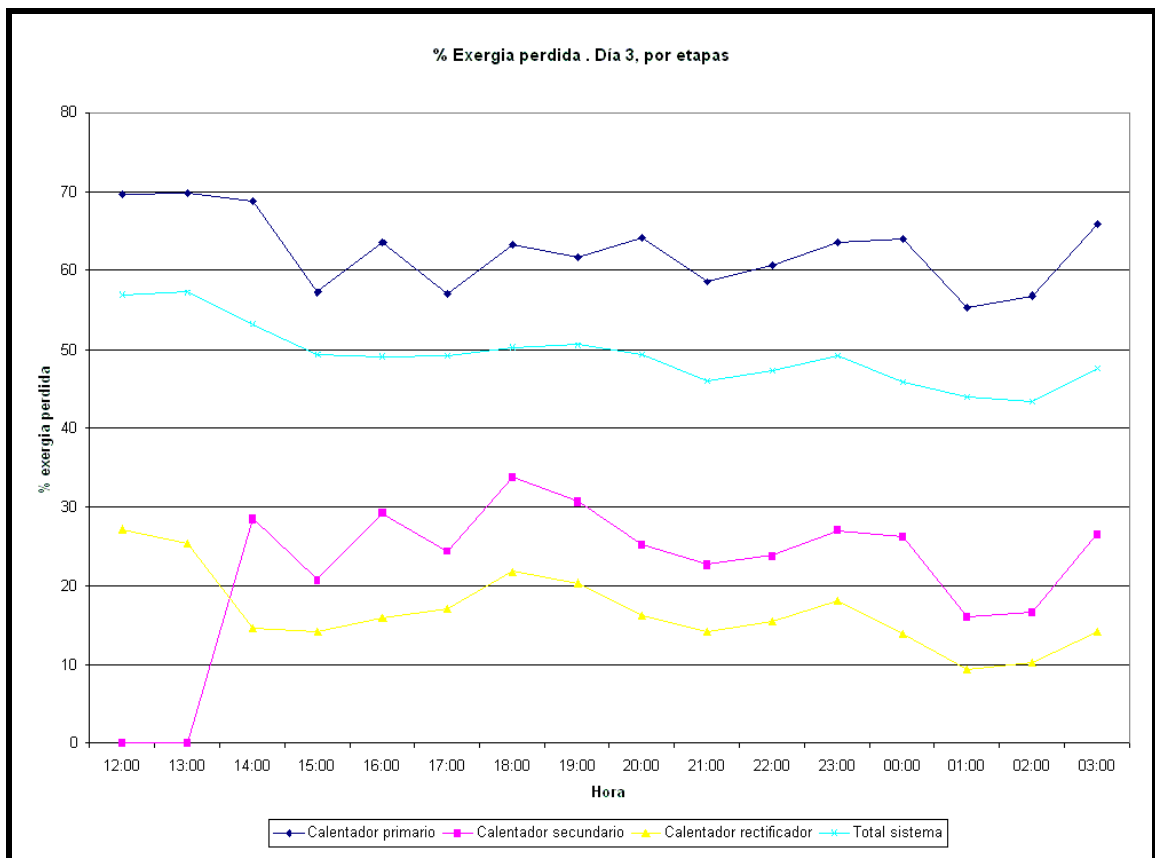
Tabla XXIII. Resultados finales del ejemplo No. 2, balance de exergía

		Calent. primario	Calent. secundario	Calent. rectificador	Exergía total sistema
Paso No. 6	Exergía entregada etapa (Ee) [kj/hr]	5,515,985		2,380,201	7,896,186
	Exergía recibida total, (Ers) [Kj/hr]	1,672,667		1,732,525	3,405,193
	Exergía perdida total (Eps), [Kj/hr]	3,843,317		647,676	4,490,994

	Exergía perdida total (%) , [Kj/hr]	70		27	56.88
--	--	----	--	----	-------

Los resultados del ejemplo No. 2 se pueden apreciar en la figura 15, la cual presenta todos los datos de balance para el día No. 3, incluyendo la corrida No.1

Figura 15. Resultados de % de exergía perdida para el ejemplo No.2



Como se puede apreciar en los resultados de los dos ejemplos anteriores, la exergía perdida total % para el ejemplo No.1 es menor que para

el ejemplo No. 2. Esto revela que el sistema del ejemplo No. 1 es más eficiente en la utilización de la energía.

Para poder apreciar mejor estos parámetros, se realizaron unos gráficos donde se aparecen los resultados de la exergía perdida total % en cada uno, de las corridas realizadas.

Los gráficos se presentan para cada uno de los días en los cuales se tomaron y se realizaron los cálculos, y para cada uno de los calentadores en este día. Los gráficos se pueden apreciar en la sección de Apéndices.

También se presentan gráficos para cada una de las etapas de calentamiento en cada uno de los días. Estos gráficos se pueden apreciar en la sección de Apéndices.

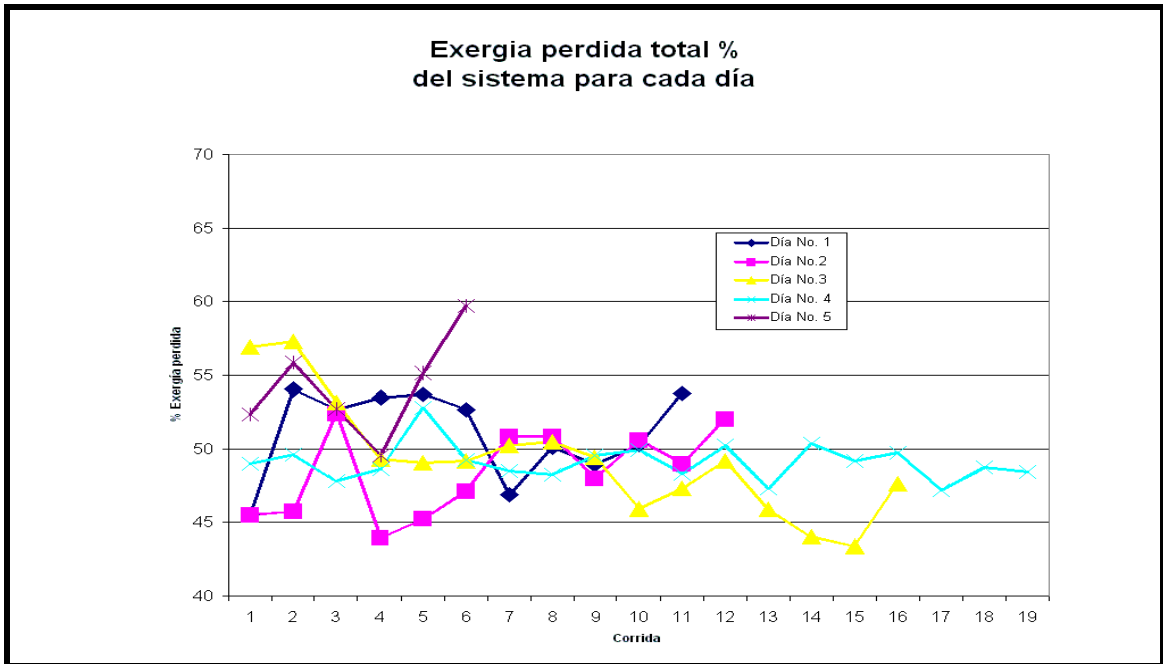
La figura 16, muestra los resultados de la exergía perdida total % para cada uno de los días. En este gráfico se puede apreciar el comportamiento de este valor en cada una de las corridas.

Para obtener una mejor comprensión, se ofrece una tabla donde se indican los equipos que estaban en limpieza al momento de realizar la corrida de datos, siendo los resultados:

Tabla XXIV. Equipos en limpieza a lo largo del estudio

	Día No. 1	Día No. 2	Día No. 3	Día No. 4	Día No. 5
08:00	No. 5	No. 3			No.2
09:00	No. 4	No. 3		No.4	No.2
10:00	No. 4	No. 2		No.4	No.2
11:00	No. 4	No. 2		No.3	No.2
12:00	No. 4	No. 2	No. 1	No.3	No.2
13:00	No. 4	No. 2	No. 1	No.3	No.2
14:00	No. 4	No. 2	No. 5	No.3	
15:00	No. 4	No. 2	No. 5	No.3	
16:00	No. 4	No. 2	No. 5	No.3	
17:00	No. 4		No. 5	No.3	
18:00	No. 4		No. 5	No.3	
19:00			No. 5	No.3	
20:00			No. 5	No.3	
21:00			No. 5	No.2	
22:00			No. 5	No.2	
23:00			No. 5	No.2	
00:00			No.4	No.2	
01:00			No.4	No.2	
02:00			No.4	No.2	
03:00			No.4	No.2	

Figura 16. Resultados del % de Exergía perdida para cada uno de los días de estudio



El análisis de la figura 16 indica y plasma los valores de exergía perdida total % del sistema para cada una de las corridas y cada uno de los días en los que se realizó el estudio, obteniéndose un rango entre 43 % y 60 % para los cinco días.

Se partirá esta información y se analizará para poder establecer cuáles fueron las peores y mejores operaciones del sistema de calentamiento de jugo en el Ingenio San Diego.

Se puede observar en el gráfico que la peor operación se realizó en el día No. 5. En este día el calentador No. 2 estaba en limpieza; sin embargo, el vapor utilizado para la etapa de rectificación (específicamente en el calentador No.5) era un vapor de “escape”. Esto establece que este sistema no es el más

aconsejable de utilizar para el calentamiento de jugo, puesto que definitivamente aumenta las pérdidas de exergía.

La mejor operación se encuentra en los días No.2 y No. 3, específicamente para el día No.2; en los datos entre las 8:00 y las 13:00 hrs, el sistema se comporto eficientemente (Bajo la Exergía total del sistema % en valores menores de 50%). En este periodo de tiempo, el calentador No. 3 estuvo en limpieza en las primeras horas , para luego sacar a limpieza el calentador No.2. Es importante hacer notar que el aumento de la exergía después de las 13:00 hrs se debió a que se utilizó vapor de escape en el calentador No. 5.

Para el día No. 3 se observa una reducción de la exergía total del sistema %, en valores menores del 50% a partir del tercer dato, es decir, después de las 15:00 hrs. En este rango el sistema tenía al calentador No. 5 en limpieza y después al calentador No. 4, pero la diferencia es que tanto el calentador No.1 como el calentador No. 2 estaban utilizando vapor dúplex como medio de calentamiento, y los calentadores siguientes lo realizaban con vapor vegetal.

CONCLUSIONES

1. El sistema de calentamiento de jugo en el Ingenio San Diego presenta la suficiente capacidad para lograr un buen balance de energía y exergía para las condiciones de molienda y flujo de jugo máximo de 875 gal/min provenientes de la caña.
2. El sistema de calentamiento de jugo presenta la menor eficiencia energética específicamente en el día No. 1, debido a la utilización de vapor de escape en el ultimo intercambiador.
3. El sistema de calentamiento de jugo presenta la menor eficiencia exergética en el día No. 5, debido a la utilización completa de vapor de escape en el último intercambiador.
4. El sistema de calentamiento de jugo alcanza su mejor eficiencia exergética en los días No. 2 y 3, debido a la utilización de vapores dúplex y vegetal para realizar el intercambio de calor.
5. El cálculo de exergía presenta una herramienta de control y evaluación del comportamiento de la eficiencia para los sistemas de intercambio de calor.
6. El cálculo del balance de exergía en el presente estudio indica de una forma clara y ordenada el procedimiento para realizar el mismo.

RECOMENDACIONES

1. Que el Ingenio San Diego adquiriera un intercambiador de coraza y tubos de la misma capacidad que el Calentador No. 1, para mejorar su capacidad de transferencia y eficiencia, logrando solventar el problema que se suscita cuando se tiene que trabajar solamente con dos etapas de calentamiento.
2. Que el Ingenio San Diego evalúe otros tipos de intercambiadores, como pueden ser los del tipo de placas planas paralelas.
3. Que el Ingenio San Diego evalúe otros medios de calefacción, por ejemplo la utilización de agua caliente como un precalentamiento de jugo.
4. Que el Ingenio San Diego siga realizando los controles presentados en este estudio y obtenga información del comportamiento de sus equipos en lo que respecta a eficiencias energéticas y exergéticas.

BIBLIOGRAFÍA

1. Baloh, Tone y Enrique Wittwer. **Manual de energía para fábricas de azúcar.** 2ª ed. Alemania: Ed. Druckhaus am treptower park, 1995. 201 pág.
2. Chen, James. **Manual del azúcar de caña.** Carlos García. México: Ed. Limusa, 1991. 1203 pág.
3. Daintith, John y otros. **Diccionario de Química.** Arnoldo Ramírez. Colombia: Edinorma S.A., 1985. 256 pág.
4. Geankoplis, Christie. **Procesos de transporte y operaciones unitarias.** 2ª. Re. Antonio Erdes. México: Ed. Compañía editorial Continental, S.A. de C.V, 1986. 759 pág.
5. Himmelblau, David. **Principios y cálculos básicos de la Ingeniería Química.** 10ª re. Antonio Eroles. México: Ed. Compañía editorial Continental, S.A de C.V, 1987. 583 pág.
6. Kern, Donald. **Procesos de transferencia de calor.** Nicolás Ambrossi. 28ª re. México: Ed. Compañía editorial Continental, S.A de C.V, 1997. 980 pág.
7. Levine, Ira. **Fisicoquímica.** 3ª ed. Ángel Gonzales. España: Ed. McGraw Hill, 1991. 1092 pág.
8. Martínez, Marco. **Exergía.** <http://www.smf.mx/boletin/abr-98/ense/exer.htm1>. 24 junio 2004.
9. Paz, Dora y Gerónimo Cárdenas. "Análisis exergético de las operaciones térmicas de la industria azucarera de caña". **Stab.** (Brasil) (Vol. No.15):32. 1997.
10. Paz, Dora y Gerónimo Cárdenas. "Análisis exergético de un sistema de calentamiento-evaporación-cocimiento". **International Sugar Journal.** (EE.UU.) (Vol. 99):263. 1997.

11. Smith, J.M y H.C. Van Ness. **Introducción a la termodinámica en Ingeniería Química.** 4ª ed. Ilena Velasco. México: Ed. McGraw-Hill, 1989. 718 pág.
12. Sotolongo, José y otros. **¿Qué necesitamos, energía o exergía?.** <http://www.cubasolar.cu/biblioteca/energía/Energía20/HTML/articulo08.htm>. 24 junio 2004.
13. Wikipedia. **Temperatura.** <http://es.wikipedia.org/wiki/Temperatura>. 24 junio 2004.

APÉNDICES

Figura 17. Resultados de % exergía perdida para el día No. 1

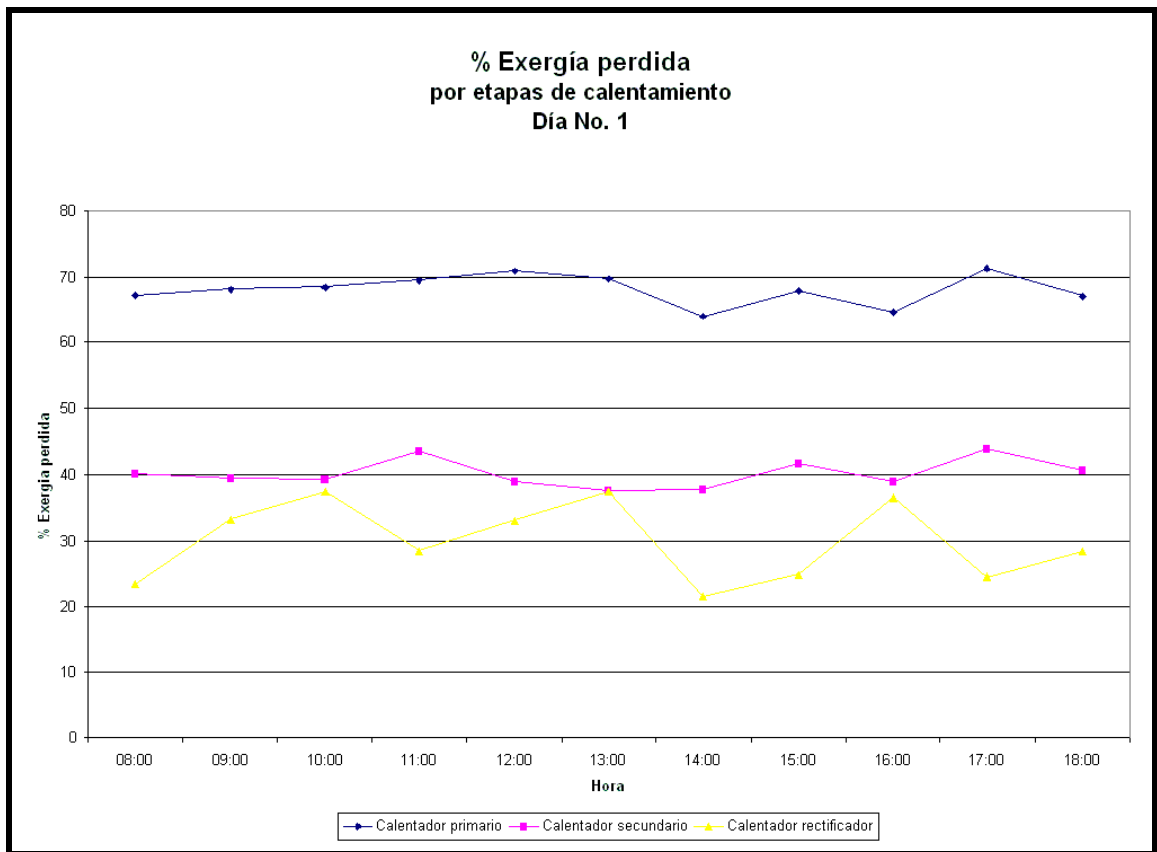


Figura 18. Resultados del % exergía perdida para el día No. 2

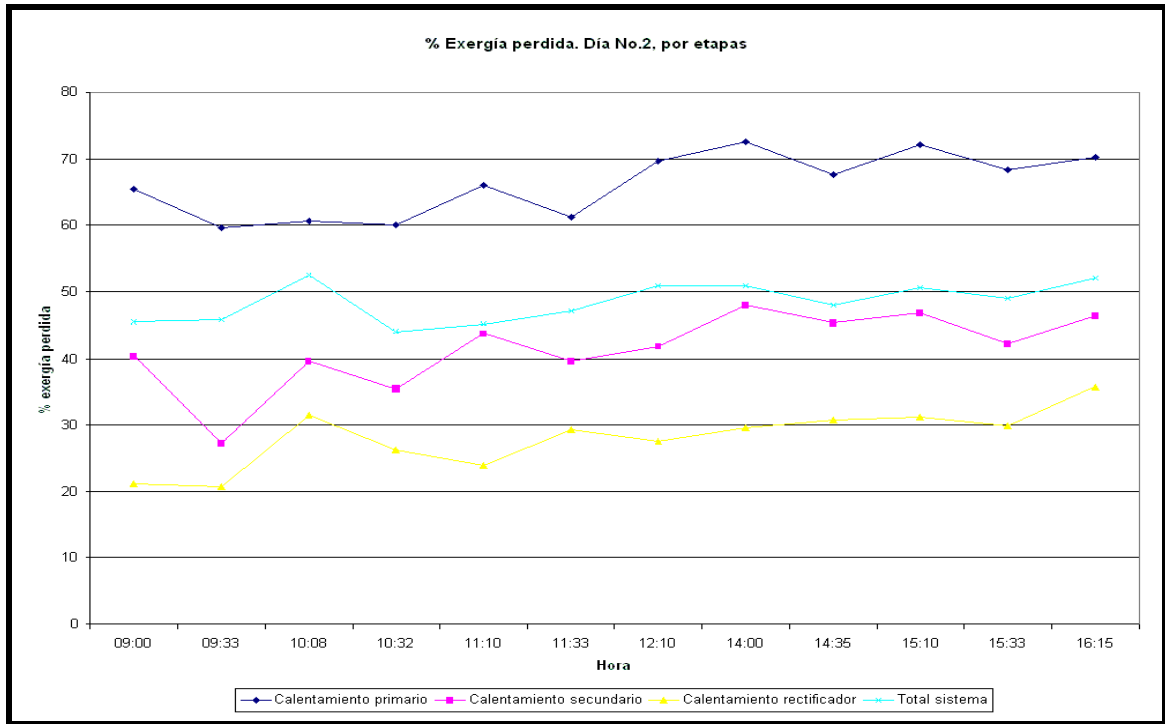


Figura 19. Resultados del % de exergía para el día No. 3

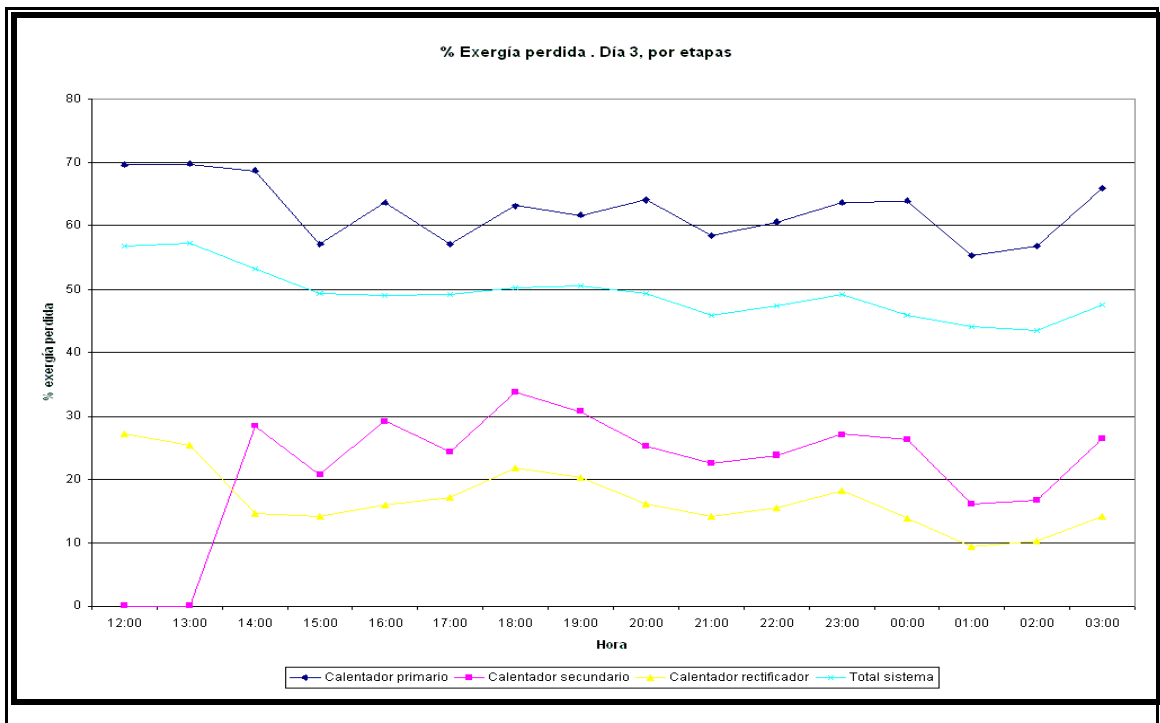


Figura 20. Resultados % exergía perdida para el día No. 4

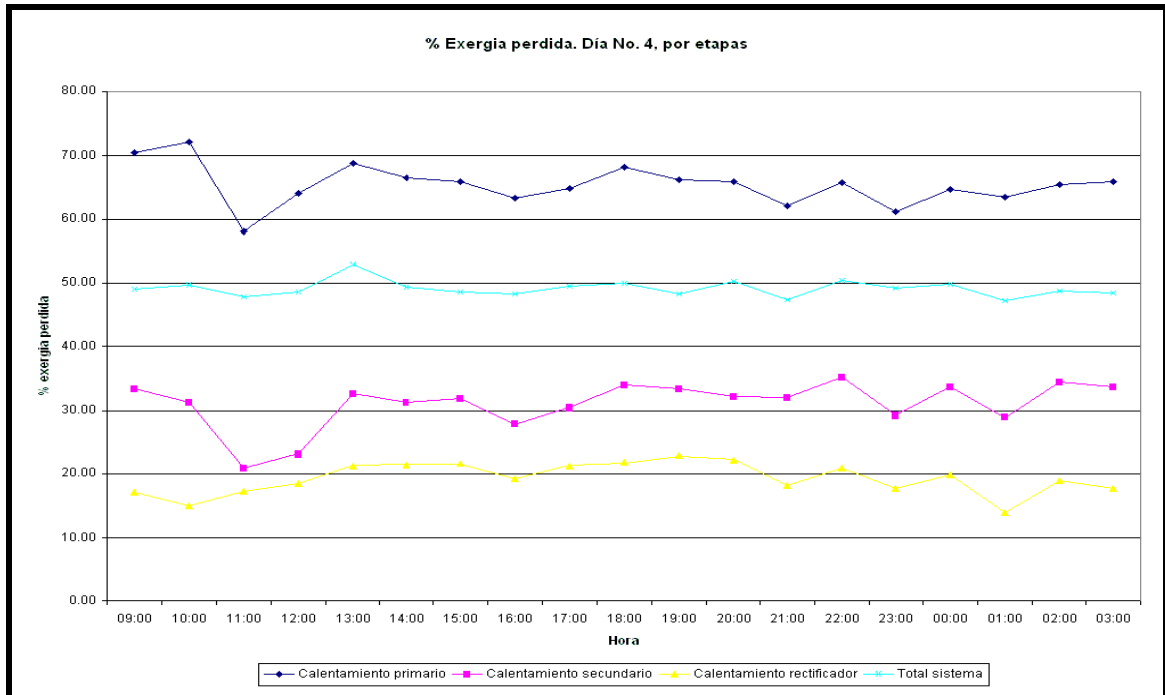


Figura 21. Resultados % exergía perdida día No. 5

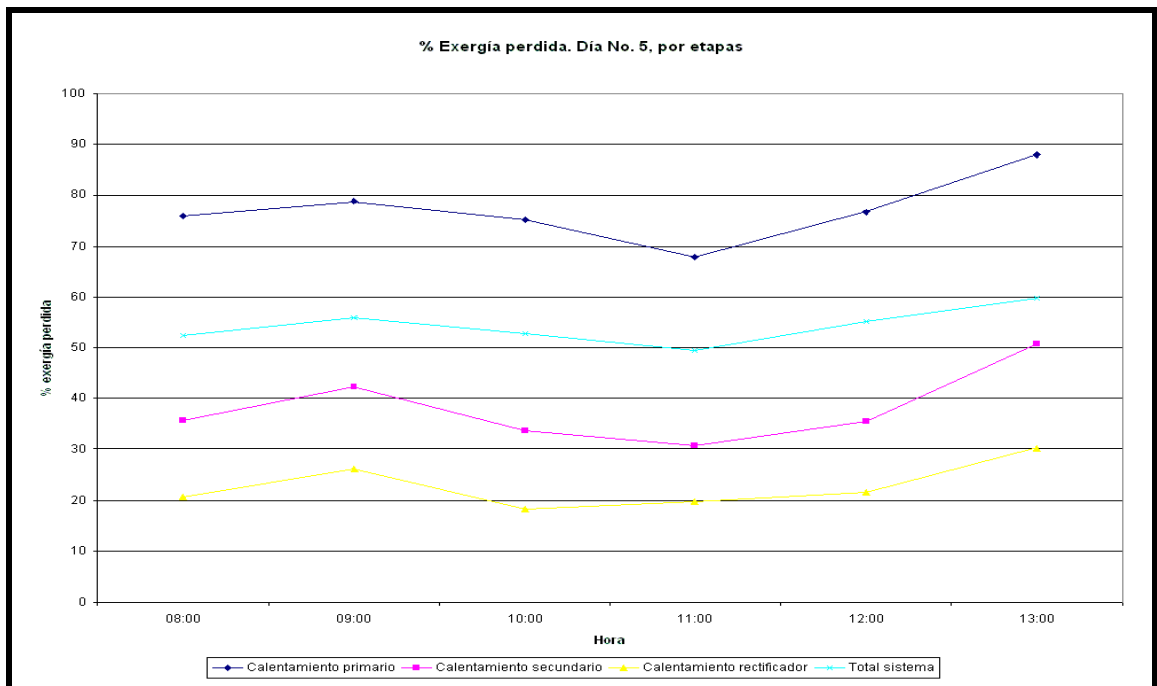


Tabla XXV. Datos originales, día No. 1

Datos originales día No. 1										
HORA	Flujo de Jugo lbs/hr	Flujo de jugo ton/hr	Brix Jugo	TEMP. JUGO CRUDO	Temp. Ambiente	PRESION CALENT. 1	PRESION CALENT 2	PRESION CALENT 3	PRESION CALENT 4	PRESION CALENT 5
			Brix	°C	°C	psig	psig	psig	psig	psig
1	08:00	399,570	199.79	15.27	40	33	1	4	4	8
2	09:00	230,300	115.15	16.25	39	39	3	9	9	20
3	10:00	439,990	220.00	16.22	39	37	1.5	8.5	8.5	20
4	11:00	590,025	295.01	15.94	41	39	1	8.5	8.5	8.5
5	12:00	380,330	190.17	15.73	40	39	4	4	11	20
6	13:00	400,010	200.01	15.29	42	40	2	1.5	9.5	19
7	14:00	469,685	234.84	16.82	40	35	1.5	10	10	10
8	15:00	569,745	284.87	17.17	42	39	1.5	10	10	10
9	16:00	469,730	234.87	17.16	43	37	1	1	8	19
10	17:00	229,660	114.84	16.82	38	34	3	11	11	11
11	18:00	279,865	139.93	18.74	40	35	3	10	10	10

Temperatura Jugo salida Calentadores (°C)					
Temp. Salida Calent. 1	Temp. Salida calent. 2	Temp. Salida Calent. 3	Temp. Prom calent. 2 y 3	Temp. Salida Calent. 4	Temp. Salida Calent. 5
°C	°C	°C	°C	°C	°C
66	80	82	81	100	
77	85	84	84		100
72	90	82	86		100
71	82	84	83		95
73	87	86	86		100
72	88	84	86		100
73	90	85	88		102
72	89	83	86		100
72	80	84	82		102
66	88	82	85		100
71	88	83	85		92

Tabla XXVI. Datos originales, día No. 2

Datos Originales dia No. 2										
						psig				
	HORA	PESO JUGO lb:	Brix Jugo	TEMP.JUGC CRUDO	Temp. Ambiente °C	PRESION CALENT. 1 psig	PRESION CALENT 2 psig	PRESION CALENT 3 psig	PRESION CALENT 4 psig	PRESION CALENT 5 psig
1	09:00	1,340,100	15.27	38	30	3	11		11	11
2	09:33	1,540,045	16.25	38	27	4	4		10	10
3	10:08	1,819,850	16.22	37	28	4		11	11	11
4	10:32	2,029,775	15.94	38	34	2		2	9	9
5	11:10	2,239,790	15.73	37	31	2		9	9	9
6	11:33	2,479,740	15.29	39	38	1.5		8	8	19
7	12:10	2,619,700	16.82	38	40	2		8.5	8.5	18
8	14:00	3,409,635	17.17	40	35	4		10	10	19
9	14:35	3,729,630	17.16	39	35	4		11	11	20
10	15:10	3,929,530	16.82	39	36	4		4	10	10
11	15:33	4,139,460	18.74	40	36	3		3	10	10
12	16:15	4,409,515		40	34	3		10	10	19

Temp. Salida Calent. 1 °C	Temp. Salida calent. 2 °C	Temp. Salida Calent. 3 °C	Temp. Salida Calent. 4 °C	Temp. Salida Calent. 5 °C
66	86		102	102
77	88		100	100
72		79	86	88
71		74	100	100
73		76	108	106
72		79	98	99
73		82	100	106
72		78	108	104
72		78	108	108
66		73	98	100
71		74	100	102
68		80	100	102

Tabla XXVII. Datos originales, día No. 3

Datos Originales día No. 3										
HORA	Flujo de Jugo	Brix	Temp. Jugo	Temp.	PRESION	PRESION	PRESION	PRESION	PRESION	
	lbs/ hr	Jugo	CRUDO	Ambiente	CALENT. 1	CALENT 2	CALENT 3	CALENT 4	CALENT 5	
			°C	°C	psig	psig	psig	psig	psig	
1	12:00	420903	17.3	37.9	42		1.8	8.5	8.5	8.5
2	13:00	404221	18.4	38.9	44		3.8	9	9	9
3	14:00	427304	15.6	39.7	44	4.2	10.3	10.3	10.3	
4	15:00	398387	17.5	41.9	40	3.8	9	9	9	
5	16:00	399832	14.9	40.6	38	3.8	10.3	10.3	10.3	
6	17:00	439806	16.2	39.5	37	4.2	10.3	10.3	10.3	
7	18:00	344186	15.4	40.9	38	3.6	9	9	9	
8	19:00	397645	15.8	40.7	37	4.8	10.8	10.8	10.8	
9	20:00	409869	16	38.2	37	3.4	3.4	9.4	9.4	
10	21:00	419411	16.33	39.2	35	3.8	3.8	8.5	8.5	
11	22:00	416142	16.5	38.6	36	3.6	3.6	10.3	10.3	
12	23:00	435763	15.1	38.3	37	2.8	2.8	10	10	
13	00:00	408200	16	36.6	35	2.4	2.4	8.5		8.5
14	01:00	419070	16.8	38.3	36	3	3	8.5		8.5
15	02:00	443473	14.6	37.8	35	1.2	1.2	9.4		9.4
16	03:00	306431	14.8	34.2	35	2.4	2.4	8.5		8.5

Temp. Salida	Temp. Salida	Temp. Salida	Temp. Salida	Temp. Salida
Calent. 1	calent. 2	Calent. 3	Calent. 4	Calent. 5
°C	°C	°C	°C	°C
	78	86	100	100
	82	88	102	102
84	100	101	106	
90	104	98	102	
80	100	97	103	
89	98	96	102	
80	88	90	100	
82	94	94	100	
80	98	96	102	
84	96	96	104	
83	96	99	104	
80	94	95	102	
78	94	95		106
90	100	102		108
85	102	104		106
78	94	94		106

Tabla XXVIII. Datos originales, día No. 4

Datos Originales día No. 4										
HORA	Flujo de Jugo lbs/hr	Brix Jugo	Temp. JUGO CRUDO °C	Temp. Ambiente °C	PRESION CALENT. 1 psig	PRESION CALENT 2 psig	PRESION CALENT 3 psig	PRESION CALENT 4 psig	PRESION CALENT 5 psig	
1	09:00	407836	14.7	37	3	3	8.5		8.5	
2	10:00	398526	17.1	34.6	1.2	1.2	6.7		6.7	
3	11:00	343944	13.7	40.7	3.8	3.8		9.4	9.4	
4	12:00	431548	15.1	39.1	1.2	1.2		9.4	9.4	
5	13:00	436606	15.1	39.7	4.2	4.2		8.5	8.5	
6	14:00	396880	15	40.7	3.6	3.6		10.3	10.3	
7	15:00	292142	14.6	42.4	4.2	4.2		10.7	10.7	
8	16:00	425721	15.2	41.4	4.2	4.2		9.9	9.9	
9	17:00	428628	15.7	41.7	3.6	3.6		9	9	
10	18:00	419144	16.5	39.9	4.2	4.2		9.4	9.4	
11	19:00	402273	14.5	40.5	3.6	3.6		10.3	10.3	
12	20:00	389152	16.5	38.9	4.2	4.2		9.4	9.4	
13	21:00	424781	15.4	39.4	4.4		8.5	8.5	8.5	
14	22:00	381466	15.8	38	4.7		10.3	10.3	10.3	
15	23:00	455217	16.4	38.6	4.3		10	10	10	
16	00:00	419863	14.8	37.7	3.2		8.5	8.5	8.5	
17	01:00	222226	15.6	36.8	4.1		8.5	8.5	8.5	
18	02:00	451162	16.2	37.2	3.6		9.4	9.4	9.4	
19	03:00	397891	15.2	35.5	2.4		8.5	8.5	8.5	

Temp. Salida Calent. 1 °C	Temp. Salida calent. 2 °C	Temp. Salida Calent. 3 °C	Temp. Salida Calent. 4 °C	Temp. Salida Calent. 5 °C
71	90	94		103
70	88	98		102
86	93		103	105
80	91		104	106
76	88		101	102
76	88		104	104
77	88		105	105
80	90		105	105
77	88		102	102
75	86		104	104
75	85		104	104
76	86		102	102
78		90	102	102
76		90	100	102
80		95	98	102
75		90	98	100
80		94	104	108
75		90	100	104
75		90	102	104

Tabla XXIX. Datos originales, día No. 5

Datos Originales dia No. 5									
HORA	Flujo de Jugo lbs/hr	Brix Jugo	Temp. Jugo CRUDO	Temp. Ambiente	PRESION CALENT. 1	PRESION CALENT 2	PRESION CALENT 3	PRESION CALENT 4	PRESION CALENT 5
			°C	°C	psig	psig	psig	psig	psig
1	08:00	404572	18.6	34.9	39	1.25	7	7	17.1
2	09:00	406517	16.5	35.5	41	1.75	7.5	7.5	17.1
3	10:00	345171	14.5	36.5	42	2.5	8.5	8.5	19.2
4	11:00	311108	15.6	38.9	41	0.5	5.3	5.3	15.7
5	12:00	317894	16.5	34.1	42	1	7	7	17.1
6	13:00	347974	18.8	35.8	44	2.5	8.9	8.9	19.9

Temp. Salida Calent. 1	Temp. Salida calent. 2	Temp. Salida Calent. 3	Temp. Salida Calent. 4	Temp. Salida Calent. 5
°C	°C	°C	°C	°C
70		94	100	108
70		87	100	104
75		97	108	106
78		92	104	104
75		92	104	105
65		85	100	105

ANEXOS

Tabla XXX. Valores característicos para agua y vapor saturado (Sist. Inter..)

Valores característicos para agua y vapor saturado en función de la temperatura (sistema internacional)

Temp °C	p bar	h' kJ/kg	h'' kJ/kg	r kJ/kg	e' kJ/kg	e'' kJ/kg	Temp °C	p bar	h' kJ/kg	h'' kJ/kg	r kJ/kg	e' kJ/kg	e'' kJ/kg
20.00	0.02	83.90	2,538.20	2,454.30	27.55	27.60	67.00	0.27	280.40	2,621.80	2,341.40	41.80	365.30
21.00	0.03	88.00	2,540.00	2,452.00	27.57	35.90	68.00	0.29	284.60	2,623.50	2,338.93	42.40	371.50
22.00	0.03	92.20	2,541.80	2,449.60	27.60	44.20	69.00	0.30	288.80	2,625.20	2,336.40	43.00	377.60
23.00	0.03	96.40	2,543.60	2,447.20	27.65	52.40							
24.00	0.03	100.60	2,545.50	2,444.90	27.72	60.70	70.00	0.31	293.00	2,626.90	2,334.00	43.60	383.60
							71.00	0.33	297.20	2,628.60	2,331.50	44.20	389.70
25.00	0.03	104.80	2,547.30	2,442.50	27.80	68.70	72.00	0.34	301.40	2,630.30	2,329.00	44.80	395.70
26.00	0.03	109.00	2,549.10	2,440.20	27.90	76.80	73.00	0.35	305.60	2,632.00	2,326.50	45.40	401.70
27.00	0.04	113.10	2,550.90	2,437.80	28.00	84.80	74.00	0.37	309.70	2,633.70	2,324.00	46.10	407.60
28.00	0.04	117.30	2,552.70	2,435.40	28.10	92.70							
29.00	0.04	151.50	2,554.50	2,433.10	28.20	100.60	75.00	0.39	313.90	2,635.40	2,321.50	46.80	413.50
							76.00	0.40	318.10	2,637.10	2,318.90	47.40	419.40
30.00	0.04	125.70	2,556.40	2,430.70	28.30	108.00	77.00	0.42	322.30	2,638.70	2,316.40	48.10	425.20
31.00	0.05	129.80	2,558.20	2,428.30	28.40	116.30	78.00	0.44	326.50	2,640.40	2,313.90	48.70	431.00
32.00	0.05	134.00	2,560.00	2,425.90	28.50	124.00	79.00	0.46	330.70	2,642.10	2,311.40	49.50	436.80
33.00	0.05	138.20	2,561.80	2,423.60	28.70	131.70							
34.00	0.05	142.40	2,563.60	2,421.20	28.90	139.30	80.00	0.47	334.90	2,643.80	2,308.80	50.30	442.50
							81.00	0.49	339.10	2,645.40	2,306.30	51.00	448.20
35.00	0.06	146.60	2,565.40	2,418.80	29.20	146.90	82.00	0.51	343.30	2,647.10	2,303.80	51.80	453.90
36.00	0.06	150.70	2,567.20	2,416.40	29.40	154.40	83.00	0.53	347.50	2,648.70	2,301.20	52.50	459.50
37.00	0.06	154.90	2,569.00	2,414.10	29.60	161.90	84.00	0.56	351.70	2,650.40	2,298.70	53.00	465.10
38.00	0.07	159.10	2,570.80	2,411.70	29.80	169.30							
39.00	0.07	163.30	2,572.60	2,409.30	30.10	176.70	85.00	0.58	355.90	2,652.00	2,296.50	54.00	470.60
							86.00	0.60	360.10	2,653.60	2,293.10	54.80	476.10
40.00	0.07	167.50	2,574.40	2,406.90	30.30	184.00	87.00	0.63	364.30	2,655.30	2,290.90	55.50	481.70
41.00	0.08	171.60	2,576.20	2,404.50	30.60	191.30	88.00	0.65	368.50	2,656.90	2,288.40	56.30	487.10
42.00	0.08	175.80	2,577.90	2,402.10	30.90	198.50	89.00	0.68	372.70	2,658.50	2,285.80	57.10	492.50
43.00	0.09	180.00	2,579.70	2,399.70	31.20	206.70							
44.00	0.09	184.20	2,581.50	2,397.30	31.50	212.90	90.00	0.70	376.90	2,660.10	2,283.20	57.90	497.90
							91.00	0.73	381.20	2,661.70	2,280.60	58.70	503.30
45.00	0.10	188.40	2,583.30	2,394.90	31.80	220.00	92.00	0.76	385.40	2,663.40	2,278.00	59.60	508.70
46.00	0.10	192.50	2,585.10	2,392.50	32.10	227.00	93.00	0.79	389.60	2,665.00	2,275.00	60.40	514.00
47.00	0.11	196.70	2,586.90	2,390.10	32.40	234.10	94.00	0.82	393.80	2,666.60	2,272.80	61.30	519.30
48.00	0.11	200.90	2,588.60	2,387.70	32.80	241.00							
49.00	0.12	205.10	2,590.40	2,385.30	33.20	247.90	95.00	0.85	398.00	2,668.10	2,270.20	62.10	524.50
							96.00	0.88	402.20	2,669.70	2,267.50	63.00	529.70
50.00	0.12	209.30	2,592.20	2,382.90	33.60	254.80	97.00	0.91	406.40	2,671.30	2,264.90	63.80	534.90
51.00	0.13	213.40	2,593.90	2,380.50	34.00	261.60	98.00	0.94	410.60	2,672.90	2,262.00	64.70	540.10
52.00	0.14	217.60	2,595.70	2,378.10	34.40	268.40	99.00	0.98	414.90	2,674.40	2,259.60	65.60	545.20
53.00	0.14	221.80	2,597.50	2,375.70	34.80	275.20							
54.00	0.15	226.00	2,599.20	2,373.20	35.30	281.80	100.00	1.01	419.10	2,676.00	2,256.90	66.50	550.30
							101.00	1.05	423.30	2,677.60	2,254.30	67.40	555.40
55.00	0.16	230.20	2,601.00	2,370.80	35.70	288.50	102.00	1.09	427.20	2,679.10	2,251.60	68.30	560.40
56.00	0.17	234.40	2,602.70	2,368.40	36.10	295.10	103.00	1.13	431.70	2,680.70	2,248.90	69.30	565.50
57.00	0.17	238.50	2,604.50	2,365.90	36.60	301.70	104.00	1.17	436.00	2,682.20	2,246.30	70.20	570.50
58.00	0.18	242.70	2,606.20	2,363.50	37.10	308.20							
59.00	0.19	246.90	2,608.00	2,361.10	37.50	314.80	105.00	1.21	440.20	2,683.70	2,243.60	71.10	575.40
							106.00	1.25	444.40	2,685.30	2,240.90	72.10	580.40
60.00	0.20	251.10	2,609.70	2,358.60	38.00	321.20	107.00	1.29	448.60	2,686.80	2,238.20	73.00	585.30
61.00	0.21	255.30	2,611.40	2,356.20	38.50	327.60	108.00	1.34	452.90	2,688.30	2,235.40	74.00	590.10
62.00	0.22	259.50	2,613.20	2,353.70	39.10	334.00	109.00	1.39	457.10	2,689.80	2,232.70	75.00	595.00
63.00	0.23	263.70	2,614.90	2,351.30	39.60	340.30							
64.00	0.24	267.80	2,616.60	2,348.80	40.10	346.60	110.00	1.43	461.30	2,691.30	2,230.00	76.00	599.80
							111.00	1.48	465.60	2,692.80	2,227.30	77.00	604.60
65.00	0.25	272.00	2,618.40	2,346.30	40.60	352.90	112.00	1.53	469.80	2,694.30	2,224.50	78.10	609.40
66.00	0.26	276.20	2,620.10	2,343.90	41.20	359.20	113.00	1.58	474.00	2,695.80	2,221.80	79.10	614.20

Baloh, Tone y Enrique Wittwer. **Manual de energía para fábricas de azúcar.** Pág 37.

Tabla XXX. Continuación

Temp °C	p bar	h' kJ/kg	h'' kJ/kg	r kJ/kg	e' kJ/kg	e'' kJ/kg	Temp °C	p bar	h' kJ/kg	h'' kJ/kg	r kJ/kg	e' kJ/kg	e'' kJ/kg
114.00	1.636	478.30	2,697.20	2,219.00	80.10	618.80	138.00	3.144	580.50	2,730.50	2,150.00	107.40	724.40
							139	3.513	584.8	2731.8	2147	108.6	728.5
115.00	1.691	482.50	2,698.70	2,216.20	81.10	623.50							
116	1.747	486.7	2700.2	2213.4	82.1	628.2	140	3.614	589.1	2733.1	2144	109.9	732.6
117.00	1.804	491.00	2,701.60	2,210.70	83.20	632.80	141.00	3.717	593.4	2734.3	2140.9	111.1	736.6
118.00	1.863	495.20	2,703.10	2,207.90	84.30	637.40	142.00	3.823	597.70	2,735.60	2,137.90	112.40	740.60
119.00	1.923	499.50	2,704.50	2,205.10	85.40	642.00	143.00	3.931	602.00	2,736.90	2,134.90	113.70	744.70
							144.00	4.042	606.30	2738.1	2131.8	115	748.6
120.00	1.985	503.70	2,706.00	2,202.20	86.50	646.60							
121.00	2.049	508.00	2,707.40	2,199.40	87.60	651.10	145.00	4.155	610.60	2,739.30	2,128.70	116.30	752.50
122.00	2.115	512.20	2,708.80	2,196.60	88.70	655.60	146.00	4.271	614.90	2,740.60	2,125.70	117.60	756.50
123.00	2.182	516.50	2,710.20	2,193.70	89.80	660.10	147.00	4.389	619.20	2,741.80	2,122.30	118.90	760.40
124.00	2.250	520.70	2,711.60	2,190.90	90.90	664.50	148.00	4.510	623.50	2,743.00	2,119.50	120.20	764.30
							149.00	4.634	627.80	2,744.20	2,116.30	121.50	768.20
125.00	2.321	525.00	2,713.00	2,188.00	92.00	669.00							
126.00	2.393	529.30	2,714.40	2,185.20	93.20	673.40	150.00	4.760	632.20	2,745.40	2,113.20	122.80	772.00
127.00	2.468	533.50	2,715.80	2,182.30	94.30	677.80	151.00	4.889	636.50	2,746.50	2,110.10	124.20	775.80
128.00	2.544	537.80	2,717.20	2,179.40	95.40	682.20	152.00	5.021	640.80	2,747.70	2,106.90	125.50	779.60
129.00	2.622	542.00	2,718.50	2,176.50	96.60	686.40	153.00	5.155	645.10	2,748.90	2,103.80	126.90	783.40
							154.00	5.293	649.50	2,750.00	2,100.60	128.20	787.10
130.00	2.701	546.30	2,719.90	2,173.60	97.70	690.80							
131.00	2.783	550.60	2,721.30	2,170.70	98.90	695.10	155.00	5.433	653.80	2,751.20	2,097.40	129.60	790.90
132.00	2.867	554.90	2,722.60	2,167.80	100.10	699.30	156.00	5.577	658.10	2,752.30	2,094.20	131.00	794.60
133.00	2.953	559.10	2,723.90	2,164.80	101.30	703.50	157.00	5.723	662.50	2,753.40	2,091.00	132.40	798.30
134.00	3.041	563.40	2,725.30	2,161.90	102.50	707.80	158.00	5.872	666.80	2,754.50	2,087.70	133.80	802.00
							159.00	6.025	671.10	2,755.60	2,084.50	135.30	805.60
135.00	3.131	567.70	2,726.60	2,158.90	103.70	712.00							
136.00	3.223	572.00	2,727.90	2,155.90	104.90	716.10	160.00	6.181	675.50	2,756.70	2,081.30	136.90	809.20
137.00	3.317	576.20	2,729.20	2,153.00	106.20	720.30							

Baloh, Tone y Enrique Wittwer. **Manual de energía para fábricas de azúcar.** Pág 37