

01178

4



# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO  
FACULTAD DE INGENIERIA

## ANALISIS TERMOCONOMICO APLICADO A UN INGENIO AZUCARERO

T E S I S

Q U E P R E S E N T A :

ING. RENE FABIAN CIENFUEGOS PELAES

PARA OBTENER EL GRADO DE

MAESTRO EN INGENIERIA ENERGETICA

DIRECTOR DE TESIS: ING. AUGUSTO SANCHEZ CIFUENTES

Autorizo a la Dirección General de Inscripciones de la UNAM a difundir su formato, estructura y contenido de mi trabajo.

NO. DE TESIS: 10155/03  
Rene Fabian Cienfuegos  
FECHA: 10/15/03  
FIRMA: [Signature]

JUNIO 2003



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

01178

**ANÁLISIS TERMOECONÓMICO APLICADO A UN INGENIO AZUCARERO**

**INDICE TEMÁTICO**

---

<b>CONTENIDO</b>	<b>PAGINA</b>
NOMENCLATURA	1
OBJETIVO E INTRODUCCIÓN	3
CAPITULO I - DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA INDUSTRIA AZUCARERA.	5
I.1 Descripción de la Industria Azucarera en el Mundo.	6
I.2 Síntesis de la Industria Azucarera en México.	7
CAPITULO II - PROCESO DE FABRICACIÓN DEL AZÚCAR.	12
CAPITULO III - ANTECEDENTES DEL ANÁLISIS TERMOECONOMICO.	18
CAPITULO IV - DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA SELECCIONADA.	33
CAPITULO V – ANÁLISIS TERMOECONÓMICO DEL INGENIO DE MOTZORONGO	42
CAPITULO VI – CONCLUSIONES	73
AGRADECIMIENTOS	76
BIBLIOGRAFÍA	78
ANEXOS	80

## ANÁLISIS TERMEOCONÓMICO APLICADO A UN INGENIO AZUCARERO

### INDICE DE GRÁFICAS

Identificador	Concepto	Página
<b>Capítulo I</b>		
I.1	Comportamiento Histórico del Consumo Energético Total en la Industria Azucarera –Hasta el año 2000-	9
I.2	Principal Histórica del Azúcar	9
I.3	Índice Energético	10
I.4	Consumo Histórico de los Principales Energéticos Utilizados en la Industria Azucarera –Hasta el año 2000-	10
I.5	Consumo Histórico de los Energéticos de Bajo Uso en la Industria Azucarera –Hasta el año 2000-	11

### INDICE DE TABLAS

Identificador	Concepto	Página
<b>Capítulo I</b>		
I.1	Ingenios en México -zafra 2001/2002- por Entidad Federativa	7
I.2	Entorno Productivo de la Industria Azucarera	8
I.3	Consumo de Energía del Sector Industrial en México 2000	8
<b>Capítulo IV</b>		
IV.1	Características del Vapor Sobrecalentado – Generación-	34
IV.2	Características del Vapor Sobrecalentado -Consumo-	36
IV.3	Consumo Eléctrico de los Dispositivos en el Ingenio	37
IV.4	Características de Operación del Calentador	39
IV.5	Características del Vapor en el Evaporador	39
IV.6	Características del Vapor en los Evaporadores Simples (Tachos)	40
<b>Capítulo V</b>		
V.1	Equipos Analizados en el Ingenio de Motzorongo	43
V.2	Datos del Ingenio Central Motzorongo, S.A. de C.V.	44
V.3	Entrada y Salida de Flujos en los Equipos	47
V.4	Datos de los Flujos Correspondientes al Cuádruple Evaporador 1.	48
V.5	Matriz de Incidencia para el Cuádruple Evaporador 1 (CE1)	49
V.6	Matriz Adicional para el Cuádruple Evaporador 1 (CE1) -	50
V.7	Matriz del Costo Exergético para el Cuádruple Evaporador 1 (CE1)	51
V.8	Resultados obtenidos de la Matriz del Costo Exergético	51
V.9	Matriz del Costo Exergético para el Cuádruple Evaporador 1 (CE1)	52
V.10	Matriz Adicional para el Cuádruple Evaporador 1 (CE1 - Costo Termoeconómico Variable -)	52
V.11	Matriz para el Cuádruple Evaporador 1 (CE1 - Costo Termoeconómico Variable -)	53
V.12	Resultados obtenidos de la Matriz del Costo Termoeconómico Variable	53
V.13	Matriz del Costo Exergético para el Cuádruple Evaporador 1 (CE1)	53
V.14	Matriz Adicional para el Cuádruple Evaporador 1 (CE1 - Costo Termoeconómico Fijo -)	54

Continuación de la tabla en la próxima página

C

## ANÁLISIS TERMEOCONÓMICO APLICADO A UN INGENIO AZUCARERO

### INDICE DE TABLAS

Identificador	Concepto Capítulo V	Página
V.15	Matriz para el Cuádruple Evaporador 1 (CE1 - Costo Termoeconómico Fijo -)	54
V.16	Resultados obtenidos de la Matriz del Costo Termoeconómico Fijo	55
V.17	Resultado Operativo por Equipo	56
V.18	Eficiencia del Uso de Vapor en Planta	57
V.19	Resultados de la Energía Útil Perdida	58
V.20	Eficiencia Exergética del Uso de Vapor en Planta	60
V.21	Entradas (Ecuaciones Adicionales)	61
V.22	Ramificaciones o Bifurcaciones (Ecuaciones Adicionales)	62
V.23	Subproductos o Residuos (Ecuaciones Adicionales)	63
V.24	Costos Unitarios de los Recursos	64
V.25	Costos Anuales Fijos en Equipos	65
V.26	Resultados de Costos Exergéticos y Termoeconómicos del Ingenio Central Motzorongo	66
V.27	Resultados del Costo Exergético Unitario en el Ingenio Central Motzorongo	69
V.28	Principales Resultados Termoeconómicos Variables	70
V.29	Principales Resultados Termoeconómicos Fijos	70
V.30	Comparación de los Parámetros Termodinámicos más Importantes del Sistema de Cogeneración en el Ingenio Azucarero Central Motzorongo e Ingenio Azucarero Cruz Alta	71
V.31	Comparación para los Resultados Termoeconómicos del Ingenio Azucarero Central Motzorongo (México) y Cruz Alta (Brasil)	72

# Nomenclatura

Simbolo	Concepto	Unidad	Simbolo	Concepto	Unidad
<b>Mayusculas</b>					
Q	Calor	kW	$B_d$	Exergia perdida del fluido	kW
$W'$	Trabajo del Sistema, que es exergia	kW	Qi	Transferencia de calor	kW
P	Energia potencial	kW	$B$	Exergia	kW
H	Entalpia del flujo	kW	BF	Exergia entrada o recurso	kW
C	Energia cinética	kW	BP	Exergia salida o producto	kW
E	Energia acumulada en el sistema.	kJ	$\dot{B}$	Costo exergetico	kW
Ti	Temperatura del fluido.	K	N	Elementos o equipos	Cantidad
T <sub>a</sub>	Temperatura del ambiente.	K	$\dot{BP}$	Costo exergetico de la salida o producto	kW
S	Entropia acumulada del sistema	kJ / (kg K)	$\dot{BF}$	Costo exergetico de la entrada o salida	kW
C	Costos unitarios medio del recurso	\$ / recurso.	CPj	Costo unitario medio del producto	\$ / producto.
Zc	Costo de capital, fijos	\$ / seg.	CP <sub>j</sub>	Costo unitario medio del producto "j".	\$ / (producto "j").
X	Cantidad consumida o producida según se aplique	Cantidad	CF <sub>i</sub>	Costo unitario medio del recurso "i".	\$ / (recurso "i").
A	Matriz de incidencia	Sin dimensiones	VI	Evaporación vegetal total	kg/seg.
V'	Extracción de Vapor Vegetal	kg/seg.	Sp	Vapor de Proceso	kg/seg.
L	Flujo de Jugo de Caña	kg/seg.	CE	Evaporador	Equipo
R	Presión	kPa	T.E.	Temperatura de ebullición	°C
Tc	Temperatura de condensación	°C	Ts	Temperatura del Liquido	°C
Cp	Calor especifico a presión constante	kJ/kg K	PCS	Poder calorifico superior	kJ / (kg de combustible)
Psi	Poder calorifico de vaporización	kJ / (kg de combustible)	PCI	Poder calorifico inferior	kJ / (kg de combustible)
Ni	Fracción molar	% k mol	R	Constante Especifica del componente	kJ/kg K
Bi	Exergia total del componente	kJ / kg	Boi	Exergia quimica	kJ / kg
Bfi	Exergia fisica	kJ / kg	Rm	Relación másica del aire combustible	kg aire/(kg comb.)
V	Vapor vegetal	kg/seg.			
<b>Mayusculas Adicionales Aplicadas en el Anexo II a IV</b>					
C	Carbono	% molar	H	Hidrógeno	% molar
O	Oxigeno	% molar	N	Nitrógeno	% molar
S	Azufre	% molar	E	Agua	% molar

# Nomenclatura

Símbolo	Concepto	Unidad	Símbolo	Concepto	Unidad
<b>Minúsculas</b>					
$\dot{m}$	Flujo másico	kg/seg.	dT	Diferencial del tiempo.	segundo
s	Entropía del fluido	kJ/kg K	b	Exergía del fluido	kJ /kg
$h_o$	Entalpía del fluido a temperatura y presión ambiental	kJ /kg	$s_o$	Entropía del fluido a temperatura y presión ambiental	kJ/kg K
dh	Diferencial entalpía	kJ/kg	dt	Diferencial de temperatura	K
$\dot{m}_a$	Flujo másico del aire a caldera.	kg/seg.	$\dot{m}_f$	Flujo másico del humo de caldera.	kg/seg.
a/c	Resultado aire combustible	kg aire/ kmol comb.	c/c	Resultado combustible combustible	kg comb. /kmol comb.
m	Flujo de semilla	kg/seg.	hm	Entalpía de la semilla	kJ/kg
hi	Entalpía del jugo concentrado	kJ/kg	hs	Entalpía de saturación a Tc	kJ/kg
hl	Entalpía de líquido a Tc.	kJ/kg			
<b>Minúsculas Adicionales Aplicadas en el Anexo II</b>					
c	Fracción de carbono ( C )	Porcentaje	b	Fracción de Agua (H2O)	Porcentaje
a	Fracción de Nitrógeno (N2)	Porcentaje	d	Fracción de Azúfre (S)	Porcentaje
p	Fracción de Oxígeno (O2)	Porcentaje			
<b>Símbolos Griegos</b>					
$\eta$	Eficiencia	%	$\nu^*$	Costo exergético unitario	Sin unidad
$\mu^*$	Consumo exergético unitario	Sin unidad	$\zeta$	El rendimiento exergético del sistema	%
$\omega_{ri}$	Residuo.	kW	$\Omega_{sub}$	Subproducto	kW
$\Sigma$	Sumatoria	Cantidad	$c^*$	Costo económico por unidad de exergía consumida en la producción del flujo	\$/kJ
$\pi$	Costo termoeconómico (Vector Columna)	\$/seg.	$\alpha$	Matriz adicional	Sin unidades
$\chi$	Costos unitarios de materia prima	\$/materia prima	$\Lambda$	Matriz de dimensión m x m	Sin unidades
$\omega$	Vector de costos complementarios	\$/seg.	Z	Vector de estructura de costos fijos	\$/seg.
$\lambda_s$	Entalpía de Evaporación	kJ/kg	$\Delta T$	Diferencia de temperatura disponible	°C
$\Delta P_E$	Diferencia en el aumento de temperatura del punto de Ebullición.	°C	$\Delta R$	Diferencia de Presión	kPa
<b>subíndices</b>					
i	Entrada o recurso genérico	Entradas	j	Salida o producto genérico	Salidas
<b>Símbolos</b>					
\$	Pesos Mexicanos	Pesos Mexicanos			

## **OBJETIVO DEL ANÁLISIS TERMOECONÓMICO APLICADO A UN INGENIO AZUCARERO**

- Aplicar el método termoeconómico en un Ingenio Azucarero de México para ubicar los puntos con ahorro energético conforme a su operación, además que pueda servir como herramienta en la planeación racional de inversión en recursos. Con la finalidad de tener mejores índices energéticos en la producción del azúcar.

## **INTRODUCCIÓN DEL ANÁLISIS TERMOECONÓMICO APLICADO A UN INGENIO AZUCARERO**

En el presente trabajo se aplica el método de análisis termoeconómico en un Ingenio Azucarero en México.; con la finalidad de obtener e identificar los costos de los flujos en un proceso agroindustrial, para proponer soluciones que tiendan a mejorar el uso de los recursos energéticos y lograr aumentar la competitividad de la planta.

Se aplica la exergia para conocer cuanta energía se consume en el proceso de obtención de azúcar, con la finalidad de obtener los costos de energía total, así como las pérdidas que se tienen en los diferentes equipos que involucran el proceso. La exergia proporciona una medición más precisa de las ineficiencias reales en el sistema por medio de evaluar las irreversibilidades del sistema (Referencia 1).

Para la realización del análisis se utilizaron datos energéticos y características técnicas de los equipos proporcionados por las gerencias del Ingenio Azucarero –Central de Motzorongo S.A. de C.V.-, estos datos se consideran adecuados; pues se han comprobado como lógicos al aplicar los conceptos teóricos en termodinámica y operaciones unitarias.

También se incluyen costos de recursos –materia prima- (como caña por tonelada, petróleo, etc.), así como los costos para la operación de los equipos, los cuales han sido proporcionados por el ingenio azucarero. De modo que todos los costos generados por el proceso son recogidos en los productos en cada etapa del proceso.

Tanto las características técnicas, los datos energéticos en el Ingenio y los costos en las materias primas como equipos son necesarios para el análisis termoeconómico; quien combina, principios económicos y de análisis de termodinámica (exergia). Con esto se investiga el compromiso óptimo entre la reducción de la suma del número de recursos por sus costos así como el aumento de capital para que resulte un valor mínimo en el costo del producto.

Con el presente trabajo se pretende motivar y mostrar a los departamentos de ingeniería en las industrias con alto consumo de combustibles, a emplear los métodos de análisis más racionales como el termoeconómico, y contar con mejores bases, para tomar decisiones orientadas a lograr la productividad en las industrias.

El documento se ha estructurado de la siguiente manera para conseguir el objetivo general.

- El capítulo I, - Descripción general de la industria azucarera- . Describe un panorama general de la industria azucarera. Para mostrar el entorno de este tipo de empresas y observar su importancia desde el punto de vista energético.



- Para conocer las principales operaciones involucradas en el Ingenio Azucarero, se hace una breve descripción de cada etapa del proceso para obtener azúcar, así como algunos sub-productos y es descrito en el capítulo II –Proceso de Fabricación del Azúcar-.
- La descripción de los fundamentos del análisis termoeconómico, así como la formulación de las ecuaciones adicionales para modelar las operaciones del Ingenio Azucarero y obtener los resultados del comportamiento de cada flujo se indican en el capítulo III –Antecedentes del Análisis Termoeconómico-.
- Se indican las características técnicas de los principales equipos involucrados en el proceso de obtención de azúcar, así como, los parámetros termodinámicos de algunos fluidos de trabajo, los cuales se señalan en el capítulo IV – Descripción de la Planta Seleccionada-. Estos son base para el desarrollo del próximo capítulo.
- Se aplica del método termoeconómico con la modelación de los equipos representativos con la finalidad de indicar los resultados generados en los balances. Lo anterior se cita en el capítulo V – Análisis Termoeconómico del Ingenio de Motzorongo-.
- Las conclusiones del análisis son escritas en el capítulo VI –Conclusiones-.

#### Referencia

1. T.J. Kotas, "The Exergy Method of Thermal Plant Analysis", Edit. Butterworths, UK 1995 (revised and reprinted).

## **CAPÍTULO I**

# **DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA INDUSTRIA AZUCARERA**

## Introducción

Este capítulo tiene la finalidad de proporcionar un panorama general de la industria azucarera para que comprenda su entorno, así como su impacto en el consumo energético con respecto al total empleado (energético) en la industria mexicana.

### 1.1 Descripción de la Industria Azucarera en el Mundo

El azúcar es un producto que se consume prácticamente en todo el mundo. La cantidad de azúcar que consume una persona esta en función del hábito de consumo, el poder adquisitivo, la disponibilidad del producto y la región geográfica donde se ubica. Es un satisfactor de bajo costo: que proporciona calorías a menor precio que otros productos alimenticios comunes y es uno de los alimentos más puros y tan rápidamente digerido que se convierte en energía disponible en cuestión de minutos

#### Sustitutos del Azúcar

Durante muchos años, el azúcar ha sido el edulcorante por excelencia, prácticamente sin ningún competidor; sin embargo, el desarrollo de los sustitutos del azúcar tomó impulso a partir de los años setenta, estimulados por épocas de altos precios del azúcar en el mercado mundial y las campañas a favor de un menor consumo calórico. En años anteriores, los edulcorantes sustitutos del azúcar habían sido productos químicos orgánicos tan diferentes al azúcar que apenas si surgió alguna posibilidad de competencia significativa entre estos y el azúcar (Referencia 1). No obstante, los avances tecnológicos del mundo industrializado hicieron posible la producción de un edulcorante natural: el jarabe de maíz rico en fructosa (JMRF).

Los edulcorantes se pueden clasificar en dos grandes grupos: a) Calóricos y b) No Calóricos (artificiales). Dentro del primer grupo se tienen al azúcar, la miel de abeja, JMRF; en el segundo grupo existe una amplia variación de edulcorantes, obtenidos de manera artificial como los productos; aspartame, la sacarina, acesulfame-K, sucralosa, stevioside, alitame, etc. (Referencia 2).

#### Materias Primas del Azúcar

Dos son las materias primas a partir de las cuales se obtiene de manera comercial el azúcar, estas son:

- La caña de azúcar; se produce, en climas tropicales;
- La remolacha; se produce, en climas templados.

#### Comportamiento de la Producción Mundial de Azúcar

La producción presenta bajas y altas de un año a otro, debido, entre otros factores, a las condiciones climatológicas que afectan al cultivo y a los cambios en las políticas azucareras impuestas al interior de los países productores

Los principales países productores de azúcar han conformado una industria que responde en primer término a sus intereses de política interna (autosuficiencia, apoyo a productores, subsidios, etc.), así en menor medida, a las tendencias del mercado internacional y sus precios.

Entre los países productores más importantes podemos citar: La Unión Europea, India, Brasil, China, Estados Unidos, Ex Unión Soviética, Australia, Cuba, México, Tailandia, Pakistán, Indonesia y Turquía (Referencia 2).

#### Producción Mundial del Azúcar y Precios

La producción de azúcar mundial para 2001/02 se estima en 133.2 millones de toneladas, esto debido al aumento de la producción; en Brasil, más de 1.85 millones de toneladas; Tailandia, más de 1.13 millones de toneladas; China, más de 1.12 millones de toneladas; India, más de 1.03 millones de toneladas.

Además, la producción (2001/2002) final para México es más de 300,000 toneladas, así como la estimada en, Cuba, y Guatemala más de 400,000, y 280,000 toneladas, respectivamente. Se estiman exportaciones mundiales para 2001/02 más de 39.9 millones de toneladas. El pronóstico mundial para 2002/03 está en 138.3 millones de toneladas, 4% mayor del estimado 2001/02. Las exportaciones mundiales para 2002/03 se pronostica en 42.3 millones de toneladas, un 6% mayor al estimado del 2001/02 (Referencia 3).

Rusia, Ucrania, y China parece reducir las importaciones para aumentar la producción doméstica. EU, se moderará en el incremento de sus importaciones. El aumento de producción mundial puede ser presión suficiente para un descenso en los precios (Referencia 3).

## 1.2 Síntesis de la Industria Azucarera en México

### **Distribución Regional de la Industria Azucarera**

La industria azucarera en México tiene una relevancia especial por las implicaciones económicas y sociales que se generan a partir de ella.

Los ingenios azucareros que trabajaron en la zafra 2001-2002 son de 59 ingenios localizados en 15 estados del país. En la tabla 1.1 se enuncia la cantidad de ingenios por entidad federativa.

**Tabla 1.1 Ingenios en México -zafra 2001/2002- por Entidad Federativa**

Entidad Federativa	Número de Ingenios
Veracruz	22
Jalisco	6
Oaxaca	4
Michoacán	4
San Luis Potosí	4
Sinaloa	3
Tabasco	3
Nayarit	2
Puebla	2
Chiapas	2
Morelos	2
Tamaulipas	2
Campeche	1
Quintana Roo	1
Colima	1
<b>Total de Ingenios en México</b>	<b>59</b>

La mayor cantidad de ingenios azucareros están localizados en el Estado de Veracruz y Jalisco. La distribución geográfica de las zonas cañeras y sus ingenios azucareros al interior del país, contribuyen a la descentralización de la actividad productiva (Referencia 4).

El 3 de Septiembre del 2001 el gobierno de México expropió 27 ingenios azucareros por problemas de flujo en efectivo. Estos ingenios actualmente operan normalmente con la administración gubernamental (Referencia 3).

### **Política Azucarera de México**

La política para el azúcar en México tiene por resumen las características siguientes:

1. Tarifa arancelaria de importación fija en dólares por kilogramo, para los diferentes tipos de azúcar.
2. Mercado interno libre.

3. Precio de caña en función del precio del azúcar.
4. El excedente se debe exportar.

El principal objetivo de la política nacional es hacer a la industria azucarera mexicana más redituable, por lo cual se necesitan nuevas políticas en la industria azucarera, la cual facilite créditos con la finalidad de aliviar problemas con flujo de efectivo, financiación para almacenar azúcar y mecanizar la producción de azúcar (Referencia 2. 3 y 5).

#### Relaciones productivas de los ingenios azucareros en México

La relación productiva de la industria azucarera en el entorno económico nacional se relaciona con sus proveedores los cuales proporcionan los insumos para su operación, así como la industria consumidora de los productos y subproductos elaborados por el ingenio azucarero. Los principales proveedores y consumidores se citan en la tabla I.2:

**Tabla I.2 Entorno Productivo de la Industria Azucarera**

Proveedores	Consumidores
Petróleo	Galletas
Lubricantes	Chocolate
Bienes de Capital	Química-Fermentación
Envases	Embotelladores
Cal y azufre	Dulces
Refacciones: Mecánicas y Eléctricas	Aminoácidos
Levaduras	Química-Farmacéutica
Fertilizante	Alimento para Ganado
Agroquímicos	Alcohol y Bebidas

#### Posición del Consumo Energético por la Industria Azucarera en el Sector Industrial de México.

El consumo de energía de la industria azucarera en el año 2000 fue de 110.5 Peta Joules (PJ) que equivale a un 9 % con respecto a los requerimientos totales de energía del sector industrial que fue de 1234.256 PJ (Referencia 6).

La industria azucarera, ocupa el cuarto lugar de consumo energético del sector industrial mexicano como se muestra en la tabla I.3 (Referencia 6).

**Tabla I.3 Consumo de Energía del Sector Industrial en México 2000**

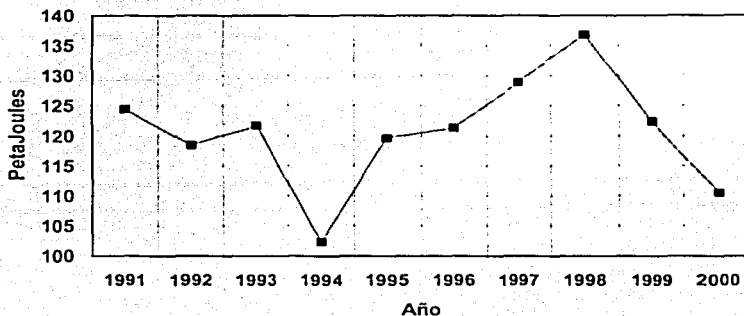
Sector	No.	Actividad	Consumo PetaJoules	%
INDUSTRIAL	1	Otras Ramas	298.9	24.2%
	2	Siderurgia	260.5	21.1%
	3	Química	150.8	12.2%
	4	Azúcar	110.5	9.0%
	5	Cemento	107.1	8.7%
	6	Petroquímica	95.3	7.7%
	7	Minería	68.7	5.6%
	8	Celulosa y Papel	40.5	3.3%
	9	Vidrio	33.9	2.7%
	10	Cerveza y Malta	16.2	1.3%
	11	Aguas envasadas	10.5	0.8%
	12	Fertilizantes	10.3	0.8%
	13	Automotriz	9.8	0.8%
	14	Construcción	7.7	0.6%
	15	Hule	6.0	0.5%
	16	Aluminio	5.0	0.4%
	17	Tabaco	2.7	0.2%
<b>Total</b>			<b>1234.256</b>	

1 PetaJoule = 10<sup>15</sup> Joules

Comportamiento Histórico del Consumo Energético en la Industria Azucarera

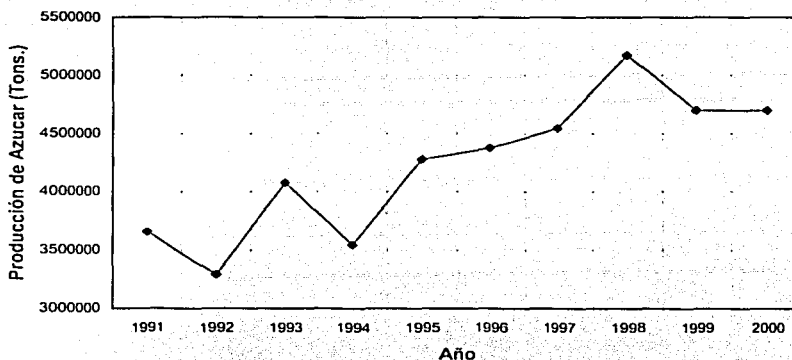
En la gráfica I.1 se muestra la variación del consumo energético total histórico la Industria Azucarera para los últimos 10 años (1991-2000) – y se contrastan las cifras con la gráfica I.2 que representa la producción histórica de azúcar, para el mismo periodo (–Referencia- 6).

Gráfica I.1 Comportamiento Histórico del Consumo Energético Total en la Industria Azucarera



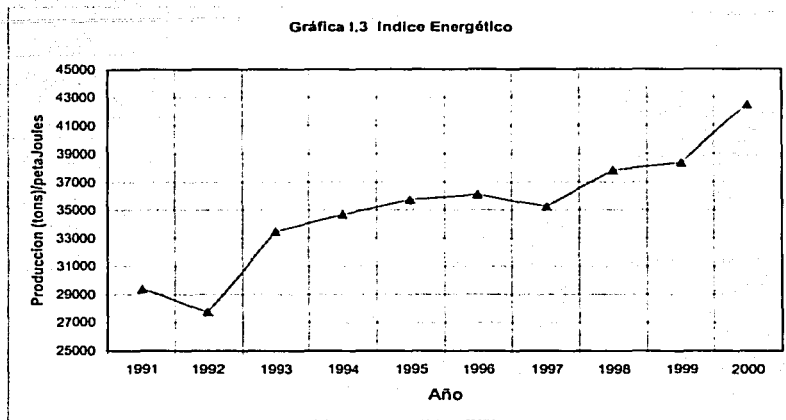
De 1991 a 1992 se observa una disminución del consumo energético debido a una caída de la producción; de 1992 a 1993, al aumentar la producción se eleva el consumo energético; 1993 a 1994, se observa una caída de producción la cual se refleja en el consumo del combustible.

Gráfica I.2 Producción Histórica de Azúcar



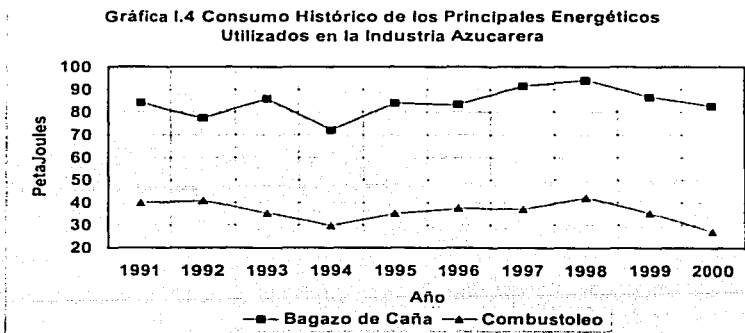
De 1994 a 1998, se aumenta el consumo energético en función de la producción; de 1998 a 1999, se observa una caída de producción que se relaciona con la baja de consumo energético; de 1999 a 2000, se percibe una producción similar con una baja ligera de consumo energético con respecto al 99.

Lo anterior nos sirve de base para saber si la industria azucarera ha establecido programas de ahorro energético, con lo cual se ha establecido el índice de producción con energía como se muestra en la gráfica 1.3. En lo general se aprecia en la gráfica 1.3 que desde 1991 hasta 2000 se aprecia un mejor aprovechamiento energético en los ingenios, ya que por unidad energética se ha producido más azúcar.

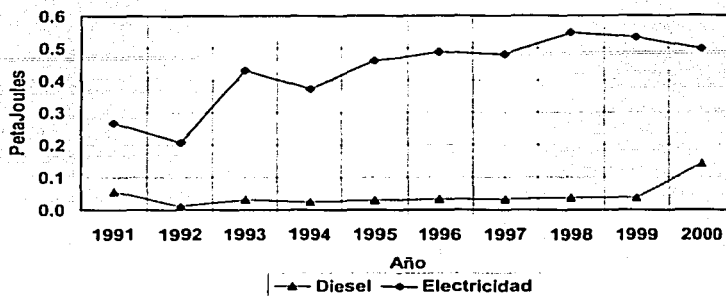


**Comportamiento Histórico del Consumo Energético Desagregado por Tipo de Energético en la Industria Azucarera**

Los combustibles de mayor consumo en los ingenios azucareros son el bagazo y combustóleo, como se observa en la gráfica 1.4. El comportamiento en el consumo se ha indicado en la sección anterior. Los energéticos de menor uso en la Industria azucarera, son; la electricidad, cuando los Ingenios no generan su propia energía para satisfacer todas sus necesidades o están en periodo de mantenimiento; Diesel, cuando requieren limpiar o utilizar equipo de mantenimiento. Las necesidades de la electricidad y el Diesel se presentan a continuación Gráfica 1.5 (Referencia 6).



Gráfica I.5 Consumo Histórico de los Energéticos con Bajo Uso en la Industria Azucarera



Similar a los energéticos, los altos precios en el azúcar han fomentado la investigación, así como el uso de sustitutos. De acuerdo a las estimaciones del Departamento de Agricultura de los Estados Unidos, la producción mundial del azúcar está en aumento y los precios por sobre oferta pueden bajar, además la demanda ha disminuido al tener los edulcorantes de otro tipo con mayor aceptación en el mercado.

La producción azucarera ha mejorado su productividad a través de disminuir el consumo energético como se mostró en la gráfica I.3.

Los ahorros energéticos en la industria azucarera son trascendentales para disminuir costos de producción y aumentar la utilidad operativa, ya que la energía es uno de los principales insumos en el proceso. Además estos resultados contribuyen a una utilización racional y eficiente de los recursos energéticos.

Lo antes citado, conviene hacerlo con el uso de métodos especializados para el análisis económico como el termoeconómico, el cual nos permite conocer cuantitativamente los costos de producto y así proponer medidas de ahorro y uso eficiente de la energía en la industria.

#### Referencias

1. Rico Manuel. Manual sobre Comercialización Internacional del Azúcar. GEPLACEA, serie sobre mercado. México 1989.
2. García, Luis Ramiro. La agroindustria azucarera de México frente a la apertura comercial, Universidad Autónoma de Chapingo, México 1997.
3. Departamento de Agricultura de Estados Unidos (USDA), World Markets and Trade, USA 2002
4. Cámara Nacional de las Industrias Azucarera y Alcohólica, Consumo de Materiales 1996-2002, Segunda edición, Julio 2002.
5. Diario Oficial de la Federación de Marzo 31 de 1998. México 1998
6. Secretaría de Energía, "Balance Nacional de Energía 2000", Edit. Subsecretaría Política y Desarrollo Tecnológico, México 2001.
7. Ingenio, Órgano Informativo de la Cámara Nacional de las Industrias Azucarera y Alcohólica, Año 5 No. 47, Julio / Agosto 2000.



12

## **CAPÍTULO II**

# **PROCESO DE FABRICACIÓN DEL AZÚCAR**

## II. PROCESO DE FABRICACION DEL AZUCAR

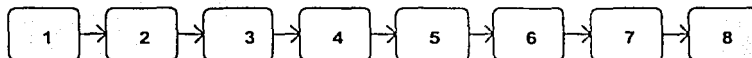
El objetivo del presente capítulo es describir los procesos principales, que conforman una planta de fabricación de azúcar.

La caña de azúcar se conoce científicamente como *Saccharum Officinarum*, planta gramínea de la tribu andropogóneas, originaria de las indias orientales, pero cultivada ampliamente en muchas regiones tropicales y subtropicales y es usada para obtener azúcar

Las principales etapas del proceso para la fabricación del azúcar se basa a partir de tener la caña en el ingenio por lo que las principales etapas del proceso de elaboración de azúcar se pueden sintetizar en:

- 1) *Preparación de la caña.*
- 2) *Extracción del jugo (guarapo pesado).*
- 3) *Clarificación*
- 4) *Evaporación.*
- 5) *Cristalización.*
- 6) *Centrifugación.*
- 7) *Refinación.*
- 8) *Secado.*

**Bloques de las Operaciones de Fabricación de Azúcar**

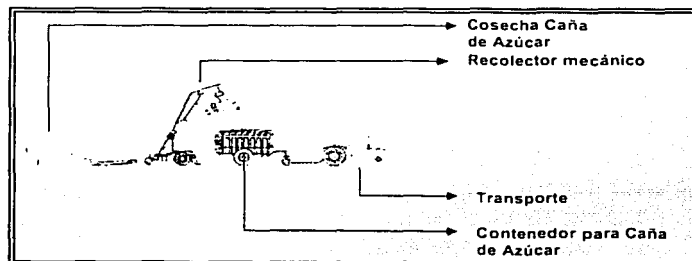


En el anexo VI del presente análisis se proporciona un diagrama de flujo del ingenio en estudio.

En este apartado se pretende explicar en bloques generales el proceso de la fabricación del azúcar, además de comprender las diferentes etapas necesarias para lograr conseguir el producto final. Cada bloque involucra una serie de procesos unitarios.

### Descripción del proceso:

Los productores de caña entregan y venden su cosecha al ingenio. La recolección se efectúa cuando las cañas se vuelven violetas o doradas, dejan de crecer y sus hojas amarillean; entonces se cortan manualmente con machetes lo más bajo posible, pues la parte inferior de las mismas es la más rica en azúcar. La recolección se realiza también con equipo mecanizado en algunos campos.

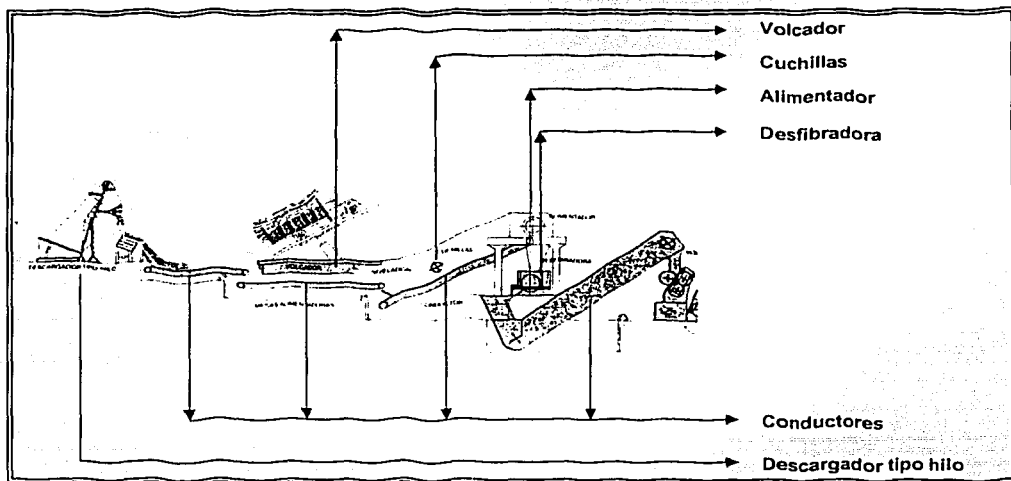


1) Preparación de la caña;

La caña de azúcar al entrar a fabrica es pesada, donde es analizada previamente para determinar la riqueza sucárica y contenido de materia sólida que acompaña a la caña.

Actualmente en algunos ingenios se ha instalado un proceso de limpieza de la caña, pues la creciente mecanización en las tareas de cosecha, hace que está llegue a los molinos con un alto porcentaje de tierra (mayor de 3%), piedras, ramas y hojas que dificultan la molienda y extracción.

Una vez semi limpio la caña de azúcar continua hacia el batey, donde es la zona de entrada para la caña de azúcar al ingenio. La caña es manipulada por medio de grúas o volteadoras mecánicas que la descargan en las bandas transportadoras para encarrilarle a la etapa de preparación, donde es triturada mediante unos molinos en función del grueso que se quiere desmenuzar.



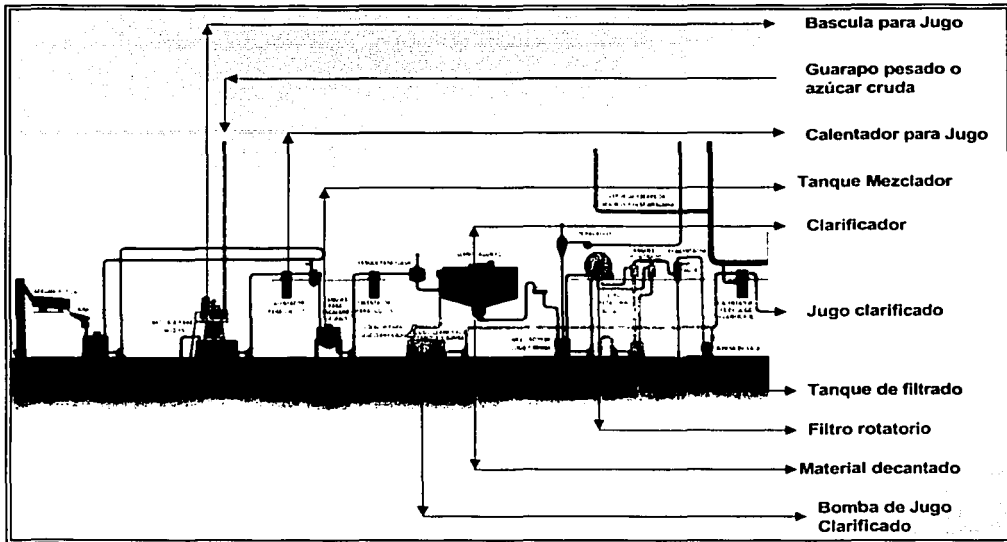
2) Extracción del jugo (guarapo pesado);

Esta operación se realiza mediante la compresión de la caña desmenuzada (bagazo) por las masas, que van desde tres hasta seis etapas o más de los molinos. Aún cuando al bagazo se someta a presiones considerables o repetidas, no cede jamás todo el jugo que contiene.

Para extraer la mayor cantidad de azúcar contenida, debe recurrirse en reemplazar el jugo que la constituye por agua para imbibición y maceración. En esta fase se aplica agua sobre la caña en molienda para facilitar la extracción de la sacarosa.

El azúcar se extrae por el agua que, circulando en contracorriente a través de la caña molida, se fuerza, una solubilización para obtener un jugo llamado "guarapo pesado". A la salida del molino la caña molida esta prácticamente sin azúcar, y se obtiene un subproducto conocido como bagazo.





#### 4) Evaporación;

Con el propósito de concentrar el jugo clarificado (desde 84.5% de agua y 15.5 de materia seca hasta aproximadamente 30% de agua y 70% de materia seca), se procede a la evaporación del jugo a través de un evaporador de múltiple efecto. El jugo de salida de evaporación recibe el nombre de jugo concentrado, meladura o jarabe.

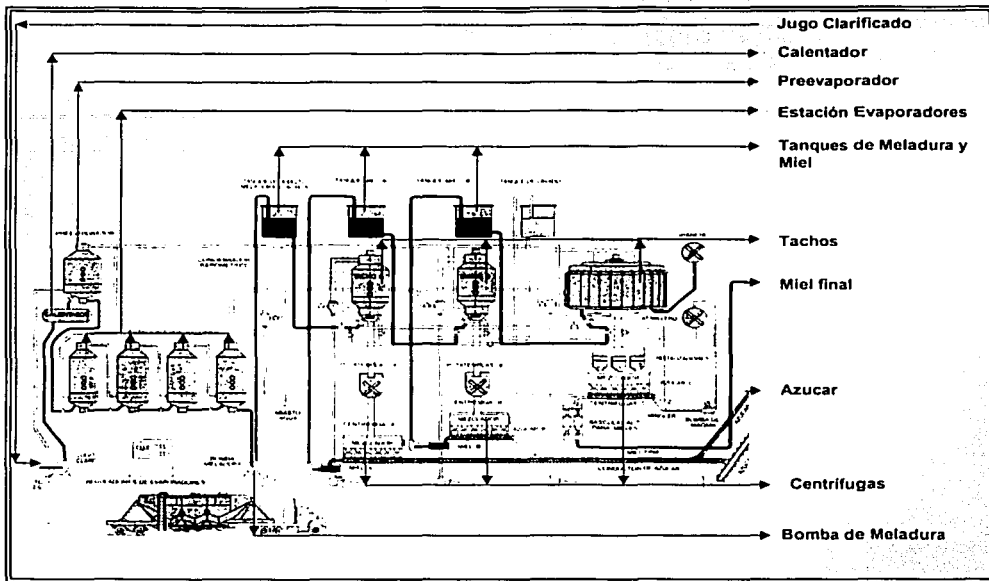
#### 5) Cristalización;

A la salida de la evaporación, la meladura se dirige a equipos conocidos como Tachos son evaporadores de simple efecto, los cuales tienen la función de concentrar y saturar la meladura, mediante una evaporación realizada al vacío, con objeto de trabajar a baja temperatura.

Es progresivamente concentrado hasta la obtención de una solución sobresaturada y en ese momento se hace la adición de una pequeña cantidad de minúsculos cristales de azúcar (semilla). Estos cristales sirven de base para la formación del grano, de forma que gran parte del azúcar en disolución pasa a engrosar el tamaño de dicho grano. El resultado es una masa sobresaturada.

#### 6) Centrifugación;

La masa sobresaturada obtenida de la cristalización es vertida al proceso de centrifugación, la cual por medio de cilindros provistos de mallas metálicas perforadas que giran a alta velocidad, es separada el azúcar cristalizada de la miel no cristalizada.



7) Refinación;

La refinación es un proceso que acentúa la calidad del producto en cuanto a pureza, textura, color y contenido de humedad. Utiliza como materia prima el azúcar estándar o morena, el cual se somete a un proceso de clarificación. Este proceso tiene varias etapas destacándose el fundido, la disolución del azúcar estándar en agua de condensados y el tratamiento químico.

En esta última fase, el licor es sulfatado y alcalinizado para ser aireado, calentado y clarificado. El licor luego es filtrado y decolorado nuevamente con absorbentes industriales (carbón activado). Por último la meladura se somete a cristalización y centrifugación.

8) Secado;

En este proceso el azúcar sólido se somete a un secado y triturado para cumplir con normas comerciales y de envasado.

## **CAPÍTULO III**

# **ANTECEDENTES DEL ANÁLISIS TERMOECONÓMICO**

### III ANTECEDENTES DEL ANÁLISIS TERMEOCONÓMICO

La termoeconomía es un método de análisis de procesos que se auxilia de la termodinámica y de principios económicos para buscar minimizar costos y ahorrar energía en los procesos. El objetivo del análisis termoeconómico es:

- Calcular por separado los costos del producto o productos generados en el sistema.
- Comprender el proceso para formación de costos en los flujos del sistema.
- Optimizar variables específicas en un componente o unidad de proceso.
- Optimizar completamente al sistema de producción.

Las bases termodinámicas de las cuales se auxilia la termoeconomía son:

- Balance de masa y energía.
- Balance de exergía.
- Balance de costos exergético.

Para finalmente llegar, apoyado por principios económicos al balance termoeconómico.

#### Balance de masa y energía

El principio de conservación de la materia garantiza que la masa es indestructible.

Aceptando lo enunciado en la ley de conservación de la masa en un sistema abierto (volumen de control) en estado estable, la ecuación establecida es:

$$\sum \dot{m}_{\text{entrada}} - \sum \dot{m}_{\text{salida}} = 0 \quad \dots\dots III.1$$

El principio de conservación de la energía expresa que la energía no puede ser creada ni destruida. Donde para cualquier clase de sistema abierto en estado estable, la ecuación establecida es :

$$Q_{\text{salida}} = (W_{\text{entra}} - W_{\text{salida}}) + (H_{\text{entra}} - H_{\text{salida}}) + (C_{\text{entra}} - C_{\text{salida}})_{\text{cinética}} + (P_{\text{entra}} - P_{\text{salida}})_{\text{potencial}} + (Q_{\text{entra}}) \quad \text{(Ecuación III.2)}$$

Para obtener la eficiencia por primera ley termodinámica se calcula mediante la ecuación para un sistema:

$$\eta = \frac{\text{Energía Utilizada}}{\text{Energía de Entrada}} \times 100 \dots\dots III.3$$

En función a la ecuación III.3, para calcular la eficiencia del uso de vapor en planta se calcula con:

$$\eta = \frac{(\text{Vapor asociado a Trabajo Mecánico} + \text{Calor asociado a proceso})}{\text{Entrada de Energía del Vapor}} \dots\dots III.4$$

#### Balance de exergía (Referencia 2).

La exergía se le conoce como energía útil que tiene un flujo con relación a un ambiente estable de referencia. El análisis exergético tiene varias ventajas sobre el método convencional de diseño y análisis



de sistemas energéticos. En primer lugar, proporciona una medición más precisa de las ineficiencias reales en el sistema y la verdadera localización de las mismas por medio de evaluar las irreversibilidades del sistema. Esto se logra para cualquier sistema sin importar la complejidad del mismo.

La exergia determina además la eficiencia real de sistemas abiertos; el balance de primera ley da valores de eficiencia menos precisos, además sólo considera el número de unidades de energía transferida, ignorando la calidad de energía involucrada. Además de la energía, la exergia sí se destruye las irreversibilidades de los procesos.

#### Componentes de la exergia.

- El primer componente del cual la exergia se deriva desde la forma de energía diferente al equilibrio (medio ambiente) son la exergia física; es igual a la máxima cantidad de trabajo disponible cuando el flujo de una sustancia se lleva de su estado inicial al estado de equilibrio con el ambiente estable de referencia "To" y "Po", por los procesos físicos que involucran la interacción térmica y mecánica con el ambiente.
- El otro componente es la exergia química es igual a la máxima cantidad de trabajo obtenible cuando la sustancia bajo consideración se trae desde el estado de referencia hasta el estado muerto por los procesos involucrados de transferencia de calor e intercambio de sustancias con el medio ambiente. El concepto de reversibilidad, que puede invertirse en todas direcciones de flujo e interacciones, da la siguiente definición de la exergia química (alternativa); es igual a la mínima cantidad de trabajo necesario para sintetizar, y para entregarse al estado del medio ambiente, la sustancia bajo consideración desde las sustancias ambientales por medio de procesos que involucran transferencia de calor e intercambio de sustancias solamente con el medio ambiente.

El ambiente estable de referencia determina los niveles de temperatura, presión y potenciales químicos que han de tomarse como referencia para los cálculos de energía utilizable. Cuando el sistema llega al equilibrio termodinámico con el ambiente, se dice que se encuentra en el estado muerto. En dicho estado, la presión, la temperatura y los potenciales químicos del sistema son iguales a los del ambiente (Referencia 2).

La aplicación de la exergia a un sistema, está determinada por la necesidad de mejorar la eficiencia en el uso de la energía. Estas mejoras pueden ser aceptables económicamente y además, deben producir ganancias en la conservación de la energía. Los sistemas existentes en operación deben analizarse con el método de exergia para evaluar áreas en las que pueden hacerse mejoras efectivas en la eficiencia energética, para ahorrar energía y reducir los costos globales de operación del sistema (Referencia 1)

El balance exergético para un volumen de control se expresa de manera siguiente:

$$W' = \sum_{i=1}^n \left( 1 - \frac{T_o}{T_i} \right) Q_i + \sum_{ingresa} \dot{m} \left( (h - h_o) - T_o(s - s_o) \right) - \sum_{sale} \dot{m} \left( (h - h_o) - T_o(s - s_o) \right) - B_d \dots III.5$$

Nota: la entalpia es la energía contenida en un fluido a una presión y temperatura definida para hacer trabajo

El significado práctico es:

- Trabajo es exergia ya que es la energía útil.  
 $B_W = W \dots \dots \dots III.5.a$
- Transferencia de exergia asociada a la transferencia de calor, que es la máxima conversión a trabajo útil que se puede realizar en un ciclo de Carnot.

$$B_Q = \sum_{i=1}^n \left( 1 - \frac{T_o}{T_i} \right) Q_i \dots III.5.b$$

- Transferencia neta de exergía asociada a los flujos de materia

$$\Delta B_{flujo} = \sum_{ingresa} \dot{m} \left( (h - h_o) - T_o(s - s_o) \right) - \sum_{sale} \dot{m} \left( (h - h_o) - T_o(s - s_o) \right) \dots III.5.c$$

Si definimos la función de Darrius :  $b = (h - h_o) - T_o(s - s_o)$ , se simplifica en:

$$\Delta B_{flujo} = \sum_{ingresa} (\dot{m} b)_i - \sum_{sale} (\dot{m} b)_j \dots III.5.d$$

Al conocer como se obtiene la exergía por flujo, procedemos en aplicar las siguientes ecuaciones necesarias para obtener el balance de exergía por equipo o proceso en estado estable.

$$B_d = \sum B_{entrada} - \sum B_{salida} \dots III.6 \quad \text{Simbología: B; Exergía}$$

En donde

$$B_{entrada} = \sum_{ingresa} \dot{m} (b) + \sum_{i=1}^n \left( 1 - \frac{T_o}{T_i} \right) Q_i + \sum_{ingresa} W \dots III.6.a$$

así como

$$B_{salida} = \sum_{sale} \dot{m} (b) + \sum_{sale} W \dots III.6.b$$

La eficiencia exergética del proceso se calcula con la ecuación:

$$\eta = \left( \frac{\text{Exergía de Salida}}{\text{Exergía de Entrada}} \right) (100) \dots III.7$$

En función de la ecuación III.10 para la eficiencia de exergía en el ingenio se usara:

$$\eta = \left( \frac{\text{Vapor asociado a Trabajo Mecánico} + \text{Exergía del flujo de Calor}}{\text{Entrada de Exergía del Vapor}} \right) \dots III.8$$

### El Balance de Costo Exergético

El término "Costo exergético" es propuesto por el Dr. Valero en su publicación "Proceso de Formación del Costo Exergético", Universidad de Zaragoza (España), España 1980 y se refiere a la exergía necesaria para lograr que un flujo cuente con su cantidad de energía útil.

La exergía necesaria para fabricar un producto funcional es siempre superior a la contenida en él, lógicamente dependerá del proceso de fabricación. Así que se llamará "costo exergético", de un producto funcional a la cantidad real de exergía necesaria para obtener dicho producto.

Por tanto, para todo producto funcional se cumple que:

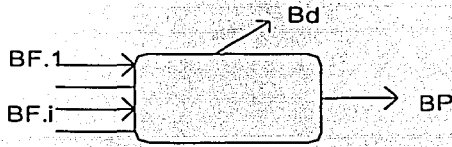
Costo exergetico > Exergia.....III.9

Lógicamente el objetivo de la optimización energética va encaminado en hacer mínimo el coeficiente:

$$v^* = \frac{\text{Costo exergetico}}{\text{Exergia}} \dots\dots III.10$$

El costo exergetico es un concepto relativo, pero de la mayor importancia práctica ya que la exergia de un sistema no puede ahorrarse pero si se podrá rebajar su costo exergetico.

Consideremos un sistema con su máximo nivel de agregación, que tenga una salida y varias entradas (Fig. III.1).



Simbología:  
 BF; entrada (exergia).  
 BP; salida (exergia).  
 Bd; exergia perdida.

Fig. III.1

Se define costo exergetico de la salida "P\*" como la exergia que ha sido necesaria para obtenerlo con el proceso; considerado de la figura III.1 la ecuación siguiente.

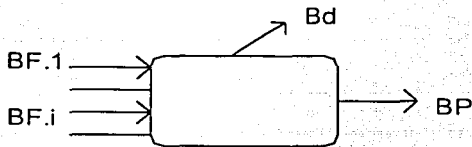
$$\dot{B} P = \sum_i \dot{B} F_i = \dot{B} F = \dot{B} P + \dot{B}_d \dots\dots\dots III.11$$

Como  $B_d \geq 0$ , ha de verificarse siempre  $B^* P \geq BP$ .

El rendimiento exergetico del sistema verifica el resultado que nos permite definir el rendimiento exergetico como el cociente de la exergia del producto entre su costo exergetico (Referencia 1).

$$\zeta = \frac{BP}{\sum_i BF_i} = \frac{BP}{BF} = \frac{BP}{B^* P} \dots\dots\dots III.12$$

Se considera un sistema del tipo fig.III.2, de varias entradas y una salida, pero todos flujos simples. El balance exergetico se escribe inmediatamente:



Simbología:  
 BF; exergia entrada.  
 BP; exergia salida.  
 Bd; exergia perdida.

Fig. III.2

$$\sum B_{Fi} - B_P = B_d \dots\dots\dots III.13$$

Ahora en un sistema donde se instalan los sistemas auxiliares como se muestran en la fig. III.3,

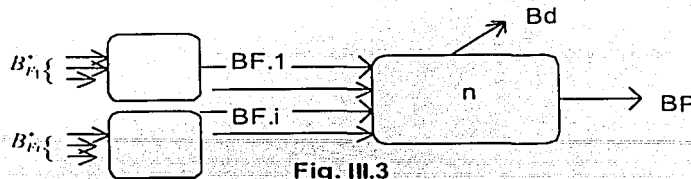


Fig. III.3

Simbología:

- |                                  |                                |
|----------------------------------|--------------------------------|
| $B^*F_1$ ; costo exergético "1". | BP; exergía salida.            |
| $B^*F_i$ ; costo exergético "i". | Bd; exergía perdida.           |
| BF; exergía entrada.             | $B^*P$ ; costo exergético "P". |
| n; equipo.                       |                                |

Para conocer el costo exergético del flujo BP en el equipo "n" se utiliza la ecuación III.13

$$\sum_{i=1}^i B_{Fi} - B_P = 0 \dots III.14$$

Esto es una ecuación de "i" ecuaciones requeridas, donde "i" es la cantidad total de salidas y entradas (flujos) al equipo o sistema de producción conforme los alcances del análisis.

Se necesitan "i-1" ecuaciones adicionales, para resolver el costo exergético de BP mediante:

#### Ecuaciones Adicionales de Costo Exergético (Referencia 4).

Cualquier sistema a su máximo nivel de agregación solo presenta flujos entrantes o salientes que atraviesan la frontera del sistema. Al reducir el estado de agregación para un mismo sistema aparecen flujos internos que conectan los distintos equipos que lo componen.

Los sistemas de producción presentan uno o varios productos principales, subproductos y residuos. También en muchos casos aparece recirculación o reciclado del flujo, esto es flujos tienen un sentido físico único el vapor que se transforma en condensado al calentar un fluido o los flujos cuya agrupación tiene sentido físico (el fluido entrante, el vapor obtenido y el fluido concentrado en un evaporador), de tal manera que es necesario desarrollar una definición más detallada de costo exergético

El balance de costo exergético ampliado puede ser aplicado a cualquier sistema en cualquier nivel de agregación, esto permite extender el sistema sin tener que modificar su estructura.

Las ecuaciones adicionales pueden ser acordadas, en función de los criterios económicos de la empresa por aplicar el análisis termoeconómico, en este caso se hicieron las consideraciones a criterio del autor del presente trabajo.

Al extender el sistema en estudio a "n" elementos, equipos o subprocesos, el número de ecuaciones se incrementa a "n" con lo que el número de costos exergéticos calculables a partir del conocimiento de las exergías de entrada se incrementa también a "n".

Si "m" es el número de flujos y "n" el número de elementos, las ecuaciones adicionales serán "m-n". Estas se pueden obtener de las siguientes relaciones (Referencia 3):

- a) Entradas.- Se les asigna el costo exergético igual a su exergia, ya que, en los límites del sistema analizado no se ha consumido exergia alguna para producirlas.

$$BF_i^* = BF_i \dots\dots\dots III.15$$

- b) Ramificaciones internas.-En este caso el cociente de costos exergéticos entre el flujo principal y recirculado deberá considerarse proporcional al cociente de sus exergias, de tal manera.

$$\frac{B_i^*}{B_i} = \frac{B_j^*}{B_j} = \dots = U^*, \dots\dots\dots III.16$$

También, para cada bifurcación,

$$\frac{B_i^*}{B_i} - \frac{B_j^*}{B_j} = 0, \dots\dots\dots III.17$$

- c) Ramificaciones externas.- Si las salidas de un equipo son salidas del sistema, son posibles varios casos; generación de uno o varios subproductos, se comenta en el apartado "d"; uno o varios productos principales ocasiona la producción de uno o varios residuos, para mayor explicación vea el apartado "e".

- d) Subproductos.- Se les asigna el costo exergético que tendría su obtención directa mediante el mejor proceso utilizable (del menor costo exergético).

$$\omega_{sub} = \mu^* B = \left(1 + \frac{B_d}{B_P}\right) B = \left(\frac{BF}{BP}\right) B \text{ si y solo si } \omega_{ri} \neq 0 \dots\dots\dots III.18$$

- e) Residuos.- En principio se les asigna un costo exergético nulo. En ocasiones es necesario consumir exergia para eliminar un residuo. En ese caso, frecuentemente se puede suponer el costo exergético proporcional a la exergia del residuo. Como el residuo es un flujo saliente del sistema principal, se le asigna el un costo exergético negativo.

$$-\omega_{ri} = -\mu^* B = -\left(1 + \frac{B_d}{B_P}\right) B = -\left(\frac{BF}{BP}\right) B \text{ si y solo si } \omega_{ri} \neq 0 \dots\dots\dots III.19$$

Continuando con el problema, las entradas se le asigna el mismo costo exergético aplicado en los anteriores equipos como productos del mismo.

Ahora el balance de costo exergético es:

$$\sum_i B^*_{Fi} - B^*_{P_i} = 0 \dots\dots\dots III.20$$

Implica que aunque la exergia si se destruye con las irreversibilidades del proceso, el costo exergético se conserva.

**El Costo Exergético Unitario:**

Se define el costo exergético unitario " $U^*$ " como la exergia necesaria para producir la unidad de exergia en forma de salida "S".

$$v^* = \frac{BP^*}{BP} = \frac{BF}{BP} = \frac{BP + B_p}{BP} = 1 + \frac{B_d}{BP} = \frac{1}{\zeta} \dots\dots III.21$$

La idea de costo exergético unitario es muy útil en el análisis termodinámico de sistemas, ya que mide la exergia que se utiliza para producir cada flujo. Por ejemplo la integración exergética de procesos ayuda a sustituir entradas de equipos por otras de menor costo exergético unitario.

Esta se obtiene al dividir el costo exergético entre la exergia del mismo flujo.

**Balance termoeconómico\*.**

Para determinar el costo de un producto es preciso realizar un balance económico del proceso involucrado para su obtención. Un proceso dado puede dar origen a varios productos distintos, en forma de flujos de materia, así como energía eléctrica o vapor.

Uno de los objetivos del análisis termoeconómico es la determinación de los costos (CP<sub>j</sub>) mediante una combinación adecuada de los recursos de la termodinámica y de la economía. Así se llega al establecimiento de una contabilidad termoeconómica rigurosa.

El costo total de los productos ha de ser igual a la suma de los costos de las materias primas o recursos consumidos, más los costos de personal, estructura y capital. En la ecuación III.22 se muestra el flujo de los costos, de modo que todos los costos generados por el proceso son recogidos en los productos. Si representamos el costo total por "ZF<sub>i</sub>" de la entrada o recurso genérico "i"; el de la salida o producto genérico j por "ZP<sub>j</sub>" y costo de capital, fijos, etc. por "Z<sub>c</sub>", se verifica el siguiente balance:

$$\sum ZP_j = \sum ZF_i + Z_c \quad III.22$$

Podemos expresar III.22 en función de los costos unitarios medio del recurso "CF<sub>i</sub>", así como el costo unitario medio del producto "CP<sub>j</sub>" y de las cantidades "x<sub>F<sub>i</sub></sub>" consumidas de cada recurso, además las producidas en cada producto "x<sub>P<sub>j</sub></sub>":

$$\sum x_{P_j} CP_j = \sum x_{F_i} CF_i + Z_c \quad III.23$$

Nota: \*El concepto si se refiere a un costo económico.

Cuando sólo hay un producto, la ecuación III.23 permite determinar su costo unitario "CP<sub>j</sub>" :

$$CP_j = \frac{\sum x_{F_i} CF_i + Z_c}{x_{P_j}} \quad III.24$$

**Componentes del Costo termoeconómico**

La ecuación III.23 es la forma general en la cual se calcula el costo del producto, sin embargo, para el análisis termoeconómico se divide en dos áreas para estudio el termoeconómico como son el costo variable y el fijo:

1. **El termoeconómico variable** únicamente considera los costos en los recursos o materias primas necesarias para obtener el producto. Esto es de la ecuación III.23 se tiene así:

$$\sum x_{P_j} CP_j = \sum x_{F_i} CF_i \dots\dots III.23.a$$

2. **El termoeconómico fijo** considera tanto los costos en los recursos como los costos para los equipos. En pocas palabras la ecuación III.23.

$$\sum xP_i, CP_i = \sum xP_i, CF_i + Z, \dots III.23$$

Otro objetivo del análisis termoeconómico es la optimización de los costos. Donde las mejoras termodinámicas del proceso, con la ayuda del análisis exergético, tienen la finalidad de reducir el consumo de recursos  $n_i$  para una producción  $n_p$  dada. Ahora bien, tales mejoras encarecen y complican las instalaciones, aumentando  $Z_c$ . El análisis termoeconómico investiga el compromiso óptimo entre la reducción de la suma del número de recursos por sus costos y el aumento de capital para que resulte un valor mínimo en el costo del producto.

Hasta el momento se ha visto que todo flujo transporta una exergia "B" y tiene un costo exergético  $B^*$ , ambos se expresan en unidades de potencia (kW). A cada flujo se le puede asignar también un costo termoeconómico ( $\Pi$ ), que se define como el costo económico de su producción, expresado en unidades monetarias por unidad de tiempo (\$/segundo).

Es fácil establecer una relación entre el costo termoeconómico ( $\Pi$ ) y el costo termoeconómico unitario ( $c^*$ ) o costo económico por unidad de exergia consumida en la producción del flujo:

$$\Pi = c^* B^* \dots \dots \dots III.25$$

El  $c^*$  se expresa en unidades monetarias por unidad de exergia, para nuestro caso pesos entre Joules.

En una instalación que utilice un recurso o combustible único, estas ideas tienen una significación muy clara. El costo exergético unitario " $c^*$ "-adimensional- mide el consumo unitario de combustible (kJ de exergia de combustible/kJ de exergia del flujo) y el  $c^*$ ; representa el costo unitario del combustible (\$/kJ). La expresión III.25 determina el costo del combustible (\$/segundo), requerido para la producción del flujo considerado. En el presente trabajo se usará esto para ser aplicado al Ingenio Azucarero.

Se considera inicialmente un sistema representado en la figura III.4, en el nivel de agregación máximo, con varias entradas y salidas. Un balance económico elemental indica que el costo total de las entradas más los costos fijos de amortización referidos a una unidad de tiempo, que representaremos por  $Z$  y designaremos en lo sucesivo costo fijo:

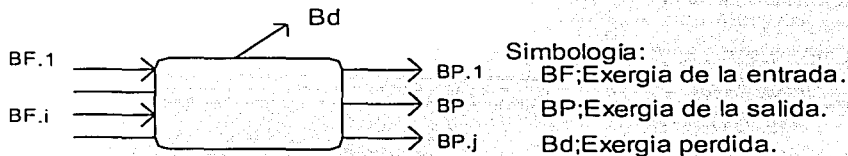


Fig. III.4

$$\sum_i \Pi F_i + Z = \sum_j \Pi P_j \dots \dots \dots III.26$$

o también

$$\sum_i \Pi F_i - \sum_j \Pi P_j + Z = 0 \dots \dots \dots III.27$$

**Ecuaciones adicionales para el costo termoeconómico**

Cuando por el contrario, hay  $N > 1$  productos, el balance de la ecuación III.23 es insuficiente para determinar sus costos unitarios y son precisas  $N-1$  ecuaciones más. Estas ecuaciones adicionales se formulan conforme a los siguientes criterios:

a) Entradas.- Para una entrada genérica "i":

$$\Pi_i = c_i^* BF_i^* = c_i BF_i \dots \dots \dots III.28$$

De acuerdo con III.21, como  $BF_i^* = BF_i$ , es  $U_i^* = 1$  y  $c_i^* = c_i$ .

b) Ramificaciones internas.- Si un equipo tiene varias salidas conectadas a otros elementos del sistema, se les asigna el mismo costo termoeconómico unitario "c". Como III.17 se le asigna el mismo costo exergetico unitario  $U^*$ ; por lo que sus costos termodinámicos serán asimismo iguales:

$$\frac{\Pi_i}{B_i} = \frac{\Pi_j}{B_j} = c = U^* c^*, \dots \dots \dots III.29$$

También, para cada bifurcación,

$$\frac{\Pi_i}{B_i} = \frac{\Pi_j}{B_j} = 0, \dots \dots \dots III.30$$

c) Varios productos principales.- se aplica III.29 ó III.30.

d) Subproductos.- Se le asigna la mínima exergia necesaria para su obtención directa, se le multiplica por el costo unitario  $c_{sub}^*$  del subproducto que se requeriría para ello:

$$\Pi_{sub} = c_{sub}^* B_{sub}^* = c_{sub} \omega_{sub} \dots \dots \dots III.31$$

e) Residuos.- Usualmente  $\Pi_{ri} = 0$ . Si existiera algún uso alternativo que permita una recuperación de exergia, el valor económico del residuo es:

$$\Pi_{ri} = c_{ri}^* \omega_{ri} \dots \dots \dots III.32$$

Para la eliminación del residuo:

$$\Pi_{ri} = -c_{ri}^* \omega_{ri} \dots \dots \dots III.33$$

Donde  $c_{ri}^*$  es el costo unitario de la exergia necesaria para obtener la  $\omega_{ri}$  requerida para la eliminación del residuo.

Los costos dependerán de si un producto es principal o secundario (subproducto), si se produce para su consumo interno o para su venta, o si se debe valorar a precio de mercado, etc. Lo anterior en función con la estructura, circunstancias, objetivos y política de costos particular a cada empresa que explote un proceso productivo.

Al solucionar el sistema de ecuaciones originado para encontrar el costo termoeconómico en cada uno de sus componentes (variable y fijo) se aplica lo siguiente para el costo termoeconómico;

- Costo termoeconómico variable requiere solucionar las ecuaciones tanto del equipo como las adicionales. Después el costo unitario (termoeconómico) se obtiene al dividir el costo



termoeconómico variable entre su valor de costo exergético para el mismo flujo. El costo termoeconómico variable se obtiene al multiplicar el costo termoeconómico unitario variable con el costo exergético unitario del mismo flujo. Para obtener el costo del flujo (\$/seg.) se utiliza su costo Termoeconómico variable (\$/GJ) se multiplicó por su costo exergético (kW) entre 1000 para obtener (\$/seg.).

- Costo termoeconómico fijo requiere solucionar las ecuaciones del equipo y las adicionales. El costo termoeconómico unitario se obtiene al dividir el costo termoeconómico fijo entre su valor de costo exergético para el mismo flujo. El costo termoeconómico fijo se obtiene al multiplicar el costo termoeconómico unitario con el costo exergético unitario del mismo flujo (\$/GJ). El costo del flujo (\$/seg.) se utiliza su costo termoeconómico (\$/GJ) multiplicándolo por su costo exergético (kW) entre 1000 para obtener (\$/seg.)

### **Beneficios del análisis termoeconómico basado en la exergia**

La termoeconomía es un procedimiento que combina la exergia con el análisis económico. El propósito de la termoeconomía es lograr la optimización, dentro de un sistema dado, es un balance de los costos de capital y los gastos de exergia; los cuales nos proporcionan el mínimo costo de un producto y subproductos, en el sistema por analizar -la fabricación- (Referencia 2).

Los resultados en energía no son tan confiables como la exergia, pues la exergia nos proporciona valores en función de la calidad energética, lo cual permite la estimación económica de los flujos con respecto a su capacidad de generar trabajo útil.

El análisis termoeconómico debe ser el paso final de la siguiente optimización:

1. Estudio termoeconómico del sistema para idear la más efectiva estructura operativa, un procedimiento conocido como síntesis del sistema.
2. Optimización termoeconómica de los parámetros térmicos de los elementos del sistema para maximizar la eficiencia, para un costo de capital dado.

### **Tratamiento Matricial**

Una de las herramientas para el análisis termoeconómico es el empleo de la ingeniería de sistemas para solucionar el proceso por considerar.

Se requiere elaborar la matriz de incidencia, la cual es una representación entrada / salida de los flujos en los equipos involucrados en el proceso, el flujo saliente o entrante se asienta una sola vez.

A la matriz de incidencia le conoceremos como "A" es una matriz con "n" renglones, en cuanto "n" es el número de equipos y "m" columnas (representan cada una el flujo de materia, energía o exergia), de tantos equipos como flujos, cuyos valores son +1 o -1 según sean entrantes o salientes (referencia 4).

### **Balance de Costo Exergético en forma matricial**

En el parrafo anterior se han establecido con generalidad las nociones de entrada y salida indispensables para la definición del rendimiento exergético o racional.

$$\text{Equipo "A"} \equiv \left[ \begin{array}{c|c} \text{Entradas} & \text{Salidas} \end{array} \right]$$

El balance de exergia queda como:

$$A \times B = B d \dots\dots\dots III.34$$

En donde  $B = \begin{bmatrix} BF_1 \\ BF_2 \\ \cdot \\ \cdot \\ BF_n \end{bmatrix}$ ; es el vector de exergias

De la ecuación III.34 y de acuerdo a las consideraciones de las ecuaciones adicionales, donde las entradas tienen el mismo costo exergético a su valor de exergia tenemos:

$$\sum_{n=1}^i BF_i - BP_s = 0 \dots\dots III.35$$

Lo cual obtenemos de manera matricial que:

$$A \times B^* = 0 \dots\dots\dots III.36$$

En donde  $B^* = \begin{bmatrix} BF_1^* \\ BF_2^* \\ \cdot \\ \cdot \\ BF_n^* \end{bmatrix}$  es el vector de costos exergéticos.

El balance de costo exergético expresa un hecho muy simple: el costo exergético para la salida es igual al costo exergético total de las entradas.

Las ecuaciones adicionales del costo exergético se colocan en una matriz adicional "α", de dimensión (m-n) x m, cuyas filas tendrán todos sus elementos nulos, salvo los siguientes:

- Entradas: Valor 1 en la columna del flujo que corresponda.
- Subproductos: Valor +1 en la columna de flujo que corresponda.
- Residuos: Valor -1 en la columna del flujo correspondiente.
- Bifurcaciones o ramificaciones: Valor 1/Bi en la columna "i" y -1/Bj en la "j".

Se define además un vector columna ω, de dimensión (m-n), cuyos elementos tienen los siguientes valores.

- Entradas: BF<sub>i</sub>
- Subproductos: ω<sub>sub</sub>
- Residuos: -ω<sub>r</sub>
- Bifurcaciones: 0

Al multiplicar la matriz "α" por el vector B\* e igualar "ω", resultaran evidentemente las m-n ecuaciones adicionales que, junto con las n del balance de costo exergético. Permiten determinar los m costos exergéticos del sistema analizado.

Definiendo:

$$\Lambda = \begin{bmatrix} \Lambda \\ \alpha \end{bmatrix}; \quad \Omega = \begin{bmatrix} 0 \\ \omega \end{bmatrix} \dots\dots\dots III.37$$

De esta manera se escribe el balance de costo exergético de la siguiente forma:

$$\Lambda \times B^* = \Omega \dots\dots\dots III.38$$

La matriz "Λ", de dimensión m x m, resultado de ampliar la matriz de incidencia A con las ecuaciones adicionales "α", se denomina matriz de costos y el vector "Ω", de dimensión m x 1; vector de costos complementarios.

Este sistema de ecuaciones modela el comportamiento estructural (general) del sistema que se está estudiando (Referencia 3 y 4).

**Balance termoeconómico utilizando la herramienta matricial.**

De la ecuación III.27 colocando la matriz de incidencia podemos obtener:

$$A \times \Pi + Z = 0 \dots\dots\dots III.39$$

En donde la matriz fila A se definió como la matriz de incidencia y Π es un vector columna, llamado vector de costos termoeconómicos.

Esta formulación se extiende fácilmente a un sistema formado por "n" equipos conectados por "m" flujos. Por lo cual el balance mantiene su forma pero ahora la matriz de incidencia A es rectangular con dimensión n x m. El vector de costos termoeconómicos Π es un vector columna de dimensión n x 1, llamado vector de costos fijos. Este balance proporciona "n" ecuaciones. Para determinar los "m" costos termodinámicos se necesitan "m-n" ecuaciones adicionales

**Ecuaciones adicionales en la herramienta matricial**

Las ecuaciones adicionales del costo termoeconómico se colocan en una matriz adicional "α", de dimensión (m-n) x m, cuyas filas tendrán todos sus elementos nulos, salvo los siguientes:

- Entradas: Valor 1 en la columna del flujo que corresponda.
- Subproductos: Valor +1 en la columna de flujo que corresponda.
- Residuos: Valor -1 en la columna del flujo correspondiente.
- Bifurcaciones o ramificaciones: Valor 1/Bi en la columna "i" y -1/Bj en la "j".

Se define además un vector columna χ, de dimensión (m-n), cuyos elementos tienen los siguientes valores.

- Entradas: c, \* BFi
- Subproductos: c, \* ω<sub>sub</sub>
- Residuos: - c, \* ωri
- Bifurcaciones: 0

Al multiplicar la matriz "α" por el vector B\* e igualar "χ", resultaran evidentemente las m-n ecuaciones adicionales que, junto con las n del balance de costo exergético. Permiten determinar los m costos exergéticos del sistema analizado.

$$\alpha \times \Pi = \chi \dots \dots \dots III.40$$

Como se definió en el costo unitario exergético; la expresión matricial representa las "m-n" ecuaciones adicionales necesarias para determinar los "m" costos termoeconómicos. Si combinamos las expresiones III.39 y III.40:

$$A \times \Pi + Z = 0 \dots \dots \dots III.39$$

$$\alpha \times \Pi - \chi = 0 \dots \dots \dots III.40$$

Y podemos escribir la ecuación matricial para obtener el costo termoeconómico variable:

$$\begin{bmatrix} A \\ \alpha \end{bmatrix} \times \Pi + \begin{bmatrix} 0 \\ -\chi \end{bmatrix} = 0 \dots \dots \dots III.41$$

Y podemos escribir la ecuación matricial para obtener el costo termoeconómico fijo:

$$\begin{bmatrix} A \\ \alpha \end{bmatrix} \times \Pi + \begin{bmatrix} Z \\ -\chi \end{bmatrix} = 0 \dots \dots \dots III.42$$

En el termoeconómico fijo se incluye tanto los costos fijos "Z" como los variables "χ" (Referencia 3 y 4).

**Costo Termoeconómico Variable**

Se obtiene la matriz inversa de manera similar al costo exergético y se multiplica con la columna de costos variables dando por resultado el costo termoeconómico variable. Después el costo unitario (termoeconómico) se obtiene al dividir el costo termoeconómico variable entre su valor de costo exergético para el mismo flujo.

El costo termoeconómico variable se obtiene al multiplicar el costo termoeconómico unitario variable con el costo exergético unitario del mismo flujo. Para obtener el costo del flujo (\$/seg.) se utiliza su costo Termoeconómico variable (\$/GJ) se multiplicó por su exergía (kW) entre 1000 para obtener (\$/seg.).

**Costo Termoeconómico Fijo**

La matriz usada para calcular el análisis termoeconómico variable se utiliza para obtener el costo termoeconómico fijo añadiendo al vector columna tanto el costo de entrada del recurso como el costo del equipo.

Se obtiene la matriz inversa de manera similar al costo exergético y se multiplica con la columna de costos (variables y fijos), dando por resultado el costo termoeconómico fijo. El costo termoeconómico unitario se obtiene al dividir el costo termoeconómico fijo entre su valor de costo exergético para el mismo flujo.

El costo termoeconómico fijo se obtiene al multiplicar el costo termoeconómico unitario fijo con el costo exergético unitario del mismo flujo. Para obtener el costo del flujo (\$/seg.) se utiliza su costo Termoeconómico fijo (\$/GJ) se multiplicó por su exergía (kW) entre 1000 para obtener (\$/seg.).

El uso matricial es el aplicado en el presente trabajo, con base a los datos tomados durante la estancia realizada en las instalaciones de Ingenio Azucarero Motzorongo S.A. de C.V.

Se ha mostrado la teoría y el método con la cual se parte para desarrollar el presente trabajo de tesis; en el cual se determina con el costo exergético unitario, la cantidad de recursos necesarios para lograr una unidad de producto, así como su costo económico en cada etapa del proceso.

Lo anterior es necesario para calcular y evaluar los costos por flujo para aplicar análisis óptimos de los proyectos de inversión destinados al ahorro de energía con la finalidad de hacer más productiva la planta por la disminución de costos en combustibles.

Referencias

2. Bejan, A., Tsatsaronis, G., Moran, M. "Thermal Design and Optimization", Edit. J. Wiley. USA 1996.
3. T.J. Kotas, "The Exergy Method of Thermal Plant Analysis", Edit. Butterworths, UK 1995 (revised and reprinted).
4. Dr. José Ma. Montes Villalon, Dr. Jorge Xiberta Bernat, Ing. Augusto Sánchez Cifuentes, "Análisis Exergético y Termoeconómico de Procesos Industriales" Edit. División de Educación Continua, Facultad de Ingeniería, UNAM, México 1991.
5. Torres, C., Valero, A., Serra, L., Lozano, M.A., "The Productive Structure and Thermoeconomic Theories of System Optimization", AES-Vol 36, Proceedings of the ASME Advaced Energy Systems Division. USA 1996.
6. Doc. Juan Carlos Campos Avella, "La Termoeconomía como herramienta para la explotación en las Plantas Industriales", Edit. Centro de Estudios Termoeenergéticos Azucareros, Cuba 1998.

## **CAPÍTULO IV**

### **DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA SELECCIONADA**

## IV DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA SELECCIONADA

### Introducción

El ingenio de Motzorongo, se ubica en el municipio de Tezonapa, Ver. esta industria actualmente tiene una capacidad de 7,500 toneladas de caña al día para una producción de azúcar de 750 toneladas de azúcar cada día.

El Ingenio se abastece con caña procedente en un 74% de ejidatarios y 26% pequeños propietarios, de las siguientes divisiones: Batey, La Sierra, localizadas en el Estado de Veracruz y las divisiones de Acatlán y Tetela en el Estado de Oaxaca. Con un total de 15,889 has. en cultivo, de las cuales se tienen para cosecha aproximada 12,491 has. y la diferencia en reposición y semilleros.

Al final del trabajo se adjunta el diagrama de flujo de la planta en donde los equipos, entradas y salidas de materia que se utilizaron en el análisis, están referenciados con lo descrito en este capítulo.

El capítulo tiene como finalidad describir las necesidades tanto térmicas como eléctricas de los equipos y sus características en planta, para lo cual hay simbología en los dispositivos a los cuales se recomienda revisar con el plano.

Los datos de operación fueron proporcionados por personal a nivel gerencial del ingenio azucarero, como son la Gerencia del Área Mecánica, la Gerencia del Área Eléctrica, etc. Algunos otros han sido estimados o medidos puntualmente, como se mencionó en la introducción.

A continuación se dará una descripción del grupo de máquinas que integran la operación de la planta. Cabe aclarar que muchas operaciones unitarias descritas se han concentrado en un solo equipo. El método de exergía permite considerar un sistema con su máximo nivel de agregación, que tenga una o varias salidas y entradas, conforme a lo descrito en el capítulo III.

### DATOS DE LOS EQUIPOS CONSIDERADOS PARA EL ANÁLISIS

#### Equipo de Servicios en el Ingenio de Motzorongo

##### Equipo de Servicio –Caldera\* (GV)-

Son 5 calderas las que actualmente operan en batería a una presión de 1241-1418.55 KPa, todas con temperatura de 211°/220° C. Las calderas utilizan como combustible combustóleo y bagazo. Estas calderas se concentraron en un solo equipo, cuyas características y capacidades son las siguientes:

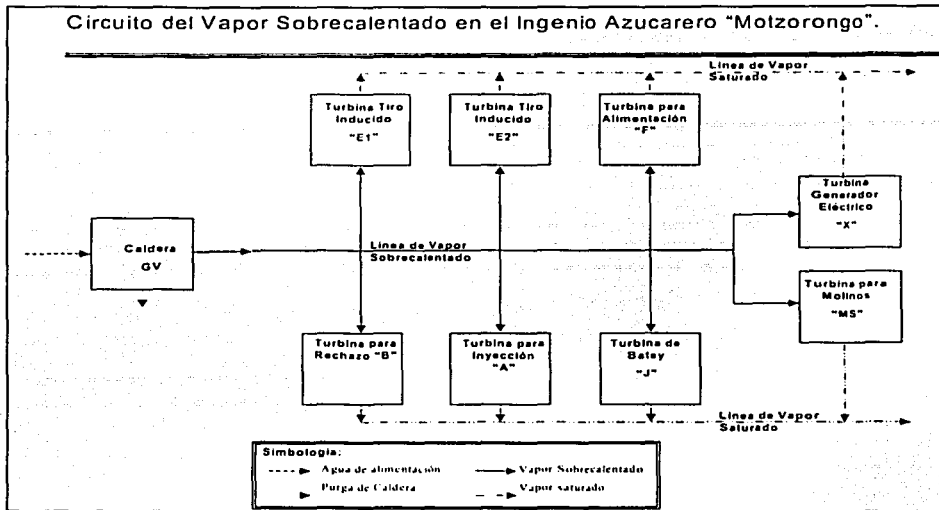
La caldera tienen como características de operación en la generación de vapor conforme a lo indicado en las Características del Vapor Sobrecalentado:

#### IV.1 Características del Vapor Sobrecalentado - Generación-

Equipo	Flujo de Vapor (kg/s)	Presión Man. Salida (kPa)	Temperatura Salida (°C)
Caldera	117.24	1418.55	250

Nota \* Para la realización del modelo se consideran los siguientes sistemas como unidades referenciadas entre paréntesis a lado del equipo a la denominación en el diagrama. Aquellos equipos sin paréntesis no se han considerado en el modelo por tanto no están en el diagrama de flujo

El diagrama unifilar del análisis de la caldera y el sistema de vapor en resumen se exhibe a continuación:



☑ Equipo de Servicio -Ventilación por Tiro Forzado en la Caldera (Z)-  
Cada caldera tiene ventilador centrífugo de tiro forzado accionados por motor eléctrico, la cual se ha concentrado en un solo equipo, con las siguientes características mostradas en la tabla IV.3.

☑ Equipo de Servicio -Ventilación por Tiro Inducido en la Caldera (E-U)-  
El ventilador de tiro inducido accionado por turbina de vapor proporciona servicio a la caldera 7 y 9, los ventiladores accionados eléctricamente dan servicio a las calderas 6 y 8.

Tanto el equipo eléctrico como mecánico se han concentrado en un solo equipo donde las características de los flujos energéticos se muestran en la tabla IV.2 y IV.3.

☑ Equipo de Servicio -Bomba de Alimentación de Agua para las calderas (F)-  
Se tiene dos bombas para alimentación de agua a calderas accionados por vapor que fueron concentradas en un solo equipo, con las siguientes características operativas citadas en la tabla IV.2.

☑ Equipo de Servicio -Transportador de Bagazo (TB).  
Varios transportadores eléctricos que conducen el bagazo a las calderas, estos se han concentraron en uno solo transportador resultando, los datos de la tabla IV.3.

☑ Equipo de Servicio -Generador Eléctrico (X)-  
Este departamento se tiene una turbina accionada por vapor con las siguientes características de la tabla IV.2. Se generan 6 mW de potencia eléctrica.

☑ Equipo de Servicio -Bomba de Inyección del Agua para Enfriamiento (A)-  
En el sistema también se posee dos turbinas a contrapresión, los cuales se han concentrado en un equipo para fines de cálculo, con las siguientes características mostradas en la tabla IV.2.

☑ Equipo de Servicio -Bomba de Rechazo del Agua para Laguna de Enfriamiento (B)-.



En el equipo posee una turbina a contrapresión. Además se tienen 5 bombas eléctricas, ambos equipos se han concentrado en uno solo, para la bomba de rechazo del agua para la laguna de enfriamiento, con las siguientes características de los flujos energéticos de la tabla IV.2 y IV.3.

Equipo de Servicios -Bombeo de Condensados Originados en Calentadores, Evaporadores y Tachos (K1, K2, K3, K4 y K5)

Estos se caracterizan por ser eléctricos y sus características energéticas se presentan en la tabla IV. 3.

Equipo de Servicio (Desaerador).

Características térmicas del vapor usado para calentamiento de los condensados las cuales se citan en la tabla IV.2.

Equipo de Servicio -Calentador de Petróleo (D)-

El fluido utilizado es vapor estrangulado con las características citadas en la tabla IV.2.

Equipo de Servicio -Bomba de Petróleo (T)-

Estos equipos se ha integrado en uno solo, que nos proporciona las siguientes características (tabla IV.3).

Equipo de Servicio -Bomba de Condensados de últimos dos Efectos de Evaporadores (L)-

Se han agrupado en uno solo con las siguientes características tabla IV.3.

#### Preparación de la Caña

Equipo de transporte

Un 6.75% del acarreo de la caña se hace por ferrocarril y el 93.25% se transporta en camiones propiedad de productores y fleteros, entregando la caña en el batey del Ingenio, y en el cargadero de Tetela, para lo cual se utilizan 60 góndolas de ferrocarril y tres máquinas diesel.

Manejo de caña

La caña que se recibe de góndolas y camiones, se pesa en 6 básculas, 4 instaladas en el batey del Ingenio y 2 en el cargadero de Tetela, una báscula instalada en el batey del Ingenio es de 100 tons., la cuál también sirve para pesar bagazo, miel y combustible; en el batey del Ingenio se cuenta con 2 básculas de 20 tons. y una de 15 tons.; en el cargadero de Tetela hay 2 básculas de 20 tons. y una de 150 tons. para pesar furgones con azúcar a granel. Para efectos de estudio en este punto solo se consideró la entrada de caña.

Batey (J).

La alimentación de caña al tándem se efectúa por 5 conductores; tres accionados por una turbina de vapor y 2 por motor eléctrico. Tanto los equipos accionados por turbina de vapor como los eléctricos se han concentrado. En la tabla IV.2 y IV.3 se muestran las características de los flujos energéticos de la unidad.

Tabla IV.2 Características del Vapor Sobrecalentado -Consumo-

Equipo	Potencia Media de Trabajo kW.	Flujo de Vapor kg/s	Presión Man. De Entrada kPa	Temperatura Entrada °C	Presión Man. Salida kPa	Temperatura Salida °C
<b>Turboequipo</b>						
Batey	4171.2	29.73	1418.55	250	101.33	140
Molino	4369.8	26.49	1418.55	250	101.33	126
Ventilador de Tiro Inducido	671.94	4.78	1418.55	250	101.33	140
Bomba de Alimentación	223.71	1.4135	1418.55	250	101.33	130

**Tabla IV.2 Características del Vapor Sobrecalentado -Consumo-**

Equipo	Potencia Media de Trabajo kW.	Flujo de Vapor kg/s	Presión Man. De Entrada kPa	Temperatura Entrada °C	Presión Man. Salida kPa	Temperatura Salida °C
<b>Turboequipo</b>						
de Agua para las Calderas						
Generador Eléctrico	6000	37.49	1418.55	250	101.33	130
Bomba de Inyección del Agua para Enfriamiento	1491.4	10.63	1418.55	250	101.33	140
Bomba de Rechazo del Agua para Laguna de Enfriamiento	500	3.56	1418.55	250	101.33	140
<b>Dispositivos</b>						
Bomba recíproca "G"	112.83	0.37	60	225.9	1	100.18
Deaerador	No Aplica	10.42	101.33	140	No Aplica	No Aplica
Calentador de Petróleo	No Aplica	0.98	101.33	225.90	No Aplica	No Aplica

Nota: En el anexo I se presenta el cálculo del flujo de vapor necesario para operar el turboequipo.

**Tabla IV.3 Consumo Eléctrico de los Dispositivos en el Ingenio**

Equipo	Potencia Eléctrica kW
Batey	50.34
Molino	77.37
Mezcladora de Cal con el Jugo Pesado	5.60
Ventilador de Tiro Forzado	130.50
Ventilador por Tiro Inducido	139.82
Transportador de Bagazo	78.30
Bomba de Rechazo del Agua para Laguna de Enfriamiento	473.71
Bomba de Petróleo	39.15
Bombeo de Condensados de los dos últimos efectos de Evaporación	5.60
<b>Consumo Eléctrico de los Equipos para Bombeo de Condensados Originados en Calentadores, Evaporadores y Tachos</b>	
K1	9.32
K2	9.32
K3	7.46
K4	5.59
K5	2.80

Continuación de la tabla en la próxima página

**Tabla IV.3 Consumo Eléctrico de los Dispositivos en el Ingenio**

Equipo	Potencia Eléctrica kW
<b>Bombas para Jugo de Caña</b>	
P1	93.21
P2	93.22
P3	93.22
P4	27.97
<b>Centrifugas de la Masa "A", "B" y "C"</b>	
CF-A	177.85
CF-B	119.31
CF-C	93.22
<b>Bombas de Miel</b>	
C-A	37.29
C-B	37.29

**Extracción del Jugo**

Molino (MS)

Los molinos constan de un tándem compuesto de 6 molinos con sus respectivas turbinas de vapor a contrapresión para cada una de sus etapas de la molienda (prensado), son impulsados en forma individual por una turbina Murray, a 5,000 r.p.m.. Para manejo de jugo de maceración hay 4 bombas marca "Agsa" de 1514 litros por minuto (l.p.m.), con motores de 1, 750 r.p.m. para manejo de guarapo mezclado a filtros DSM se tienen 3 bombas Versátil inatacables de 2,300 l.p.m. motor de 1,160 r.p.m. para sistema de bombeo de guarapo mezclado se tienen 2 bombas "Agsa" de 6,813 l.p.m. motor de 1,750 r.p.m.

En la tabla IV.2 y IV.3 se muestran las características de los flujos energéticos del molino.

**Bombas del jugo de caña**

El equipo de Bombeo del Jugo de Caña Mezclado-Meladura (P1 hasta P4)

Son equipos con accionamiento eléctrico, los cuales transportan el guarapo pesado (jugo de caña con impurezas), pasando por los equipos limpiadores de jugo (clarificadores), los calentadores y evaporadores para transportar la meladura (jugo de caña concentrada) al tacho "TA1-5" (evaporador simple), y se describen en la tabla IV.3:

**Clarificación y Calentamiento**

Equipo de Clarificación (R -alcalizado-)

En el tanque de alcalizado se tiene una serie de motores para un mezclado forzado, dichos motores se han unido en un solo equipo como se muestra en la tabla IV.3.

Sistema de Calentamiento del Jugo Clarificado (CP y CS)

Para el calentamiento del jugo alcalizado y sulfatado se cuenta con 5 calentadores cilíndricos horizontales, Smith, con superficie para transferencia de calor de 184 metros cuadrados c/u. y 5 calentadores secundarios, Chinchilla Varona, con superficie para transferencia de calor de 100 metros cuadrados c/u. Un clarificador tipo "Dorr 444, Atlas", con capacidad de 550,000 lts.

Tanto los equipos de los calentadores primarios como secundarios se concentraron en un equipo, para modelar el análisis termoeconómico, por cada etapa en la tabla IV.4 se muestran las características de operación.

**Tabla IV.4 Características de Operación del Calentador**

Fluido	Consumo kg/s	Cantidad de Jugo Concentrado Producido kg/s	Presión Man. De Entrada Kpa	Temperatura de Entrada °C
<b>Primario (CP)</b>				
Vapor vegetal extraído del primer evaporador	5.517	80.0336	59.28	115
<b>Secundario (CS)</b>				
Vapor de Proceso	5.045	80.336	106.87	140

**Evaporación**

☑ Sistema de Evaporación del Jugo de Caña Clarificado (CE1, CE2, CE3 y CE4)

El pre-evaporador del tercer cuádruple puede trabajar en combinación con los cuádruples primero y segundo para formar un cuarto cuádruple efecto, dependiendo de las necesidades de operación de la fábrica. Los 3 cuádruples efectos con las siguientes superficies de transferencia: el primero de 2,178 metros cuadrados, el segundo de 2,093 metros cuadrados y el tercero de 4,647 metros cuadrados.

A continuación se escriben los parámetros térmicos proporcionados por el ingenio azucarero en la evaporación para el jugo de caña clarificado, las cuales se presentan en la Tabla IV.5.

**Tabla IV.5 Características del Vapor en el Evaporador**

Fluido	Consumo kg/s	Cantidad de Jugo Concentrado Producido kg/s	Presión Man. de Entrada kPa	Temperatura de Entrada °C	Notas
Vapor de Proceso	20.10	60.46	101.33	140.00	Para el primer evaporador (CE1)
Vapor vegetal del primer Evaporador	14.05	45.50	58.87	115.26	Para el segundo evaporador (CE2)
Vapor vegetal del segundo evaporador	14.96	31.90	10.74	105.89	Para el tercer evaporador (CE3)
Vapor vegetal de tercer evaporador	13.60	17.51	-36.28	92.03	Para el cuarto evaporador (CE4)

Nota: En el anexo I se presenta el cálculo del consumo de vapor necesario para operar los Evaporadores.

Vapor vegetal se le llama a la evaporación producida por el jugo de caña durante el proceso de concentración.

**Cristalización y centrifugación**

☑ Tachos (TA1-5, TA6-8 y TA 9-10 -Evaporador Simple-).

Son un total de 9 Tachos de fabricación nacional distribuidos en el ingenio de la siguiente manera; para obtener masa "A" son 4 Tachos, tres Tachos, de 54 metros cúbicos de capacidad con 371 metros cuadrados de superficie para transferencia de calor; 1 Tachos, de 24.5 metros cúbicos con 160 metros cuadrados de superficie para transferencia de calor (estos Tachos se han concentrado en un solo equipo para fines de modelado).

Para masa "B"; 2 Tachos, de 54.46 metros cúbicos de capacidad con 371 metros cuadrados de superficie para transferencia de calor (también estos equipos se han agrupado en uno solo).

Para masa "C"; 2 Tachos con capacidad de 33 metros cúbicos con 200 metros cuadrados de superficie para transferencia de calor (también estos equipos se han agrupado en uno solo). Para flexibilidad operativa se tiene un Tacho con 45 metros cúbicos de capacidad 276 metros cuadrados de superficie para transferencia de calor.

Las características energéticas del vapor para el equipo para cristalización de la meladura-miel, se muestran en la tabla IV.6.

**Tabla IV.6 Características del Vapor en los Evaporadores Simples (Tachos)**

Tipo de Fluido	Consumo kg/s	Cantidad de Jugo Concentrado Producido kg/s	Presión Man. de Entrada kPa	Temperatura de Entrada °C
<b>Tacho1-5 (TA1-5)</b>				
Vapor de Proceso	5.478	12.25	101.32	140
Vapor vegetal del Tacho1-5	5.265		-36.28	71.66
<b>Tacho9-10 (TA9-10)</b>				
Vapor de Proceso	0.042	5.01	101.33	140
Vapor vegetal del Tacho9-10	0.02		-36.28	92.03
<b>Tacho6-8 (TA6-8)</b>				
Vapor de Proceso	0.127	2.72	101.33	140
Vapor vegetal del Tacho6-8	0.133		-36.28	72.25

☑ Equipo para Centrifugación de la Masa de A (CF-A), B (CF-B) y C (CF-C).

Estos son accionados eléctricamente y constan de varias centrifugas que se han unido de acuerdo al tipo de masa que centrifugan y se ha unido en un solo equipo obteniendo los siguientes datos de consumo como se muestra en la Tabla IV.3.

☑ Equipo Auxiliar para Bombeo para Miel de "A" (C-A), "B" (C-B) y final (G)

Es eléctrico y se muestra en la tabla IV.3 menos el correspondiente a la miel final que es una bomba accionada por vapor con las características mostradas en la tabla IV.2.

Estos son datos obtenidos del ingenio azucarero, se consideran adecuados porque son características conforme lo menciona el personal operativo del Ingenio Azucarero y otros obtenidos aplicando los conocimientos teóricos existentes en termodinámica y operaciones unitarias.

Los datos se han validado conforme al rango de operación del proceso; por personal del Ingenio con el autor de la tesis.. Los costos fueron tabulados por el ingenio azucarero conforme a su contabilidad.

Sin embargo, los parámetros termodinámicos son estimaciones, que requieren ser confirmados con equipo de medición en campo como medidores de flujo másico, analizadores para gases de combustión, medidores de temperatura a distancia, etc., para que los resultados numéricos del análisis disminuyan su incertidumbre.

Se explicó en la introducción, que dichos datos se recolectaron para aplicar el método para el análisis termoeconómico en aplicación práctica (Ingenio Azucarero).

## **CAPÍTULO V**

# **ANÁLISIS TERMOECONÓMICO DEL INGENIO DE MOTZORONGO.**

### Introducción

En principio se define el modelo considerado con los equipos y los flujos involucrados (con sus parámetros termodinámicos). El análisis es aplicación del método matricial detallado en el capítulo III.

Los equipos considerados en el modelo se listan en la tabla V.1 cabe mencionar que para este fin del modelo se consideró:

- Concentrar las calderas en un solo componente.
- Agrupar la unidades de generador eléctrico (turbina de vapor con generador)
- Reunir el equipo de tiro inducido.
- Juntar en una sola unidad el módulo de tiro forzado.

Los equipos se han agrupado para ser analizados como un solo componente conforme a la operación de cada uno hasta conformar las etapas del Ingenio Azucarero y así ubicar los puntos con ahorro energético conforme a su operación

En el capítulo se presenta la aplicación del análisis termoeconómico realizado en el Ingenio Central Motzorongo donde se presenta un equipo ejemplo, donde el mismo método aplicado a éste se utilizó para analizar el Ingenio Azucarero en su conjunto.

### BALANCE SISTÉMICO DEL INGENIO AZUCARERO

Considerando lo anterior estos equipos están representados en el diagrama de flujo presentado en el anexo VI. El modelo para el análisis termoeconómico en el ingenio azucarero consta de 52 equipos.

**Tabla V.1 Equipos Analizados en el Ingenio de Motzorongo**

Consecutivo	Equipo (Símbolo en el Plano)	Consecutivo	Equipo (Símbolo en el Plano)
1	Batey (J)	27	Tacho 1-5 (TA1-5)
2	Molino (MS)	28	Centrifuga-A (CF-A)
3	Transportador de Caña (TB)	29	Bomba C-A (C-A)
4	Calentador de Petróleo (D)	30	Condensador O9-10 (O9-10)
5	Bomba de Petróleo (T)	31	Tacho 9-10 (TA9-10)
6	Ventilador Tiro Forzado (Z)	32	Centrifuga-B (CF-B)
7	Caldera (GV)	33	AC-B (AC-B)
8	Ventilador Tiro Inducido (E-U)	34	Bomba C-B (C-B)
9	Válvula V1 (V1)	35	Condensador O6-8 (O6-8)
10	Válvula V2 (V2)	36	Tacho 6-8 (TA6-8)
11	Generador Eléctrico (X)	37	Centrifuga-C (CF-C)
12	Bomba de Inyección (A)	38	AC-C (AC-C)
13	Bomba P1 (P1)	39	Bomba G (G)
14	Torre de Sulfitación (M)	40	Bomba de Rechazo (B)
15	Tanque de alcalizado (R)	41	Bomba L (L)
16	Bomba P2 (P2)	42	Bomba K1 (K1)
17	Calentador Primario (CP)	43	Bomba K2 (K2)
18	Calentador Secundario (CS)	44	Bomba K3 (K3)
19	Bomba P3 (P3)	45	Bomba K4 (K4)
20	Cuádruple evaporador 1 (CE1)	46	Bomba K5 (K5)
21	Cuádruple evaporador 2 (CE2)	47	Válvula V3 (V3)
22	Cuádruple evaporador 3 (CE3)	48	Válvula V4 (V4)
23	Cuádruple evaporador 4 (CE4)	49	Deaerador (Y)
24	Bomba P4 (P4)	50	Bomba de Alimentación (F)
25	Condensador (N)	51	Tubería de Alta (I)
26	Condensador O1-5 (O1-5)	52	Tubería de Media (S)



El sistema por analizar tiene 52 equipos y 138 flujos de masa los cuales se describen en la tabla V.2.

**Flujos con sus Propiedades Termodinámicas.**

Para el modelo se consideraron 138 flujos, las propiedades termodinámicas de ellos se presentan en la tabla V.2:

Los datos se obtuvieron a través de solicitarlo a las Gerencias Técnicas del Ingenio, para elaborar la tesis (conforme al modelo considerado), para lo cual se recomienda observar el plano contenido al final de la tesis. Esto con la finalidad de entender la ubicación del flujo y la característica del mismo en el proceso.

Los parámetros termodinámicos del jugo de caña fueron obtenidos del diagrama de Mollier Entalpía y Entropía de la referencia 1. Algunas palabras empleadas en la tabla siguiente se han incluido en el glosario de términos del Anexo V para su comprensión.

**TABLA V.2 Datos del Ingenio Central Motzorongo, S.A. de C.V.**

Flujo	Características	Flujo kg/s	Presión kPa	Temperatura °C	Energía kW.	Exergía kW.
0	Ambiente	0.00	101.94	25.00	0.00	0.00
1	Vapor de salida en la caldera GV	117.24	1529.05	250.00	342613.70	98839.75
2	Vapor de alimentación a Vent. de Tiro Inducido U-E	4.78	1529.05	250.00	13979.35	4032.87
3	Vapor directo de alimentación a V1	0.98	1529.05	250.00	2875.06	829.42
4	Vapor de alimentación a Batey	29.73	1529.05	250.00	86885.22	25065.29
5	Vapor de alimentación a molinos	26.49	1529.05	250.00	77427.04	22336.73
6	Vapor de alimentación a planta eléctrica	37.49	1529.05	250.00	109545.69	31602.56
7	Vapor de alimentación a V2	1.55	1529.05	250.00	4526.34	1305.78
8	Vapor de alimentación a V3	0.37	1529.05	250.00	1087.41	313.70
9	Vapor de alimentación a V4	0.23	1529.05	250.00	676.47	195.12
10	Vapor directo a Bomba para alimentación	1.41	1529.05	250.00	4130.74	1191.67
11	Vapor de alimentación a Bomba de rechazo	3.56	1529.05	250.00	10414.96	3004.58
12	Vapor de alimentación a Bomba de inyección	10.63	1529.05	250.00	31065.44	8961.99
13	Vapor de escape en Bomba para inyección	10.63	209.44	140.00	29201.20	6420.15
14	Vapor de escape en Bomba para rechazo	3.56	209.44	140.00	9789.95	2152.41
15	Vapor de escape a Vent. de Tiro Inducido U-E	4.78	209.44	140.00	13140.44	2889.05
16	Vapor de escape en Bomba para alimentación	1.41	224.26	130.00	3851.11	858.07
17	Vapor de relleno (V4) a la línea de escape	0.23	209.44	225.90	676.47	153.74
18	Vapor de escape en planta eléctrica	37.49	246.77	130.00	102045.70	23214.50
19	Vapor de escape del molino al transportador	26.49	222.44	126.00	71964.79	15998.09
20	Vapor de escape en batey	29.73	209.44	140.00	81671.22	17956.16
21	Vapor de escape a calentador secundario	5.05	209.44	140.00	13862.93	3047.89
22	Vapor de escape a deaerador	10.42	209.44	140.00	28611.97	6290.60
23	Vapor de escape a Evaporador 1	20.10	209.44	140.00	55207.94	12137.97
24	Vapor de escape a Tacho 6-8	0.14	209.44	140.00	384.58	84.55
25	Vapor de escape a Tacho 9-10	0.04	209.44	140.00	115.37	25.37
26	Vapor de escape a Tacho 1-5	5.48	209.44	140.00	15047.94	3308.43
27	Vapor estrangulado (V3) a bomba para miel final	0.37	161.10	225.90	1087.41	301.84
28	Vapor estrangulado (V2) a secador	1.55	209.44	225.90	4526.34	1028.94
29	Bagazo total del molino al transportador	16.17	102.00	33.50	279764.70	223015.33
30	Vapor a la atmosfera de la bomba para miel final	0.37	102.00	100.18	974.58	177.92
31	Cabezal de escape a la atmosfera	73.13	102.00	100.19	199145.58	36584.83
32	Vapor del evaporador 1 al 2	14.05	161.10	115.26	37932.30	7804.91
33	Vapor del evaporador 1 a calentador primario	5.52	161.10	115.26	14889.96	3063.74
34	Vapor del evaporador 2 al 3	14.96	112.76	105.89	40190.28	7580.98
35	Vapor del evaporador 3 al 4	13.60	64.41	92.03	36246.67	5782.06
36	Vapor del evaporador 4 al condensador	14.40	16.08	67.46	37790.39	3239.00
37	Vapor de Tacho 6-8 al condensador O6-8	0.13	16.08	72.25	345.03	26.34
38	Vapor de Tacho 9-10 al condensador O9-10	0.02	16.06	71.63	52.30	4.01
39	Vapor de Tacho 1-5 al condensador O1-5	5.27	16.08	71.66	13699.53	1051.00

Continuación de la tabla en la próxima página

**TABLA V.2 Datos del Ingenio Central Motzorongo, S.A. de C.V.**

Flujo	Características	Flujo kg/s	Presión kPa	Temperatura °C	Energía kW.	Energía kW.
40	Guarapo pesado del molino a la bomba	81.67	101 93	27 50	8655.87	3 28
41	Guarapo pesado de bomba a Torre de sulfitación	81.67	101 93	27 80	8739.77	4 16
42	Guarapo sulfatado a tanque de alcalizado	81.67	101 93	40 40	12426.53	124 43
43	Jugo clarificado a bomba	80.03	161 10	38 50	12182.97	91 92
44	Jugo clarificado de bomba a calentador primario	80.03	161 10	39 00	12266.87	99 01
45	Jugo clarificado de calentador primario a secundario	80.03	161 10	79 50	24809.39	2411 56
46	Jugo clarificado de calentador secundario a bomba	80.03	161 10	114.20	35926.42	3498 98
47	Jugo clarificado de bomba a evaporador 1	80.03	161 10	115 00	35961.45	3547 97
48	Jugo clarificado de evaporador 1 a 2	60.46	161 10	115 26	26673.73	2639 00
49	Jugo clarificado de evaporador 2 a 3	45 50	112 76	105.89	17712.55	1559 75
50	Jugo clarificado de evaporador 3 a 4	31.90	64 41	92 03	9881 41	705 43
51	Meladura de evaporador 4 a bomba	17.51	16 08	67 46	3297 44	99 64
52	Meladura de bomba a TA1-5	17.51	16 08	68 00	3322.61	122 20
53	Masa de "A" de TA1-5 a centrifuga	12.25	101 94	71.66	1461.03	67 51
54	Miel de "A" de centrifuga a bomba de miel	5.02	101 94	64.00	493.93	18 13
55	Miel de "A" de bomba a TA9-10	5.02	101 94	70.00	527.49	25 10
56	Azúcar de CF-A para secadora	7.23	101 94	64.00	559 53	20 54
57	Bagazo de transportador a Planta desmeduladora	5.82	101 94	33 50	100719.89	80268.97
58	Agua para maceración e imbibición	22.14	102 00	80.00	7416 48	424 22
59	Masa de "B" de TA9-10 a centrifuga	5.00	101 94	71 63	557 08	28 03
60	Miel de "B" de centrifuga a bomba para miel	2.85	101 94	64 00	280 38	22 06
61	Miel de "B" de bomba a TA6-8	2.85	101 94	75.00	313 94	29 64
62	Azúcar de CF-B en almacén "AC-B"	2 15	101 94	64.00	166 55	6 11
63	Masa de "C" de TA6-8 a centrifuga	2 72	101 94	72 25	251 80	13 35
64	Azúcar de CF-C en almacén "AC-C"	1 03	101 94	64 00	79 99	2 94
65	Miel final de centrifuga a bomba	1 69	101 94	64 00	148 10	5 44
66	Miel final de bomba a tanque	1 69	102 00	80 00	200 30	11 33
67	Vapor estrangulado (V1) a calentador de petroleo	0 98	209 44	225 90	2875 06	653 56
68	Agua del desaereador a bomba de alimentación	127 98	209 44	115 19	61862 18	6181 20
69	Agua de reposición	67 19	209 44	25 88	7298 26	260 73
70	Condensado del evaporador 2 a la bomba K2	14 05	161 10	112 92	6656 26	646 61
71	Condensado de bomba K2 a desaereador	14 05	209 44	114 40	6664 64	641 18
72	Condensado del evaporador 1 a la bomba K1	20 10	209 44	133 82	11307 02	1358 05
73	Condensado de bomba K1 a desaereador	20 10	209 44	121 63	11315 41	1352 07
74	Condensado de calentador primario a bomba K4	5 52	161 10	101 66	2347 44	196 39
75	Condensado de bomba K4 a desaereador	5 52	209 44	102 00	2352 48	192 71
76	Condensado de calentador secundario a bomba K5	5 05	209 44	129 54	2745 89	317 60
77	Condensado de bomba K5 a desaereador	5 05	209 44	121 63	2748 41	316 38
78	Agua de alimentación de bomba a caldera GV	127 98	2242 61	115 00	61940 48	6194 66
79	Condensado de tacho9-10 a bomba K3	0 04	209 44	122 91	21 68	2 36
80	Condensado de tacho6-8 a bomba K3	0 14	209 44	123 06	72 34	7 88
81	Condensado de tacho1-5 a bomba K3	5 48	209 44	122 92	2827 20	307 56
82	Condensado de bomba K3 a desaereador	5 66	209 44	121 70	2927 92	313 27
83	Purga de caldera GV	10 74	101 94	250 00	11663 22	2770 84
84	Agua de laguna de enfriamiento a bomba de inyección	975.85	101.94	37.47	153034.39	1154.92
85	Agua de bomba para inyección a condensador N	711.04	102.00	37.80	112593.20	887.08
86	Agua de bomba para inyección a condensador O6-8	6.23	102.00	37.80	986.06	7.80
87	Agua de bomba para inyección a condensador O9-10	1.01	102.00	37.80	160.36	3.72
88	Agua de bomba para inyección a condensador	257.57	102.00	37.80	40786.35	288.58

Continuación de la tabla en la próxima página

TABLA V.2 Datos del Ingenio Central Motzorongo, S.A. de C.V.

Flujo	Características	Flujo kg/s	Presión kPa	Temperatura °C	Energía kW.	Exergia kW.
	O1-5					
89	Condensado de O9-10 a bomba B	1.03	101.94	49.15	212.66	1.17
90	Condensado de O6-8 a bomba B	6.36	101.94	49.99	1331.09	27.43
91	Condensado de O1-5 a bomba B	262.84	101.94	49.51	54485.88	1093.10
92	Condensado de N a bomba B	725.44	101.94	49.51	150383.59	3018.41
93	Condensado bomba B a laguna para enfriamiento	995.67	101.94	49.66	207014.56	4191.02
94	Sólidos obtenidos del tanque decantador	1.63	101.94	39.00	248.59	2.02
95	Petróleo al calentador	5.08	102.00	25.00	280174.28	211801.15
96	Petróleo del calentador a bomba "T"	5.08	102.00	99.50	280829.38	211905.75
97	Petróleo de bomba T a caldera GV	5.08	102.00	100.00	280864.61	211907.07
98	Aire a equipo Z	65.28	101.94	25.00	3945.64	486.34
99	Aire de equipo Z a caldera GV	65.28	102.00	36.93	4063.09	511.80
100	Humo de GV	5.72	102.00	126.48	355.87	1325.17
101	Humo de GV a equipo U-E	74.99	102.00	126.48	4667.47	17380.40
102	Humo de equipo U-E a chimenea	74.99	101.50	127.00	5028.20	17551.38
103	Bagazo del transportador a caldera GV	10.35	102.00	33.50	179115.27	142746.36
104	Entrada de caña a batey	62.95	102.00	25.00	278254.44	223015.26
105	Entrada de caña desde batey a molino	62.95	102.00	26.66	279764.70	223015.26
106	Condensado de evaporador 3 a bomba L	14.96	112.76	102.42	6419.84	542.44
107	Condensado de evaporador 4 a bomba L	13.60	64.41	85.89	4890.92	314.26
108	Condensado de bomba L a tanque "usos tecnológicos"	28.56	102.00	92.30	11315.80	845.55
109	Semilla "B" a TA1-5	8.10E-03	16.70	64.00	0.63	2.30E-02
110	Semilla "C" a TA9-10	3.00E-04	16.07	64.00	0.02	8.53E-04
111	Vapor del calentador para petróleo a la atmósfera	0.98	102.00	100.18	2219.96	398.39
112	Semilla "B" para existencias	2.14	102.00	64.00	165.92	6.09
113	Semilla "C" para existencias	1.03	102.00	64.00	79.96	2.94
114	Energía Eléctrica a bomba P3				93.22	93.22
115	Energía Eléctrica a bomba P4				27.97	27.97
116	Energía Eléctrica a centrifugadora CF-A				177.85	177.85
117	Energía Eléctrica a bomba de miel C-A				37.29	37.29
118	Energía Eléctrica a centrifugadora CF-B				119.31	119.31
119	Energía Eléctrica a bomba de miel C-B				37.29	37.29
120	Energía Eléctrica a centrifugadora CF-C				93.22	93.22
121	Energía Eléctrica a bomba K1				9.32	9.32
122	Energía Eléctrica a bomba K2				9.32	9.32
123	Energía Eléctrica a bomba K3				7.46	7.46
124	Energía Eléctrica a bomba K4				5.59	5.59
125	Energía Eléctrica a bomba K5				2.80	2.80
126	Energía Eléctrica a transportador TB				78.30	78.30
127	Energía Eléctrica a Batey				50.34	50.34
128	Energía Eléctrica a Molino				77.37	77.37
129	Energía Eléctrica a Bomba de petróleo				39.15	39.15
130	Energía Eléctrica a ventilador Z				130.50	130.50
131	Energía Eléctrica a ventilador U-E				139.82	139.82
132	Energía Eléctrica a bomba P1				93.21	93.21
133	Energía Eléctrica a bomba P2				93.22	93.22
134	Energía Eléctrica a Tanque de Alcalizado				5.59	5.59
135	Energía Eléctrica por el turbogenerador				6000.00	6000.00
136	Energía Eléctrica a bomba B				473.71	473.71
137	Energía Eléctrica a bomba L				5.60	5.60
138	Calor al tanque de Sulfitación				3686.76	207.58

De la tabla V.2 es necesario comentar lo siguiente:

- Se analizó el consumo de petróleo proporcionado por Central Motzorongo contra el gasto de petróleo presentado en la referencia 3, estos no cuadran por que si utilizamos el consumo de la referencia 3 el rendimiento de uso de vapor aumenta en más del 90%, lo cual no es congruente, donde

probablemente en la referencia solo se contabilice el petróleo comprado por el Ingenio y no tomen a cuenta el petróleo proporcionado por la compañía desmeduladora en pago al consumo de bagazo proporcionado por el Ingenio Azucarero.

- El dato de consumo de caña en el Ingenio Central Motzorongo se tomó del presentado en la referencia 3 (Caña bruta molida total de 1998), el rendimiento promedio de bagazo en caña empleado es 0.257 (dato proporcionado en el Ingenio Central Motzorongo).
- La masa producida para la miel final fué calculada teóricamente en el anexo I (Tacho TA6-8), en ese momento no se tenían los datos de producción anual (1998), y como dato del Ingenio la centrífuga de "C" separa en promedio el 62% en miel final. El valor para el flujo de miel final calculado no concuerda con la referencia 3 (año 1998) en más del 25%.
- En los anexos I al IV se presentan justificaciones en el cálculo de flujos másicos de vapor, aire, humos, etc. de los principales flujos aquí presentados.

#### Entrada y Salida de Flujos para cada uno de los Equipos Analizados.

En la tabla V.3 se describen los flujos de salida y entrada por equipo con la finalidad de generar la matriz de incidencia.

**TABLA V.3 Entrada y Salida de Flujos en los Equipos**

Equipo No.	Simb	Flujo		Equipo No.	Simb	Flujo	
		Entrada	Salida			Entrada	Salida
1	J	4, 104, 127	20, 105	27	TA1-5	26, 52, 109	39, 53, 81
2	MS	5, 58, 105, 128	19, 29, 40	28	CF-A	53, 116	54, 56
3	TB	29, 126	57, 103	29	C-A	54, 117	55
4	D	67, 95	96, 111	30	O9-10	38, 87	89
5	T	96, 129	97	31	TA9-10	25, 55, 110	38, 59, 79
6	Z	98, 130	99	32	CF-B	59, 118	60, 62
7	GV	78, 97, 99, 103	1, 83, 100, 101	33	AC-B	62	109, 112
8	E-U	2, 101, 131	15, 102	34	C-B	60, 119	61
9	V1	3	67	35	O6-8	37, 86	90
10	V2	7	28	36	TA6-8	24, 61	37, 63, 80
11	X	6	18, 135	37	CF-C	63, 120	64, 65
12	A	12, 84	13, 85, 86, 87, 88	38	AC-C	64	110, 113
13	P1	40, 132	41	39	G	27, 65	30, 66
14	M	41, 138	42	40	B	11, 89, 90, 91, 92, 136	14, 93
15	R	42, 134	43, 94	41	L	106, 107, 137	108
16	P2	43, 133	44	42	K1	72, 121	73
17	CP	33, 44	45, 74	43	K2	70, 122	71
18	CS	21, 45	46, 76	44	K3	79, 80, 81, 123	82
19	P3	46, 114	47	45	K4	74, 124	75
20	CE1	23, 47	32, 33, 48, 72	46	K5	76, 125	77
21	CE2	32, 48	34, 49, 70	47	V3	8	27
22	CE3	34, 49	35, 50, 106	48	V4	9	17
23	CE4	35, 50	36, 51, 107	49	Y	22, 69, 71, 73, 75, 77, 82	68
24	P4	51, 115	52	50	F	10, 68	16, 78
25	N	36, 85	92	51	I	1	2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9, 10, 11, 12
26	O1-5	39, 88	91	52	S	13, 14, 15, 16, 17, 18, 19, 20	21, 22, 23, 24, 25, 26, 31

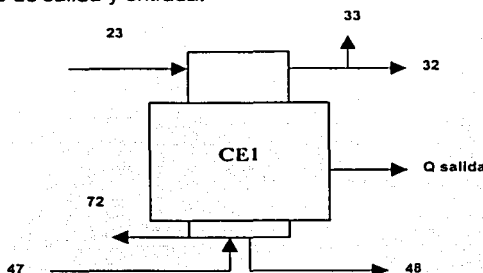
Para el costo termoeconómico se requieren hacer consideraciones como se indica en el capítulo III "Definición del Análisis Termoeconómico", para lo cual tienen 52 equipos con 138 flujos (incógnitas) por lo que se requieren 86 consideraciones para calcular la solución y obtener el valor tanto del costo exergético como termoeconómico -variable y fijo-.

Se presenta un ejemplo con un equipo de los considerados en todo el análisis, en el cual se realiza la aplicación del análisis termoeconómico.

### Ejemplo de Cuádruple Evaporador 1

Se seleccionó el equipo llamado cuádruple evaporador 1; por las operaciones involucradas, así como por ser uno de los equipos con mayor cantidad de flujos entrantes y salientes.

Lo primero es observar en la tabla V.1 el símbolo que describe al cuádruple evaporador 1 en el plano; se encuentra en el consecutivo 20 con símbolo "CE1" en plano (al final del documento). A continuación se muestra un gráfico de los flujos de salida y entrada.



Para fines de cálculo solo se consideran las entradas y salidas al equipo. En la tabla V.3 -Entrada y Salida de Flujos en los Equipos- o el plano se pueden observar la identificación numérica de los recursos -entradas-, así como los productos, residuos o subproductos -salidas- por cada operación unitaria. La identificación numérica de los flujos para; las entradas, 23, 47; las salidas, 32, 33, 48 y 72 (ver diagrama del anexo VI).

A continuación se presentan los parámetros termodinámicos de los flujos correspondientes al evaporador 1 obtenidos de la tabla V.2.

Tabla V.4 Datos de los Flujos Correspondientes al Cuádruple Evaporador 1.

Flujo	Características	Flujo kg/s	Presión kPa	Temperatura °C	Entalpia kW.	Exergia kW.
0	Ambiente		101.94	25.00		
23	Vapor de escape a Evaporador 1	20.10	209.44	140.00	55207.94	12137.97
32	Vapor del evaporador 1 al 2	14.05	161.10	115.26	37932.30	7804.91
33	Vapor del evaporador 1 a calentador primario	5.52	161.10	115.26	14889.96	3063.74
47	Jugo clarificado de bomba a evaporador 1	80.03	161.10	115.00	35961.45	3547.97
48	Jugo clarificado de evaporador 1 a 2	60.46	161.10	115.26	26673.73	2639.00
72	Condensado del evaporador 1 a la bomba K1	20.10	209.44	133.82	11307.02	1358.05

En estos datos indican flujos másicos, presiones, temperatura, etc. para desarrollar el método de cálculo y determinar el costo termoeconómico por flujo.

### Balance de Masa -Cuádruple Evaporador 1.

Los parámetros térmicos conforme a los flujos de interés (las entradas, 23, 47; las salidas, 32, 33, 48, 72-Tabla V.3-) son necesarios para elaborar un balance de conservación de energética (primera ley de la

termodinámica), para la cual se hace un balance de materia en tránsito (Columna "Gasto kg/s" –Tabla V.2-) conforme a la ecuación III.1, esto es:

$$\dot{m}_{23} + \dot{m}_{47} - \dot{m}_{32} - \dot{m}_{33} - \dot{m}_{48} - \dot{m}_{72} = 0 \text{ [kg/s]}$$

### Balance de Energía Cuádruple Evaporador 1.

Al aplicar la ecuación III.2 (capítulo III), no se tiene energía cinética, potencial, calor de entrada ni trabajo del sistema la ecuación queda de la siguiente manera (las entradas, 23, 47; las salidas, 32, 33, 48, 72. – Tabla V.2-):

$$Q_{\text{al ambiente del cuádruple evaporador 1}} = (H_{23} + H_{47} - H_{32} - H_{33} - H_{48} - H_{72})$$

En la tabla V.2 están los datos de energía en "kW", los cuales se sustituyen conforme al flujo en la ecuación anterior resultando:

$$Q = 55207.94 + 35961.45 - 37932.30 - 14889.96 - 26673.73 - 11307.02 \text{ [kWt]}$$

Nota: kWt es para diferenciar que la unidad corresponde a energía térmica

para lo cual nos da como resultado de calor al sistema:

$$Q_{\text{salida}} = 366.37 \text{ [kWt]}$$

Este valor se verifica en la columna de "Calor Q (kWt)", así como "Trabajo Consumido (kW)" de la tabla V.17, para el cuádruple evaporador uno.

### Balance de Exergía para el Ejemplo

Para el balance de exergía se utiliza la ecuación III.6, la cual es aplicada en el cuádruple evaporador 1.

Continuando con el cuádruple evaporador 1 (las entradas, 23, 47; las salidas, 32, 33, 48, 72. –Tabla V.2-) de la columna "Exergía kW" obtenemos los datos por calcular, también –en ciertos equipos-, no hay suministro u extracción eléctrica por tanto se asigna el valor de cero (Verificar Tabla V.17 –columna "trabajo consumido"-).

$$B_{\text{perdida}} = (E_{23} + E_{47}) - (E_{32} + E_{33} + E_{48} + E_{72}) \text{ [kW]}$$

Sustituyendo:

$$B_{\text{perdida}} = (12137.97 + 3547.97) - (7804.91 + 3063.74 + 2639.00 + 1358.05) = 820.23 \text{ (kW)}$$

### Costo Exergético Unitario

Una vez conocida la pérdida exergética del cuádruple evaporador 1 se calcula su costo exergético unitario. Esto es la exergía necesaria para producir la unidad de exergía en forma de salida.

Conforme a la ecuación III.37 del Capítulo III se realiza la matriz de incidencia para calcular el costo exergético unitario de la siguiente manera (Referencia Tabla V.3);

Tabla V.5 Matriz de Incidencia para el Cuádruple Evaporador 1 (CE1)							
Ecuaciones	A(Flujos)						0
	23	32	33	47	48	72	
1	1.00	-1.00	-1.00	1.00	-1.00	-1.00	0

**Ecuaciones Adicionales.**

Conocemos los flujos del cuádruple evaporador 1. Es un equipo (una ecuación) con seis incógnitas (flujos), por lo cual son necesarias 5 ecuaciones adicionales (6 incógnitas menos 1 ecuación = 5 ecuaciones adicionales). Conforme a lo citado en el capítulo III.

**Entradas**

Conforme a la ecuación III.15, en la tabla V.21 se verifica en las entradas consideradas, en caso de no estar el flujo en cuestión; es por tener en el proceso operaciones vinculadas y se ha calculado como producto de otro equipo.

Los costos exergéticos calculados en otro equipo para los flujos del evaporador 1 son; los cuales de acuerdo a la tabla V.26 –columna “Costo (kW) Exergético”-son:

$$B_{23}^* = 50247.78$$

$$B_{33}^* = 9888.87$$

$$B_{47}^* = 14096.39$$

Ahora tenemos tres ecuaciones adicionales a la planteada originalmente, teniendo un total de cuatro por lo cual restan 2 ecuaciones.

**Ramificaciones o Bifurcaciones.**

Para las 2 ecuaciones restantes se consideró a -ecuación III.17- (la tabla V.22):

1. Por ser flujos líquidos del cuádruple 1 se consideró de mismo costo unitario - “33” y “48” -.

$$\begin{matrix} B_{33}^* & - & B_{48}^* \\ B_{33} & - & B_{48} \end{matrix} = 0 ;$$

2. Por ser vapor proceso y el condensado generado se establece también mismo costo unitario a - “23” y “72” -, teniendo,

$$\begin{matrix} B_{23}^* & - & B_{72}^* \\ B_{23} & - & B_{72} \end{matrix} = 0$$

**Subproductos o Residuos.**

El cuádruple evaporador 1 no tiene subproductos o residuos se puede verificar los flujos para saber si alguno de ellos es considerado residuo (tabla V.23 y V.26).

Con las ecuaciones adicionales se forma la matriz adicional  $\alpha$  y el vector  $w$  de la ecuación III.37.

Ecuaciones	Matriz "α"						ω
	23	32	33	47	48	72	
2	0.00	0.00	3.26E-04	0.00	-3.79E-04	0.00	0.00
3	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	9888.87
4	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	14096.39
5	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	50247.78
6	8.24E-5	0.00	0.00	0.00	0.00	-7.36E-4	0.00

**Obtención del costo exergético con las ecuaciones adicionales.**

Las ecuaciones obtenidas se colocan en una matriz de incidencia manera similar a lo mostrada en la ecuación III.36 del capítulo III de la presente tesis. Antes se plantea la construcción de la matriz de la siguiente manera.

Ecuaciones	A (Flujos)						0 w
	23	32	33	47	48	72	
1	1.00	-1.00	-1.00	1.00	-1.00	-1.00	0.00
2	0.00	0.00	3.26E-04	0.00	-3.79E-04	0.00	0.00
3	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	9888.87
4	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	14096.39
5	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	50247.78
6	8.24E-5	0.00	0.00	0.00	0.00	-7.36E-4	0.00

Por lo tanto la matriz  $\Lambda$  (Ecuación III.38) del equipo "CE1" y el vector columna quedarían de la siguiente forma:

$$\begin{bmatrix}
 1 & -1 & -1 & 1 & -1 & -1 \\
 0 & 0 & 3.26E-04 & 0 & -3.79E-4 & 0 \\
 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 \\
 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 \\
 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
 8.24E-5 & 0 & 0 & 0 & 0 & -7.36E-4
 \end{bmatrix} \cdot \mathbf{B} = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 9888.87 \\ 14096.39 \\ 50247.78 \\ 0 \end{bmatrix}$$

A continuación se presenta el resultado del costo tanto exergético como exergético unitario para el cuádruple evaporador 1, los valores se pueden comprobar con la tabla V.26, la cual se presenta más adelante.

Flujo	Costo	
	Exergético (kW)	Exergético Unitario
23	50247.78	4.14
32	40315.44	5.17
33	9888.87	3.23
47	14096.39	3.97
48	8517.91	3.23
72	5621.95	4.14

Su interpretación indica que para obtener el flujo 33, se requirió 3.23 unidades exergéticas de recursos (esto es la exergia vapor del evaporador y del jugo de entrada).

#### Análisis Termoeconómico del Cuádruple Evaporador 1

Previo al análisis termoeconómico se requieren conocer los costos de los recursos –entradas de materias primas- en el proceso (Tabla V.24). Aparte los costos en los equipos (Tabla V.25) con la finalidad de obtener el costo por flujo. Los costos se proporcionaron por el personal del ingenio:

#### Análisis termoeconómico variable del cuádruple evaporador uno

La matriz de incidencia utilizada para calcular el costo exergético se utiliza para obtener el costo termoeconómico con la variante de colocar costos de los recursos conforme a la ecuación III.41.



**Tabla V.9 Matriz del Costo Exergético para el Cuádruple Evaporador 1 (CE1)**

Ecuaciones	A						0
	23	32	33	47	48	72	
1	1.00	-1.00	-1.00	1.00	-1.00	-1.00	0

**Ecuaciones Adicionales para el análisis termoeconómico variable**

Son similares del costo exergético, con la diferencia de considerar ahora los costos de los recursos, como se observó en el capítulo III (Ecuaciones III.28 a III.33), por tanto se establecieron de la siguiente manera;

**Entradas (Tabla V.26):**

Conforme a la ecuación III.28, en la tabla V.21 se verifica en las entradas consideradas, en caso de no estar el flujo en cuestión; es por tener en el proceso operaciones vinculadas y se ha calculado como producto de otro equipo. Por tanto estos valores se presentan en la Tabla V.26.

$$\Pi_{23} = -1.9245$$

$$\Pi_{33} = -2.5032$$

$$\Pi_{47} = -3.5750$$

Nota: El valor es negativo por el método, el cual indica que así se debe ingresar los datos (ecuación III.41).

**Ramificaciones o bifurcaciones:**

En cuanto a las ecuaciones para las ramificaciones o bifurcaciones son similares al costo exergético se consideraron con el mismo costo termoeconómico variable (Tabla V.22 –ecuación III.30-) los siguientes flujos (como se indicó en el capítulo III):

$$\frac{\Pi_{23}}{B_{23}} - \frac{\Pi_{72}}{B_{72}} = 0, \text{ así como la otra ecuación } \frac{\Pi_{33}}{B_{33}} - \frac{\Pi_{48}}{B_{48}} = 0$$

**Subproductos o Residuos**

En este ejemplo no se tienen, por los productos y sub productos generados son materia prima o recurso a otros equipos (Tabla 23).

Una vez terminadas las consideraciones adicionales, estas son similares al costo exergético donde el único cambio es el vector estructura de costo variable se colocan en la matriz adicional (Ecuación III.41):

**Tabla V.10 Matriz Adicional para el Cuádruple Evaporador 1  
(CE1 - Costo Termoeconómico Variable -)**

Ecuaciones	Matriz "a"						-X
	23	32	33	47	48	72	
2	0.00	0.00	3.26E-04	0.00	-3.79E-04	0.00	0.00
3	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	-2.5032
4	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	-3.5750
5	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-1.9245
6	8.24E-5	0.00	0.00	0.00	0.00	-7.36E-4	0.00

**Obtención del Costo Termoeconómico Variable con las ecuaciones adicionales.**

Se unen la matriz principal con la adicional siguiente manera:

**Tabla V.11 Matriz para el Cuádruple Evaporador 1 (CE1 - Costo Termoeconómico Variable -)**

Ecuaciones	Flujos (Matriz A/a)						O -X
	23	32	33	47	48	72	
1	1.00	-1.00	-1.00	1.00	-1.00	-1.00	0.00
2	0.00	0.00	3.26E-04	0.00	-0.00037893	0.00	0.00
3	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	-2.5032
4	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	-3.5750
5	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-1.9245
6	8.24E-5	0.00	0.00	0.00	0.00	-7.36E-4	0.00

$$\begin{bmatrix}
 1 & -1 & -1 & 1 & -1 & -1 \\
 0 & 0 & 3.26e-4 & 0 & -3.79e-4 & 0 \\
 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 \\
 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 \\
 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
 8.24E-5 & 0 & 0 & 0 & 0 & -7.36E-4
 \end{bmatrix}
 \times \Pi =
 \begin{bmatrix}
 0 \\
 0 \\
 -2.5032 \\
 -3.5750 \\
 -1.9245 \\
 0
 \end{bmatrix}$$

Se presenta la tabla V.12 que es un resumen de los resultados obtenidos para el evaporador 1, se aclara que los resultados al solucionar la matriz son negativos (Conforme a la ecuación III.41), sin embargo como el título es "costos" se ha retirado el signo negativo de los resultados.

El costo termoeconómico variable únicamente considera los costos en los recursos o materias primas necesarias para obtener el producto.

**Tabla V.12 Resultados obtenidos de la Matriz del Costo Termoeconómico Variable**

Flujo	Exergia (kW) "A"	Costo por Solución Matricial			Costo Unitario parte	Costo Termoeconómico Variable	
		Exergético (kW) "B"	Exergético Unitario	Variable (\$/seg) "C"	Variable (\$/GJ) "G=C/B"	(\$/GJ) "I=G*F"	(\$/seg) "I*A"
23	12137.97	50247.78	4.14	1.9245	0.04	0.16	1.92
32	7804.91	40315.44	5.17	0.6248	0.02	0.08	0.62
33	3063.74	9888.87	3.23	2.5032	0.25	0.82	2.50
47	3547.97	14096.39	3.97	3.5750	0.25	1.01	3.58
48	2639.00	8517.91	3.23	2.1562	0.25	0.82	2.16
72	1358.05	5621.95	4.14	0.2153	0.04	0.16	0.22

El resultado del costo termoeconómico variable del evaporador 1 se verifica en la tabla V.26.

**Análisis termoeconómico fijo del cuádruple evaporador uno**

La matriz de incidencia utilizada para calcular el costo exergético, se utiliza para obtener el costo termoeconómico fijo con los costos fijos del equipo, así como los recursos conforme a la ecuación III.42.

**Tabla V.13 Matriz del Costo Exergético para el Cuádruple Evaporador 1 (CE1)**

Ecuaciones	A						Z
	23	32	33	47	48	72	
1	1.00	-1.00	-1.00	1.00	-1.00	-1.00	0.0158

**Ecuaciones Adicionales para el análisis termoeconómico fijo**

Son similares a las ecuaciones adicionales del costo exergetico para el ejemplo, con la diferencia de considerar ahora los costos de los recursos y del equipo, por tanto se le asigna valores de la tabla V.26 como se observó en el capítulo III;

**Entradas (Tabla V.26):**

Conforme a la ecuación III.28, en la tabla V.21 se verifica en las entradas consideradas, en caso de no estar el flujo en cuestión; es por tener en el proceso operaciones vinculadas y se ha calculado como producto de otro equipo. Por tanto estos valores se presentan en la Tabla V.26.

$$\Pi_{23} = -2.1096$$

$$\Pi_{33} = -3.8940$$

$$\Pi_{47} = -5.5945$$

Nota: El valor es negativo por el método, el cual indica que así se debe ingresar los datos (ecuación III.42).

**Ramificaciones o bifurcaciones:**

Son similares al costo exergetico se consideraron con el mismo costo termoeconómico fijo (Tabla V.22 – ecuación III.30-) los siguientes flujos:

$$\Pi_{23} - \Pi_{72} = 0, \text{ así como la otra ecuación } \Pi_{33} - \Pi_{48} = 0$$

$$B_{23} - B_{72}$$

$$B_{33} - B_{48}$$

Donde B la exergia del flujo.

**Subproductos o Residuos**

En este ejemplo no se tienen (Tabla 23).

Una vez terminadas las consideraciones adicionales con los costos de equipo y del recurso se tiene el vector estructura de costo fijo se colocan en la matriz adicional (Ecuación III.42):

**Tabla V.14 Matriz Adicional para el Cuádruple Evaporador 1  
(CE1 - Costo Termoeconómico Fijo -)**

Ecuaciones	Matriz "g"						-X
	23	32	33	47	48	72	
2	0.00	0.00	3.26E-04	0.00	-3.79E-04	0.00	0.00
3	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	-3.8940
4	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	-5.5945
5	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-2.1096
6	8.24E-5	0.00	0.00	0.00	0.00	-7.36E-4	0.00

**Obtención del Costo Termoeconómico Fijo con las ecuaciones adicionales.**

La ecuación principal y adicional se unen en una matriz.

**Tabla V.15 Matriz para el Cuádruple Evaporador 1 (CE1 - Costo Termoeconómico Fijo -)**

Ecuaciones	Flujos (Matriz A/a)						Z
	23	32	33	47	48	72	
1	1.00	-1.00	-1.00	1.00	-1.00	-1.00	0.0603474
2	0.00	0.00	3.26E-04	0.00	-3.79E-04	0.00	0.00

**Tabla V.15 Matriz para el Cuádruple Evaporador 1 (CE1 - Costo Termoeconómico Fijo -)**

Ecuaciones	Flujos (Matriz A/a)						Z
	23	32	33	47	48	72	-X
3	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	-3.8940
4	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	-5.5945
5	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-2.1096
6	8.24E-5	0.00	0.00	0.00	0.00	-7.36E-4	0.00

$$\begin{bmatrix}
 1 & -1 & -1 & 1 & -1 & -1 \\
 0 & 0 & 3.26e-4 & 0 & -3.79e-4 & 0 \\
 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 \\
 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 \\
 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\
 8.24E-5 & 0 & 0 & 0 & 0 & -7.36E-4
 \end{bmatrix} \times [I] = \begin{bmatrix}
 0.0604 \\
 0 \\
 -3.8940 \\
 -5.5945 \\
 -2.1096 \\
 0
 \end{bmatrix}$$

Se aclara que los resultados al solucionar la matriz son negativos (conforme ecuación III.42), sin embargo como el título es "costos" se ha retirado el signo negativo de los resultados.

El costo termoeconómico fijo considera tanto los costos en los recursos como los costos para los equipos.

**Tabla V.16 Resultados obtenidos de la Matriz del Costo Termoeconómico Fijo**

Flujo	Exergia (kW) "A"	Costo por Solución Matricial			Costo Unitario parte	Costo Termoeconómico Fijo	
		Exergético (kW) "B"	Exergético Unitario	Fijo (\$/seg) "D"	Fijo (\$/GJ) "H=D/B"	(\$/GJ) "I=G*F"	(\$/seg) "I*A"
23	12137.97	50247.78	4.14	2.1096	0.04	0.17	2.11
32	7804.91	40315.44	5.17	0.2802	0.01	0.04	0.28
33	3063.74	9888.87	3.23	3.8940	0.39	1.27	3.89
47	3547.97	14096.39	3.97	5.5945	0.40	1.58	5.59
48	2639.00	8517.91	3.23	3.3541	0.39	1.27	3.35
72	1358.05	5621.95	4.14	0.2360	0.40	0.17	0.24

El resultado del costo termoeconómico fijo del evaporador 1 se comprueba en la tabla V.26.

Hasta aquí se ha mostrado el método para obtener el costo termoeconómico (los costos por flujo) tanto variable como fijo en el evaporador 1.,

A continuación el método mostrado se aplica al diagrama de flujo (anexo VI), presentando los resultados de primera ley termodinámica, exergia perdida, ecuaciones adicionales consideradas y los costos termoeconómicos.

**BALANCE SISTÉMICO DE PRIMERA LEY TERMODINÁMICA DEL INGENIO AZUCARERO.**

Después de matriz de incidencia se calculan los resultados del balance de primera ley; en cada equipo de acuerdo a los resultados del análisis.

**Resultados**

**Balance de Energía**

Los resultados son presentados en la tabla V.17 para cada equipo conforme a la ecuación III.2.

Los campos -Calor "Q"- y -Trabajo Consumido- de la tabla V.17, se refieren al; Calor "Q", que se pierde en el medio ambiente y Trabajo Consumido, es la electricidad usada por el equipo.

El resultado de la operación de cada equipo se aprecia en la siguiente tabla:

**TABLA V.17 Resultado Operativo por Equipo**

Simbología	Equipo	Primera Ley	
		Calor "Q" (kWt)	Trabajo Consumido (kW)
GV	Caldera	166683.19	0.00
CE3	Cuádruple Evaporador 3	5354.91	0.00
J	Batey	3754.08	50.34
MS	Molinos	4300.22	0.00
X	Generador eléctrico	1499.99	-6000.00
R	Tanque de alcalizado y decantación	0.56	5.59
CF-A	Céntrica para azúcar estandar	585.42	177.85
TA1-5	Tacho de primera	383.43	0.00
CF-B	Céntrica de azúcar "B"	229.45	119.31
CE1	Cuádruple Evaporador 1	366.37	0.00
CF-C	Céntrica de azúcar "C"	116.92	93.22
G	Bomba de miel final	60.64	0.00
CE4	Cuádruple Evaporador 4	149.32	0.00
Y	Tanque desaerador	56.91	0.00
CE2	Cuádruple Evaporador 2	46.94	0.00
TA6-8	Tacho de tercera	29.36	0.00
TA9-10	Tacho de segunda	11.83	0.00
TB (bagzo.)	Transportador de bagazo	7.83	78.30
A	Bomba de inyección	1342.26	0.00
CP	Calentador de primario	0.00	0.00
Z	Ventilador de Tiro Forzado (Caldera)	13.05	130.50
P1	Bomba de guarapo pesado	9.32	93.21
K1	Bomba de condensados primer cuádruple	0.93	9.32
K3	Bomba de condensados de Tachos	0.75	7.46
K5	Bomba de condensado del calentador secundario	0.28	2.80
K4	Bomba de condensado del calentador primario	0.56	5.59
F	Bomba de alimentación de agua a calderas	201.34	0.00
V1	Válvula laminadora a calentador de petróleo	0.00	0.00
S	Tubería de Proceso	0.00	0.00
AC-B	Seccionador de semilla de "B"	0.00	0.00
AC-C	Seccionador de semilla de "C"	0.00	0.00
CS	Calentador secundario	0.00	0.00
P3	Bomba de jugo clarificado (caliente)	9.32	93.22
P4	Bomba de meladura	2.80	27.97
C-A	Bomba para miel de "A"	3.73	37.29
C-B	Bomba para miel de "B"	3.73	37.29
O6-8	Condensador del vapor del tacho6-8	0.00	0.00
O9-10	Condensador del vapor del tacho9-10	0.00	0.00
O1-5	Condensador del vapor del tacho 1-5	0.00	0.00
V2	Válvula laminadora al secador de azúcar	0.00	0.00
V4	Válvula laminadora a vapor de proceso	0.00	0.00
P2	Bomba de jugo clarificado	9.32	93.22
K2	Bomba de condensados segundo cuádruple	0.93	9.32
L	Bomba de condensados de tercer y cuarto cuádruple	0.56	5.60
E-U	Ventilador de Tiro Inducido (Caldera)	617.99	139.82
I	Tubería de Alta Presión	0.00	0.00
T	Bomba de Petróleo	3.91	39.15

Continuación de la tabla en la próxima página

**TABLA V.17 Resultado Operativo por Equipo**

Simbología	Equipo	Primera Ley	
		Calor "Q" (kWt)	Trabajo Consumido (kW)
B	Bomba de rechazo	497.37	473.71
D	Calentador de Petróleo	0.00	0.00
V3	Válvula laminadora a la bomba de miel final	0.00	0.00
N	Condensador del vapor del cuarto cuádruple	0.00	0.00
M	Torre para sulfatación	-3686.76	0.00
<b>Total</b>		<b>182,668.76</b>	<b>-4,269.92</b>

KWt, kiloWatts térmicos

La tabla V.17 refleja los resultados operativos por equipo utilizando el análisis de la conservación de la energía.

**Eficiencia del uso de vapor en planta conforme al balance de energía**

**Tabla V.18 Eficiencia del Uso de Vapor en Planta**

SIMBOLOGÍA	EQUIPO	TRABAJO MECÁNICO	CALOR ASOCIADO AL PROCESO
		kWt	kWt
CE1	Cuádruple Evaporador 1		55207.94
CE2	Cuádruple Evaporador 2		37932.30
CE3	Cuádruple Evaporador 3		40190.28
CE4	Cuádruple Evaporador 4		36246.67
Y	Tanque desaereador		28611.97
TA1-5	Tacho 1-5		15047.94
CP	Calentador primario		14889.96
CS	Calentador secundario		13862.93
V2	Vapor de válvula #2 para Secadora		4526.34
D	Calentador de Petróleo		2875.06
TA6-8	Tacho 6-8		348.58
TA9-10	Tacho 9-10		115.37
X	Turbina de Vapor para Generador eléctrico	7500.00	
MS	Turbina de Vapor para Molinos	5462.25	
J	Turbina de Vapor para Batey	5214.00	
A	Turbina de Vapor para Bomba de inyección	1864.24	
E-U	Turbina de Vapor para Ventilador de Tiro Inducido (Caldera)	839.92	
B	Turbina de Vapor para Bomba de rechazo	625.00	
G	Turbina de Vapor para Bomba de miel final	112.83	
F	Turbina de Vapor para Bomba de alimentación de agua a calderas	279.64	
<b>SUBTOTAL</b>		<b>21,897.88</b>	<b>249,855.34</b>
<b>TOTAL</b>			<b>271,753.22</b>

Continuación de la tabla en la próxima página

**Tabla V.18 Eficiencia del Uso de Vapor en Planta**

SIMBOLOGÍA	EQUIPO	TRABAJO MECÁNICO kWt	CALOR ASOCIADO AL PROCESO kWt
<b>ENTRADA DE ENERGÍA</b>			
GV	Caldera		459,979.89
<b>TOTAL</b>			<b>459,979.89</b>
<b>EFICIENCIA TÉRMICA</b>			<b>59.08 %</b>

La eficiencia térmica del uso de vapor en planta en el Ingenio Azucarero es 59.08 % -utilizando la primera ley termodinámica.

Los equipos con mayor uso de calor asociado al proceso conforme a la primera ley de termodinámica son: los cuádruples evaporadores, 169577.19 kWt; los calentadores, 31627.95 kWt y los tachos (evaporadores simples) 15511.89 kWt.

El vapor asociado al trabajo mecánico (utilizado en las turbinas) es 21,897.88 kWt.

### BALANCE SISTÉMICO DE EXERGIA DEL INGENIO AZUCARERO.

Los equipos con mayor pérdida exérgica

Los resultados del balance de exergia se presentan a continuación:

**Tabla V.19 Resultados de la Energía Útil Perdida**

Impacto	Simbología	Equipo	Exergia Perdida	
			"Bp" (kWt)	"%"
1	GV	Caldera	241043.73	83.70
2	S	Tubería de Proceso	8169.04	2.84
3	J	Batey	7159.47	2.49
4	MS	Molinos	6836.88	2.37
5	Y	Tanque desaerador	3185.73	1.11
6	CE4	Cuádruple Evaporador 4	2834.68	0.98
7	A	Bomba de inyección	2509.59	0.87
8	X	Generador eléctrico	2388.06	0.83
9	CE3	Cuádruple Evaporador 3	2110.81	0.73
10	TA1-5	Tacho de primera	2004.57	0.70
11	CS	Calentador secundario	1642.87	0.57
12	B	Bomba de rechazo	1277.99	0.44
13	E-U	Ventilador de Tiro Inducido (Caldera)	1112.65	0.39
14	N	Condensador del vapor del cuarto cuádruple	1107.67	0.38
15	CE1	Cuádruple Evaporador 1	820.23	0.28
16	CE2	Cuádruple Evaporador 2	656.57	0.23
17	CP	Calentador de primario	554.81	0.19
18	F	Bomba de alimentación de agua a calderas	320.13	0.11
19	V2	Válvula laminadora al secador de azúcar	276.85	0.10
20	O1-5	Condensador del vapor del tacho 1-5	246.48	0.09

Continuación de la tabla en la próxima página

**Tabla V.19 Resultados de la Energía Útil Perdida**

Impacto	Simbología	Equipo	Exergia Perdida	
			"Bp" (kWt)	"%"
21	CF-A	Céntrica para azúcar estandar	206.70	0.07
22	V1	Válvula laminadora a calentador de petróleo	175.85	0.06
23	D	Calentador de Petróleo	150.58	0.05
24	CF-B	Centrífuga de azúcar "B"	119.17	0.04
25	G	Bomba de miel final	118.02	0.04
26	Z	Ventilador de Tiro Forzado (Caldera)	105.04	0.04
27	CF-C	Centrífuga de azúcar "C"	98.19	0.03
28	P1	Bomba de guarapo pesado	92.34	0.03
29	M	Torre para sulfatación	87.31	0.03
30	P2	Bomba de jugo clarificado	86.13	0.03
31	TB (bagazo.)	Transportador de bagazo	78.30	0.03
32	TA6-8	Tacho de tercera	66.62	0.02
33	P3	Bomba de jugo clarificado (caliente)	44.23	0.02
34	V4	Válvula laminadora a vapor de proceso	41.38	0.01
35	T	Bomba de Petróleo	37.83	0.01
36	R	Tanque de alcalizado y decantación	36.08	0.01
37	C-A	Bomba para miel de "A"	30.32	0.01
38	C-B	Bomba para miel de "B"	29.70	0.01
39	L	Bomba de condensados de tercer y cuarto	16.74	0.01
40	TA9-10	Tacho de segunda	16.06	0.01
41	K1	Bomba de condensados primer cuádruple	15.31	0.01
42	K2	Bomba de condensados segundo cuádruple	14.75	0.01
43	K3	Bomba de condensados de Tachos	11.98	0.00
44	V3	Válvula laminadora a la bomba de miel final	11.86	0.00
45	K4	Bomba de condensado del calentador primario	9.27	0.00
46	O6-8	Condensador del vapor del tacho6-8	6.71	0.00
47	P4	Bomba de meladura	5.40	0.00
48	K5	Bomba de condensado del calentador secundario	4.02	0.00
49	O9-10	Condensador del vapor del tacho9-10	3.55	0.00
50	I	Tubería de Alta Presión	0.05	0.00
51	AC-B	Seccionador de semilla de "B"	0.00	0.00
52	AC-C	Seccionador de semilla de "C"	0.00	0.00
<b>Total</b>			<b>287,978.30</b>	

KWt, kiloWatts termicos

La pérdida total exergética en el ingenio azucarero es de 287,978.30 kW, donde las mayores irreversibilidades en el proceso -exergia perdida-, se identifican en;

- La caldera. con 241,043.73 kWt que representan el 83.70 % de la exergia perdida total;
- La tubería de proceso (vapor saturado a proceso), con 8,169.04 kWt con un impacto del 2.84% de la exergia perdida total;



- El batey, tiene una exergia perdida de 7,159.47 kWt representando el 2.49% de la exergia total perdida y así sucesivamente se observan en la tabla V.19, etc.

**Eficiencia exergética del uso de vapor en planta**

El resultado de eficiencia exergética se presenta a continuación sobre la base de la ecuación III.10

**Tabla V.20 Eficiencia Exergética del Uso de Vapor en Planta**

SIMBOLOGÍA	EQUIPO	TRABAJO MECÁNICO kWt	EXERGIA DEL FLUJO DE CALOR kWt
CE1	Cuádruple Evaporador 1		12137.97
Y	Tanque desaereador		6290.60
CE2	Cuádruple Evaporador 2		7804.91
CE3	Cuádruple Evaporador 3		7580.98
CE4	Cuádruple Evaporador 4		5782.06
TA1-5	Tacho de primera		3308.43
CP	Calentador primario		3063.74
CS	Calentador secundario		3047.89
V2	Vapor de válvula #2 para Secadora		1028.94
D	Calentador de Petróleo		653.58
TA6-8	Tacho de tercera		84.55
TA9-10	Tacho de segunda		25.37
X	Turbina de Vapor para Generador eléctrico (Capacidad nominal 80%)	7500.00	
MS	Turbina de Vapor para Molinos	5462.25	
J	Turbina de Vapor para Batey	5214.00	
A	Turbina de Vapor para Bomba de inyección	1864.24	
E-U	Turbina de Vapor para Ventilador de Tiro Inducido Caldera 9	838.92	
B	Turbina de Vapor para Bomba de rechazo	625.00	
G	Turbina de Vapor para Bomba de mel final	112.83	
F	Turbina de Vapor para Bomba de alimentación de agua a calderas	279.64	
<b>SUBTOTAL</b>		<b>21,896.88</b>	<b>50,809.02</b>
<b>TOTAL</b>			<b>72,705.90</b>
<b>ENTRADA DE EXERGIA</b>			
GV	Caldera		354,643.43
<b>TOTAL</b>			<b>354,643.43</b>
<b>EFICIENCIA EXERGÉTICA</b>			<b>20.5 %</b>

La eficiencia exergética del uso de vapor en planta es 20.5%.

Los equipos con mayor uso de calor asociado al proceso utilizando la exergia son, los cuádruples evaporadores, 33305.92 kWt; los calentadores, 6765.21 kWt y los tachos con 3418.35 kWt.

**ANÁLISIS SISTÉMICO TERMoeCONOMICO VARIABLE Y FIJO DEL INGENIO AZUCARERO.**

**Ecuaciones Adicionales para el Cálculo de Costo Exergético y Termoeconómico**

Entradas:

Los flujos considerados entradas son;

**Tabla V.21 Entradas (Ecuaciones Adicionales)**

No de Ecuación	Para Costo		No de Ecuación	Para Costo	
	Exergético	Termoeconómico		Exergético	Termoeconómico
53	$B_{58}^* = B_{58}$	$\Pi_{58} = c_{58}^* B_{58}^*$	69	$B_{122}^* = B_{122}$	$\Pi_{122} = c_{122}^* B_{122}^*$
54	$B_{69}^* = B_{69}$	$\Pi_{69} = c_{69}^* B_{69}^*$	70	$B_{123}^* = B_{123}$	$\Pi_{123} = c_{123}^* B_{123}^*$
55	$B_{84}^* = B_{84}$	$\Pi_{84} = c_{84}^* B_{84}^*$	71	$B_{124}^* = B_{124}$	$\Pi_{124} = c_{124}^* B_{124}^*$
56	$B_{95}^* = B_{95}$	$\Pi_{95} = c_{95}^* B_{95}^*$	72	$B_{125}^* = B_{125}$	$\Pi_{125} = c_{125}^* B_{125}^*$
57	$B_{98}^* = B_{98}$	$\Pi_{98} = c_{98}^* B_{98}^*$	73	$B_{126}^* = B_{126}$	$\Pi_{126} = c_{126}^* B_{126}^*$
58	$B_{104}^* = B_{104}$	$\Pi_{104} = c_{104}^* B_{104}^*$	74	$B_{127}^* = B_{127}$	$\Pi_{127} = c_{127}^* B_{127}^*$
59	$B_{109}^* = B_{109}$	$\Pi_{109} = c_{109}^* B_{109}^*$	75	$B_{128}^* = B_{128}$	$\Pi_{128} = c_{128}^* B_{128}^*$
60	$B_{110}^* = B_{110}$	$\Pi_{110} = c_{110}^* B_{110}^*$	76	$B_{129}^* = B_{129}$	$\Pi_{129} = c_{129}^* B_{129}^*$
61	$B_{114}^* = B_{114}$	$\Pi_{114} = c_{114}^* B_{114}^*$	77	$B_{130}^* = B_{130}$	$\Pi_{130} = c_{130}^* B_{130}^*$
62	$B_{115}^* = B_{115}$	$\Pi_{115} = c_{115}^* B_{115}^*$	78	$B_{131}^* = B_{131}$	$\Pi_{131} = c_{131}^* B_{131}^*$
63	$B_{116}^* = B_{116}$	$\Pi_{116} = c_{116}^* B_{116}^*$	79	$B_{132}^* = B_{132}$	$\Pi_{132} = c_{132}^* B_{132}^*$
64	$B_{117}^* = B_{117}$	$\Pi_{117} = c_{117}^* B_{117}^*$	80	$B_{133}^* = B_{133}$	$\Pi_{133} = c_{133}^* B_{133}^*$
65	$B_{118}^* = B_{118}$	$\Pi_{118} = c_{118}^* B_{118}^*$	81	$B_{134}^* = B_{134}$	$\Pi_{134} = c_{134}^* B_{134}^*$
66	$B_{119}^* = B_{119}$	$\Pi_{119} = c_{119}^* B_{119}^*$	82	$B_{136}^* = B_{136}$	$\Pi_{136} = c_{136}^* B_{136}^*$
67	$B_{120}^* = B_{120}$	$\Pi_{120} = c_{120}^* B_{120}^*$	83	$B_{137}^* = B_{137}$	$\Pi_{137} = c_{137}^* B_{137}^*$
68	$B_{121}^* = B_{121}$	$\Pi_{121} = c_{121}^* B_{121}^*$	84	$B_{138}^* = B_{138}$	$\Pi_{138} = c_{138}^* B_{138}^*$

Los cuales son 32 ecuaciones adicionales para las entradas, estas se usaron para construir la matriz ampliada del balance sistémico en el Ingenio Azucarero.

**Ramificaciones o Bifurcaciones.**

Los flujos considerados ramificaciones o bifurcaciones son;

Tabla V.22 Ramificaciones o Bifurcaciones (Ecuaciones Adicionales)

No de Ecuación	Para Costo		No de Ecuación	Para Costo	
	Exergético	Termoeconómico		Exergético	Termoeconómico
85	$B_1^* - B_2^* = 0$ $B_1 - B_2$	$\Pi_1 - \Pi_2 = 0$ $B_1 - B_2$	112	$B_{27}^* - B_{30}^* = 0$ $B_{27} - B_{30}$	$\Pi_{27} - \Pi_{30} = 0$ $B_{27} - B_{30}$
86	$B_2^* - B_3^* = 0$ $B_2 - B_3$	$\Pi_2 - \Pi_3 = 0$ $B_2 - B_3$	113	$B_{32}^* - B_{70}^* = 0$ $B_{32} - B_{70}$	$\Pi_{32} - \Pi_{70} = 0$ $B_{32} - B_{70}$
87	$B_2^* - B_{15}^* = 0$ $B_2 - B_{15}$	$\Pi_2 - \Pi_{15} = 0$ $B_2 - B_{15}$	114	$B_{33}^* - B_{48}^* = 0$ $B_{33} - B_{48}$	$\Pi_{33} - \Pi_{48} = 0$ $B_{33} - B_{48}$
88	$B_3^* - B_4^* = 0$ $B_3 - B_4$	$\Pi_3 - \Pi_4 = 0$ $B_3 - B_4$	115	$B_{33}^* - B_{74}^* = 0$ $B_{33} - B_{74}$	$\Pi_{33} - \Pi_{74} = 0$ $B_{33} - B_{74}$
89	$B_4^* - B_5^* = 0$ $B_4 - B_5$	$\Pi_4 - \Pi_5 = 0$ $B_4 - B_5$	116	$B_{34}^* - B_{106}^* = 0$ $B_{34} - B_{106}$	$\Pi_{34} - \Pi_{106} = 0$ $B_{34} - B_{106}$
90	$B_4^* - B_{20}^* = 0$ $B_4 - B_{20}$	$\Pi_4 - \Pi_{20} = 0$ $B_4 - B_{20}$	117	$B_{35}^* - B_{107}^* = 0$ $B_{35} - B_{107}$	$\Pi_{35} - \Pi_{107} = 0$ $B_{35} - B_{107}$
91	$B_5^* - B_6^* = 0$ $B_5 - B_6$	$\Pi_5 - \Pi_6 = 0$ $B_5 - B_6$	118	$B_{38}^* - B_{87}^* = 0$ $B_{38} - B_{87}$	$\Pi_{38} - \Pi_{87} = 0$ $B_{38} - B_{87}$
92	$B_5^* - B_{19}^* = 0$ $B_5 - B_{19}$	$\Pi_5 - \Pi_{19} = 0$ $B_5 - B_{19}$	119	$B_{40}^* - B_{58}^* = 0$ $B_{40} - B_{58}$	$\Pi_{40} - \Pi_{58} = 0$ $B_{40} - B_{58}$
93	$B_6^* - B_7^* = 0$ $B_6 - B_7$	$\Pi_6 - \Pi_7 = 0$ $B_6 - B_7$	120	$B_{43}^* - B_{94}^* = 0$ $B_{43} - B_{94}$	$\Pi_{43} - \Pi_{94} = 0$ $B_{43} - B_{94}$
94	$B_6^* - B_{18}^* = 0$ $B_6 - B_{18}$	$\Pi_6 - \Pi_{18} = 0$ $B_6 - B_{18}$	121	$B_{44}^* - B_{45}^* = 0$ $B_{44} - B_{45}$	$\Pi_{44} - \Pi_{45} = 0$ $B_{44} - B_{45}$
95	$B_7^* - B_8^* = 0$ $B_7 - B_8$	$\Pi_7 - \Pi_8 = 0$ $B_7 - B_8$	122	$B_{45}^* - B_{46}^* = 0$ $B_{45} - B_{46}$	$\Pi_{45} - \Pi_{46} = 0$ $B_{45} - B_{46}$
96	$B_8^* - B_{10}^* = 0$ $B_8 - B_{10}$	$\Pi_8 - \Pi_{10} = 0$ $B_8 - B_{10}$	123	$B_{48}^* - B_{49}^* = 0$ $B_{48} - B_{49}$	$\Pi_{48} - \Pi_{49} = 0$ $B_{48} - B_{49}$
97	$B_{10}^* - B_{11}^* = 0$ $B_{10} - B_{11}$	$\Pi_{10} - \Pi_{11} = 0$ $B_{10} - B_{11}$	124	$B_{49}^* - B_{50}^* = 0$ $B_{49} - B_{50}$	$\Pi_{49} - \Pi_{50} = 0$ $B_{49} - B_{50}$
98	$B_{10}^* - B_{16}^* = 0$ $B_{10} - B_{16}$	$\Pi_{10} - \Pi_{16} = 0$ $B_{10} - B_{16}$	125	$B_{50}^* - B_{51}^* = 0$ $B_{50} - B_{51}$	$\Pi_{50} - \Pi_{51} = 0$ $B_{50} - B_{51}$
99	$B_{11}^* - B_{12}^* = 0$ $B_{11} - B_{12}$	$\Pi_{11} - \Pi_{12} = 0$ $B_{11} - B_{12}$	126	$B_{52}^* - B_{53}^* = 0$ $B_{52} - B_{53}$	$\Pi_{52} - \Pi_{53} = 0$ $B_{52} - B_{53}$
100	$B_{11}^* - B_{14}^* = 0$ $B_{11} - B_{14}$	$\Pi_{11} - \Pi_{14} = 0$ $B_{11} - B_{14}$	127	$B_{54}^* - B_{56}^* = 0$ $B_{54} - B_{56}$	$\Pi_{54} - \Pi_{56} = 0$ $B_{54} - B_{56}$

Continuación de la tabla en la próxima página

**Tabla V.22 Ramificaciones o Bifurcaciones (Ecuaciones Adicionales)**

No de Ecuación	Para Costo		No de Ecuación	Para Costo	
	Exergético	Termoeconómico		Exergético	Termoeconómico
101	$B_{12}^* - B_{13}^* = 0$ $B_{12} - B_{13}$	$\Pi_{12} - \Pi_{13} = 0$ $B_{12} - B_{13}$	128	$B_{57}^* - B_{103}^* = 0$ $B_{57} - B_{103}$	$\Pi_{57} - \Pi_{103} = 0$ $B_{57} - B_{103}$
102	$B_{13}^* - B_{22}^* = 0$ $B_{13} - B_{22}$	$\Pi_{13} - \Pi_{22} = 0$ $B_{13} - B_{22}$	129	$B_{60}^* - B_{62}^* = 0$ $B_{60} - B_{62}$	$\Pi_{60} - \Pi_{62} = 0$ $B_{60} - B_{62}$
103	$B_{14}^* - B_{24}^* = 0$ $B_{14} - B_{24}$	$\Pi_{14} - \Pi_{24} = 0$ $B_{14} - B_{24}$	130	$B_{61}^* - B_{63}^* = 0$ $B_{61} - B_{63}$	$\Pi_{61} - \Pi_{63} = 0$ $B_{61} - B_{63}$
104	$B_{15}^* - B_{25}^* = 0$ $B_{15} - B_{25}$	$\Pi_{15} - \Pi_{25} = 0$ $B_{15} - B_{25}$	131	$B_{64}^* - B_{65}^* = 0$ $B_{64} - B_{65}$	$\Pi_{64} - \Pi_{65} = 0$ $B_{64} - B_{65}$
105	$B_{16}^* - B_{26}^* = 0$ $B_{16} - B_{26}$	$\Pi_{16} - \Pi_{26} = 0$ $B_{16} - B_{26}$	132	$B_{67}^* - B_{111}^* = 0$ $B_{67} - B_{111}$	$\Pi_{67} - \Pi_{111} = 0$ $B_{67} - B_{111}$
106	$B_{18}^* - B_{23}^* = 0$ $B_{18} - B_{23}$	$\Pi_{18} - \Pi_{23} = 0$ $B_{18} - B_{23}$	133	$B_{84}^* - B_{85}^* = 0$ $B_{84} - B_{85}$	$\Pi_{84} - \Pi_{85} = 0$ $B_{84} - B_{85}$
107	$B_{21}^* - B_{76}^* = 0$ $B_{21} - B_{76}$	$\Pi_{21} - \Pi_{76} = 0$ $B_{21} - B_{76}$	134	$B_{85}^* - B_{86}^* = 0$ $B_{85} - B_{86}$	$\Pi_{85} - \Pi_{86} = 0$ $B_{85} - B_{86}$
108	$B_{23}^* - B_{72}^* = 0$ $B_{23} - B_{72}$	$\Pi_{23} - \Pi_{72} = 0$ $B_{23} - B_{72}$	135	$B_{86}^* - B_{87}^* = 0$ $B_{86} - B_{87}$	$\Pi_{86} - \Pi_{87} = 0$ $B_{86} - B_{87}$
109	$B_{24}^* - B_{80}^* = 0$ $B_{24} - B_{80}$	$\Pi_{24} - \Pi_{80} = 0$ $B_{24} - B_{80}$	136	$B_{99}^* - B_{100}^* = 0$ $B_{99} - B_{100}$	$\Pi_{99} - \Pi_{100} = 0$ $B_{99} - B_{100}$
110	$B_{25}^* - B_{79}^* = 0$ $B_{25} - B_{79}$	$\Pi_{25} - \Pi_{79} = 0$ $B_{25} - B_{79}$	137	$B_{100}^* - B_{101}^* = 0$ $B_{100} - B_{101}$	$\Pi_{100} - \Pi_{101} = 0$ $B_{100} - B_{101}$
111	$B_{26}^* - B_{81}^* = 0$ $B_{26} - B_{81}$	$\Pi_{26} - \Pi_{81} = 0$ $B_{26} - B_{81}$			

Los cuales son 53 ecuaciones adicionales de bifurcación o ramificaciones necesarias para construir la matriz ampliada en el análisis sistémico del Ingenio Azucarero.

**Subproductos o Residuos**

Los flujos considerados residuos y considerados para el balance sistémico son:

**Tabla V.23 Subproductos o Residuos (Ecuaciones Adicionales)**

No de Ecuación	Para Costo	
	Exergético	Termoeconómico
	<b>Residuos</b>	
138	$B_{83}^* = 0$	$\Pi_{83} = 0$

Estas ecuaciones adicionales se consideraron para obtener los resultados mostrados en la Tabla V.26

**OBTENCIÓN DE LOS COSTOS EXERGETICOS Y TERMOECONÓMICOS**

Se ha realizado una matriz de incidencia de todos los equipos añadiendo la ecuaciones adicionales para obtener los costos exergeticos de cada producto así como sus costos unitarios exergeticos unitarios. Estos se presentan en la tabla V.26, la cual está más adelante.

**Cálculo de los resultados para los costos termoeconómicos (Variables y Fijos)**

Una vez definidos los costos variables (recursos) y fijos (equipos) se procede a incluir los datos para realizar el cálculo de dichos costos, adelante se presentan los costos aplicados para el análisis al Ingenio Azucarero en cuestion.

**Datos de costos del análisis Termoeconómico**

✓ Costos de los recursos (materias primas):

Son reales pues fueron proporcionados por el ingenio azucarero, los costos de los recursos se presentan en la Tabla V.24, cabe aclarar que el ingenio solo trabajó 216 días de 1997 a 1998 (Referencia 3), donde el costo de los recursos para dichos días lo consideran anual. Estos se han colocado en la matriz ampliada igualando los costos a las entradas de materias primas del balance sistémico del ingenio azucarero. Estos datos son necesarios para el balance termoeconómico variable.

Tabla V.24 Costos Unitarios de los Recursos					
Flujo	Concepto	Consumo del Equipo	\$(Unidad de Tiempo)		
			Anual	Mensual	Segundo
27	Vapor estrangulado (V3) a bomba para miel final	N/A	777.60	129.60	0.0001
28	Vapor estrangulado (V2) a secador	N/A	777.60	129.60	0.0001
30	Vapor a la atmósfera de la bomba para miel final	N/A	0.00	0.00	0.0000
58	Agua para maceración e imbibición	N/A	108,864.00	18,144.00	0.0070
66	Costo por Miel final, de bomba a tanque	N/A	9,331.20	1,555.20	0.0006
67	Vapor estrangulado (V1) a calentador de petróleo	N/A	777.60	129.60	0.0001
69	Agua de reposición	N/A	108,864.00	18,144.00	0.0070
84	Agua de laguna de enfriamiento a bomba de inyección	N/A	108,864.00	18,144.00	0.0070
95	Costo del Petróleo	N/A	202,176.00	33,696.00	0.0130
100	Humo de GV	N/A	0.00	0.00	0.0000
101	Costo para eliminar humo de caldera	N/A	70,669.86	11,778.31	0.0045
104	Caña de azúcar	N/A	358,318,080.00	59,719,680.00	23.0400
109	Semilla "B" a TA1-5	N/A	6,220.80	1,036.80	0.0004
110	Semilla "C" a TA9-10	N/A	3,110.40	518.40	0.0002
112	Semilla "B" para existencias	N/A	6,220.80	1,036.80	0.0004
113	Semilla "C" para existencias	N/A	3,110.40	518.40	0.0002
114	Energía Eléctrica a bomba P3	93.22	471,145.90	78,524.32	0.0303
115	Energía Eléctrica a bomba P4	27.97	141,346.30	23,557.72	0.0091
116	Energía Eléctrica a centrifugadora CF-A	177.85	898,925.04	149,820.84	0.0578
117	Energía Eléctrica a bomba de miel C-A	37.29	188,453.30	31,408.88	0.0121
118	Energía Eléctrica a centrifugadora CF-B	119.31	603,040.46	100,506.74	0.0388
119	Energía Eléctrica a bomba de miel C-B	37.29	188,453.30	31,408.88	0.0121
120	Energía Eléctrica a centrifugadora CF-C	93.22	471,145.90	78,524.32	0.0303
121	Energía Eléctrica a bomba K1	9.32	47,107.01	7,851.17	0.0030
122	Energía Eléctrica a bomba K2	9.32	47,107.01	7,851.17	0.0030
123	Energía Eléctrica a bomba K3	7.46	37,690.66	6,281.78	0.0024
124	Energía Eléctrica a bomba K4	5.59	28,268.73	4,711.12	0.0018
125	Energía Eléctrica a bomba K5	2.80	14,134.63	2,355.77	0.0009
126	Energía Eléctrica a transportador TB	78.30	395,751.94	65,958.66	0.0254
127	Energía Eléctrica a Baley	50.34	254,413.22	42,402.20	0.0164
128	Energía Eléctrica a Molino	77.37	391,040.48	65,173.41	0.0251
129	Energía Eléctrica a Bomba de petróleo	39.15	197,874.71	32,979.12	0.0127
130	Energía Eléctrica a ventilador Z	130.50	659,589.09	109,931.52	0.0424
131	Energía Eléctrica a ventilador U-E	139.82	706,698.63	117,783.10	0.0454
132	Energía Eléctrica a bomba P1	93.21	471,133.26	78,522.21	0.0303
133	Energía Eléctrica a bomba P2	93.22	471,145.90	78,524.32	0.0303
134	Energía Eléctrica a Tanque de Alcalizado	5.59	28,268.00	4,711.33	0.0018
136	Energía Eléctrica a bomba B	473.71	2,394,319.82	399,053.30	0.1540
137	Energía Eléctrica a Bomba L	5.60	28,279.37	4,713.23	0.0018
138	Calor al tanque de Sulfitación	120.27	612,399.00	102,066.50	0.0394

✓ Costos de los Equipos:

El ingenio azucarero lo ha proporcionado los costos de los equipos y se presentan en la Tabla V.25.

Estos se han colocado en la matriz de incidencia igualando los costos con su correspondiente equipo del balance sistémico del ingenio azucarero. Estos datos junto con los costos de recursos son necesarios para el cálculo del análisis termoeconómico fijo. A continuación se presentan en la tabla V.26, los resultados obtenidos de los cálculos para obtener el costo termoeconómico por flujo.

Tabla V.25 Costos Anuales Fijos en Equipos			
Equipos del Ingenio Motzorongo			
Símbología	Equipo	\$/Anual	\$/seg
J	Batey	14,325,272.00	0.4606000
F	Bomba de alimentación de agua a calderas	401,209.35	0.0128990
K4	Bomba de condensado del calentador primario	66,600.91	0.0021412
K5	Bomba de condensado del calentador secundario	66,600.91	0.0021412
K3	Bomba de condensados de Tachos	77,641.12	0.0024962
L	Bomba de condensados de tercer y cuarto cuádruple	66,600.91	0.0021412
K1	Bomba de condensados primer cuádruple	77,641.12	0.0024962
K2	Bomba de condensados segundo cuádruple	77,641.12	0.0024962
P1	Bomba de guarapo pesado	88,681.47	0.0028511
A	Bomba de inyección	822,870.34	0.0264555
P2	Bomba de jugo clarificado	73,130.84	0.0023512
P3	Bomba de jugo clarificado (caliente)	73,131.00	0.0023512
P4	Bomba de meladura	77,641.12	0.0024962
G	Bomba de miel final	81,600.91	0.0026235
T	Bomba de Petróleo	81,600.91	0.0026235
B	Bomba de rechazo	444,059.97	0.0142766
C-A	Bomba para miel de "A"	81,600.91	0.0026235
C-B	Bomba para miel de "B"	81,600.91	0.0026235
GV	Caldera	24,735,544.18	0.7952528
D	Calentador de Petróleo	40,800.44	0.0013117
CP	Calentador de primario	980,523.23	0.0315240
CS	Calentador secundario	980,523.23	0.0315240
CF-B	Centrifuga de azúcar "B"	2,900,069.97	0.0932378
CF-C	Centrifuga de azúcar "C"	1,680,038.88	0.0540136
CF-A	Centrifuga para azúcar estandar	3,376,077.82	0.1085416
N	Condensador del vapor del cuarto cuádruple	84,001.96	0.0027007
O1-5	Condensador del vapor del tacho 1-5	125,403.15	0.0040317
O6-8	Condensador del vapor del tacho 6-8	81,241.88	0.0026119
O9-10	Condensador del vapor del tacho 9-10	59,161.15	0.0019020
CE1	Cuádruple Evaporador 1	1,877,046.60	0.0603474
CE2	Cuádruple Evaporador 2	1,433,034.99	0.0460724
CE3	Cuádruple Evaporador 3	1,433,034.99	0.0460724
CE4	Cuádruple Evaporador 4	1,433,034.99	0.0460724
X	Generador eléctrico	3,561,077.82	0.1144894
MS	Molinos	29,275,606.42	0.9412168
AC-B	Seccionador de semilla de "B"	47,600.91	0.0015304
AC-C	Seccionador de semilla de "C"	47,600.91	0.0015304
TA1-5	Tacho de primera	1,889,538.88	0.0607491
TA9-10	Tacho de segunda	1,084,823.23	0.0348773
TA6-8	Tacho de tercera	859,715.51	0.0276400
R	Tanque de alcalizado y decantación	1,542,038.88	0.0495769
Y	Tanque desaerador	65,401.18	0.0021027
M	Torre para sulfitación	108,797.91	0.0034979
TB (bagzo)	Transportador de bagazo	476,007.84	0.0153038
I	Tubería de Alta Presión	306,007.84	0.0098382
S	Tubería de Proceso	582,015.51	0.0187119
V1	Válvula laminadora a calentador de petróleo	15,900.22	0.0005112
V3	Válvula laminadora a la bomba de miel final	15,900.22	0.0005112
V4	Válvula laminadora a vapor de proceso	36,600.91	0.0011767
V2	Válvula laminadora al secador de azúcar	15,900.22	0.0005112
Z	Ventilador de Tiro Forzado Caldera 5	222,604.68	0.0071568
E-U	Ventilador de Tiro Inducido Caldera	1,214,031.05	0.0390313

Tabla V.26 Resultados de Costos Exergeticos y Termoeconómicos del Ingenio Central Motzorongo

Flujo	Características	Costo		Costo por Solución Matricial			Costo Unitario parte		Costo Termoeconómico			
		Exergia (kW) "A"	Esergetico (kW) "B"	Esergetico Unitario "F÷B/A"	Variable (\$/seg) "C"	Fijo (\$/GJ) "D"	Variable (\$/GJ) "G÷C/B"	Fijo (\$/GJ) "H÷D/B"	Variable (\$/seg) "I÷G/F"	Fijo (\$/GJ) "J÷H/F"	Variable (\$/seg) "P/A"	Fijo (\$/seg) "J/A"
0	Ambiente											
1	Vapor de salida en la caldera GV	98839 75	409168 85	4 14	15 6714	17 1786	0 04	0 04	0 16	0 17	15 67	17 18
2	Vapor de alimentación a Vent. de Tiro Inducido U-E	4032 87	16694 93	4 14	0 6394	0 7009	0 04	0 04	0 16	0 17	0 64	0 70
3	Vapor directo de alimentación a V1	829 42	3433 56	4 14	0 1315	0 1442	0 04	0 04	0 16	0 17	0 13	0 14
4	Vapor de alimentación a Baley	25065 29	103763 29	4 14	3 9742	4 3564	0 04	0 04	0 16	0 17	3 97	4 36
5	Vapor de alimentación a molinos	22336 73	92467 79	4 14	3 5416	3 8822	0 04	0 04	0 16	0 17	3 54	3 88
6	Vapor de alimentación a planta eléctrica	31602 56	130825 72	4 14	5 0107	5 4926	0 04	0 04	0 16	0 17	5 01	5 49
7	Vapor de alimentación a V2	1305 78	5405 57	4 14	0 2070	0 2269	0 04	0 04	0 16	0 17	0 21	0 23
8	Vapor de alimentación a V3	313 70	1298 64	4 14	0 0497	0 0545	0 04	0 04	0 16	0 17	4 97E-02	0 05
9	Vapor de alimentación a V4	195 12	807 92	4 14	0 0309	0 0438	0 04	0 05	0 16	0 22	0 03	0 04
10	Vapor directo a Bomba para alimentación	1191 67	4933 17	4 14	0 1889	0 2071	0 04	0 04	0 16	0 17	0 19	0 21
11	Vapor de alimentación a Bomba de rechazo	3004 58	12438 14	4 14	0 4764	0 5222	0 04	0 04	0 16	0 17	0 48	0 52
12	Vapor de alimentación a Bomba de inyección	8961 99	37100 12	4 14	1 4210	1 5576	0 04	0 04	0 16	0 17	1 42	1 56
13	Vapor de escape en Bomba para inyección	6420 15	26577 61	4 14	1 0179	1 1158	0 04	0 04	0 16	0 17	1 02	1 12
14	Vapor de escape en Bomba para rechazo	2152 41	8910 37	4 14	0 3413	0 3741	0 04	0 04	0 16	0 17	0 34	0 37
15	Vapor de escape a Vent. de Tiro Inducido U-E	2889 05	11959 84	4 14	0 4581	0 5021	0 04	0 04	0 16	0 17	0 46	0 50
16	Vapor de escape en Bomba para alimentación	858 07	3552 19	4 14	0 1361	0 1491	0 04	0 04	0 16	0 17	0 14	0 15
17	Vapor de relleno (V4) a la línea de escape	153 74	807 92	5 26	0 3009	0 0449	0 04	0 06	0 20	0 29	0 03	0 04
18	Vapor de escape en planta eléctrica	23214 50	96101 50	4 14	3 6807	4 0347	0 04	0 04	0 16	0 17	3 68	4 03
19	Vapor de escape en molinos	15998 09	66227 60	4 14	2 5366	2 7804	0 04	0 04	0 16	0 17	2 54	2 78
20	Vapor de escape en baley	17956 16	74333 47	4 14	2 8470	3 1208	0 04	0 04	0 16	0 17	2 85	3 12
21	Vapor de escape a calentador secundario	3047 89	4858 19	1 59	1 2298	1 8944	0 25	0 39	0 40	0 62	1 23	1 89
22	Vapor de escape a deareador	6290 60	26041 33	4 14	0 9974	1 0933	0 04	0 04	0 16	0 17	1 00	1 09
23	Vapor de escape a Evaporador 1	12137 97	50247 78	4 14	1 9245	2 1096	0 04	0 04	0 16	0 17	1 92	2 11
24	Vapor de escape a Tacho 6-8	94 55	350 02	4 14	0 0134	0 0147	0 04	0 04	0 16	0 17	1 34E-02	1 47E-02
25	Vapor de escape a Tacho 9-10	25 37	105 01	4 14	0 0040	0 0044	0 04	0 04	0 16	0 17	0 00	0 00
26	Vapor de escape a Tacho 1-5	3308 43	13695 96	4 14	0 5246	0 5750	0 04	0 04	0 16	0 17	0 52	0 58
27	Vapor estrangulado (V3) a bomba para miel final	301 84	1298 64	4 30	0 0497	0 0550	0 04	0 04	0 16	0 18	0 05	0 06
28	Vapor estrangulado (V2) a secador	1028 94	5405 57	5 25	0 2070	0 2275	0 04	0 04	0 20	0 22	0 21	0 23
29	Bagazo total del molino al transportador	223015 33	279233 91	1 25	24 0771	25 1149	0 09	0 09	0 11	0 11	24 08	25 11
30	Vapor a la atmosfera de la bomba para miel final	177 92	765 49	4 30	0 0293	0 0324	0 00	0 00	0 30	0 00	0 00	0 00
31	Cabezal de escape a la atmosfera	36584 83	193172 21	5 28	6 3549	6 4494	0 03	0 03	0 17	0 18	6 35	6 45
32	Vapor del evaporador 1 al 2	7804 91	40315 44	5 17	0 6248	0 2802	0 02	0 01	0 08	0 04	0 62	0 28
33	Vapor del evaporador 1 a calentador primario	3063 74	9888 87	3 23	2 5032	3 8940	0 25	0 39	0 02	1 27	2 50	3 89
34	Vapor del evaporador 2 al 3	7580 98	40458 93	5 34	1 4548	1 6748	0 04	0 04	0 19	0 22	1 45	1 67
35	Vapor del evaporador 3 al 4	5782 06	40321 52	6 97	2 0487	2 6869	0 05	0 07	0 35	0 46	2 05	2 69
36	Vapor del evaporador 4 al condensador	3239 00	40085 30	12 38	2 4324	3 3569	0 06	0 08	0 75	1 04	2 43	3 36
37	Vapor de Tacho 6-8 al condensador O6-8	26 34	519 38	19 72	0 0641	0 1780	0 12	0 34	2 43	6 76	0 06	0 18
38	Vapor de Tacho 9-10 al condensador O9-10	4 01	4 01	1 00	0 0000	0 0000	0 01	0 01	0 01	0 01	2 43E-05	2 43E-05
39	Vapor de Tacho 1-5 al condensador O1-5	1051 00	12579 21	11 97	0 5167	0 6446	0 04	0 05	0 49	0 61	0 52	0 64
40	Guarapo pesado del molino a la bomba	3 28	3 28	1 00	5 42E-05	5 42E-05	1 65E-02	1 65E-02	1 65E-02	1 65E-02	5 42E-05	5 42E-05
41	Guarapo pesado de bomba a Torre de sulfatación	4 16	96 50	23 21	0 0303	0 0332	0 31	0 34	7 30	7 99	0 03	0 03
42	Guarapo sulfatado a tanque de alcalizado	124 43	304 08	2 44	0 0697	0 0761	0 23	0 25	0 56	0 61	0 07	0 08
43	Jugo clarificado a bomba	91 92	303 03	3 30	0 0700	0 1247	0 23	0 41	1 76	1 36	0 07	0 12
44	Jugo clarificado de bomba a calentador primario	99 01	396 24	4 00	0 1003	0 1574	0 25	0 40	1 01	1 59	0 10	0 16
45	Jugo clarificado de calentador primario a secundario	2411 56	9651 23	4 00	2 4431	3 8333	0 25	0 40	1 01	1 59	2 44	3 83
46	Jugo clarificado de calentador secundario a bomba	3498 98	14003 18	4 00	3 5447	5 5618	0 25	0 40	1 01	1 59	3 54	5 56
47	Jugo clarificado de bomba a evaporador 1	3547 97	14096 39	3 97	3 5750	5 5945	0 25	0 40	1 01	1 58	3 58	5 59
48	Jugo clarificado de evaporador 1 al 2	2639 00	8517 91	3 23	2 1562	3 3541	0 25	0 39	0 82	1 27	2 16	3 35

Tabla V 76 Resultados de Costos Energéticos y Termoeconómicos del Ingenio Central Motzorongo

Flujo	Características	Energía		Costo por Solución Matricial				Costo Unitario parte		Costo Termoeconómico			
		(kW) "A"	Costo (kW) "B"	Energético Unitario "F+B/A"	Variable (\$/seg) "C"	Fijo (\$/seg) "D"	Variable (\$/GJ) "G+C/B"	Fijo (\$/GJ) "H=D/B"	Variable (\$/GJ) "J+G/F"	Fijo (\$/GJ) "K+H/F"	Variable (\$/seg) "P"	Fijo (\$/seg) "Q"	
49	Jugo clarificado de evaporador 2 a 3	1559.75	5034.42	3.23	1.2744	1.9824	0.25	0.39	0.82	1.27	1.27	1.98	
50	Jugo clarificado de evaporador 3 a 4	705.43	2276.91	3.23	0.5764	0.8966	0.25	0.39	0.82	1.27	0.58	0.90	
51	Meladura de evaporador 4 a bomba	99.64	321.61	3.23	0.0814	0.1266	0.25	0.39	0.82	1.27	0.08	0.13	
52	Meladura de bomba a TA1-5	122.20	349.57	2.86	0.0905	0.1382	0.26	0.40	0.74	1.13	0.09	0.14	
53	Masa de "A" de TA1-5 a centrifuga	67.51	193.13	2.86	0.0500	0.0764	0.26	0.40	0.74	1.13	0.05	0.08	
54	Miel de "A" de centrifuga a bomba de miel	18.13	173.94	9.59	0.0505	0.1138	0.29	0.65	2.79	6.28	0.05	0.11	
55	Miel de "A" de bomba a TA9-10	25.10	211.73	8.42	0.0627	0.1285	0.30	0.61	2.50	5.12	0.06	0.13	
56	Azúcar de CF A para secadora	20.54	197.04	9.59	0.0573	0.1289	0.29	0.65	2.79	6.28	0.06	0.13	
57	Bagazo de transportador a Planta desmeduladora	80268.97	100531.67	1.25	8.6751	9.0542	0.09	0.09	0.11	8.68	9.05		
58	Agua para maceración e imbibición	424.22	424.22	1.00	0.0070	0.0070	1.65E-02	1.65E-02	1.65E-02	7.00E-03	7.00E-03		
59	Masa de "B" de TA9-10 a centrifuga	28.03	302.46	10.79	0.0665	0.1676	0.22	0.55	2.37	5.98	0.07	0.17	
60	Miel de "B" de centrifuga a bomba para miel	22.06	330.24	14.97	0.0824	0.2346	0.25	0.71	3.74	10.64	0.08	0.23	
61	Miel de "B" de bomba a TA6-8	29.64	367.52	12.40	0.0945	0.2493	0.26	0.68	3.19	8.41	0.09	0.25	
62	Azúcar de CF-B en almacén "AC-B"	6.11	91.53	14.97	0.0228	0.0650	0.25	0.71	3.74	10.64	0.02	0.07	
63	Masa de "C" de TA6-8 a centrifuga	13.35	165.54	12.40	0.0426	0.1123	0.26	0.68	3.19	8.41	0.04	0.11	
64	Azúcar de CF-C en almacén "AC-C"	2.94	90.74	30.91	0.0256	0.0689	0.28	0.76	8.70	23.48	0.03	0.07	
65	Miel final de centrifuga a bomba	5.44	168.01	30.91	0.0473	0.1277	0.28	0.76	8.70	23.48	0.05	0.13	
66	Miel final de bomba a tanque	11.33	701.16	61.87	0.0677	0.1529	0.10	0.22	5.98	13.49	0.07	0.15	
67	Vapor estrangulado (V1) a calentador de petróleo	653.56	3433.56	5.25	0.1315	0.1447	0.04	0.04	0.20	0.22	0.13	0.14	
68	Agua del desareador a bomba de alimentación	6181.20	37754.21	6.11	1.6217	1.8869	0.04	0.05	0.26	0.31	1.62	1.89	
69	Agua de reposición	260.73	260.73	1.00	0.0070	0.0070	0.03	0.03	0.03	0.03	0.01	0.01	
70	Condensado del evaporador 2 a la bomba K2	646.61	3339.99	5.17	0.0518	0.0232	0.02	0.01	0.08	0.04	0.05	0.02	
71	Condensado de bomba K2 a desareador	641.18	3349.31	5.22	0.0548	0.0287	0.02	0.01	0.09	0.04	0.05	0.03	
72	Condensado del evaporador 1 a la bomba K1	1358.05	5621.95	4.14	0.2153	0.2360	0.04	0.04	0.16	0.17	0.22	0.24	
73	Condensado de bomba K1 a desareador	1352.07	5631.27	4.16	0.2184	0.2416	0.04	0.04	0.16	0.18	0.22	0.24	
74	Condensado de calentador primario a bomba K4	196.39	633.88	3.23	0.1605	0.2496	0.25	0.39	0.82	1.27	0.16	0.25	
75	Condensado de bomba K4 a desareador	192.71	639.48	3.32	0.1623	0.2536	0.25	0.40	0.84	1.32	0.16	0.25	
76	Condensado de calentador secundario a bomba K5	317.60	506.24	1.59	0.1281	0.1974	0.25	0.39	0.40	0.62	0.13	0.20	
77	Condensado de bomba K5 a desareador	316.38	509.04	1.61	0.1291	0.2005	0.25	0.39	0.41	0.63	0.13	0.20	
78	Agua de alimentación de bomba a caldera GV	6194.66	39135.18	6.32	1.6746	1.9578	0.04	0.05	0.27	0.32	1.67	1.56	
79	Condensado de tacho 9 a bomba K3	2.36	9.76	4.14	0.0004	0.0004	0.04	0.04	0.16	0.17	0.00	0.00	
80	Condensado de tacho 8 a bomba K3	7.88	32.63	4.14	0.0012	0.0014	0.04	0.04	0.16	0.17	0.00	0.00	
81	Condensado de tacho 1-5 a bomba K3	307.56	1273.21	4.14	0.0488	0.0535	0.04	0.04	0.16	0.17	0.05	0.05	
82	Condensado de bomba K3 a desareador	313.27	1323.05	4.22	0.0528	0.0602	0.04	0.05	0.17	0.19	0.05	0.06	
83	Purga de caldera GV	2770.84	0.00	0.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
84	Agua de laguna de enfriamiento a bomba de inyección	1154.92	1154.92	1.00	0.0070	0.0070	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	
85	Agua de bomba para inyección a condensador N	887.08	887.08	1.00	0.0054	0.0054	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	
86	Agua de bomba para inyección a condensador O6-8	7.80	7.80	1.00	0.0000	0.0000	0.01	0.01	0.01	0.01	0.00	0.00	
87	Agua de bomba para inyección a condensador O9-10	3.72	3.72	1.00	0.0000	0.0000	0.01	0.01	0.01	0.01	0.00	0.00	
88	Agua de bomba para inyección a condensador O1-5	288.58	10778.83	37.35	0.4046	0.4698	0.04	0.04	1.40	1.63	0.40	0.47	
89	Condensado de O9-10 a bomba B	1.17	7.74	6.61	0.0000	0.0019	0.01	0.25	0.04	1.67	0.00	0.00	
90	Condensado de O6-8 a bomba B	27.43	527.18	19.22	0.0642	0.1806	0.12	0.34	2.34	6.59	0.06	0.18	
91	Condensado de O1-5 a bomba B	1093.10	23358.05	21.37	0.9213	1.1184	0.04	0.05	0.84	1.02	0.92	1.12	
92	Condensado de N a bomba B	3018.41	40972.38	13.57	2.4377	3.3649	0.06	0.08	0.81	1.11	2.44	3.36	
93	Condensado bomba B a laguna para enfriamiento	4191.02	68866.81	16.43	3.7123	4.9823	0.05	0.07	0.89	1.19	3.71	4.98	
94	Sólidos obtenidos del tanque decantador	2.02	6.64	3.30	0.0015	0.0027	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
95	Petróleo al calentador	211801.15	211801.15	1.00	0.0130	0.0130	6.14E-05	6.14E-05	6.14E-05	6.14E-05	0.01	0.01	
96	Petróleo del calentador a bomba "T"	211905.75	213141.69	1.01	0.0643	0.0708	3.02E-04	3.32E-04	3.04E-04	3.34E-04	0.06	0.07	

TECNOLOGIA  
FALLA EN EL TIEMPO



Tabla V.26 Resultados de Costos Exergéticos y Termoeconómicos del Ingenio Central Motzorongo

Flujo	Características	Exergia		Costo		Costo por Solución Matricial			Costo Unitario parte		Costo Termoeconómico				
		(kW) "A"	(kW) "B"	Exergético	Exergético			Variable	Fijo	Variable	Fijo (\$/GJ)	Variable	Fijo (\$/GJ)	Variable	Fijo (\$/seg.)
					Unitario	Variable	Fijo								
97	Petróleo de bomba 1 a caldera GV	211907.07	213180.04	1.01	0.0771	0.0861	3.62E-04	4.04E-04	3.64E-04	4.06E-04	0.08	0.09			
98	Aire a equipo Z	486.34	486.34	1.00	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00			
99	Aire de equipo Z a caldera GV	511.80	616.84	1.21	0.0424	0.0496	0.07	0.08	0.08	0.10	4.24E-02	4.96E-02			
100	Humo de GV	1325.17	1597.14	1.21	0.1098	0.1283	0.07	0.08	0.08	0.10	0.11	0.13			
101	Humo de GV a equipo U-E	17380.40	20947.42	1.21	1.4403	1.6833	0.07	0.08	0.08	0.10	1.44	1.68			
102	Humo de equipo U-E a chimenea	17551.38	25822.33	1.47	1.6671	1.9666	0.06	0.08	0.09	0.11	1.67	1.97			
103	Bagazo del transportador a caldera GV	142746.36	178780.54	1.25	15.4274	16.1015	0.09	0.09	0.11	0.11	15.43	16.10			
104	Entrada de caña a batey	223015.26	223015.26	1.00	23.0400	23.0400	0.10	0.10	0.10	0.10	23.04	23.04			
105	Entrada de caña desde batey a molino	223015.26	252495.42	1.13	23.0400	23.0400	0.09	0.09	0.10	0.10	23.04	23.04			
106	Condensado de evaporador 3 a bomba L	542.44	2894.92	5.34	0.1041	0.1198	0.04	0.04	0.19	0.22	0.10	0.12			
107	Condensado de evaporador 4 a bomba L	314.26	2191.52	6.97	0.1114	0.1460	0.05	0.07	0.35	0.46	0.11	0.15			
108	Condensado de bomba L a tanque "usos tecnológicos"	845.55	5092.04	6.02	0.2173	0.2698	0.04	0.05	0.26	0.32	0.22	0.27			
109	Semilla "B" a TA1-5	0.02	0.02	1.00	0.0004	0.0004	17.38	17.38	17.38	17.38	4.00E-04	4.00E-04			
110	Semilla "C" a TA9-10	8.53E-04	8.53E-04	1.00	0.0002	0.0002	234.57	234.57	234.57	234.57	2.00E-04	2.00E-04			
111	Vapor del calentador para petróleo a la atmosfera	398.39	2093.02	5.25	0.0802	0.0882	0.04	0.04	0.20	0.22	0.08	0.09			
112	Semilla "B" para existencias	6.09	91.51	15.04	0.0224	0.0662	0.25	0.72	3.69	10.87	0.02	0.07			
113	Semilla "C" para existencias	2.94	90.74	30.92	0.0254	0.0703	0.28	0.77	8.64	23.94	0.03	0.07			
114	Energía Eléctrica a bomba P3	93.22	186.43	2.00	3.03E-02	3.03E-02	1.63E-01	1.63E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.03E-02	3.03E-02			
115	Energía Eléctrica a bomba P4	27.97	27.97	1.00	9.09E-03	9.09E-03	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	9.09E-03	9.09E-03			
116	Energía Eléctrica a centrifugadora CF-A	177.85	177.85	1.00	5.78E-02	5.78E-02	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	5.78E-02	5.78E-02			
117	Energía Eléctrica a bomba de miel C-A	37.29	37.29	1.00	1.21E-02	1.21E-02	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	1.21E-02	1.21E-02			
118	Energía Eléctrica a centrifugadora CF-B	119.31	119.31	1.00	3.88E-02	3.88E-02	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.88E-02	3.88E-02			
119	Energía Eléctrica a bomba de miel C-B	37.29	37.29	1.00	1.21E-02	1.21E-02	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	1.21E-02	1.21E-02			
120	Energía Eléctrica a centrifugadora CF-C	93.22	93.22	1.00	3.03E-02	3.03E-02	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.03E-02	3.03E-02			
121	Energía Eléctrica a bomba K1	9.32	9.32	1.00	3.03E-03	3.03E-03	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.03E-03	3.03E-03			
122	Energía Eléctrica a bomba K2	9.32	9.32	1.00	3.03E-03	3.03E-03	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.03E-03	3.03E-03			
123	Energía Eléctrica a bomba K3	7.46	7.46	1.00	2.42E-03	2.42E-03	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	2.42E-03	2.42E-03			
124	Energía Eléctrica a bomba K4	5.59	5.59	1.00	1.82E-03	1.82E-03	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	1.82E-03	1.82E-03			
125	Energía Eléctrica a bomba K5	2.80	2.80	1.00	9.09E-04	9.09E-04	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	9.09E-04	9.09E-04			
126	Energía Eléctrica a transportador TB	78.30	78.30	1.00	2.54E-02	2.54E-02	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	2.54E-02	2.54E-02			
127	Energía Eléctrica a Batey	50.34	50.34	1.00	1.64E-02	1.64E-02	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	1.64E-02	1.64E-02			
128	Energía Eléctrica a Molino	77.37	77.37	1.00	2.51E-02	2.51E-02	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	2.51E-02	2.51E-02			
129	Energía Eléctrica a Bomba de petróleo	39.15	39.15	1.00	1.27E-02	1.27E-02	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	1.27E-02	1.27E-02			
130	Energía Eléctrica a ventilador Z	130.50	130.50	1.00	4.24E-02	4.24E-02	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	4.24E-02	4.24E-02			
131	Energía Eléctrica a ventilador U-E	139.82	139.82	1.00	4.54E-02	4.54E-02	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	4.54E-02	4.54E-02			
132	Energía Eléctrica a bomba P1	93.21	93.21	1.00	3.03E-02	3.03E-02	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.03E-02	3.03E-02			
133	Energía Eléctrica a bomba P2	93.22	93.22	1.00	3.03E-02	3.03E-02	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.03E-02	3.03E-02			
134	Energía Eléctrica a Tanque de Alcalzado	5.59	5.59	1.00	1.82E-03	1.82E-03	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	1.82E-03	1.82E-03			
135	Energía Eléctrica por el turbogenerador	6000.00	34724.22	5.79	1.33E+00	1.57E+00	3.83E-02	4.53E-02	2.22E-01	2.62E-01	1.33	1.57			
136	Energía Eléctrica a bomba B	473.71	473.71	1.00	1.54E-01	1.54E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	1.54E-01	1.54E-01			
137	Energía Eléctrica a bomba L	5.60	5.60	1.00	1.82E-03	1.82E-03	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	3.25E-01	1.82E-03	1.82E-03			
138	Cable al tanque de Sulfatación	207.58	207.58	1.00	3.94E-02	3.94E-02	1.90E-01	1.90E-01	1.90E-01	1.90E-01	3.94E-02	3.94E-02			

**ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS DE LA TABLA V.6 (COSTO EXERGÉTICO Y TERMOECONÓMICO -VARIABLE Y FIJO)**

**Análisis de los cálculos del costo unitario exergético**

En la tabla V.27 se observa como el costo exergético unitario va creciendo a lo largo de la instalación y en donde se proporciona un resumen de resultados para los diez principales flujos con mayores costos exergéticos, para obtener el flujo 66, se requirió 61.87 unidades energéticas de los recursos involucrados; para el flujo 88 se necesitaron 39.10 unidades energéticas de los recursos o materias primas.

Tabla V.27 Resultados del Costo Exergético Unitario en el Ingenio Central Motzorongo					
No	Flujo	Características	Exergia kW	Costo	
				Exergético kW	Unitario
1	66	Miel final, de bomba a tanque	11.33	701.16	61.87
2	88	Agua de bomba para inyección a condensador O1-5	288.58	10,778.83	37.35
3	113	Semilla "C" para existencias	2.94	90.74	30.92
4	64	Azúcar de CF-C en almacén "AC-C"	2.94	90.74	30.91
5	65	Miel final, de centrifuga a bomba	5.44	168.01	30.91
6	41	Guarapo pesado de bomba a Torre de sulfitación	4.16	96.50	23.21
7	91	Condensado de O1-5 a bomba B	1,093.10	23,358.05	21.37
8	37	Vapor de Tacho 6-8 al condensador O6-8	26.34	519.38	19.72
9	90	Condensado de O6-8 a bomba B	27.43	527.18	19.22
10	93	Condensado bomba B a laguna para enfriamiento	4,191.02	68,866.81	16.43

Al utilizar la tabla V.26 se observa que para obtener el vapor de la caldera (flujo 1), se requieren 4.14 unidades energéticas de los recursos que corresponde uno de los productos necesarios para la operación de la planta.

En la misma tabla nuestro producto postventa (el azúcar -flujo 56-), requiere 9.59 unidades energéticas de los recursos.

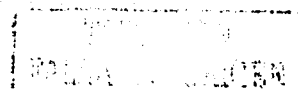
El costo exergético unitario crece un tanto más cuanto mayor destrucción de exergia se produce en un equipo. Además es una propiedad del flujo como lo puede ser su exergia o temperatura.

La optimización energética de los procesos se podrá expresar en términos de disminución del costo exergético unitario del producto o productos objetivo.

**Análisis del costo termoeconómico.**

Los resultados por cada flujo se subdividen en dos formas de presentación considerando costos fijos y variables (materias primas), las cuales a continuación se indican:

- **Resultados termoeconómicos variables;** son las cifras obtenidas, las cuales consideran únicamente el costo de los insumos. La tabla V.26 se han colocado los resultados, por lo que a continuación se muestran los 10 principales flujos con los mayores costos termoeconómicos;



Flujo	Características	Variable (\$/seg.)
0	Ambiente	0
29	Bagazo total del molino al transportador	24.08
104	Entrada de caña a batey	23.04
105	Entrada de caña desde batey a molino	23.04
1	Vapor de salida en la caldera GV	15.67
103	Bagazo del transportador a caldera GV	15.43
57	Bagazo de transportador a Planta desmeduladora	8.68
31	Cabezal de escape a la atmósfera	6.35
6	Vapor de alimentación a planta eléctrica	5.01
4	Vapor de alimentación a Batey	3.97
93	Condensado bomba B a laguna para enfriamiento	3.71

Se verifica un alto costo variable en el Bagazo total del Molino al transportador (-flujo 29-) con un costo por segundo de 24.08 \$/s, así como la entrada de caña al batey (flujo 104) de 23.04 \$/s; seguido por la caña desde batey a molino (flujo 105) tiene un costo de 23.04 \$/s

El vapor de salida de la caldera (flujo 1) de 15.67 \$/s, además el cabezal de escape a la atmósfera (flujo 31 -vnteo-) tiene un costo de 6.35 \$/s., se puede decir que dicho dinero se desperdicia, es un costo del que no se obtiene un beneficio.

En la tabla V.26 podemos ver que producir azúcar antes del secado tiene un costo de 0.06 \$/seg. (flujo 56), y así para otros flujos, esto solo considerando los costos de los recursos empleados o materias primas requeridas en el proceso.

- **Resultados termoeconómicos fijos;** Son las cifras en las cuales se considera tanto los costos de los insumos, como aquellos por mantenimiento de los equipos. Los resultados se han colocado en la tabla V.26, por lo que se muestran los 10 principales flujos con los mayores costos fijos;

Al añadir el costo de los equipos a las materias primas se observa un aumento en los costos por flujo. Se pueden considerar los valores termoeconómicos fijos como los más viables para planear y simular entornos económicos ante aumentos de costos fijos o variables para estimar el precio de productos y subproductos.

Flujo	Características	Fijo (\$/seg.)
0	Ambiente	0
29	Bagazo total del molino al transportador	25.11
104	Entrada de caña a batey	23.04
105	Entrada de caña desde batey a molino	23.04
1	Vapor de salida en la caldera GV	17.17
103	Bagazo del transportador a caldera GV	16.10
57	Bagazo de transportador a Planta desmeduladora	9.05
31	Cabezal de escape a la atmósfera	6.45
47	Jugo clarificado de bomba a evaporador 1	5.59
46	Jugo clarificado de calentador secundario a bomba	5.56
6	Vapor de alimentación a planta eléctrica	5.49

El flujo 29 tiene un costo de 25.11 \$/s, el flujo 104 y 105 tienen un costo de la caña en 23.04 \$/s..

Al considerar los costos fijos de la caldera se refleja en el costo del vapor (flujo 1), pues ahora lo tenemos en cuarto lugar de los diez mayores costos termoeconómicos fijos con 17.17 \$/s. -0.15 \$/kg-.

En la tabla V.26 el costo termoeconómico fijo del azúcar antes del secado y envasado (flujo 56) es de 0.13 \$/s -0.02 \$/kg-.

Los valores obtenidos en la Tabla V.26 son resultado de las consideraciones realizadas en las ecuaciones adicionales (entradas, bifurcaciones, ramificaciones, subproductos y residuos). En las cuales para el costo termoeconómico tanto variable como fijo se aplicaron los costos proporcionados por el Ingenio Azucarero

Con este análisis se conocen los costos por producto lo cual servirá para ubicar los puntos con ahorro energético conforme a su operación, donde además puede servir como herramienta en la planeación racional de los recursos en procesos.

#### Comparación de los resultados obtenidos.

En la Referencia 2 se presenta un análisis termoeconómico al sistema de cogeneración del Ingenio Azucarero Cruz Alta en Sao Paulo, Brasil. Este tiene una capacidad de molienda de 10000 toneladas de caña por día (Cosecha del 2000) contra 5500 toneladas por día (Cosecha de 1998 -referencia 3-) en Central Motzorongo en Veracruz, México, con las siguientes características termodinámicas para la generación de Vapor:

Tabla V.30 Comparación de los Parámetros Termodinámicos más Importantes del Sistema de Cogeneración en el Ingenio Azucarero Central Motzorongo e Ingenio Azucarero Cruz Alta			
Características	Flujo Másico (kg/s)	Presión (MPa)	Temperatura (°C)
<b>Generación de Vapor Sobrecalentado</b>			
Ingenio Azucarero "Cruz Alta" Caldera 1	18.89	2.161	310
Ingenio Azucarero "Cruz Alta" Caldera 2	20.56	2.161	315
Ingenio Azucarero "Cruz Alta" Caldera 3	23.06	2.161	320
Ingenio Azucarero "Central Motzorongo" (flujo 1) (5 Calderas)	117.24	1.529	250
<b>Vapor para Proceso</b>			
Ingenio Azucarero "Cruz Alta"	57.47	0.212	144
Ingenio Azucarero "Central Motzorongo" (flujo 13 al 20)	114.32	0.209	140
<b>Agua de Alimentación para Caldera</b>			
Ingenio Azucarero "Cruz Alta"	65.28	3.259	108
Ingenio Azucarero "Central Motzorongo" (flujo 78) (5 Calderas)	127.98	2.242	115
<b>Entrada para la Caña de Azúcar al Batey</b>			
Ingenio Azucarero "Cruz Alta"	111.08	-	-
Ingenio Azucarero "Central Motzorongo" (flujo 104)	62.95	-	-
<b>Entrada de Bagazo a Calderas</b>			
Ingenio Azucarero "Cruz Alta"	26.28	-	44
Ingenio Azucarero "Central Motzorongo" (flujo 103)	10.35	-	34

La capacidad de molienda y las características de producción del vapor en el Ingenio Azucarero Cruz Alta -temperatura y presión- (Tabla V.30) son diferentes al Ingenio Azucarero Central Motzorongo (Tabla V.2). Sin embargo sirve únicamente de comparación para conocer las características operativas de ambos ingenios.

En el documento calcularon los costos termoeconómicos para los flujos del sistema de cogeneración en el Ingenio Azucarero Cruz Alta en Sao Paulo Brasil, los cuales se han comparado con los resultados obtenidos para el Ingenio Azucarero Central Motzorongo en Veracruz México, (Tabla V.26 y V.2) y son presentados en la tabla V.31:

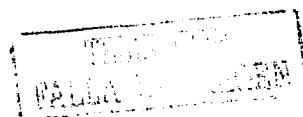
Tabla V.31 Comparación para los Resultados Termoeconómicos del Ingenio Azucarero Central Motzorongo (México) y Cruz Alta (Brasil)					
Características	U*	Costo Termoeconómico			
		Fijo \$/kg	Variable \$/kg	Fijo \$/kWh	Variable \$/kWh
<b>Generación de Vapor Sobrecalentado</b>					
Ingenio Azucarero "Cruz Alta" Caldera 1	4.903	0.22	0.19	-	-
Ingenio Azucarero "Cruz Alta" Caldera 2	4.816	0.22	0.18	-	-
Ingenio Azucarero "Cruz Alta" Caldera 3	5.175	0.24	0.19	-	-
Ingenio Azucarero "Central Motzorongo" (flujo 1).	4.140	0.15	0.13	-	-
<b>Vapor para Proceso</b>					
Ingenio Azucarero "Cruz Alta"	5.567	0.23	0.19	-	-
Ingenio Azucarero "Central Motzorongo" (flujo 15).	4.14	0.105	0.096	-	-
Ingenio Azucarero "Central Motzorongo" (flujo 16).	4.14	0.105	0.096	-	-
Ingenio Azucarero "Central Motzorongo" (flujo 17).	5.26	0.194	0.134	-	-
Ingenio Azucarero "Central Motzorongo" (flujo 18).	4.14	0.108	0.098	-	-
Ingenio Azucarero "Central Motzorongo" (flujo 19).	4.14	0.105	0.096	-	-
Ingenio Azucarero "Central Motzorongo" (flujo 20).	4.14	0.105	0.096	-	-
<b>Generación Eléctrica</b>					
Ingenio Azucarero "Cruz Alta"	7.35	-	-	1.39	0.95
Ingenio Azucarero "Central Motzorongo" (flujo 135)	6.07	-	-	0.94	0.80
<b>Agua de Alimentación para Caldera</b>					
Ingenio Azucarero "Cruz Alta"	6.32	0.03	0.02	-	-
Ingenio Azucarero "Central Motzorongo" (flujo 78).	6.32	0.02	0.01	-	-
<b>Entrada para la Caña de Azúcar al Batey</b>					
Ingenio Azucarero "Cruz Alta"	1.00	0.19	0.19	-	-
Ingenio Azucarero "Central Motzorongo" (flujo 104).	1.00	0.37	0.37	-	-
<b>Entrada de Bagazo a Calderas</b>					
Ingenio Azucarero "Cruz Alta"	1.09	0.41	0.38	-	-
Ingenio Azucarero "Central Motzorongo" (flujo 103).	1.25	1.56	1.49	-	-

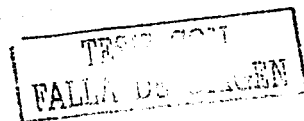
Nota: Las unidad monetaria utilizada en la referencia 2 es el Euro, para el comparativo se utilizó un tipo de cambio de 11.751 Pesos Mexicanos por Euro

En la tabla V.31 se observan resultados similares aunque hay que recordar que los datos del Ingenio Central Motzorongo son proporcionados por la planta, ya que con datos operativos reales pueden incrementar los costos termoeconómicos de Central Motzorongo. Sin embargo proporciona información general para verificar que los resultados no esten desproporcionados con respecto a otro análisis termoeconómico en cuanto a costo exergético unitario, costos termoeconómicos variables y fijos.

**Referencias:**

1. Tone Baloh and Enrique Wittwer, "Energy Manual for Sugar Factories";, Edit. Bartens -2nd edition-, Berlin 1995.
2. Mario G. Sánchez, Silvia A. Nebra, "Thermoeconomic Análisis of a Cogeneration System of Sugar Mill Plant", Proceedings of Ecos 2002, Universidad de Campinas, Brasil, July 3-5, pp 258-265.
3. www.sagarpa.gob.mx/Coazucar/menu2/0015.htm





## **CAPÍTULO VI**

### **CONCLUSIONES**

## CONCLUSIONES DEL ANÁLISIS TERMOECONÓMICO APLICADO A UN INGENIO AZUCARERO

Los datos se consideran adecuados; pues se han comprobado como lógicos al aplicar los conceptos teóricos en termodinámica y operaciones unitarias. Los costos han sido facilitados por el ingenio azucarero conforme a su contabilidad.

Los resultados aunque tienen una incertidumbre por los datos empleados, éstos se consideraron válidos pues dan información de costos de los flujos y como afectan las irreversibilidades de los procesos.

En el ámbito internacional se comparó los costos unitarios exergéticos y termoeconómicos del Ingenio Azucarero Central Motzorongo en Veracruz México (CM), con el Ingenio Azucarero de Cruz Alta en Sao Paulo Brasil (CA). La comparación de los resultados muestra lo siguiente:

- Los costos termoeconómicos son similares CM con CA en cuanto a costo exergético unitario, variable y fijo.

Los análisis termoeconómicos en México se han realizado para pequeñas aplicaciones sin tener el alcance del presente trabajo; donde para un Ingenio Azucarero, no existen trabajos al respecto.

Los resultados por exergía identifican a la caldera con mayor destrucción de exergía originada por el proceso de combustión y la operación de la misma (Tabla V.6).

En cuanto a las operaciones unitarias con mayor pérdida exergética (conforme al capítulo II de la tesis).

Operación Unitaria	Exergía Perdida (kWt)
Evaporación	7576.76
Preparación de caña	7159.47
Extracción del jugo	6929.22
Clarificación	2470.12
Cristalización	2355.98

El costo exergético unitario en el producto (azúcar) y subproducto (miel final) aumenta conforme requiera más operaciones de transformación en el proceso (Tabla V.26).

Para identificar las ecuaciones adicionales (los recursos y productos) es importante que sean establecidas con la empresa al realizar un análisis termoeconómico a su proceso productivo. Las ecuaciones adicionales para este estudio fueron establecidas por el autor del presente trabajo.

Al identificar los recursos y productos utilizados por el Ingenio, solicitar los costos de los equipos como las materias primas y considerar cero un residuo se han considerado las ecuaciones adicionales orientadas a obtener un costo termoeconómico final, cargándole a los productos finales los costos totales.

En los resultados termoeconómicos generados pueden servir como una herramienta en la planeación racional de inversión en recursos donde entre más proyectos de ahorro energético se apliquen, el costo energético de producción del azúcar y otros productos disminuirá. Los costos obtenidos que se consideran importantes de mencionar son:

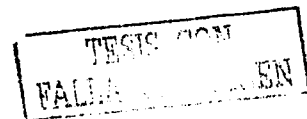
- El costo del azúcar en su contenido exergético (termoeconómico fijo –flujo 56 de tabla V.26 y V.2-) antes del secado tomando en cuenta su flujo másico cuesta 0.02 \$/kg de azúcar producido (Moneda Nacional);.

- El costo del vapor producido en la caldera (termoeconómico fijo -flujo 1 de tabla V.26 y V.2-) tiene un valor de 0.15 \$/kg de vapor producido en la caldera.
- El costo de la generación eléctrica en el ingenio azucarero de acuerdo a los resultados obtenidos (termoeconómico variable -flujo 135 de tabla V.26-) es de 0.94 \$/kWh (1.57 \$/segundo).

El método es muy sensible en las variaciones de costos en los recursos (materias primas), así como actualizaciones en el costo fijo y variable del equipo. Esto permite la planeación racional de inversión en recursos.

Con este método se pueden desprender ahorros energéticos en la industria nacional al tratar de disminuir sus costos, lo cual se traduce en mayores utilidades y es un fundamento económicamente sólido para valuar varios proyectos de ahorro energético, a través de hacer reingeniería en algunas etapas del proceso, adquirir equipo con mejoras tecnológicas o insumos de menor precio.

Este trabajo muestra el gran potencial del método de análisis termoeconómico para identificar los puntos potenciales a desarrollar proyectos de ahorro y uso eficiente de la energía; con el fin de abatir costos, operar con mayor eficiencia los procesos, tener un mejor control en costos para conseguir la continua búsqueda de productividad en la industria.





## AGRADECIMIENTOS

## **A DIOS EN CRISTO JESUS.**

Nunca se apartará de tu boca este libro de la ley (La Biblia –Antiguo y Nuevo Testamento-), sino que de día y noche meditaras en él, para que guardes y hagas conforme a todo lo que en él esta escrito; porque entonces harás prosperar tu camino y todo te saldrá bien.

Mira que te mando que te esfuerces y seas valiente; no temas ni desmayes, porque Jehová tu Dios estará contigo dondequiera que vayas.

**Josué 1; 8-9**

## **A MIS PADRES.**

C.P. Rene S. Cienfuegos C. y Judith Peláez de Cienfuegos, gracias por la confianza, el apoyo y la comprensión para el desarrollo del presente trabajo. Así como su amor el cual me ha fortalecido en cada etapa de mi formación.

## **A MIS HERMANOS.**

Gerardo, Silvia Cienfuegos P, Ricardo Peláez M. los cuales con sus palabras de aliento y sus consejos han fomentado la búsqueda del conocimiento y el apoyo desinteresado.

## **A MI FAMILIA Y AMIGOS.**

Profa. Olivia Cienfuegos C., Lic. Noe Cienfuegos C., Tía Rosa Linda, Lic. Arnulfo Serrano, CP. Aída Cienfuegos C., Dr. Gerardo Cienfuegos C., Tía Alba, Tec. Emilio Peláez A., Tía Isabel Mora de Peláez, Profa. Norma Senties, Ing. Sergio Canales y Esposa, Tío Tito y demás tíos; abuelos, Lourdes, Ana, Evelia; los primos, Graciela, Oscar, Nancy Baez S., Arnulfo, Valentin, Gil, Gerardo, Carolina, Eduardo Cienfuegos; los amigos, Rene Toledo, Alejandra Barrera, Jorge Naude, Arturo Pelayo, etc. si alguien faltó ha sido un error involuntario de parte de su servidor. Los cuales han sido de gran apoyo y comprensión en acontecimientos difíciles de afrontar.

## **AL DIRECTOR DE TESIS Y SINODALES**

Ing. Augusto Sánchez C., Dr. Javier Aguillon M., Ing. Eduardo Buendía D., M. en I. Arturo Monedero de la Vega y Dr. Victor Rodríguez P. por la paciencia mostrada para la conclusión del presente trabajo, el cual ha sido de gran importancia en la formación personal.

## **AL DIRECTOR GENERAL DEL INGENIO CENTRAL MOTZORONGO**

Ing. Manuel Enriquez Poy

Por su confianza y respaldo en la toma de datos en el ingenio Central Motzorongo, S.A. de C.V, así como a los Gerentes de la planta Ing. Carlos Vega, Ing. Carlos Benites M., Ing. Carlos Sánchez D., etc..

## **A LOS PROFESORES DE LA MAESTRÍA EN INGENIERÍA ENERGÉTICA**

Por la enseñanza de las bases necesarias para establecer y desarrollar políticas de uso eficiente de la energía en industrias y compañías.

## **UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MÉXICO**

Por ese clima de confianza y aprendizaje, el cual es una base fundamental para todos los estudiantes del país

# BIBLIOGRAFÍA

## BIBLIOGRAFÍA

- (1) Departamento de Agricultura de Estados Unidos (USDA), World Markets and Trade, USA 2002.
- (2) Wittwer Enrique; "Manual de Energía para Fabricas de Azúcar"; Edit Verlag Dr. Albert Bartens; Berlin 1995.
- (3) Centro de Estudios Económicos del Sector Privado, A.C.(CESSP), "La industria azucarera mexicana: de la crisis hacia su modernización", No. 198, Edit. Marsa, México 1997
- (4) Luis Ramiro García Chávez, "LA AGROINDUSTRIA AZUCARERA DE MÉXICO FRENTE A LA APERTURA COMERCIAL", Edit. Universidad Autónoma Chapingo, México 1997.
- (5) Bejan, A., Tsatsaronis, G., Moran, M. "Thermal Design and Optimization", Edit. J. Wiley, USA 1996.
- (6) Secretaría de Energía, "Balance Nacional de Energía 2000", Edit. Subsecretaría Política y Desarrollo Tecnológico, México 2001.
- (7) Diario Oficial de la Federación de Marzo 31 de 1998. México 1998
- (8) Rivero, R., "Programas Integrales de Ahorro de Energía (exergia) en la Industria Petrolera", Edit. Asociación de Técnicos y Profesionistas en Aplicación Energética, México 1995.
- (9) Torres, C., Valero, A., Serra, L., Lozano, M.A., "The Productive Structure and Thermo-economic Theories of System Optimization", AES-Vol 36, Proceedings of the ASME Advanced Energy Systems Division. USA 1996.
- (10) Doc. Juan Carlos Campos Avella, "La Termoeconomía como herramienta para la explotación en las Plantas Industriales", Edit. Centro de Estudios Termoenergéticos Azucareros, Cuba 1998.
- (11) T.J. Kotas, "The Exergy Method of Thermal Plant Analysis", Edit. Butterworths, UK 1995 (revised and reprinted).
- (12) Dr. José Ma. Montes Villalón, Dr. Jorge Xiberta Bernal, Ing. Augusto Sánchez Cifuentes, "Análisis Exergético y Termoeconómico de Procesos Industriales" Edit. División de Educación Continua, Facultad de Ingeniería, UNAM, México 1991.
- (13) Dr. Juan José Ambríz García, "Diagnóstico Energético en el Sistema Eléctrico", Edit. Asociación de Técnicos y Profesionistas en Aplicación Energética, A.C., México 1996
- (14) Cámara Nacional de las Industrias Azucarera y Alcoholera, Consumo de Materiales 1996-2002, Segunda edición, Julio 2002.
- (15) Ingenio, Órgano Informativo de la Cámara Nacional de las Industrias Azucarera y Alcoholera, Año 5 No. 47, Julio/Agosto 2000.
- (16) Rico Manuel. Manual sobre Comercialización Internacional del Azúcar. GEPLACEA, serie sobre mercado. México 1989.
- (17) García, Luis Ramiro. La agroindustria azucarera de México frente a la apertura comercial, Universidad Autónoma de Chapingo, México 1997.
- (18) Mario G. Sánchez, Silvia A. Nebra, "Thermo-economic Analysis of a Cogeneration System of Sugar Mill Plant", Proceedings of Ecos 2002, Universidad de Campinas, Brasil, July 3-5, pp 258-265.
- (19) [www.sagarpa.gob.mx/Coaazucar/menu2/0015.htm](http://www.sagarpa.gob.mx/Coaazucar/menu2/0015.htm)

# ANEXOS

## ANEXO I Cálculo en las turbinas de vapor de su flujo másico y el consumo de vapor para el cuádruple evaporador, como los evaporadores simples.

### Cálculo del flujo másico en las turbinas de vapor:

Personal de operación indicó que la planta estaba trabajando al 80 % de su capacidad nominal. Por tanto el flujo másico calculado es:

Flujo másico en las turbinas					
Equipo	Trabajo (kW)		Entalpía (kJ/kg)		Flujo másico (kg/s)
	Dato de operación	Con la capacidad nominal (80%)	Entrada	Salida	
Turbomáquina Batey	4171.2	5214.00	2922.35	2746.97	29.73
Turbomáquina Molino	4369.8	5462.25	2922.35	2716.19	26.49
Turbomáquina Ventilador Tiro Inducido	671.94	839.92	2922.35	2746.97	4.78
Turbobomba de agua para calderas	223.71	279.64	2922.35	2746.97	1.41
Turbogenerador eléctrico	6000	7500	2922.35	2722.27	37.49
Turbobomba de agua para inyección	1491.4	1864.24	2922.35	2746.97	10.63
Turbobomba de agua para rechazo	500	624.99	2922.35	2746.97	3.56

### Cálculo del consumo de vapor en el cuádruple evaporador.

☑ Datos:

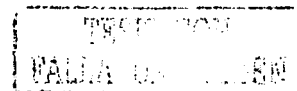
Entrada del tren de evaporadores  
 Flujo másico del jugo clarificado = 80.03 kg/s  
 Temperatura = 115 °C  
 Concentración = 14 %

Salida del tren de evaporadores  
 Temperatura = 67.46 °C  
 Concentración = 64 %

Temperatura del vapor de proceso = 140 °C

☑ Evaporación Total

$$M_v = 80.03 \left( 1 - \frac{0.14}{0.64} \right) = 62.52 \text{ kg/s.}$$



- Flujo de materia en la última etapa

$$L = (80.03) \left( \frac{0.14}{0.64} \right) = 17.5074 \text{ kg/s}$$

- Vapor de salida en la última etapa

Del evaporador CE1 se extrae vapor para el calentador primario el cual se toma 5.52 kg/s, para considerarlos en esta etapa del cálculo.

$$V_4 = \frac{(\text{Evap.} - E1)}{4} = \frac{(62.52 - 5.52)}{4} = 14.25 \text{ kg/s}$$

Suponemos en principio una evaporación en los 4 evaporadores o efectos de 14.25 kg/s.

- Primer efecto

La vaporización total = 14.2552 + 5.52 = 19.769 kg/s., ahora la concentración en la salida del primer efecto es:

$$r_j = \frac{r_i}{1 - \frac{V_T}{L}} = \frac{0.14}{1 - \frac{19.769}{80.03}} = 0.186$$

- Balance total de materiales donde  $V1=V2=V3=V4=14.252 \text{ kg/s}$

$$L0 (r_i) = L1 (r_j)$$

$$(CE1) 80.03 = 19.769 + L_1 \therefore L_1 = 60.265 \text{ kg/s}, r_j = 0.186$$

$$(CE2) 60.26 = 14.25 + L_2 \therefore L_2 = 46.013 \text{ kg/s}, r_j = 0.244$$

$$(CE3) 46.01 = 14.25 + L_3 \therefore L_3 = 31.761 \text{ kg/s}, r_j = 0.354$$

$$(CE4) 31.761 = 14.25 + L_4 \therefore L_4 = 17.51 \text{ kg/s}, r_j = 0.642$$

- El aumento del punto de ebullición ( $\Delta PE$ ).

Con la ecuación  $Ep = 1.78x + 6.22 x^2$  (referencia 1) se calcula el punto de ebullición en función a la concentración del jugo.

La presión hidrostática del jugo se supone a 70 cm. de altura de jugo a 1/3 del tubo total esto resulta un aumento de temperatura de 1.18, 2.05, 2.85 y 8.30 °C en su correspondiente evaporador

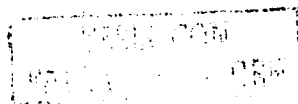
$$\Delta PE_1 = 0.55 + 1.18 = 1.73 \text{ °C}$$

$$\Delta PE_2 = 0.81 + 2.05 = 2.86 \text{ °C}$$

$$\Delta PE_3 = 1.41 + 2.85 = 4.26 \text{ °C}$$

$$\Delta PE_4 = 3.71 + 8.30 = 12.01 \text{ °C}$$

- Diferencial de temperatura disponible ( $\Delta T$ ).



La temperatura de saturación a 25 pulgadas de mercurio es 55.44 °C

$$\Delta T = 140 - 55.44 - 1.73 - 2.86 - 4.26 - 12.01 = 63.7 \text{ °C.}$$

☒ Diferencial de presión disponible ( $\Delta P$ ).

$R_0 = 209.44 \text{ kPa}$  (Presión Inicial),  $R_4 = 16.076$  (Presión evaporador 4)

$$\Delta R = (209.44 \text{ kPa} - 16.076 \text{ kPa})/4 = 48.34 \text{ kPa.}$$

$$\Delta R = R_0 - R_1 \Rightarrow R_1 = R_0 - \Delta R = 161.098 \text{ kPa}$$

$$\Delta R = R_1 - R_2 \Rightarrow R_2 = R_1 - \Delta R = 112.755 \text{ kPa}$$

$$\Delta R = R_2 - R_3 \Rightarrow R_3 = R_2 - \Delta R = 64.413 \text{ kPa}$$

$$\Delta R = R_3 - R_4 \Rightarrow R_4 = R_3 - \Delta R = 16.07 \text{ kPa}$$

☒ Temperatura de ebullición (T.E.).

T.E. = Temperatura de saturación +  $\Delta PE$

$$T.E.1 = 113.53 \text{ °C} + 1.73 \text{ °C} = 115.26 \text{ °C}$$

$$T.E.2 = 103.03 \text{ °C} + 2.86 \text{ °C} = 105.89 \text{ °C}$$

$$T.E.3 = 87.77 \text{ °C} + 4.26 \text{ °C} = 92.03 \text{ °C}$$

$$T.E.4 = 55.45 \text{ °C} + 12.01 \text{ °C} = 67.46 \text{ °C}$$

☒ Temperaturas de Condensación en los efectos (TC)

$$T_{c1} = \frac{3 T_v + T_j}{4} = \frac{3(140) + 115.26}{4} = 133.82 \text{ °C}$$

$$T_{c2} = \frac{3 T_v + T_j}{4} = \frac{3(115.26) + 105.89}{4} = 112.92 \text{ °C}$$

$$T_{c3} = \frac{3 T_v + T_j}{4} = \frac{3(105.89) + 92.03}{4} = 102.42 \text{ °C}$$

$$T_{c4} = \frac{3 T_v + T_j}{4} = \frac{3(92.03) + 67.46}{4} = 85.89 \text{ °C}$$

☒ Entalpía del líquido en función de la concentración y temperatura (referencia 2).

Etapa	Concentración	Temperatura (°C)	Entalpía (kJ/kg)
Lo	14.0%	115.00	449.94
L1	18.6%	115.26	440.73
L2	24.4%	105.89	389.25
L3	35.4%	92.03	309.73
L4	64.2%	67.46	188.35

☒ Entalpía para diferentes corrientes

El libro (Referencia 1) presenta un  $C_p = 1.884 \text{ kJ/kg °C}$  y la siguiente ecuación:

$$T_1 = 140 \text{ °C}, T_{c1} = 133.82 \text{ °C}, \Delta PE_1 = 1.73 \text{ °C}, T_{c2} = 112.92 \text{ °C}$$

$$h_1 = h_{s2} (\text{Entalpía de saturación a } T_{c2}) + 1.73 \text{ °C de sobrecalentamiento}$$

$$h_1 = 2695.6642 + 1.884 (1.73) = 2698.924 \text{ kJ/kg.}$$





$$\lambda s_1 = h_s \text{ (Entalpia de saturación a } T_{c1}) - h_{l1} \text{ (Entalpia del líquido a } T_{c1})$$

$$\lambda s_1 = 2162.4088 \text{ kJ/kg}$$

$$T_2 = 115.26 \text{ }^\circ\text{C}, T_{c2} = 112.92 \text{ }^\circ\text{C}, \Delta PE_2 = 2.86 \text{ }^\circ\text{C} T_{c3} = 102.42 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h_2 = h_{s3} \text{ (Entalpia de saturación a } T_{c3}) + 2.86 \text{ }^\circ\text{C de sobrecalentamiento}$$

$$H_2 = 2679.7761 + 1.884 (2.86) = 2685.17 \text{ kJ/kg.}$$

$$\lambda s_2 = h_s \text{ (Entalpia de saturación a } T_{c1}) - h_{l2} \text{ (Entalpia del líquido a } T_{c2})$$

$$\lambda s_2 = 2221.9815 \text{ kJ/kg}$$

$$T_3 = 105.89 \text{ }^\circ\text{C}, T_{c3} = 102.42 \text{ }^\circ\text{C}, \Delta PE_3 = 4.26 \text{ }^\circ\text{C} T_{c4} = 85.89 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h_3 = h_{s4} \text{ (Entalpia de saturación a } T_{c4}) + 4.26 \text{ }^\circ\text{C de sobrecalentamiento}$$

$$H_3 = 2653.4722 + 1.884 (4.26) = 2661.51 \text{ kJ/kg.}$$

$$\lambda s_3 = h_s \text{ (Entalpia de saturación a } T_{c2}) - h_{l3} \text{ (Entalpia del líquido a } T_{c3})$$

$$\lambda s_3 = 2250.4971 \text{ kJ/kg}$$

$$T_4 = 92.03 \text{ }^\circ\text{C}, T_{c4} = 85.89 \text{ }^\circ\text{C}, \Delta PE_4 = 12.01 \text{ }^\circ\text{C} T_{c5} = 55.45 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h_4 = h_{s5} \text{ (Entalpia de saturación a } T_{c5}) + 12.01 \text{ }^\circ\text{C de sobrecalentamiento}$$

$$H_4 = 2601.77 + 1.884 (12.01) = 2624.43 \text{ kJ/kg.}$$

$$\lambda s_4 = h_s \text{ (Entalpia de saturación a } T_{c3}) - h_{l4} \text{ (Entalpia del líquido a } T_{c4})$$

$$\lambda s_4 = 2293.8133 \text{ kJ/kg}$$

Balance de flujo para las razones de calor

$$V_1 = 80.03 - L_1, V_2 = L_1 - L_2, V_3 = L_2 - L_3, V_4 = L_3 - 17.507, V'1 = 80.03 - L_1 - E_1$$

$$(L_0) (h_0) + (Sp) (\lambda s_1) = (L_1) (h_1) + (V_1) (h_1) \dots\dots\dots 1$$

$$(L_1) (h_1) + (V'1) (\lambda s_2) = (L_2) (h_2) + (V_2) (h_2) \dots\dots\dots 2$$

$$(L_2) (h_2) + (V_2) (\lambda s_3) = (L_3) (h_3) + (V_3) (h_3) \dots\dots\dots 3$$

$$(L_3) (h_3) + (V_3) (\lambda s_4) = (L_4) (h_4) + (V_4) (h_4) \dots\dots\dots 4$$

Por lo tanto la matriz queda de la siguiente manera:

Matriz					
Ecuaciones	S	L <sub>1</sub>	L <sub>2</sub>	L <sub>3</sub>	Vector Columna
1	2162.41	2258.19	0.00	0.00	179994.29
2	0.00	-4466.42	2295.92	0.00	-165574.51
3	0.00	2250.50	-4912.01	2741.03	0.00
4	0.00	0.00	2293.8133	-4608.5133	-42648.46

Resultados:		
Símbolo	Concepto y resultado numérico	Flujo
Sp:	Vapor al evaporador 1 = 20.10 kg/s	23
L1:	Jugo concentrado del evaporador 1 al 2 = 60.46 kg/s	48
L2:	Jugo concentrado del evaporador 2 al 3 = 45.50 kg/s	49
L3:	Jugo concentrado del evaporador 3 al 4 = 31.90 kg/s	50
L4:	Jugo concentrado del evaporador 4 a bomba = 17.51 kg/s	51
V1:	Vapor del evaporador 1 al 2 = 80.03 - 60.46 = 19.57 (sin extracción)	
V'1:	Vapor del evaporador 1 al 2 = 74.51 - 60.46 = 14.05 kg/s	32
V2:	Vapor del evaporador 2 al 3 = 60.46 - 45.50 = 14.96 kg/s	34
V3:	Vapor del evaporador 3 al 4 = 45.50 - 31.90 = 13.60 kg/s	35
V4:	Vapor del evaporador 4 al condensador "N" = 31.90 - 17.51 = 14.40 kg/s	36

**Tacho (TA1-5).**

Se requiere concentrar el jugo de 65 a 92.92% para lo cual tenemos el siguiente balance de materiales.

$$L4 (0.65) = L5 (0.9292) \Rightarrow L5 = (17.51 (0.65))/0.9292 = 12.248 \text{ kg/s}$$

La cantidad de semilla suministrada al equipo es  $805.56 \times 10^{-5}$  kg/seg se considera con una concentración de 1.

Aumento del punto de ebullición

La presión hidrostática del jugo se supone a 70 cm. de altura de jugo a 1/3 del tubo total esto resulta un aumento de temperatura de 9.1 °C en su correspondiente evaporador

Con la ecuación  $E_p = 1.78x + 6.22 x^2$  (referencia 1) se calcula el punto de ebullición en función a la concentración del jugo.

$$\Delta P_{E_1} = 9.1 + 7.15 = 16.21 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Temperatura de ebullición.

$$T.E. = 55.45 \text{ (La temperatura de saturación a 25 pulgadas de mercurio es } 55.45 \text{ } ^\circ\text{C)} + 16.21 = 71.66 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Diferencial de temperatura disponible ( $\Delta T$ ).

$$\Delta T = 140 - 71.66 = 68.34 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Temperatura de condensación.

$$T_c = \frac{3T_v + T_j}{4} = \frac{3(140) + 71.66}{4} = 122.915 \text{ } ^\circ\text{C}$$

En el cálculo inicial para obtener la cantidad de jugo a la salida del equipo no se consideró la entrada de semilla. A continuación se realizará esta corrección.

$$L4 (0.65) + m (r_m) = L5 (0.9292) \Rightarrow L5 = ((17.51 (0.65)) + (805.56 \times 10^{-5} (1)))/0.9292 = 12.245 \text{ kg/s}$$

El vapor vegetal (V) obtenido es  $17.51 - 12.245 = 5.265 \text{ kg/s}$ .

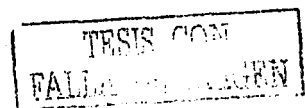
Entalpia del liquido en función de la concentración y temperatura (referencia 2).

Etapa	Concentración	Temperatura (°C)	Entalpia (kJ/kg)
L4	64.2%	67.46	188.35
L5	93.0%	71.66	119.287
Semilla (m)	100.00	64.00	37.67

Entalpia para diferentes corrientes

El libro (referencia 1) presenta un  $C_p = 1.884 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$  y la siguiente ecuación:

La entalpia en el vapor vegetal es la entalpia a la presión de 16.06 kPa del evaporador más la de ebullición del agua.



$$T_1 = 140 \text{ }^\circ\text{C}, T_{c1} = 122.915 \text{ }^\circ\text{C}, \Delta PE_1 = 16.21 \text{ }^\circ\text{C}, T_{c2} = 55.45 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h_2 = (2602) + (1.884)(16.21) = 2632.54 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda s_1 = h_s \text{ (Entalpia de saturación a } T_{c1}) - h_{l1} \text{ (Entalpia del líquido a } T_{c1})$$

$$\lambda s_1 = 2194.9 \text{ kJ/kg}$$

Balance de Energía

$$L_4 (h_i) + Sp (\lambda s_1) + m (h_m) = L_5 (h_i) + V (h_2)$$

$$17.51 \text{ kg/s (188.35 kJ/kg)} + S (2194.9 \text{ kJ/kg}) + 805.56 \times 10^{-5} \text{ kg/s (37.67 kJ/kg)} = 12.252 \text{ kg/s (119.289 kJ/kg)} + 5.265 \text{ kg/s (2632.54 kJ/kg)}$$

$$Sp = 5.48 \text{ kg/s (flujo 26)}$$

Resumen

Resultados:		
Símbolo	Concepto y resultado numérico	Flujo
Sp:	Vapor al Tacho 1-5 = 5.48 kg/s	26
L4:	Meladura de bomba a TA1-5 = 17.51 kg/s	52
L5:	Masa de "A", de TA1-5 a centrifuga = 12.25 kg/s	53
V:	Vapor de Tacho 1-5 al condensador O1-5 = 5.27 kg/s	39

**Tacho (TA9-10).**

Se requiere concentrar el jugo de 92.92 a 93.34% para lo cual tenemos el siguiente balance de materiales.

$$L_6 (0.9292) = L_7 (0.9292) \Rightarrow L_7 = (5.0217 (0.9292)) / 0.9334 = 5.001 \text{ kg/s}$$

La cantidad de semilla suministrada al equipo es  $346 \times 10^{-6}$  kg/seg se considera con una concentración de 1.

Aumento del punto de ebullición

La presión hidrostática del jugo se supone a 70 cm. de altura de jugo a 1/3 del tubo total esto resulta un aumento de temperatura de 9.1 °C en su correspondiente evaporador

Con la ecuación  $Ep = 1.78x + 6.22 x^2$  (referencia 1) se calcula el punto de ebullición en función a la concentración del jugo.

$$\Delta PE_1 = 9.1 + 7.081 = 16.181 \text{ }^\circ\text{C}$$

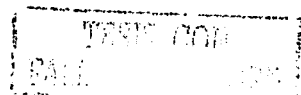
Temperatura de ebullición.

$$T.E. = 55.45 \text{ (La temperatura de saturación a 25 pulgadas de mercurio es } 55.45 \text{ }^\circ\text{C)} + 16.181 = 71.63 \text{ }^\circ\text{C}$$

Diferencial de temperatura disponible ( $\Delta T$ ).

$$\Delta T = 140 - 71.63 = 68.37 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Temperatura de condensación.



$$T_c = \frac{3 T_v + T_j}{4} = \frac{3(140) + 68.37}{4} = 122.09^\circ\text{C}$$

En el cálculo inicial para obtener la cantidad de jugo a la salida del equipo no se consideró la entrada de semilla. A continuación se realizará esta corrección.

$$L6 (0.929) + m (m) = L7 (0.93) \Rightarrow L7 = ((5.022 (0.9292)) + (346 \times 10^{-6} (1))) / 0.9393 = 5.00 \text{ kg/s}$$

El vapor vegetal (V) obtenido es  $5.0217 - 5.0016 = 0.0201 \text{ kg/s}$ .

Entalpía del líquido en función de la concentración y temperatura (referencia 2).

Etapa	Concentración	Temperatura (°C)	Entalpía (kJ/kg)
L6	92.92%	70	113.21
L7	93.34%	71.63	121.38
Semilla (m)	100.00	64.00	37.67

Entalpía para diferentes corrientes

El libro (referencia 1) presenta un  $C_p = 1.884 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$  y la siguiente ecuación:  
La entalpía en el vapor vegetal es la entalpía a la presión de 16.06 kPa del evaporador más la de ebullición del agua.

$$T_1 = 140^\circ\text{C}, T_{c1} = 122.09^\circ\text{C}, \Delta P_{E1} = 16.18^\circ\text{C}, T_{c2} = 55.45^\circ\text{C}$$

$$h_2 = (2602) + (1.884)(16.18) = 2632.48 \text{ kJ/kg}$$

$$As_1 = h_s (\text{Entalpía de saturación a } T_{c1}) - h_{l1} (\text{Entalpía del líquido a } T_{c1})$$

$$As_1 = 2196.33 \text{ kJ/kg}$$

Balance de Energía

$$L6 (h_1) + Sp (As_1) + m (h_1) = L7 (h_2) + V (h_2)$$

$$5.02 \text{ kg/s} (113.21 \text{ kJ/kg}) + S (2196.33 \text{ kJ/kg}) + 346 \times 10^{-6} \text{ kg/s} (37.67 \text{ kJ/kg}) = 5.0016 \text{ kg/s} (121.38 \text{ kJ/kg}) + 0.02 \text{ kg/s} (2632.48 \text{ kJ/kg})$$

$$S = 0.042 \text{ kg/s} (\text{flujo } 25)$$

Resumen

Resultados:		
Símbolo	Concepto y resultado numérico	Flujo
Sp:	Vapor de escape a Tacho 9-10 = 0.042 kg/s	25
L6:	Miel de "A", de bomba a TA9-10 = 5.02 kg/s	55
L7:	Masa de "B", de TA9-10 a centrifuga = 5.00 kg/s	59
V:	Vapor de Tacho 9-10 al condensador O9-10 = 0.02 kg/s	38

Tacho (TA6-8).

Se requiere concentrar el jugo de 93.34 a 97.88% para lo cual tenemos el siguiente balance de materiales.

$$L8 (.9334) = L9 (0.9788) \Rightarrow L9 = (2.8506 (0.9334)) / 0.9788 = 2.718 \text{ kg/s}$$

En esta etapa no se agrega semilla. El vapor vegetal (V) obtenido es  $2.8506 - 2.718 = 0.1326$  kg/s.

Aumento del punto de ebullición

La presión hidrostática del jugo se supone a 70 cm. de altura de jugo a 1/3 del tubo total esto resulta un aumento de temperatura de  $9.1$  °C en su correspondiente evaporador

Con la ecuación  $E_p = 1.78x + 6.22 x^2$  (referencia 1) se calcula el punto de ebullición en función a la concentración del jugo.

$$\Delta PE_1 = 9.1 + 7.7 = 16.8 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Temperatura de ebullición.

T.E. =  $55.45$  (La temperatura de saturación a 25 pulgadas de mercurio es  $55.45$  °C) +  $16.8 = 72.25$  °C

Diferencial de temperatura disponible ( $\Delta T$ ).

$$\Delta T = 140 - 72.25 = 67.74 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Temperatura de condensación.

$$T_c = \frac{3T_v + T_j}{4} = \frac{3(140) + 67.74}{4} = 121.935 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Entalpía del líquido en función de la concentración y temperatura (referencia 2).

Etapa	Concentración	Temperatura (°C)	Entalpía (kJ/kg)
L8	93.34%	75	124.52
L9	97.88%	72.25	104.64

Entalpía para diferentes corrientes

El libro (referencia 1) presenta un  $C_p = 1.884$  kJ/kg °C y la siguiente ecuación:

La entalpía en el vapor vegetal es la entalpía a la presión de  $16.06$  kPa del evaporador más la de ebullición del agua.

$$T_1 = 140 \text{ } ^\circ\text{C}, T_{c1} = 121.935 \text{ } ^\circ\text{C}, \Delta PE_1 = 16.8 \text{ } ^\circ\text{C}, T_{c2} = 55.45 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$h_2 = (2602) + (1.884)(16.8) = 2633.65 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda_{s1} = h_s \text{ (Entalpía de saturación a } T_{c1}) - h_{l1} \text{ (Entalpía del líquido a } T_{c1})$$

$$\lambda_{s1} = 2196.77 \text{ kJ/kg}$$

Balance de Energía

$$L8 (h_1) + S_p (\lambda_{s1}) = L9 (h_1) + V (h_2)$$

$$2.85 \text{ kg/s (113.21 kJ/kg)} + S (2196.77 \text{ kJ/kg}) = 2.72 \text{ kg/s (104.64 kJ/kg)} + 0.13 \text{ kg/s (2633.65 kJ/kg)}$$

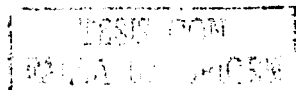
$$S_p = 0.14 \text{ kg/s (flujo 24)}$$

Resumen

Resultados:		
Símbolo	Concepto y resultado numérico	Flujo
Sp;	Vapor de escape a Tacho 6-8 = 0.14 kg/s	24
L8;	Miel de "B", de bomba a TA6-8= 2.85 kg/s	61
L9;	Masa de "C", de TA6-8 a centrífuga 2.72 kg/s	63
V;	Vapor de Tacho 6-8 al condensador O6-8 = 0.13 kg/s	37

**Referencia:**

1. C.J. Geankoplis, Procesos de transporte y operaciones unitarias, 2da edición, ISBN 968-26-1268-3, México 1995.
2. Wittwer Enrique;"Manual de Energía para Fabricas de Azúcar"; Edit Verlag Dr. Albert Bartens; Berlin 1995.



## ANEXO II Contenido del aire, humos tanto estequiométrica- mente como con exceso de aire, volumen de aire y humos en ambos casos.

El Ingenio de Motzorongo trabaja con dos combustibles, en la caldera, tanto bagazo como petróleo o combustóleo.

Al no tener resultados de composición de humos a la salida de la caldera se considera una combustión ideal con exceso de aire y sin formación de monóxido de carbono (CO).

### Método

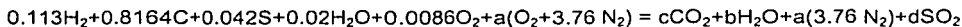
Se calcula las proporciones en el contenido del aire y los humos de manera estequiométrica, esto es, la cantidad ideal de oxidante sin exceso de aire.

Una vez conocida la proporción ideal de aire y humos obtenidos se aplica para el bagazo un exceso de aire del 20 % y al combustóleo un 10%.

Se recalculan las proporciones de aire y humos considerando los excesos de aire antes aplicados, además de considerar la presencia de oxígeno en humos.

### Desarrollo

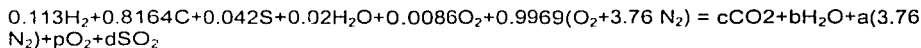
☑ Primero se analiza estequiométricamente el combustóleo:



Elemento	Ecuación	Resultado
C	$0.8164=c$	$c = 0.8164$
H	$0.226 + 0.04 = 2b$	$b = 0.1330$
O	$2a + 0.02 + (0.0086)(2) = 2c + b + 2d$	$a = 0.9063$
N	$a(3.76)$	$3.4076$
S	$0.042=d$	$d = 0.042$

Exceso de aire =  $0.9063 (1.1) = 0.9969$

Ahora se calcula el oxígeno contenido en los humos.



Elemento	Ecuación	Resultado
C	$0.8164=c$	$c = 0.8164$
H	$0.226 + 0.04 = 2b$	$b = 0.1330$
O	$2(0.9969) + 0.02 + (0.0086)(2) = 2c + b + 2d + 2p$	$a = 0.9969, p = 0.0906$
N	$a(3.76)$	$3.748$
S	$0.042=d$	$d = 0.042$

La masa de aire y combustible que ingresa es:

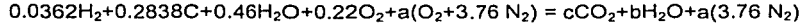
$a/c = 0.9969 (1 + 3.76) (28.84) = 136.8528 \text{ kg aire/ kmol comb.}$

$c/c = 0.113(2.02) + 0.8164(12.0112) + 0.042(32.064) + 0.02(18.016) + 0.0086(32) = 12.02 \text{ kg comb. /kmol comb.}$

La relación másica aire combustible:

$$Rm = 136.8528/12.02 = 11.3854 \text{ kg aire/kg comb.}$$

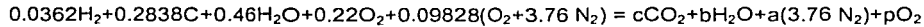
☑ Segundo se analiza estequiométricamente el bagazo:



Elemento	Ecuación	Resultado
C	$0.2838 = c$	$c = 0.2838$
H	$2(0.0362) + 2(0.46) = 2b$	$b = 0.4962$
O	$2a + 0.46 + (0.22)(2) = 2c + b$	$a = 0.0819$
N	$a(3.76)$	$0.3079$

$$\text{Exceso de aire} = 0.0819 (1.2) = 0.09828$$

Ahora se calcula el oxígeno contenido en los humos.



Elemento	Ecuación	Resultado
C	$0.2838 = c$	$c = 0.2838$
H	$2(0.0362) + 2(0.46) = 2b$	$b = 0.4962$
O	$2(0.09828) + 0.46 + (0.22)(2) = 2c + b + 2p$	$a = 0.09828, p = 0.01638$
N	$a(3.76)$	$0.3695$

La masa de aire y combustible que ingresa es:

$$a/c = 0.09828 (1 + 3.76) (28.84) = 13.4917 \text{ kg aire/ kmol comb.}$$

$$c/c = 0.0362(2.02) + 0.2838(12.0112) + 0.46(18.016) + 0.22(32) = 18.81 \text{ kg comb. /kmol comb.}$$

La relación másica aire combustible:

$$Rm = 13.4917/18.81 = 0.7173 \text{ kg aire/kg comb.}$$

☑ Volumen de aire a la entrada de la caldera

Datos

Flujo de combustible 5.08 kg /s

Flujo de bagazo 13.18 kg/s.

$$\dot{m}_a = 5.08 \text{ kg/s (11.3854 kg aire/kg comb.)} + 10.35 \text{ kg/s (0.7173 kg aire/kg comb.)} = 65.28 \text{ kg/s}$$

☑ Volumen de humos de la caldera

$$\dot{m}_f = 65.28 + 5.08 + 10.35 = 80.71 \text{ kg/s}$$

De los cuales 5.72 kg/s son expulsados por la chimenea sin tiro inducido, los restantes 74.99 kg/s son expulsados de la chimenea con tiro inducido. Estos valores por el consumo desagregado de combustible en la caldera que descarga a la chimenea sin tiro inducido.



### ANEXO III Tabla para Cálculo del Poder Calorífico del Combustible.

PODER CALORIFICO DEL COMBUSTIBLE DE MOTZORONGO									
COMBUSTIBLE	H%	C%	S%	E%	N%	O <sub>2</sub> %	PARAMETRO	VALOR	DIMENSION
COMBUSTOLEO NO.5	11.30	81.64	4.20	2.00	0.00	0.86	PCS	43514.5847	kJ/kg combustible
							PCSi	2605.02696	kJ/kg combustible
							PCI	40909.5577	kJ/kg combustible
							PCS	11582.196	kJ/kg combustible
							PCSi	1973.99246	kJ/kg combustible
							PCI	9608.20358	kJ/kg combustible
BAGAZO	3.62	28.38	0.00	46.00	0.00	22.00	PCS	11582.196	kJ/kg combustible
Simbología:	H, Hidrógeno			S, Azufre			N, Nitrogeno		
	C, Carbono			E; Humedad			O, Oxigeno		
	PCS; Poder Calorifico Superior						PCSi; Poder Calorifico para Vaporización		
	PCI, Poder Calorifico Inferior								

La ecuación empírica utilizada para el cálculo de poder calorífico es:  
 $PCS = (0.089 * C\% + 0.267 * H\% + 0.033 * (S\% - O\%)) * 1000 * 4.1868$

$$PCSi = 6 * (9 * H\% + E\%) * 4.1868$$

$$PCI = PCS - PCSi$$

Estos valores están referidos a una atmósfera y una temperatura de 0 °C (273 K). Por lo cual debe hacerse una corrección de temperatura, esto es de la siguiente manera:

Para la corrección de temperatura se requieren los calores específicos a presión constante los cuales se muestran a continuación:

$$dh_C = \int_{T_i}^{T_f} C_p dt = \int_{T_i}^{T_f} \left( 2.673 + 0.0026177T - \frac{116900}{T^2} \right) dt \quad (\text{Elemento Carbono})$$

$$dh_{H_2O} = \int_{T_i}^{T_f} C_p dt = \int_{T_i}^{T_f} (6.62 + 0.000817T) dt \quad (\text{Elemento Agua})$$

$$dh_S = \int_{T_i}^{T_f} C_p dt = \int_{T_i}^{T_f} (3.63 + 0.00647T) dt \quad (\text{Elemento Azufre})$$

$$dh_{O_2} = \int_{T_i}^{T_f} C_p dt = \int_{T_i}^{T_f} \left( 8.27 + 0.000258T - \frac{187700}{T^2} \right) dt \quad (\text{Elemento Oxígeno})$$

$$dh_{N_2} = \int_{T_i}^{T_f} C_p dt = \int_{T_i}^{T_f} (6.50 + 0.0017T) dt \quad (\text{Elemento Nitrógeno})$$

Los elementos anteriores dimensionalmente son : cal/mol.

$$Cp_{H_2O} = 1.00783 \text{ cal/g } ^\circ\text{C}$$

#### Referencia:

Robert H. Perry/Cecil H. Chilton, Chemical Engineers Handbook, Edit. Mc Graw-Hill, USA 1973

La corrección de temperatura, los datos necesarios se presenta en la siguiente tabla:

Corrección del Poder Calorífico a la temperatura de Admisión del Combustible y del Aire						
Combustible (comb.)						
Grados	Temperatura					
	Inicial	final	dt			
Celsius	0	100	100			
Kelvin	273	373	100			
Concepto	H <sub>2</sub>	C	S	E	N <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>
Fración molar	0.113	0.8164	0.042	0.02	0	0.0086
Cp dt	688.16	237.03	569.72	18.157	682.3	651
cal/mol	77.762	193.51	23.928	0.3631	0	5.5986
g/mol	2.02	12.011	32.064	18.016	28.02	32
cal/g	157.08	2324.3	767.24	6.5424	0	179.16
Total kJ/kg comb.	14378.75					
Bagazo (baga.)						
Grados	Temperatura					
	Inicial	final	dt			
Celsius	0	33.5	33.5			
Kelvin	273	306.5	33.5			
Concepto	H <sub>2</sub>	C	S	E	N <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>
Fración molar	0.0362	0.2838	0	0.46	0	0.22
Cp dt	229.63	68.146	183.73	18.157	227.46	204.4
cal/mol	8.3127	19.34	0	8.3523	0	44.968
g/mol	2.02	12.011	32.064	18.016	28.02	32
cal/g	16.792	232.29	0	150.47	0	1439
Total kJ/kg de baga.	7697.62					

**Combustóleo**

Resultados

$PCS = 43,514.5847 + 14,378.75 = 57,893.3347 \text{ kJ/kg de combustible}$

$Pcsi = 2,605.027 \text{ kJ/kg de combustible}$

$PCI = 55,288.31 \text{ kJ/kg de combustible}$

**Bagazo**

Resultados

$PCS = 11,582.196 + 7,697.62 = 19,279.816 \text{ kJ/kg de combustible}$

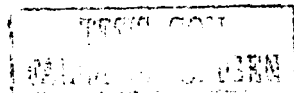
$Pcsi = 1,973.9925 \text{ kJ/kg de combustible}$

$PCI = 17,305.8235 \text{ kJ/kg de combustible}$

## ANEXO IV Tabla para Cálculo de la Exergía del Combustible, Aire y Humo

Caldera GV											
Fuel Oil											
Sustancia	NI %kmol	Peso kg/kmol	Fracción	Boi kJ/kmol	Boi kJ/kg	Temp. °C	Cp media kJ/kg K	R kJ/kg K	Bfi kJ/kg	Bi=Boi+Bfi kJ/kg	Btotal=NI*Bi kJ/kg
<b>Entrada (Combustible)</b>											
H2	0.113	2.02	0.113	238490	118064.4	100	14.367	4.124	-2563	115501.21	13051.64
C	0.816	12.01	0.816	410820	34203.6	100	1.022	0.692	-34	34170.09	27896.46
S	0.042	32.06	0.042	598950	18682.2	100	0.545	0.259	-241	18441.61	774.55
H2O	0.020	18.02	0.020	3120	173.2	100	4.198	0.462	-504	-330.81	-6.62
O2	0.009	32.00	0.009	3970	124.1	100	0.925	0.260	-361	-236.94	-2.04
<b>Total</b>	<b>1.0000</b>		<b>1.000</b>								<b>41713.99</b>
<b>Entrada (Aire)</b>											
O2	0.997	32.00	0.210	3970	124.1	36.93	0.925	0.260	-121	3.40	3.39
N2	3.748	28.01	0.790	720	25.7	36.93	1.041	0.297	-21	5.09	19.06
<b>Total</b>			<b>1.000</b>								<b>22.45</b>
<b>Salida (Humos)</b>											
CO2	0.816	44.01	0.169	20140	457.6	126.48	0.880	0.189	-88	369.99	302.06
H2O	0.133	18.02	0.028	3120	173.2	126.48	1.872	0.462	-468	-294.38	-39.15
N2	3.748	28.01	0.776	720	25.7	126.48	1.041	0.297	-8	17.99	67.45
SO2	0.042	64.06	0.009	303500	4737.5	126.48	0.631	0.130	-175	4562.91	191.64
O2	0.091	32.00	0.019	3970	124.1	126.48	0.925	0.260	-295	-170.91	-15.49
<b>Total</b>	<b>4.830</b>		<b>1.000</b>								<b>506.51</b>
<b>Bagazo</b>											
H2	0.036	2.02	0.036	238490	118064.4	33.5	14.367	4.124	-1077	113987.55	4126.35
C	0.284	12.01	0.284	410820	34203.6	33.5	0.898	0.692	-260	33943.95	9633.29
S	0.000	32.06	0.000	598950	18682.2	33.5	0.498	0.259	0	18682.22	0.00
H2O	0.460	18.02	0.460	3120	173.2	33.5	4.198	0.462	-106	66.89	30.77
O2	0.220	32.00	0.220	3970	124.1	33.5	0.925	0.260	-117	6.86	1.51
<b>Total</b>	<b>1.0000</b>		<b>1.000</b>								<b>13791.92</b>
<b>Entrada (Aire)</b>											
O2	0.098	32.00	0.210	3970	124.1	36.93	0.925	0.260	-121	3.40	0.33
N2	0.370	28.01	0.790	720	25.7	36.93	1.041	0.297	-21	5.09	1.88
<b>Total</b>			<b>1.000</b>								<b>2.21</b>
<b>Salida (Humos)</b>											
CO2	0.284	44.01	0.243	20140	457.6	126.48	0.880	0.189	-67	290.52	110.83
H2O	0.496	18.02	0.426	3120	173.2	126.48	1.872	0.462	-91	82.18	40.78
N2	0.370	28.01	0.317	720	25.7	126.48	1.041	0.297	-87	-61.20	-22.61
SO2	0.000	64.06	0.000	303500	4737.5	126.48	0.631	0.130	9	4746.45	0.00
O2	0.016	32.00	0.014	3970	124.1	126.48	0.925	0.260	-317	-193.32	-3.17
<b>Total</b>	<b>1.166</b>		<b>1.000</b>								<b>125.83</b>

La exergía química de los componentes se han conseguido del libro T.J. Kotas, "The Exergy Method of Thermal Plant Analysis", Edit. Butterworths, UK 1985.



## **ANEXO V Glosario de Terminos Utilizados para Describir el Proceso**

---

**Ambiente:** El ambiente estable de referencia determina los niveles de temperatura, presión y potenciales químicos que han de tomarse como referencia para los cálculos de energía utilizable.

**Bagazo:** Caña triturada y prensada la cual es un combustible.

**Cabezal de escape a la atmósfera:** Venteo del excedente de vapor a contrapresión para proceso

**Caldera:** Generador de Vapor.

**Guarapo pesado:** Jugo de caña (no concentrada) conseguido en los molinos.

**Masa:** Jugo de caña en la salida de los tachos.

**Meladura:** Jugo de caña concentrado a la salida de los evaporadores.

**Miel:** Fluido emanado del equipo centrífuga.

**Miel final:** Fluido emanado del equipo centrífuga la cual agotó su capacidad de formar cristales en forma económica.

**Jugo clarificado:** El jugo de caña después del proceso eliminación máxima de impurezas.

**Secador:** Equipo por medio del cual se reduce la humedad en los cristales (azúcar).

**Semilla:** Cristal de azúcar para fomentar la cristalización en el evaporador simple (tacho).

**Tacho:** Evaporador simple.

**Vapor de Alimentación:** Vapor sobrecalentado conseguido del Generador de Vapor.

**Vapor de Escape:** Vapor a contrapresión para proceso.

**Vapor Estrangulado:** Vapor laminado al cual se reduce la presión a valores requeridos por medio de una válvula.

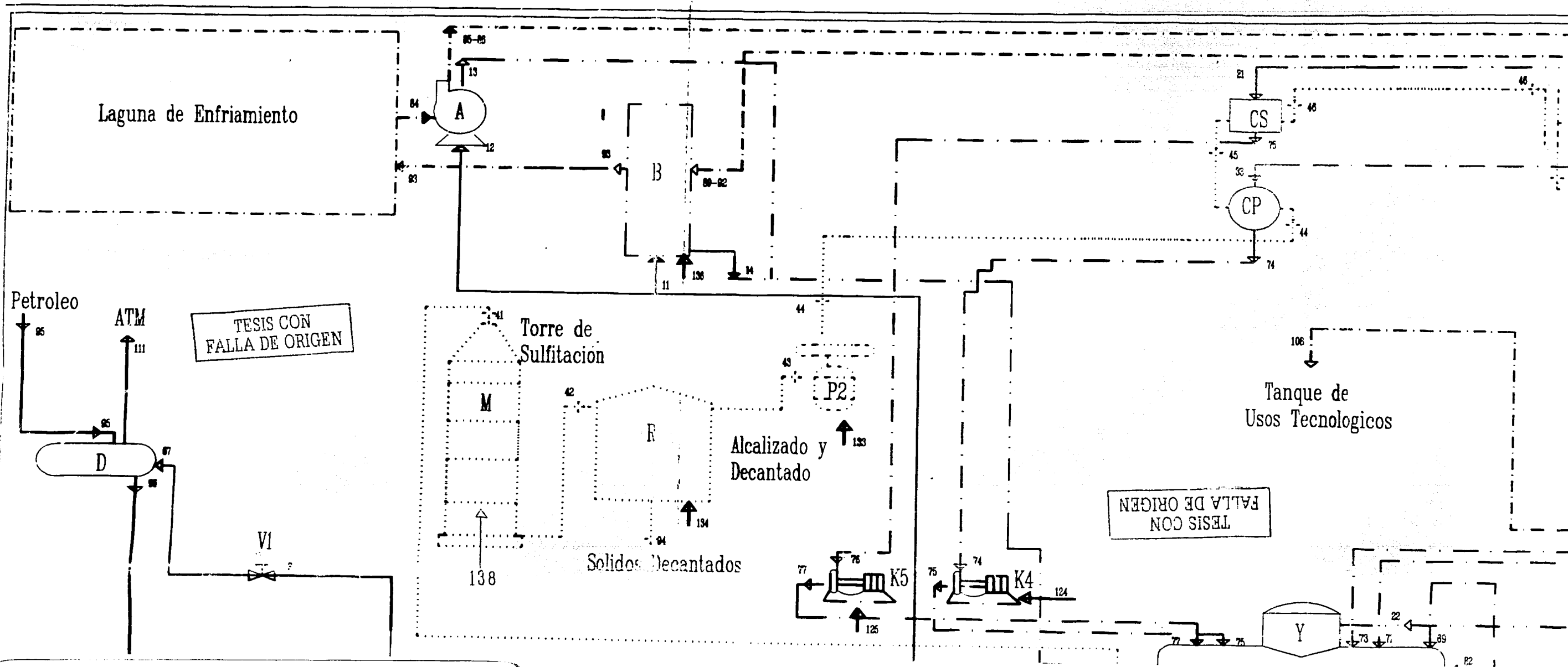
**Vapor del evaporador o vegetal:** Vapor obtenido al concentrar por calentamiento el jugo de caña (meladura).

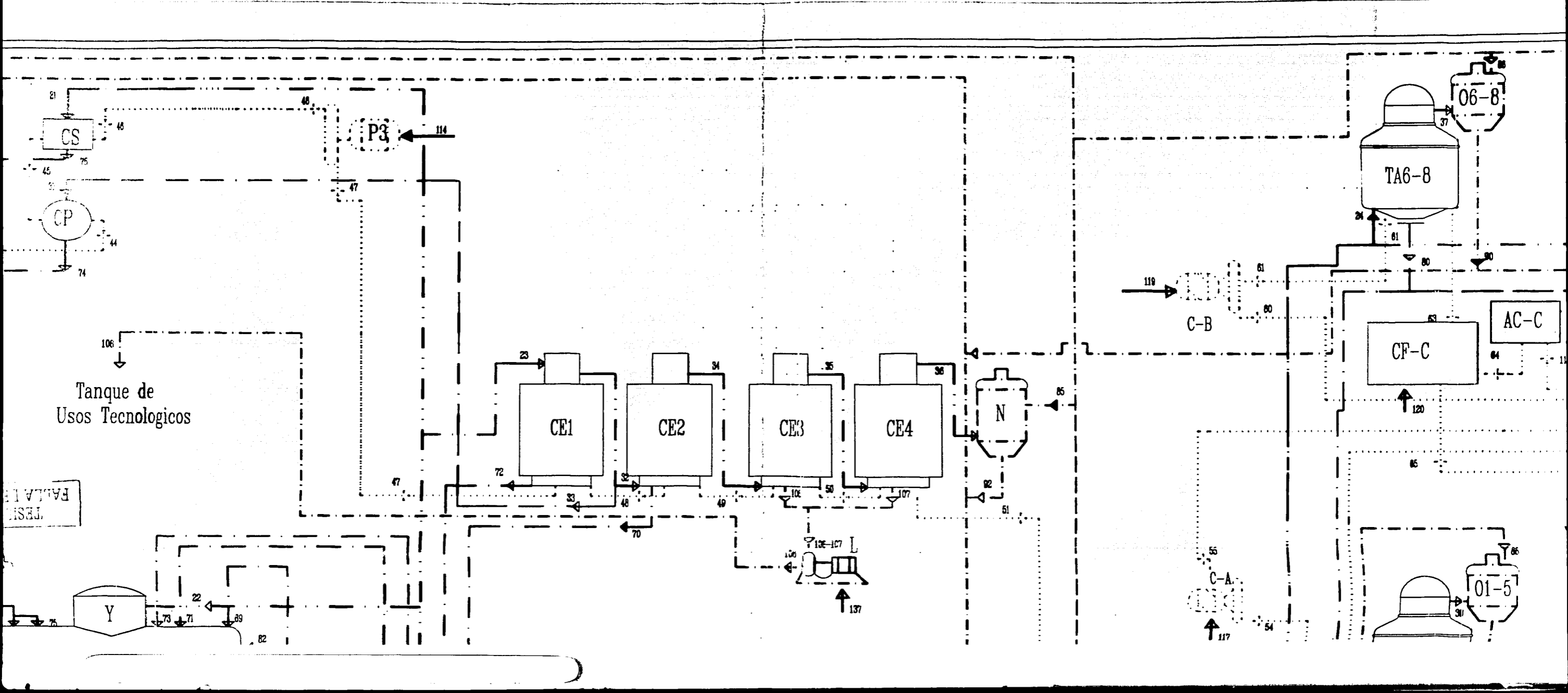
**Vapor de Tacho:** Vapor vegetal obtenido al concentrar meladura.

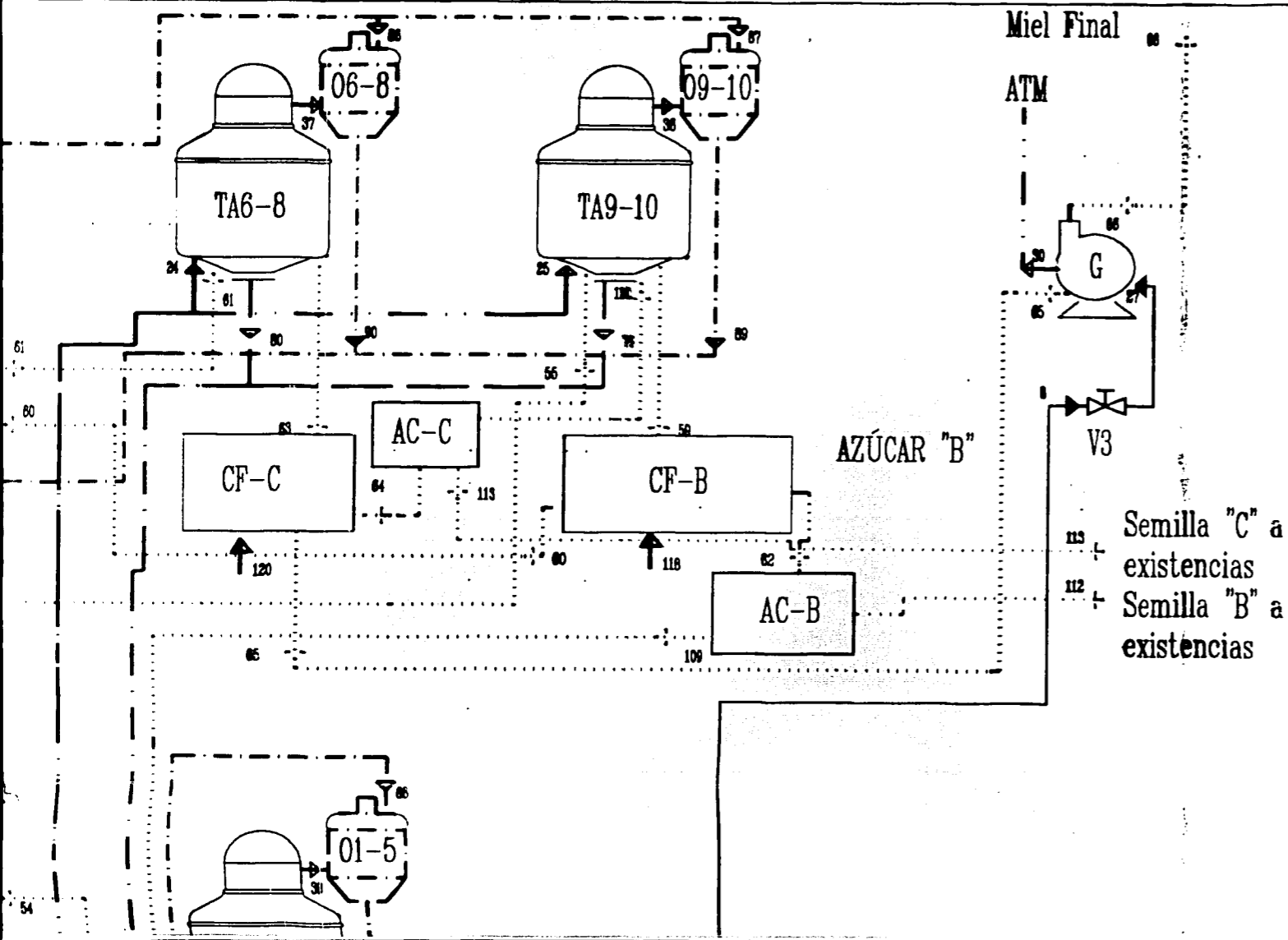
**Vapor de Relleno:** Vapor sobrecalentado estrangulado o laminado a vapor de escape.

# **ANEXO VI Diagrama de Flujo para el Análisis Termoeconómico del Ingenio Central Motzorongo**

FALDA DE INGENIO







SIMBOLOGIA

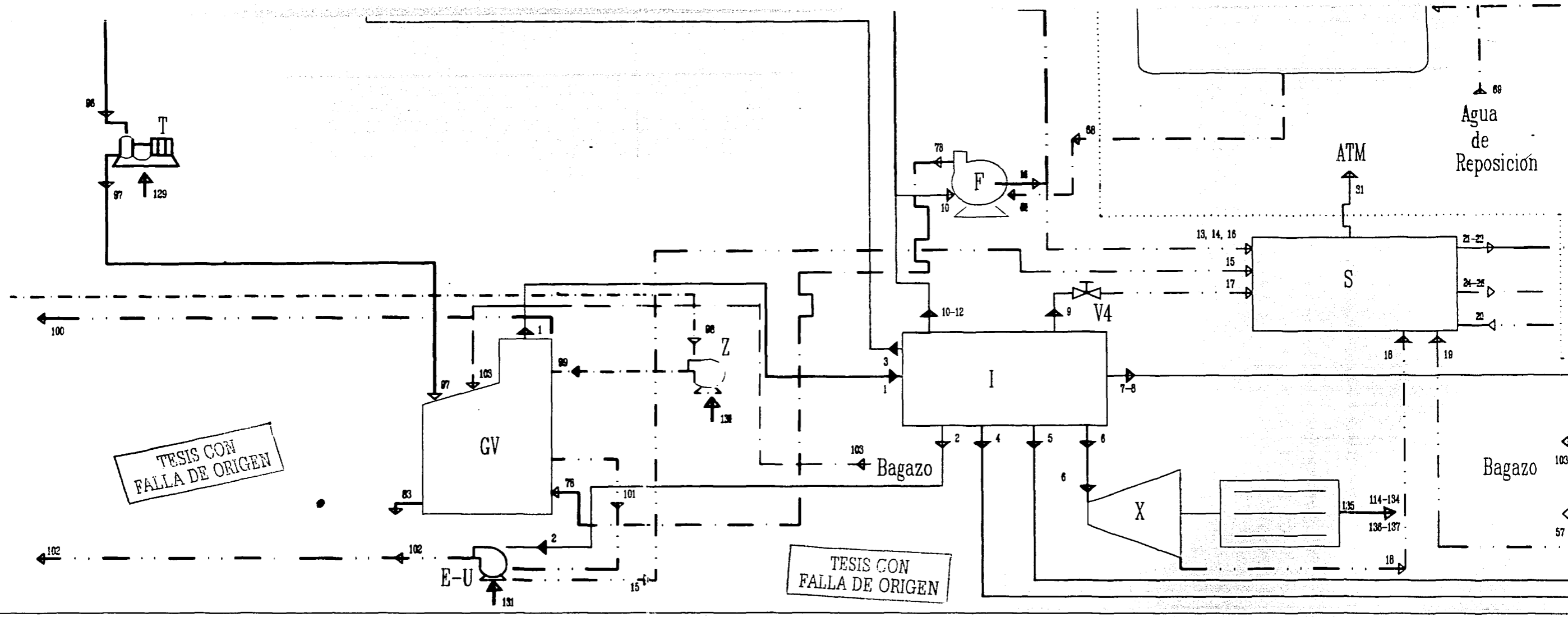
- A; Bombas de Inyección.
- B; Bombas de Rechazo.
- C; Bombas de Miel
- D; Calentadores de Petroleo.
- E-U; Ventiladores de Tiro Inducido  
(Vapor-Electricidad)
- F; Bombas de Alimentación.
- G; Bombas de Miel Final.
- I; Cabezal de Vapor Alta Presion.
- J; Batey
- K; Columnas Hidrodinámicas.
- L; Bombas de Condensados Existentes.
- M; Torre de Sulfitacion.
- N; Condensador de Evaporador.
- O; Condensador de Tachos.
- P; Bombas de Guarapo.

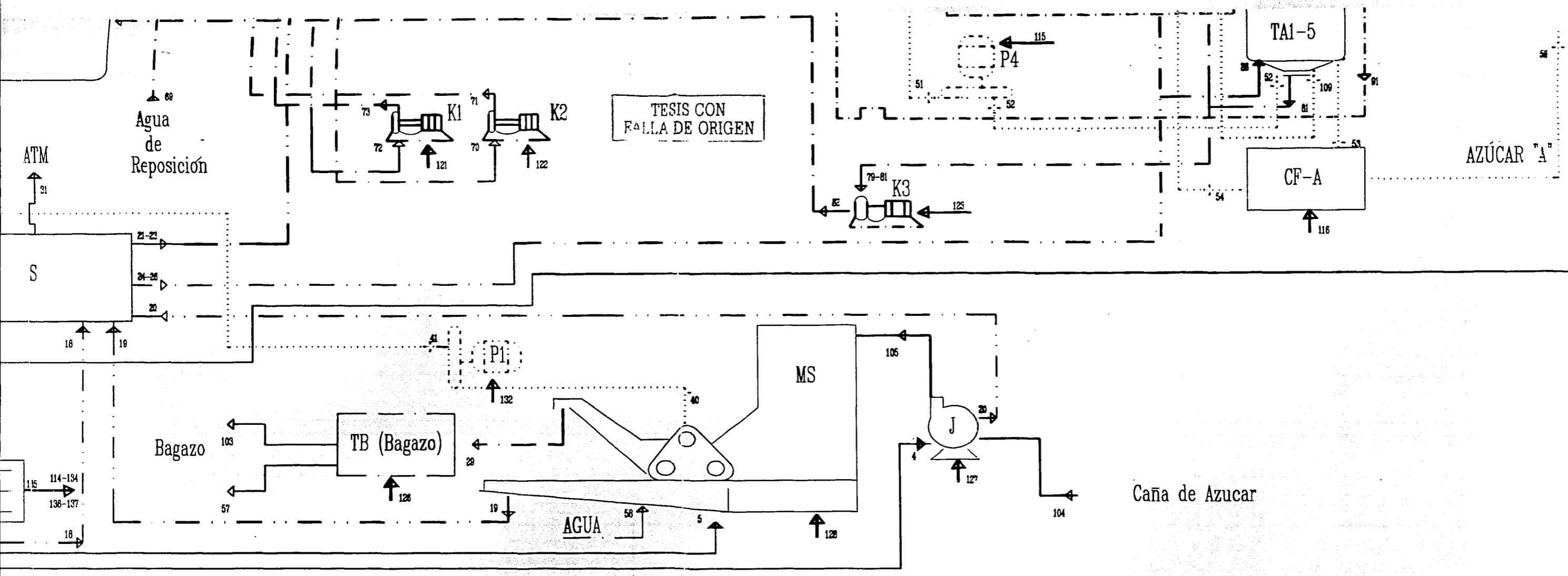
- R; Tanque de Alcalizado.
- S; Cabezal de Vapor a Presion Media.
- T; Bomba de Petroleo.
- V; Valvulas Reductoras.
- X; Turbina para Generador Electrico.
- Y; Desaereador.
- Z; Ventilador de Tiro Forzado.
- AC-B; Dosificador de Semilla "B"
- AC-C; Dosificador de Semilla "C"
- CE; Evaporador.
- CF; Centrifugas..
- CP; Calentador Primario.
- CS; Calentador Secundario.
- GV; Caldera.
- MS; Turbinas de Molino.
- TA; Tacho.
- TB; Transportador de Bagazo

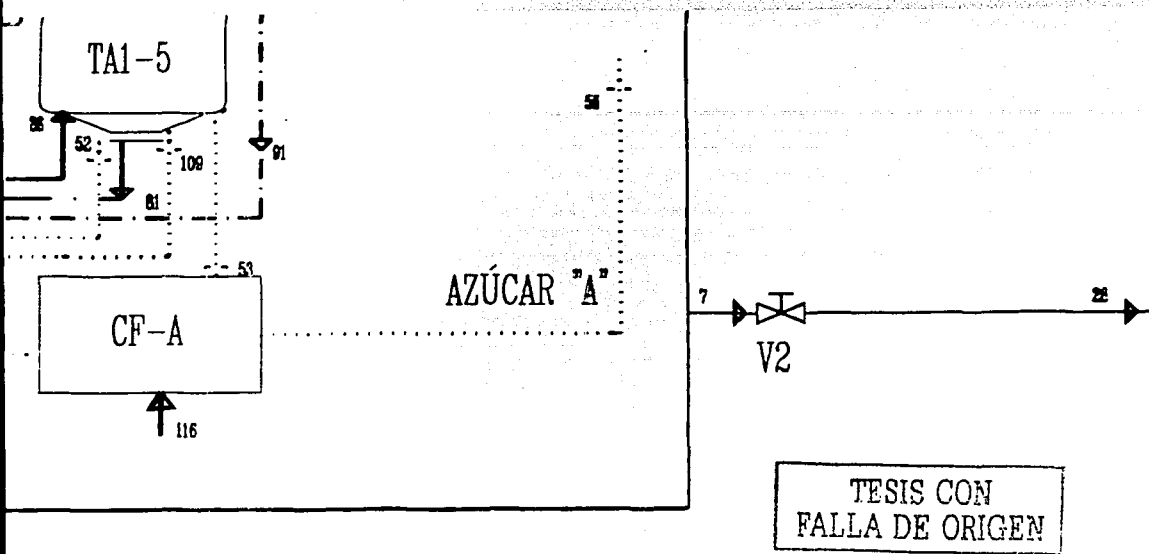
- Vapor Principal.
- Condensados a Calderas.
- - - Condensados a Laguna.

- Vapor de Escape.
- - - Condensados de Usos Tec..
- ..... Jugo de Caña.

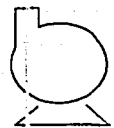




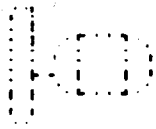




— Turbico.  
 - - - Humo.



Turbina para accionar bombas o mecanismos

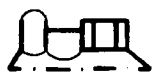


Bomba eléctrica para el jugo de caña.



Bomba Tiro Inducido

- - - Aire.  
 — Bagazo.  
 — Energia Electrica



Bomba eléctrica en condensados.



Bomba Tiro Forzado

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

ING. R. FABIAN CIENFUEGOS P.  
 Maestría en Ingeniería Energética  
 Facultad de Ingeniería, Ciudad Universitaria  
 Tesis:  
 "Diagnostico Energético al Ingenio Central Motzorongo"  
 México 1999.