

01178
7



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO**

FACULTAD DE INGENIERIA

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO

ESTUDIO EXERGO-ECONOMICO PARA INSTALAR UN
SISTEMA DE CICLO COMBINADO EN LA PLANTA DE
COGENERACION DEL AREA DE FUERZA DE LA
REFINERIA ING. ANTONIO M. AMOR,
SALAMANCA, GTO.

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE
MAESTRO EN INGENIERIA
(E N E R G E T I C A)
P R E S E N T A
CARLOS JAVIER PINEDA CATALAN



DIRECTOR DE TESIS: DR. RICARDO RIVERO RODRIGUEZ

291005

MEXICO, D. F., CIUDAD UNIVERSITARIA

ABRIL 2001.



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.



DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO
FACULTAD DE INGENIERIA

UNIVERSIDAD NACIONAL
DEL SUR
BAHIA BLANCA

RECIBI COPIA DE: () TRABAJO ESCRITO
(XXXX) TESIS

DESARROLLADO POR EL ALUMNO: CARLOS JAVIER PINEDA CATALAN.

PARA PRESENTAR EXAMEN:

() DE ESPECIALIZACION
(XX) DE GRADO

EN INGENIERIA: ENERGETICA 490

	FIRMA	FECHA
PRESIDENTE:	M EN I. ARTURO MONEDERO DE LA VEGA	22/11/2001
VOCAL:	DR. RICARDO RIVERO RODRIGUEZ	19 II 2001
SECRETARIO:	ING. LUIS FERNANDEZ GONZALEZ	16/11/2001
SUPLENTE:	ING. AUGUSTO SANCHEZ CIFUENTES	17/Agosto/2000
SUPLENTE:	DR. ALEJANDRO LARA MARQUEZ	24/Julio/2000

APROBRACION DEL TRABAJO DE TESIS POR EL DEPARTAMENTO _____

BJS*jac.

Agradecimientos

Al Comité de Becas del

Instituto Mexicano del Petróleo

por la beca institucional que me otorgaron
para desarrollar este trabajo de tesis.

Al M. en I. Julián Castellanos Fernández
Director Ejecutivo Técnico, del IMP.

y al

Ing. Alejandro Villalobos Hiriart
Director Ejecutivo de Capacitación, del IMP.

por el apoyo y confianza otorgados.

Al Dr. Ricardo Rivero Rodríguez
Jefe de Proyecto del Grupo de Exergía, del IMP.
por haber dirigido este trabajo

Al Ing. Luis Fernández González
Consultor.

Por sus comentarios y observaciones.

Ing. Pablo Alvarado Flores
Dr. Alejandro Lara Márquez
Del Área de Evaluación y Programación
Ing. Víctor Medel Ramírez
del Área de Fuerza
de la Refinería "Ing. Antonio M. Amor". Salamanca Gto.
por el apoyo incondicional, al proporcionarme la información
para poder realizar este trabajo de tesis.

A los sinodales:

Presidente: M. en I. Arturo Monedero de la Vega
Vocal: Dr. Ricardo Rivero Rodríguez
Secretario: Ing. Luis Fernández González
Suplente: Ing. Augusto Sánchez Cifuentes
Suplente: Dr. Alejandro Lara Márquez

Por su tiempo dedicado a sus comentarios y revisión del trabajo de tesis.

Por último, quiero agradecer a todos
mis compañeros y amigos del Instituto Mexicano del Petróleo
que de una manera u otra me regalaron su tiempo
para apoyarme, escucharme y alentarme
a continuar superándome dentro y fuera de la Institución.

Este trabajo de tesis se lo dedico a lo más preciado que tengo,
mis hijos

César Alejandro y Karen Estefanía

Ojalá todos nuestros esfuerzos. sirvan de ejemplo
para que ustedes tengan una mejor oportunidad de vida.

Así como a quien más amo, mi esposa

Mónica Malagón Luna

Al final de cuentas, los esfuerzos y sacrificios que realicemos juntos, tendrán sus
frutos, por que nos une la confianza y el amor a dios el cual nos ha dado la
oportunidad de alcanzar nuestros objetivos.

A quienes nos dieron la vida y comprensión:

Mis Padres, Carlos y Bertha.
Mis Suegros, Ignacio e Hilda

Por que ustedes ya pueden admirar y ver los frutos de sus hijos,
y hemos admirado su tenacidad para superar lo adverso.

A mis hermanos, cuñados, concuños. sobrinos. tíos, primos, compadres y ahijados
Por que aprecian y utilizan de ejemplo, el esfuerza de la gente que se supera.

Por último doy gracias a **DIOS**,
por darme la oportunidad de terminar otro de mis objetivos,
y poder dejar una huella más en este mundo,
por que aun y cuando digan que algún día he de morir, algo de mi recordarán.

Esta Tesis se desarrolló dentro del grupo de investigación de exergia, en el marco del Programa de Investigación en Medio Ambiente y Seguridad (PIMAS), proyecto D.00018 "Investigación y Desarrollo Tecnológico de Procesos de Destilación Diabática", dirigida por el Dr. Ricardo Rivero Rodríguez (jefe del Grupo de Exergia), en el Instituto Mexicano del Petróleo.

La estructura general de la investigación fue posible gracias a la colaboración del Ing. Pablo Alvarado del área de Evaluación y Programación y del Ing. Victor Medel del Área de Fuerza, ambos de la Refinería "Ing. Antonio M. Amor" Salamanca Gto., los cuales proporcionaron la información de acuerdo a la Reconfiguración de la Refinería.

La Tesis está constituida por ocho capítulos, el primero hace referencia a los conceptos metodológicos, el segundo a la descripción del sistema, el tercero a las bases de la investigación, el cuarto al análisis de exergia del caso base, el quinto al análisis de exergia de las diferentes alternativas de optimización, el sexto a la evaluación económica de proyectos de cogeneración, el séptimo al análisis exergoeconómico, y por último el octavo al análisis de sensibilidad.

Para la realización de la investigación se empleó el Simulador de Procesos ASPEN-Plus en su versión 9.3.2, así como el Steam and Power Plant Optimization System (SAPPOS) versión 6.0, los resultados se pasaron a una hoja de calculo donde se realizaron el análisis de exergia y la evaluación económica.

Para el análisis de exergia de las diferentes alternativas de optimización y evaluación económica, se requirió información de las características y costos de las turbinas de gas, las cuales fueron proporcionadas por los ingenieros José Inés González (Gerente General), Raúl Chávez García y Rodolfo Meza Corona del

departamento de Desarrollo de Proyectos, Sector Generación de la Cia. ABB Sistemas S.A. de C.V.

Adicionalmente, se complemento la información económica con la colaboración de la Ing. Ma. del Carmen Valdez (Ejecutiva de Competencia) e Ing. Laura Coronado del Área de Estudios Económicos del Instituto Mexicano del Petróleo, así como del Ing. Luis Fernández González.

Finalmente, quiero expresar mi agradecimiento a los Ingenieros Pablo Alvarado, Victor Medel de PEMEX-Refinación; José Ines, Raúl Chávez y Rodolfo Meza, de ABB Sistemas; Ricardo Rivero, Carmen Valdez y Laura Coronado del Instituto Mexicano del Petróleo; y Luis Fernández, por su apoyo e invaluable ayuda.

Carlos Javier PINEDA CATALÁN

México, abril 2001

PRÓLOGO.

INTRODUCCIÓN	1
--------------------	---

CAPÍTULO I. GENERALIDADES

1.1 CONCEPTOS BÁSICOS	6
1.1.1 Primera Ley de la Termodinámica.	
1.1.2 Segunda Ley de la Termodinámica.	
1.1.3 Concepto de Exergia.	
1.1.4 Análisis de Exergia y Parámetros Exérgicos.	
1.2 COGENERACIÓN Y CICLO COMBINADO	17
1.3 EVALUACIÓN ECONÓMICA DE PROYECTOS	19
1.4 ANÁLISIS EXERGOECONÓMICO	20

CAPÍTULO II. DESCRIPCIÓN GENERAL

2.1 REFINERÍA DE SALAMANCA	23
2.2 ÁREA DE FUERZA DE LA REFINERÍA DE SALAMANCA	26
2.2.1 Reconfiguración del área de fuerza.	
2.2.2 Distribución general de vapor.	
2.2.3 Barras de distribución de la planta eléctrica.	

CAPÍTULO III. BASES DEL ESTUDIO

3.1 CONDICIONES Y CARACTERÍSTICAS DEL LUGAR Y DE LOS SERVICIOS	36
3.2 DIAGRAMA DE FLUJO DEL ÁREA DE FUERZA	39
3.3 BASES DEL ESTUDIO ECONÓMICO	42
3.4 COSTOS Y GASTOS ADMINISTRATIVOS	49

CAPÍTULO IV. CASO BASE, CONSIDERANDO LA RECONFIGURACIÓN

4.1 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO	53
4.2 BALANCE DE MATERIA, ENTALPIA Y EXERGIA	53
4.3 BALANCE DE ENERGÍA Y PARÁMETROS DE EXERGIA POR EQUIPO	66

AE	Anualidad equivalente.
C_i	Costo por unidad de exergia.
$C_{p_{\text{lex}}}$	Capacidad calorífica de exergia a presión constante.
E	Energía interna.
E_c	Energía cinética.
E_e	Energía eléctrica.
E_f	Eficiencia.
E_{fl}	Pérdidas de efluentes de exergia.
E_G	Efectividad global.
E_p	Energía potencial.
E_t	Energía térmica (calor)
E_t/E_e	Relación calor/electricidad.
E_x	Exergia en un estado dado del sistema.
E_{xf}	Exergia física.
E_{xh}	Exergia de calor.
E_{xi}	Exergia inercial.
E_{xntp}	Exergia neta producida por el sistema.
E_{xnts}	Exergia neta suministrada al sistema.
E_{xq}	Exergia química.
E_{xs}	Exergia sustancial.
E_{xtt}	Exergia total.
E_{xv}	Exergia cinética.
E_{xz}	Exergia potencial.
F_i	Flujo de capital de mantenimiento, administrativos y contables de operación de cada componente (i) del sistema.
H, h	Entalpia.
i	Tasa de oportunidad.
I, Irr	Irreversibilidades.
ICN	Índice de calor neto.
m	Masa.
n	Número de periodos.
P, p	Presión.
PCI	Poder calorífico inferior.
P_{ex}	Perdidas totales de exergia.
Pot	Potencial de mejoramiento.
Pot	Potencia.
Q	Calor.
q_a	Calor absorbido por proceso del vapor generado.
Q_L	Calor liberado total.
RBC	Relación Beneficio/Costo.
S	Entropía.

T, t	Temperatura.
TIR	Tasa interna de rendimiento.
TREMA	Tasa de recuperación mínima atractiva.
v	Volumen.
VPN	Valor presente neto.
W	Trabajo.
Wvc	Trabajo desarrollado a través de un volumen de control.
Z	Fracción peso.

Abreviaturas.

CFE	Comisión Federal de Electricidad.
IMP	Instituto Mexicano del Petróleo.
PEMEX	Petróleos Mexicanos.
RIAMA	Refinería "Ing. Antonio M. Amor"
\$	Moneda en pesos.
A	Amperes.
b	Barriles.
Bar	Bares (presión en)
FP	Factor de potencia.
GPM	Galones por minuto.
J	Joule (o Julio)
kcal/kg	Kilocalorías por kilogramo.
kg/cm ²	Kilogramos por centímetro cuadrado.
kVA	Kilovolts amper.
kW	Kilowatts = 1,000 watts.
m	Metros
MJ	Megajoule = 1,000,000 joule.
mmHg	Milímetros de mercurio.
MW	Megawatts = 1,000,000 watts.
pH	Potencial Hidrógeno (Acides)
ppm	Partes por millón.
r.p.m.	Revoluciones por minuto.
Ton/h	Toneladas por día.
USD	Moneda en dólar.
V	Voltaje.
W	Watts.
°API	Grados, para el cálculo del peso específico de los productos derivados del petróleo (American Petroleum Institute).
°C	Grados centígrados.

Subíndice.

e	Entrada.
j	Condiciones uniformes en la frontera del sistema.
o	Corresponde a las condiciones del medio ambiente que rodea al sistema.
s	Salida.
vc	Volumen de control.

Símbolos.

Δ	Diferencial.
σ_{vc}	Generación de entropía por causa de las irreversibilidades dentro de un volumen de control.
$()$	Factor de Carnot (o eficiencia de Carnot)
β	Factor de corrección para el cálculo de exergía química.
ε	Efectividad exérgica.
η	Eficiencia exérgica.
η_c	Eficiencia de caldera.
η_{ge}	Eficiencia de generación eléctrica.

INTRODUCCIÓN

Las áreas de fuerza y servicios auxiliares de las refinerías de PEMEX, actualmente utilizan el ciclo Rankine, el cual está constituido por generador de vapor sobrecalentado y turbogenerador a condensación con una extracción para satisfacer los requerimientos de energía eléctrica y térmica de las unidades de proceso.

La Comisión Federal de Electricidad (CFE), por otra parte, ha invertido en sistemas de ciclo combinado para generación eléctrica, los cuales se componen principalmente de turbogenerador de gas, caldera de recuperación para generación de vapor sobrecalentado y turbogenerador de vapor con 3 ó 4 extracciones. Este sistema se usa por ser más eficiente que el ciclo Rankine y considerando que la tecnología de turbinas de gas ha crecido en los últimos años, los principales sistemas de suministro de energía eléctrica están enfocados a sistemas de Ciclo Combinado.¹

Se entiende que la finalidad de las refinerías no es generar electricidad; sin embargo, en el caso de la refinería "Ing. Antonio M. Amor", en Salamanca, Gto. (RIAMA), la cual tiene anexa una central de CFE., se tendría la posibilidad de implementar un ciclo combinado. Ahora bien, la cuestión sería saber cuánta energía eléctrica se generaría. Con la nueva ley de generación, autogeneración y cogeneración de energía eléctrica², PEMEX-REFINACIÓN está en la posibilidad de contemplar diferentes alternativas, y en un momento dado poder vender excedentes de energía eléctrica a CFE.

La Refinería de Salamanca, actualmente tiene dos sistemas de Ciclo Rankine implementados para generación de vapor de alta (60 kg/cm² man.) y media (19

¹ Prospectiva del Sector Eléctrico 1999-2008. Secretaría de Energía. Dirección General de Política y Desarrollo Energéticos. México 1999.

² Diario Oficial de la Federación, segunda sección, Reglamento de la Ley del Servicio Público de Energía Eléctrica. 31 de mayo de 1998.

kg/cm² man.) presión, los cuales satisfacen los requerimientos energéticos, térmico y eléctrico, necesarios para las plantas de proceso. En el primer sistema; generación de vapor de alta, el vapor se hace pasar por un turbogenerador a condensación con una extracción de vapor de media presión, éste satisface parte de la demanda de vapor requerida por las plantas. En el segundo sistema; las calderas de media presión generan la parte restante del vapor requerido por las plantas, además de suministrar el vapor necesario por los turbogeneradores, que son totalmente a condensación.

Sin embargo, es muy importante tener en cuenta que la mayoría de los ingenieros de operación de PEMEX-REFINACIÓN, siempre han argumentado la necesidad de contar con un sistema confiable operacionalmente, es decir, contar con la flexibilidad de suministro de energía eléctrica para que en caso de falla, las unidades de la Refinería no salgan de operación al utilizar una turbina de gas en las áreas de fuerza. Por otro lado, se comenta que al instalar un sistema de ciclo combinado, la gran mayoría del combustible consumido sería gas de refinería, y por consecuencia se tendría una reducción del consumo de combustóleo, el cual es un subproducto de bajo valor producido por la refinación.

En las plantas de PEMEX se producen gasolina, kerosina, diesel, y otros productos, adicionalmente se produce combustóleo y gas de refinería, los cuales se utilizan como combustibles para la generación de vapor sobrecalentado y energía eléctrica.

El objetivo del presente estudio, es mostrar si es técnica y económicamente posible la instalación de ciclo combinado en una refinería aplicando el análisis de exergía, el cual constituye una herramienta que permite considerar la calidad de la energía y también nos apoya en la determinación de puntos críticos en cualquier tipo de sistema en que se pueda observar una mejora energética. Además, se lleva a

cabo un análisis y evaluación de inversión de las diferentes opciones, así como la comparación del costo de la energía eléctrica generada en cada opción contra el precio al que se tendría que comprar a CFE. Para tal efecto, se realizó un análisis energético del caso actual y se plantearon alternativas de ciclo combinado para la refinería, considerando :

- Mínima Inversión.
- Máxima Flexibilidad.
- Máxima Generación.

En todos los casos se toma en cuenta un consumo equilibrado de combustóleo y gas.

El trabajo de tesis. está constituido de siete capítulos. En el Capítulo 1, se define en forma general los términos Cogeneración y Ciclo combinado, además se enuncian los conceptos básicos para el análisis exérgico y económico, también se mencionan los conceptos para la evaluación de la inversión. En el Capítulo 2, se describe en forma general como está actualmente constituida la Refinería de Salamanca; detallándose en forma particular el área de fuerza, en ambos casos se incluye la Reconfiguración. En el Capítulo 3, se detallan las bases que se tomaron para realizar el estudio. las cuales incluyen; demanda, consumos, distribución y costos de la energía eléctrica; consumo, distribución y costo del vapor generado; consumo y costo de combustibles utilizados en el área de fuerza de la Refinería de Salamanca.

Lo que comprende balance de materia y energía, el análisis exergoeconómico, la evaluación de inversión de las opciones, y el análisis de sensibilidad, se presenta en los siguientes capítulos. En el capítulo 4, se muestra el balance de materia, energía y análisis de exergia del área de fuerza Caso: "Base, considerando la reconfiguración". En el capítulo 5, se describen las alternativas de mínima inversión,

máxima flexibilidad y máxima eficiencia, considerando diferentes opciones a implementar con turbina de gas y caldera de recuperación de calor, al final se presenta el balance de materia, energía y análisis de exergía de cada alternativa, además de incluir las características de las turbinas de gas utilizadas en este estudio. En el capítulo 6, se dan los costos de inversión de cada una de las opciones, así como el análisis y evaluación de proyectos de cada alternativa propuesta.

En el capítulo 7, se presentan los costos de producto de las diferentes opciones, evaluadas exergoeconómicamente, además de incluir los costos de producción de vapor y energía eléctrica considerados por RIAMA, así como los costos de compra de energía eléctrica a CFE. En el capítulo 8, se realiza el análisis de sensibilidad para la opción más rentable. Al final se presentan las conclusiones a las que se llegaron.

CAPÍTULO UNO
GENERALIDADES

CAPÍTULO I. GENERALIDADES.

En el presente capítulo, se define el análisis de exergía a partir de las dos leyes fundamentales de la Termodinámica, éste constituye una herramienta que permite considerar la calidad de la energía utilizada en los equipos de proceso. Con esta información se determinan los puntos críticos en un sistema en los que puede obtenerse un ahorro energético.

Por otra parte, se describe el término Cogeneración incluyendo el definido por la Ley del Servicio Público de Energía Eléctrica, además se explica en qué consiste un sistema de Ciclo Combinado.

Al final, se describen los conceptos usados para la evaluación de proyectos de inversión y el análisis exergoeconómico.

1.1 CONCEPTOS BÁSICOS.

La Termodinámica, como se establece en la literatura, es la ciencia que estudia las transformaciones de la energía en diferentes clases (energía cinética, potencial, térmica, química, eléctrica, etc.).

El joule (o julio) (J), el cual es igual a N-m (newton-metro), es una de las unidades como se puede cuantificar la energía. La energía por unidad de tiempo es la potencia, ésta se puede cuantificar en watt (o vatio) (W), igual a J/seg, así al multiplicar watt por un cierto número de segundos se obtiene joules. Como en una hora hay 3600 segundos, 1 kWh = 3600 kJ.

1.1.1 Primera Ley de la Termodinámica.

En un proceso, la energía fluye del sistema a los alrededores (o viceversa) ya sea en forma de calor o de trabajo. La primera Ley de la Termodinámica, establece que en un proceso cualquiera, la energía no se crea ni se destruye, sólo se transforma. Para que la energía se conserve en un proceso, el flujo de calor "Q", más el de trabajo "W" que atraviesan la frontera del sistema, deben ser iguales al cambio en la energía total $\Delta E = E_{\text{final}} - E_{\text{inicial}}$ del sistema,

$$\Delta E = Q - W \quad (1.0)$$

Dicho de otra forma, la Ecuación (1.0) muestra que cuando en la frontera de un sistema se observan pequeñas cantidades de calor y trabajo (Q y W), la energía total del sistema experimenta un cambio de estado (ΔE). El cambio en la energía total de

un sistema es:

$$\Delta E = \Delta E_c + \Delta E_p + \Delta U \quad (1.1)$$

igual al cambio de estado de la energía cinética (ΔE_c), potencial (ΔE_p) e interna del sistema (ΔU).

El trabajo, de la Ecuación (1.0) se define como el trabajo desarrollado a través de un volumen de control (W_{vc}), (el cual se manifiesta por desplazamiento de la frontera, ejes rotativos, tensión superficial, etc.) más el trabajo asociado con la presión del fluido cuya masa se introduce en las entradas y se evacua en las salidas (cuando el sistema es abierto); éste recibe el nombre de trabajo de flujo (pv, presión-volumen), la Ecuación que representa el trabajo total es la siguiente:

$$W = W_{vc} + m_s(p_s v_s) - m_e(p_e v_e) \quad (1.2)$$

Al considerar el balance de energía para un ciclo, no hay cambio neto en su energía, el sistema recupera su estado inicial al final del ciclo, por tanto la Ecuación (1.0) queda reducida a $W_{ciclo} = Q_{ciclo}$. Los sistemas que suministran una transferencia neta de energía mediante trabajo a su entorno durante un ciclo se conocen como "Ciclos de potencia" y se representan por:

$$W_{ciclo} = Q_e - Q_s \quad (1.3)$$

Donde Q_e es la energía suministrada por un cuerpo caliente al sistema y Q_s es la energía que el sistema cede a un cuerpo frío.

El balance de energía para un volumen de control es:

$$Q_{vc} + \sum_e m_e (h_e + E_{c_e} + E_{p_e}) = W_{vc} + \sum_s m_s (h_s + E_{c_s} + E_{p_s}) \quad (1.4)$$

flujo de energía de entrada = flujo de energía de salida

la cual establece un balance contable, de la cantidad de energía que entra y sale de un sistema con un número dado de entradas y salidas. Además, se establece que no hay acumulación, por tanto la variación de energía por unidad de tiempo del volumen de control es igual a cero, $dE_{vc}/dt = 0$.

1.1.2 Segunda Ley de la Termodinámica.

La primera ley de la Termodinámica no establece ninguna restricción con respecto a la conversión de la energía de una forma a otra, simplemente establece que la cantidad total de energía es la misma antes y después de la conversión.

Las experiencias, que muestra la naturaleza, ayudan a comprender las limitaciones en la conversión de la energía de una forma a otra. Nunca puede observarse que un cuerpo frío transfiera calor a uno caliente, o que un río fluya de un nivel bajo a otro más alto, o que el calor liberado por la reacción de combustión de un combustible se invierta para nuevamente producir un combustible. La Segunda Ley de la Termodinámica analiza la dirección de los procesos naturales, en concreto los procesos naturales tienden al desorden, más que al orden.

Si se mantiene cualquier sistema a temperatura constante, y éste se somete a una transformación cíclica mediante un proceso irreversible (proceso real), se destruirá en el ambiente exterior una cantidad neta de trabajo del sistema. Esto es una afirmación de la segunda ley de la Termodinámica, el máximo trabajo logrado por un sistema es el producido por un proceso cíclico reversible y este es $W_{\text{cíclico}} = 0$. Por consiguiente, no podremos esperar una cantidad positiva de trabajo en el ambiente exterior mediante una transformación cíclica de un sistema mantenido a temperatura constante.

Los procesos reversibles (o ideales), son importantes porque el trabajo efectuado asociado con ellos representa valores máximos o mínimos. así los límites se fijan sobre la capacidad de transformación de energía para producir trabajo, en la realidad se producirá menos y nunca se espera que se producirá más $W_{\text{cíclico}} \leq 0$.

La Segunda Ley de la Termodinámica, define a la entropía (S) como una propiedad de estado, para la cual como para toda propiedad de estado, en un sistema que efectúa un proceso cíclico, la suma de los cambios de estado son iguales a cero.

Una máquina térmica reversible que funcione entre dos fuentes de calor a temperaturas diferentes, tienen la siguiente eficiencia (Efi):

$$Efi = 1 + \frac{Q_2}{Q_1} \quad \text{y} \quad Efi_{\text{máx}} = 1 + \frac{T_2}{T_1} \quad (1.5)$$

Es importante observar, de estas ecuaciones, que la diferencia de temperatura entre las dos fuentes de calor ($T_2 < T_1$), es lo que proporciona el impulso para provocar la transferencia de calor ($Q_2 < Q_1$) entre ellos, y por tanto la producción de trabajo durante el ciclo. La $Efi_{\text{máx}}$ (eficiencia máxima), es la que se obtiene de un ciclo de potencia reversible.

Las ecuaciones antes mencionadas, por sustracción y reordenación, quedan de la siguiente forma:

$$\frac{Q_1}{T_1} + \frac{Q_2}{T_2} = 0 \text{ y } \therefore \int \frac{dQ_{rev}}{T} = 0 \quad (1.6)$$

La ecuación (1.6) es un proceso reversible y no consideran los detalles del proceso, por lo tanto esta cantidad es una propiedad de estado, la cual como se definió anteriormente es la entropía:

$$\frac{dQ_{rev}}{T} = dS \quad (1.7)$$

Las condiciones, para esta reversibilidad, son las condiciones de equilibrio. En el caso de un ciclo irreversible, la condición es la desigualdad de Clausius, que se expresa en la siguiente forma:

$$\frac{dQ}{T} < dS \quad (1.8)$$

Al igual que la Ecuación (1.4), balance de energía, el balance de entropía para un volumen de control, para un número x de entradas y salidas, queda establecido de la siguiente forma:

$$0 = \sum_j \frac{Q_j}{T_j} + \sum_e m_e s_e - \sum_s m_s s_s + \sigma_{vc} \quad (1.9)$$

donde σ_{vc} establece la velocidad de generación de entropía por causa de las irreversibilidades dentro del volumen de control, al llevarse a cabo por el sistema la variación de transferencia de entropía durante un proceso y en el cual la acumulación de entropía en el volumen de control es igual a cero, $dS_{vc}/dt = 0$. El cociente Q_j/T_j contabiliza la velocidad de transferencia de calor en la frontera del volumen de control donde la temperatura instantánea es T_j y el cual queda establecido por la velocidad de entropía de calor ^[1,2].

Las transformaciones irreversibles son cambios reales, naturales o espontáneos. Este hecho, coloca a la entropía en un polo opuesto a la energía, ya que ahora no tenemos un principio de conservación de la entropía, sino un principio de aumento de la entropía, al generarse ésta, ver la Ecuación (1.9). O en otras palabras, a medida que aumenta la entropía del universo nosotros perdemos la oportunidad de transformar calor en trabajo, esto es, que cierta cantidad de energía se degrada.

1.1.3 Concepto de Exergía.

La aplicación del concepto de exergía, para la evaluación termodinámica de sistemas energéticos, fue formalizada en los años 50, principalmente en Europa,

desde entonces se ha extendido al resto del mundo.

El término exergía, creado en 1956, para caracterizar la propiedad de un sistema para producir trabajo con respecto a sus alrededores, es aceptado actualmente por la comunidad científica^[3].

La exergía (del griego ex=fuera, erg=trabajo) de un sistema, se define como la energía útil, trabajo máximo, que puede obtenerse del sistema al llevarlo al equilibrio con el medio ambiente que lo rodea, o dicho de otra forma, la calidad de la energía está dada por su capacidad para hacer que un proceso se efectúe. Dicha capacidad está dada por la exergía, la cual representa la porción de la energía que puede utilizarse para producir un cambio, la porción complementaria de la energía, que no es útil para efectuar un proceso, se denomina anergía (del griego a=sin, erg=trabajo)

La aplicación de la segunda ley de la termodinámica, es realizada de una manera mucho más intuitiva y coherente utilizando el enfoque exérgico, en lugar de utilizar el enfoque entrópico, dado que la exergía constituye un recurso que es necesario utilizar racionalmente y que depende del medio ambiente donde está localizado el sistema^[4].

Las propiedades de la exergía son^[5]:

1. La exergía de un sistema, es la energía neta útil que puede obtenerse del conjunto sistema-alrededores al llegar al equilibrio termodinámico.
2. La exergía de un sistema, es la porción de la energía que en un medio ambiente dado puede transformarse en otras formas de energía.
3. La exergía de un sistema, se manifiesta al producirse un cambio de estado.
4. La exergía de un sistema, es la medida de la calidad de la energía que contiene el sistema.
5. La exergía de un sistema, es el potencial de trabajo máximo de este, en relación con su alrededor.
6. La exergía del sistema es la medida del alejamiento del sistema con respecto al medio ambiente. Entre más lejos del medio ambiente mayor capacidad para realizar un cambio.

La exergía de un sistema, en un estado dado, está representado en general por la siguiente Ecuación:

$$Ex = (H - H_0) - T_0(S - S_0) \quad (1.10)$$

Donde las propiedades H_0 , T_0 , S_0 , corresponden a las condiciones de medio ambiente que rodea al sistema. Como se observa, en esta Ecuación, la separación entre el estado de un sistema y el estado del ambiente es una medida de exergía, y por tanto es una característica del conjunto formado por éstos, en general se puede

definir que la exergía es una propiedad de un sistema.

Cuando un sistema está en el punto muerto (a condiciones del medio ambiente), se encontrará en equilibrio químico, térmico y mecánico con el ambiente, y por tanto, la exergía es cero.

La exergía, de la misma manera que la energía, tiene formas múltiples de manifestarse, y es importante distinguirlas para poder realizar el análisis exérgico en un sistema. Se puede representar el balance de exergía para un volumen de control de la siguiente manera:

Multiplicando por T_0 y restando el balance de entropía para un volumen de control, Ecuación (1.9), del balance de energía, Ecuación (1.4) resulta.

$$0 = \sum_j \left(Q_j - \frac{T_0}{T_j} Q_j \right) - W_{vc} + m_e \sum_e (h_e - T_0 S_e) - m_s \sum_s (h_s - T_0 S_s) + T_0 \sigma_{vc} \quad (1.11)$$

Al considerar una variación de la exergía, entre dos estados diferentes, y utilizando la Ecuación (1.10), la diferencia queda de la siguiente manera, para un volumen de control:

$$\sum_e Ex_e - \sum_s Ex_s = \sum_e (h_e) - \sum_s (h_s) - T_0 \left(\sum_e S_e - \sum_s S_s \right) \quad (1.12)$$

Reordenando y utilizando ésta, en la Ecuación (1.11), la Ecuación de balance de exergía de un volumen de control es:

$$0 = \sum_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j} \right) Q_j - W_{vc} + \sum_e m_e Ex_e - \sum_s m_s Ex_s - I_{vc} \quad (1.13)$$

Donde $I_{vc} = T_0 \sigma_{vc}$, representa a las irreversibilidades del sistema. La exergía de calor, puede ser generalizada al análisis de todo tipo de procesos al identificar la fuente y el pozo, y al utilizar el concepto de la temperatura de Carnot, que es igual al factor de Carnot cuando la temperatura de la fuente es la temperatura termodinámica media ($T \equiv \Delta H / \Delta S$) y cuando la temperatura del pozo es la del medio ambiente local (T_0) [6].

La exergía de calor, por tanto está dada por:

$$Exh = Q\theta = Q\left(1 - \frac{T_0}{T}\right) = Q - T_0 \frac{Q}{T} = Q - T_0 \Delta S \quad (1.14)$$

$$\theta = 1 - T_0 \left(\frac{\Delta S}{\Delta H} \right) \quad (1.15)$$

donde:

Exh = Exergía del calor.

θ = Temperatura de Carnot (o eficiencia de Carnot)

El término W_{vc} , en la Ecuación (1.13), representa el intercambio de energía por trabajo, que se manifiesta en la frontera del sistema a analizar (o volumen de control), aquí es importante indicar que no se contempla en éste el trabajo de flujo (pv presión-volumen) de entra y salida, ya que éste se presenta en la transferencia de exergía (Ex) de dicha Ecuación (1.12).

Por lo que corresponde a la transferencia de exergía de materia ($\sum m_e Ex_e - \sum m_s Ex_s$), es muy importante distinguir los componentes de la exergía inercial y de la exergía sustancial.

La exergía de la materia está dada por la siguiente Ecuación:

$$Ex = Exi + Exs \quad (1.16)$$

donde:

Ex = Exergía de la materia.

Exi = Exergía inercial.

Exs = Exergía sustancial.

La exergía inercial se define por:

$$Exi = Exv + Exz \quad (1.17)$$

donde:

Exv = Exergía cinética.

Exz = Exergía potencial.

$$Exz = \int_{z_0}^z g dz = g(z - z_0) = Ec \quad (1.18)$$

$$Exv = \int_{v_0}^v \frac{1}{2} dv = \frac{1}{2} (v^2 - v_0^2) = Ep \quad (1.19)$$

Y la exergía sustancial por:

$$\text{Exs} = \text{Exf} + \text{Exq} \quad (1.20)$$

donde:

Exf = Exergía física.

Exq = Exergía química.

La exergía física de una corriente, se define como el trabajo máximo (energía útil) que puede obtenerse de la misma al llevarla al equilibrio físico (de temperatura y presión) con el medio ambiente, esto se comentó al inicio de esta sección (Ecuación 1.10), la exergía física se define por la exergía térmica (Ext) y exergía mecánica (Exp), manteniendo constante la composición:

$$\text{Exf} = \text{Ext} + \text{Exp} \quad (1.21)$$

Cuando llevamos al sistema al equilibrio térmico, a presión constante, el trabajo máximo es el que se obtiene por la exergía térmica. Por otro lado, si llevamos al sistema al equilibrio mecánico, a temperatura constante, el trabajo máximo es el que se obtiene por la exergía mecánica.

En el caso de un gas ideal, las ecuaciones de entalpía y entropía, al llevar el sistema al equilibrio (T_0 y P_0) son:

$$h - h_0 = \int_{T_0}^T C_p dT \quad \text{y} \quad s - s_0 = \int_{T_0}^T \frac{C_p}{T} dT - \int_{P_0}^P \frac{R}{P} dP \quad (1.22)$$

Considerando que para la Ext, P es constante y para Exp, T es constante, y combinando la Ecuación 1.22 con la 1.10, resulta:

$$\text{Ext} = \int_{T_0}^T C_p dT - T_0 \int_{T_0}^T \frac{C_p}{T} dT \quad (1.23a)$$

$$\text{Exp} = R * T_0 \int_{P_0}^P \frac{1}{P} dP \quad (1.23b)$$

La exergía química de una corriente, se define como el trabajo máximo (energía útil) que puede obtenerse de la misma al llevarla al equilibrio químico la composición de dicha corriente con el medio ambiente, manteniendo constante la presión y la temperatura (P,T).

Tomando como base lo antes mencionado y la Ecuación (1.10), la ecuación que

representa la exergia de materia, en un estado dado, es:

$$Ex = Exv + Exz + Exf + Exq \quad (1.24)$$

Puesto que el sistema está en equilibrio térmico y mecánico con el ambiente, el valor de la exergia según la Ecuación (1.10) es igual a cero, estado muerto. sin embargo siendo más precisos la contribución de exergia termomecánica es igual a cero, ya que se puede definir una contribución química de composición. Ecuación (1.24) que no es nula.

La exergia química es el concepto más complejo, dado que se requiere un modelo de sustancias de referencia; esta forma de exergia debe calcularse únicamente cuando se trata de analizar procesos con reacciones químicas, así como el proceso de combustión.

En este trabajo de tesis, se utilizó el modelo de Szargurt ^[7], para evaluar la exergia química de los combustibles, así como la de los gases de combustión. En el caso particular del aire, en las condiciones del medio ambiente (P_o , T_o , y composición) la exergia química es igual a cero.

La exergia sustancial del gas combustible, está en función de la exergia física más la exergia química. Al considerar que el gas combustible se encuentra a la temperatura atmosférica (temperatura de equilibrio), y que la composición es conocida, la exergia física será igual a la exergia mecánica (ver Ecuación 1.23b), de acuerdo a la siguiente Ecuación:

$$Exp = R * T_o * \sum_i \ln \frac{P_i}{P_o} \quad (1.25)$$

La exergia química, se obtiene en función de la exergia química estándar de cada uno de los componentes del gas combustible, multiplicada por la fracción mol de cada componente. En forma estricta, la exergia química esta en función también de la exergia de la mezcla de los componentes del gas combustible (Ex_c , exergia concentracional), sin embargo su valor es muy pequeño comparado con la exergia de reacción.

La exergia química estándar, de los componentes del gas combustible, de acuerdo a Szargut ^[7], están especificados en la siguiente tabla:

Tabla 1.0 Exergia química estándar, T=298.15 K y P=1 atm.

Composición	Exq° = kJ/gmol
CH4	831.65
C2H6	1495.84
C2H4	1361.10
C3H8	2154.00
C3H6	2003.90
nC4H10	2805.80
iC4H10	2805.80
iC4H8	2659.70
nC5H12	3463.30
iC5H12	3463.30
C6H14	4118.50
CO	275.10
CO2	19.87
H2S	812.00
C	410.26
H2	236.10
N2	0.72
N2 atmosférico	0.69
S	609.60
H2O	9.50
O2	3.97
SOx	313.40

Información tomada del Apéndice de la referencia, Szargut ^[7]

La exergia sustancial del combustóleo, se obtiene a partir de las ecuaciones de Szargut:

$$\beta = 1.0401 + 0.1728 \frac{Z_{H_2}}{Z_C} + 0.0432 \frac{Z_{O_2}}{Z_C} + 0.2169 \frac{Z_S}{Z_C} \left(1 - 2.0628 \frac{Z_{H_2}}{Z_C} \right) \quad (1.26)$$

$$Exq = \beta (PCI + \Delta H_w * Z_w) + 9683 * Z_s + 2442 * Z_w \quad (1.27)$$

Donde, Z_i corresponde a la fracción peso del hidrógeno, carbón, oxígeno, azufre, y humedad del combustible, el PCI es el poder calorífico inferior del combustóleo y ΔH_w corresponde al calor latente del agua.

La exergia sustancial de los gases de combustión, al igual que en el caso del gas combustible está formada por la exergia física y la exergia química; sus valores

se obtienen como se consideró para gas combustibles, quedando la Ecuación de la exergia física de la siguiente manera (ver Ecuación 1.21).

$$\text{Exf} = C_p \cdot [(t_1 + 273.15) - (t_0 + 273.15)] - (t_0 + 273.15) \cdot \left[\left(C_p \cdot \ln \frac{t_1 + 273.15}{t_0 + 273.15} \right) - R \cdot \ln \frac{P_1}{P_0} \right] \quad (1.28)$$

El C_p corresponde a la capacidad calorífica a presión constante, t_1 y P_1 corresponden a las condiciones de los gases de combustión a la salida de la chimenea, t_0 y P_0 son las condiciones de equilibrio (atmosférica).

1.1.4 Análisis de Exergia y Parámetros Exérgicos.

El método del análisis de exergia es especialmente adecuado para conseguir un uso de los recursos energéticos de la forma más eficiente, pues permite determinar la localización, tipo y magnitud real de su despilfarro y pérdida.

La base para la aplicación de dicho análisis a un sistema, es el método de bloques, en éste, el sistema (o los equipos del sistema) se manejan como un bloque o caja negra que tiene interacción con sus alrededores, manifestándose la transferencia de calor, trabajo y masa.

El objetivo, de este análisis, es encontrar los puntos críticos de un sistema en los que es necesario aplicar algunas medidas de ahorro de energía, con la finalidad de aumentar la eficiencia de operación y por consecuencia la reducción de insumos de energía primaria. Para lograrlo, generalmente se requiere modificar, modernizar o cambiar algunos equipos de un sistema, o en un extremo, cambiar el procedimiento de operación del proceso; esta medida, obviamente requiere de inversión, la cual debe estar enfocada en los puntos donde se presenten los máximos beneficios económicos, al reducir la energía primaria requerida por el proceso.

Los parámetros que ayudan a realizar el análisis de exergia son:

Las pérdidas irreversibles de exergia (I_{rr}), las cuales son la diferencia entre la exergia total que se le suministra al bloque y la exergia total que sale de dicho bloque, dicho de otra manera es la exergia que se pierde debido al proceso de transferencia de masa o de calor.

$$I_{rr} = \text{Extte} - \text{Extts} \quad (1.29)$$

donde:

Extte = Exergia total a la entrada.

Extts = Exergia total a la salida.

Otro parámetro, son las pérdidas totales de exergía (P_{ex}), éste es igual a la suma de las pérdidas irreversibles de exergía más las pérdidas de efluentes, el cual nos indica cuantitativamente la degradación total de energía tanto por los procesos que se efectúan al interior de los equipos, como por el desalajo de corrientes al ambiente.

$$P_{ex} = I_{rr} + E_{fl} \quad (1.30)$$

Las pérdidas de efluentes de exergía (E_{fl}), es el trabajo que no es aprovechado en el sistema (o equipo), y el cual es arrojado al medio ambiente.

El parámetro cualitativo que nos ayuda a determinar la efectividad de producir trabajo en un sistema (o equipo), se conoce como efectividad exérgica (ε):

$$\varepsilon = Ex_{ntp}/Ex_{nts} \quad (1.31)$$

$$\varepsilon = 1 - I_{rr}/Ex_{nts} \quad (1.32)$$

donde:

Ex_{nts} = Exergía neta suministrada al sistema.

Ex_{ntp} = Exergía neta producida por el sistema.

El parámetro que nos muestra, que tanto se podría mejorar u optimizar un sistema (o equipo) se conoce como el potencial de mejoramiento (Pot)^[4], éste se define por las pérdidas irreversibles (I_{rr}) o potencial absoluto; el potencial relativo ($1 - \varepsilon$), el cual mide la calidad de mejorar el sistema; y el potencial ambiental, que es igual a las pérdidas de efluentes (E_{fl}).

$$Pot = I_{rr}(1 - \varepsilon) + E_{fl} \quad (1.33)$$

Por último, definimos la eficiencia, la cual mide la fracción de la exergía total que entra al sistema que no se pierde por la irreversibilidad de los procesos que se efectúan.

$$\eta = \frac{\sum EX_{SALIDA}}{\sum EX_{ENTRADA}} = 1 - \frac{I_{rr}}{\sum EX_{ENTRADA}} \quad (1.34)$$

1.2 COGENERACIÓN Y CICLO COMBINADO.

En la gran mayoría de los procesos industriales se requiere de dos tipos de energía, térmica y eléctrica, para la producción de bienes y servicios. La forma más común de suministro de energía en estas industrias, es por medio de la combustión de hidrocarburos (o compuesto orgánicos) para la generación de energía térmica, y

por medio de la red pública de la Comisión Federal de Electricidad (CFE).

Por otra parte, existen alternativas donde se puede suministrar la energía térmica y eléctrica conjuntamente con una sola fuente de energía primaria, esta opción es la que se conoce como cogeneración, y puede ser aplicada en las industrias que requieran tanto energía térmica como eléctrica. La eficiencia de este tipo de sistema es mayor que la obtenida por los sistemas tradicionales de suministro.

Se ha definido a la cogeneración como “al sistema que a partir de una misma fuente de energía primaria es capaz de entregar, secuencialmente, energía eléctrica y calor útil al proceso que se trate”

En el Reglamento de la Ley del Servicio Público de Energía Eléctrica ^[8], se establece en el Capítulo IX “De las Actividades que no constituyen Servicio Público”, la definición en la Sección séptima.- De la cogeneración, Artículo 103 :

“De acuerdo con lo dispuesto en el artículo 72, fracción I, de la Ley, se entiende por cogeneración:

- I. La producción de energía eléctrica conjuntamente con vapor u otro tipo de energía térmica secundaria, o ambas;
- II. La producción directa o indirecta de energía eléctrica a partir de energía térmica no aprovechada en los procesos de que se trate; o
- III. La producción directa o indirecta de energía eléctrica utilizando combustibles producidos en los procesos de que se trate.”

La principal clasificación de los sistemas de cogeneración, es la que se basa en el motor principal empleado para la generación de energía térmica:

Cogeneración con Turbina de Vapor.- En este sistema, la energía térmica del vapor sobrecalentado, generado por una caldera convencional, es transformado en energía mecánica producida por una turbina de vapor, la cual es convertida a energía eléctrica por ésta a través de un generador. La turbina de vapor se divide en tres tipos: a contrapresión; a extracción; y a condensación. El vapor exhausto, de las turbinas de contrapresión, así como el de las extracciones, es el que es envía directamente a proceso.

Cogeneración con Turbina de gas.- En este sistema, se genera energía eléctrica con una turbina de gas, y los gases exhaustos producidos a alta temperatura por dicho equipo son aprovechados como energía térmica en diferentes procesos, siendo uno de los principales la generación de vapor sobrecalentado.

Cogeneración con Ciclo Combinado.- Este se caracteriza, porque emplea una turbina de gas y una turbina de vapor para la generación de energía eléctrica.

Los gases exhaustos producidos por la turbina de gas, se emplean para la generación de vapor sobrecalentado mediante una caldera de recuperación de calor, el cual posteriormente es alimentado a la turbina de vapor. En este caso, se pueden presentar diferentes arreglos para la producción de energía térmica utilizada en proceso.

Cogeneración con Motor Alternativo.- En este sistema, el motor alternativa genera la energía eléctrica requerida. Como este tipo de equipo tiene una alta eficiencia de generación, los gases residuales producido por éste, son aprovechados en la generación de vapor de baja presión, o calentamiento de agua, útil para proceso.

1.3 EVALUACIÓN ECONÓMICA DE PROYECTOS.

Al considerar diferentes alternativas de ahorro de energía, se debe contemplar los gastos que conllevan a la optimización de un sistema. La evaluación económica de proyectos, es un mecanismo que nos presenta la rentabilidad y oportunidad de llevar a cabo una inversión para obtener un mejor aprovechamiento de los recursos en cualquier unidad industrial. Dentro de esta evaluación, se contemplaron los siguientes parámetros ^[9]:

Valor Presente Neto (VPN), nos indica si nuestros beneficios anuales, a valor presente, son mayores que nuestra inversión inicial, al considerar un período (n) y una tasa de oportunidad (i). Los beneficios son los ahorros que tendremos al comparar las opciones de mejoramiento contra el caso base, principalmente se dará en el ahorro de combustibles, así mismo el VPN nos indicara cuanto ganamos al descontar la tasa de oportunidad.

$$VPN = [- \text{Flujo en el año } 0] + \sum_n^{\text{I-1}} \frac{(\text{Flujo de fondos})_n}{(1+i)^n} \quad (1.35)$$

Anualidad Equivalente (AE), todos los ingresos y gastos que ocurren durante un período son convertidos a una anualidad equivalente. Así, al obtenerse un valor positivo, los beneficios son mayores que los gastos, al considerarse un periodo (n) y una tasa de oportunidad (i). Estos valores, al igual que en el VPN, se fijan en función del número de años de vida del proyecto y de la tasa de recuperación mínima atractiva (TREMA), de estos valores el último es el más importante ya que en este se debe considerar el riesgo que representa un proyecto, el capital que dispone una empresa y la inflación que predomina en el momento de realizar una inversión.

$$AE = \text{inversión} \times [A/P, i, n] + \text{ingresos y gastos anuales} \quad (1.36)$$

$$[A/P, i, n] = \frac{i * (1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (1.37)$$

Tasa Interna de Rendimiento (TIR), si VPN y AE se hacen igual a cero, nuestros beneficios a valor presente son iguales a la inversión inicial, y la tasa de interés calculada que se presenta en dicho escenario es la que se conoce como TIR, si esta es mayor que la tasa de descuento (TREMA) entonces el valor presente neto y la anualidad equivalente serán positivos. Se puede observar, que la TIR es un índice de rentabilidad, que al compararla con la TREMA nos muestra: si es mayor a TREMA, emprender el proyecto; si es menor a TREMA rechazarlo.

Relación Beneficio/Costo (RBC), es el cociente entre el valor presente de los beneficios o ingresos de un proyecto, entre el valor presente de los costos o egresos del mismo. Los costos se consideran con signo positivo, ya que el objetivo de este indicador es evaluar, en valor presente, la proporción en que los beneficios superan, o son superados, por los costos del proyecto. El criterio de decisión es emprender el proyecto cuando la relación Beneficio/Costo sea mayor a uno. Cuando la RBC, es igual a 1, el VPN y la AE son igual a cero, por tanto TIR es igual a TREMA.

Es importante hacer notar, que en los proyectos de Cogeneración, se tiene flujos formados de costos netos, ya que en cualquier industria siempre se tendrá la necesidad de comprar energía eléctrica y combustibles, por tanto, al no considerar un sistema de Cogeneración, el caso base sería comprar la energía eléctrica a CFE. De esta manera, el análisis económico siempre se hará en forma incremental, tomando como base la alternativa de la forma actual de compra de energía eléctrica, y justificar las inversiones de las diferentes opciones de cogeneración, por los ahorros obtenidos en los servicios requeridos por la planta.

La mayoría de los inversionistas, utilizan el método del Periodo de Recuperación, el cual define el período máximo en que debe de recuperarse la inversión. El criterio de aceptación del proyecto, lo establece el inversionista, y simplemente consiste en saber en cuanto tiempo se recupera la inversión con los beneficios obtenidos, ya que se da el caso en que el proyecto puede ser muy rentable, pero se tenga un período de reembolso excesivamente largo.

1.4 ANÁLISIS EXERGOECONÓMICO.

Tsatsaronis^[10], propone el término exergo-económico para caracterizar de manera más precisa la combinación de análisis de exergía y económicos. Cuando un sistema energético o una planta de proceso se encuentra en etapa de diseño, pueden seleccionarse de manera óptima cada uno de los equipos que la conforman, haciendo un balance adecuando de materia y energía, así como entre los costos de capital y de combustibles. El análisis exergo-económico provee el mecanismo para establecer el costo unitario de las corrientes en cualquier punto dentro del sistema, lo

cual es necesario para establecer los gastos de capital óptimo de los componentes más eficientes. El nombre de este enfoque particular para aplicar un análisis exergoeconómico, es la contabilidad exergoeconómica.

Durante las fases de diseño preliminar y de estudio de factibilidad de un proyecto, es útil calcular los costos unitarios de los productos más importantes dentro de un complejo. Si se consideran diferentes alternativas tecnológicas, la comparación de los costos unitarios de las exergias para las diferentes alternativas, puede servir como un criterio de selección, al comparar los costos de producción, que actualmente se tienen en una planta, con los valores calculados en cada alternativa planteada, sabremos si es recomendable implantar una medida de ahorro de energía o seguimos comprando a los precios actuales.

Se establece, la siguiente Ecuación para el análisis exergoeconómico:

$$\sum_i C_i * Exe_i + \sum_i F_i = \sum_i C_i * Exs_i \quad (1.38)$$

Donde:

Exe_i y Exs_i , corresponde respectivamente a la exergia de cada corriente (i) que entra y sale en un sistema dado.

C_i establece el costo por unidad de exergia para cada corriente (i).

F_i , representa el flujo de efectivo de mantenimiento, administrativos y contables de operación de cada componente (i) del sistema. En general, esta compuesta de los sueldos y salarios, primas de seguros, servicios públicos (teléfono, luz, agua y gas, para oficinas), compra de equipo de oficina y gastos de administración general, así como de la recuperación de capital.

[1,10,11] Los costos de las corrientes de entrada y salida de un bloque (equipo o sistema) pueden ser calculados a partir de la forma de la exergia utilizada: Exergia Inercial y/o Sustancial. Por ejemplo, en el caso de una hidroeléctrica, los costos por unidad de exergia de las corrientes de entrada y salida están principalmente en función de la exergia inercial (Exz y Exc); mientras que para una termoeléctrica, dichos costos estarán en gran medida en función de la exergia sustancial (Exf y Exq). En particular, los equipos que consuman vapor sus costos unitarios de exergia se calculan en función de la exergia térmica y exergia mecánica, por otro lado los equipos de combustión dependerán de la exergia química de los combustibles utilizados.

Lo que se presenta en este capítulo, es la teoría en que se ha realizado el estudio del presente trabajo de tesis. En el siguiente capítulo, se describe la situación de la cual se partió para realizar dicho estudio del área de fuerza de la Refinería "Ing. Antonio M. Amor", Salamanca, Guanajuato.

CAPÍTULO DOS

DESCRIPCIÓN GENERAL

CAPÍTULO II. DESCRIPCIÓN GENERAL.

Se describe en forma general el estado actual de la Refinería de Salamanca, así como en forma particular las características del área de fuerza de la misma.

Con una superficie total de 373.60 hectáreas, la Refinería "Ing. Antonio M. Amor" (RIAMA) de Salamanca, Guanajuato, actualmente cuenta con 53 plantas en operación, distribuidas de la siguiente forma: 27 plantas correspondientes a la sección de energéticos; 11 plantas de lubricantes; 6 plantas petroquímicas; y 9 plantas de servicios auxiliares (Ver plano 2.1 Diagrama de Localización, Anexo).

Como parte de un proyecto de inversión, que está realizando PEMEX, para el año 2005 de todas las refinerías del país, se está considerando la reconfiguración de la refinería de Salamanca, la cual contempla el incremento en la proporción de crudo maya procesado a nivel nacional hasta de un 57% en volumen, con la finalidad de satisfacer la demanda nacional de combustibles requerida por la nación ^[17].

La capacidad de operación considerada de RIAMA, será de 217282 B/día de petróleo crudo, proveniente de los campos de explotación del sureste del país, a través de la red de oleoductos desde Poza Rica, Ver., hasta Salamanca. Las características de esta mezcla de crudos es ^[12]:

Tabla 2.1 Características de la mezcla de crudo a RIAMA ^[12]

CRUDO	B/D	% Volumen
Maya	33364	15.36
Istmo	126375	58.16
Pozóleo	32000	14.73
Olmeca	25543	11.75
TOTAL	217282	100.00

Como apoyo a las plantas de proceso, actualmente se tienen dos sectores de servicios de fuerza, los cuales están distribuidos, uno en el área sur y otro en el área norte de acuerdo como está dividida la refinería (ver plano 2.1, puntos 48,49,50 y 51). En el área norte se tiene contemplado ampliar la capacidad de servicios auxiliares, para satisfacer los nuevos requerimiento contemplados en la reconfiguración de la refinería.

2.1 REFINERÍA DE SALAMANCA.

El 30 de julio de 1950 se terminó la construcción de la primera etapa de la Refinería "Ing. Antonio M. Amor" (RIAMA), con una capacidad de proceso de 30000 B/día de petróleo crudo.

Durante el transcurso de los años, en esta refinería se han realizado algunas expansiones: en 1955, se construyeron como primera fase de su aplicación la producción de lubricantes y parafinas; en 1962, se instaló la primera planta petroquímica productora de amoníaco y bióxido de carbono; posteriormente, con la finalidad de incrementar la capacidad de producción de gasolina y destilados energéticos, destinados para las nuevas demandas del país, se duplicó su capacidad original y se inició una nueva etapa de expansión; en 1968, con el fin de producir gasolinas de alta calidad para uso de motores de combustión interna, y con la finalidad de disminuir la contaminación ambiental, se construyeron plantas de hidrodesulfuración y reformación de nafta, así como desulfuradora de gases y recuperadora de azufre; en 1969, se inició la operación del segundo conjunto de plantas destinadas a la producción de aceites lubricantes básicos, así como también la primera planta productora de alcohol isopropílico; debido a la gran demanda nacional de energéticos que se requería a principios de los años 70's, PEMEX decidió ampliar la capacidad de procesamiento de crudo y disminuir la producción de residuos, por lo que en 1973 se inauguraron cuatro unidades más y una planta de destilación combinada.

La necesidad de producir más fertilizantes, provocaron que en 1978 se incrementara la capacidad de producción de amoníaco, poniéndose en operación una nueva planta; en 1979, entraron en operación las plantas de desintegración catalítica y reformadora de gasolina, a la que se le integró una sección de hidrodesulfuración. Adicionalmente, para cubrir las necesidades de vapor y energía eléctrica de las nuevas plantas, se construyó el área norte de servicios de fuerza.

En 1997, PEMEX Refinación ^[12], no logra mejorar los márgenes de refinación obtenida en el Golfo de México, además del aumento del consumo interno, debido a problemas de disponibilidad de las plantas reformadoras y de alquilación, esto se tradujo en mayores importaciones de gasolina terminadas y componentes de alto octano. En este mismo año, en RIAMA, entraron en operación una planta de alquilación, hidrodesulfuradora de diesel, MTBE y de isomerización, también entró en operación el control operacional avanzado en el área de fuerza y el sistema de control distribuido en las plantas de proceso de la refinería. A finales de ese mismo año, se empezaron a realizar los trabajos para el Sistema Nacional de Refinación de Petróleos Mexicanos, y en el cual se tiene contemplado la Reconfiguración de las Refinería de Salamanca con la finalidad de procesar una mayor cantidad de crudo maya.

A continuación, se indican cuáles son las plantas actuales y consideradas en la Reconfiguración de la Refinería de Salamanca:

ACTUALES.

SA	Destilación atmosférica No.1
RD	Destilación atmosférica No. 2
AS	Destilación atmosférica (combinada) No. 3
AA	Destilación atmosférica (combinada) No. 4
RP-1	Destilación al vacío No. 1 (Reconfiguración, Sale de Operación)
RP-2	Destilación al vacío No. 2
AI	Destilación al vacío No. 3
TCC	Desintegración catalítica. (Reconfiguración, sólo Opera el Área de Amina)
RN	Repasadora de nafta. (Reconfiguración, Sale de Operación)
HDS-1	Hidrodeshulfuradora de nafta No.1
RR-1	Reformadora de nafta No.1
HDS-2	Hidrodeshulfuradora de nafta No.2
RR-2	Reformadora de nafta No.2 (Reconfiguración, Sale de Operación)
FCC	Catalítica No.2 (Reconfiguración, Modernización)
U-6	Reformadora con gas natural.
U-9	Reformadora con gas natural.
U-10	Hidrodeshulfuradora de residuos.
U-13	Recuperadora de vapores.
U-7	Hidrodeshulfuradora de destilados intermedios.
U-8	Hidrodeshulfuradora de destilados intermedios.
U-14	HDD Hidrodeshulfuradora de diesel.
PSA	Purificadora de hidrogeno.
SOX	Oximer de gasolina primaria.
Alquilación	
Isomerización	
RT	Tratamiento de gas con amina.
MTBE	Metil-terbutil-eter.
U-11	Tratamiento de gas amargo proceso girbotol.
LB	Destilación al vacío.
LO	Tratadora de aceite lubricante con arcilla.
LD	Desasfaltadora con propano de aceites lubricantes No.1
LF	Refinación con furfural de aceites lubricantes.
LG	Desparafinadora de aceites lubricantes.
U-1	Destilación al vacío.
U-2	Desasfatadora de aceites lubricantes.
U-3	Refinación con furfural de aceites lubricantes No.2
U-4	Hidrodeshulfuradora de aceites lubricantes.
U-5	Desparafinadora de aceites lubricantes.
Sosas gastadas.	
U-12	Recuperadora de azufre.
TGTU	Tratamiento de gases de colas.

SRU Recuperadora de azufre.
Tratamiento de aguas residuales.
AZ Aguas amargas.
AA-4 Aguas amargas.
Tratamiento de aguas norte.
Tratamiento de aguas sur.
Generación de vapor área norte.
Generación de vapor área sur.
Generación de energía eléctrica área norte.
Generación de energía eléctrica área sur.
Amoniaco II.
Alcohol isopropílico.

Nuevas.

Hidrodesulfuradora de nafta.
Reformadora de nafta.
Isomerización de butanos.
Alquilación No.2
TAME Metil teramil éter.
MTBE No.2 Metil terbutil éter.

Cuando las plantas futuras, de la reconfiguración, entren en operación van a dejar de operar la hidrodesulfuradora de nafta No.1, la reformadora de nafta No.1 (RR-1) y la repasadora de nafta (RN), y por otro lado, en la planta de desintegración catalítica (TCC) sólo operara el área de aminas.

2.2 ÁREA DE FUERZA DE LA REFINERÍA DE SALAMANCA.

A raíz de las modificaciones y ampliaciones, que ha sufrido la refinería, se ha hecho necesario ampliar los insumos energéticos. Como se mencionó anteriormente, dados los incrementos de energía que demandaba el país a finales de los 70's, se hizo necesario instalar nuevas plantas en el área norte, así como el aumento de producción en algunas de las plantas existentes, así en 1978, se instalaron dos turbogeneradores a vapor y en 1990 entro en operación un turbogenerador con extracción-condensación.

Sin embargo, en los últimos 10 años, la política de PEMEX se ha orientado a que los procesos se realicen con la mayor eficiencia posible, por tanto las áreas de fuerza no han sufrido un cambio sustancial, pero se ha hecho necesario, a partir de la reconfiguración de la refinería, incrementar la capacidad de generación eléctrica y

vapor requerido en proceso para satisfacer las plantas actuales y futuras ⁽¹²⁾.

El área de fuerza de la refinería, se encuentra dividida en área sur y área norte. Dentro del área sur se encuentran cuatro generadores de vapor con presión de 19 kg/cm², LH-B5, LH-B7, LH-B8 y LH-B9 con una producción global de diseño actual de 425 Ton/h. En esta misma área se encuentran en operación cuatro turbogeneradores de vapor a condensación, TG-2, TG-3, TG-4 y TG-5, con una producción global de diseño de 15 MW.

Tabla 2.2 Características de las calderas del Area Sur:

Caldera	Presión	Temper.	Año inicio	Capacidad		Flujo prom.
	Vap. Gen.	Vap. Gen.	Operac.	de placa	actual	en 1998
	kg/cm ²	°C		Ton/h	Ton/h	Ton/h
LH-B5	20	268	1970	159	125	64.3
LH-B7	20	280	1963	113.5	90	63.5
LH-B8	20	280	1963	113.5	90	54.9
LH-B9	20	274	1971	159	120	79.8

Los turbogeneradores TG-2, TG-3 y TG-4 presentan cada uno las siguientes características:

Generador:	Síncrono
Marca:	Westinghouse
kVA	3750
r.p.m.	3600
V	6600
A	328
FP	0.8
Fases	3
Conexión:	Estrella con neutro conectado a tierra.
Accionador:	Turbina de vapor a condensación total.
Marca:	Westinghouse
Capacidad:	3000 KW
Velocidad:	3600 r.p.m.
Presión de alimentación	18.5 kg/cm ²
Temperatura de alimentación	263°C
Equipados con reguladores hidráulicos de velocidad y mecanismo de disparo de sobrevelocidad.	

El turbogenerador TG-5 presenta las siguientes características:

Generador:	Síncrono
Marca:	Siemens Schuckert
kVA	7500
r.p.m.	3600
V	6600
A	656
FP	0.8
Fases	3
Conexión:	Estrella con neutro conectado a tierra.
Accionador:	Turbina de vapor a condensación total.
Marca:	Siemens Schuckert
Capacidad:	6000 KW
Velocidad:	3600 r.p.m.
Presión de alimentación	18.5 kg/cm ²
Temperatura de alimentación	274°C

Equipado con regulador hidráulico de velocidad y mecanismo de disparo de sobrevelocidad.

Tabla 2.3 Características de los Turbogeneradores Área Sur.

Turbo Generador	Presión	Año inicio	Capacidad		Generación Promedio
	Vap. Alim. kg/cm ²	Operac.	De placa MW	actual MW	en 1998 MW
TG-2	20	1954	3.0	3.0	2.5
TG-3	20	1954	3.0	3.0	2.7
TG-4	20	1955	3.0	3.0	2.2
TG-5	20	1964	6.0	5.5	(*)

(*) El turbo TG-5 estuvo en reparación de devanados durante 1998, entro en operación en octubre del mismo año.

En el área norte, se encuentran localizados tres generadores de vapor con una presión de 60 kg/cm², CB-3, CB-4 y CB-5 y una una caldera de recuperación de CO con una presión de 60 kg/cm² CB-9, la producción de diseño global es de 685 Ton/h. También se encuentran localizados tres turbogeneradores, dos a contrapresión, TG-1N y TG-2N con una producción de diseño global de 37.5 MW y vapor exhausto de 20 kg/cm², y el TG-3N con extracción de vapor a 20.3 kg/cm² y a condensación, el cual está diseñado para 24 MW.

Tabla 2.4 Características de las calderas del Area Norte:

Caldera	Presión	Temper.	Año inicio	Capacidad		Flujo prom.
	Vap. Gen. kg/cm ²	Vap. Gen. °C	Operac.	de placa Ton/h	actual Ton/h	en 1998 Ton/h
CB-3	60	482	1978	200	185	140.5
CB-4	60	482	1978	200	185	128.7
CB-5	60	482	1984	200	185	139.1
CB-9	60	482	1980	200	130	113.3

Los turbogeneradores TG-1N y TG-2N presentan las siguientes características:

Generador:	Sincrono Trifásico.
Marca:	Tecnomasio Italiano.
kVA	22100
r.p.m.	3600
V	13800
A	924
FP	0.85
Fases	3
Conexión:	Estrella con neutro conectado a tierra.
Accionador:	Turbina de vapor a contrapresión.
Marca:	Brown Boveri.
Capacidad:	18750 KW
Velocidad:	3600 r.p.m.
Presión de alimentación	60 kg/cm ²
Temperatura de alimentación	480°C
Presión de vapor de escape	20.33 kg/cm ²
Temperatura de vapor de escape	330-390°C

Equipados con reguladores hidráulicos de velocidad y mecanismo de disparo de sobrevelocidad.

El turbogenerador TG-3N presenta las siguientes características:

Generador:	Sincrono Trifásico.
Marca:	Tecnomasio Italiano.
kVA	27100
r.p.m.	3600
V	13800
A	1334
FP	0.85

Fases	3
Conexión:	Estrella con neutro conectado a tierra.
Accionador:	Turbina de vapor de condensación extracción.
Marca:	Brown Boveri
Capacidad:	24000 KW
Velocidad:	3600 r.p.m.
Presión de alimentación	60 kg/cm ²
Temperatura de alimentación	480°C
Presión de vapor de extracción	20.3 kg/cm ²
Equipados con reguladores hidráulicos de velocidad y mecanismo de disparo de sobrevelocidad.	

Tabla 2.5 Características de los Turbogeneradores Área Norte.

Turbo Generador	Presión	Año	Capacidad		Generación
	Vap. Alim.	Operac.	De placa	actual	en 1998
	kg/cm ²		MW	MW	MW
TG-1N	60	1974	18.75	10	9.1
TG-2N	60	1974	18.75	15	8.2
TG-3N	60	1990	24	22	17.2

El suministro de agua a generadores de vapor, se lleva a cabo con los siguientes equipos principales; en el área sur se utilizan tres desareadores, LHT-9 de 250 Ton/h de diseño, con una temperatura 115°C de operación, DA-1 y EG-751 cada uno de 415 Ton/h de diseño, con una temperatura 115°C de operación, además se encuentran tres bombas de alimentación a calderas, LHP-20-A/B/C, cada una con una capacidad de diseño de 1,000 GPM y una presión de descarga de 37.7 kg/cm² man.; en el área norte se utilizan tres desareadores, ED-2000-A/B/C, con una capacidad de diseño de 454 Ton/h por cada uno y una presión de operación de 0.35 a 1.05 kg/cm², con una temperatura de operación de 104 a 115.5 °C, y cuatro bombas de alimentación a calderas, BA-2001-A/B/C/D, cada una con una capacidad de diseño de 1,250 GPM y una presión de descarga de 84.7 kg/cm² man.

Para el enfriamiento del agua, en el área de fuerza de la refinera, se utilizan dos torres de enfriamiento, una en cada área; en el área sur la torre EF-852 con una capacidad de diseño de 25,000 GPM con 5 celdas y 8 ventiladores (3 celdas con 2 ventiladores cada una y 2 celdas con 1 ventilador cada una); y en el área norte la torre CT-500 con una capacidad de diseño de 40,000 GPM con 4 celdas y 4 ventiladores

El área Norte de la refinería, cuenta también con un sistema de 2 camas de soloaires, para condensación de vapor de baja, cada una con capacidad de diseño de 30 Ton/h y 3 abanicos por celda. En el área Sur, se tiene instalado otro sistema de condensación de vapor de baja, el cual consta de 2 condensadores de superficie, cada uno con una capacidad de diseño de 31.74 Ton/h. En total se tiene un sistema de condensación con una capacidad de diseño de 123.5 Ton/h.

2.2.1 Reconfiguración del área de fuerza.

Dentro de la reconfiguración del área de fuerza, se tiene contemplado instalar en el área Norte dos generadores de vapor de 200 Ton/h a 60 kg/cm² (CB-6 y CB-7); dos turbogeneradores con una capacidad cada uno de 32 MW, a 60 kg/cm² de vapor de alimentación, extracción de vapor a 20 kg/cm² y a condensación (TG-4N y TG-5N); dos bombas de agua de alimentación a calderas de 1250 GPM cada uno (BA-2001 E y BA-2001 F); dos desareadores con una capacidad cada uno de 455 Ton/h (ED-2000 D y ED-2000 E); y una torre de enfriamiento de 40000 GPM, 4 celdas 4 ventiladores (CT-500A).

Así mismo, se tiene contemplado sacar de operación los dos turbogeneradores a contrapresión (de 60 a 20 kg/cm²) de 18.75 MW cada uno (TG-1N y TG-2N). Esta medida^[13], se debe a que los turbogeneradores tienen problemas con las válvulas de control que limitan la generación en cada uno a 12 MW, y muestran daños que obligan una rehabilitación general, la cual de acuerdo a cotización del licenciataro de la marca ABB Sistemas S.A. de C.V., resulta incosteable. En el área sur, no se presenta ninguna modificación al respecto.

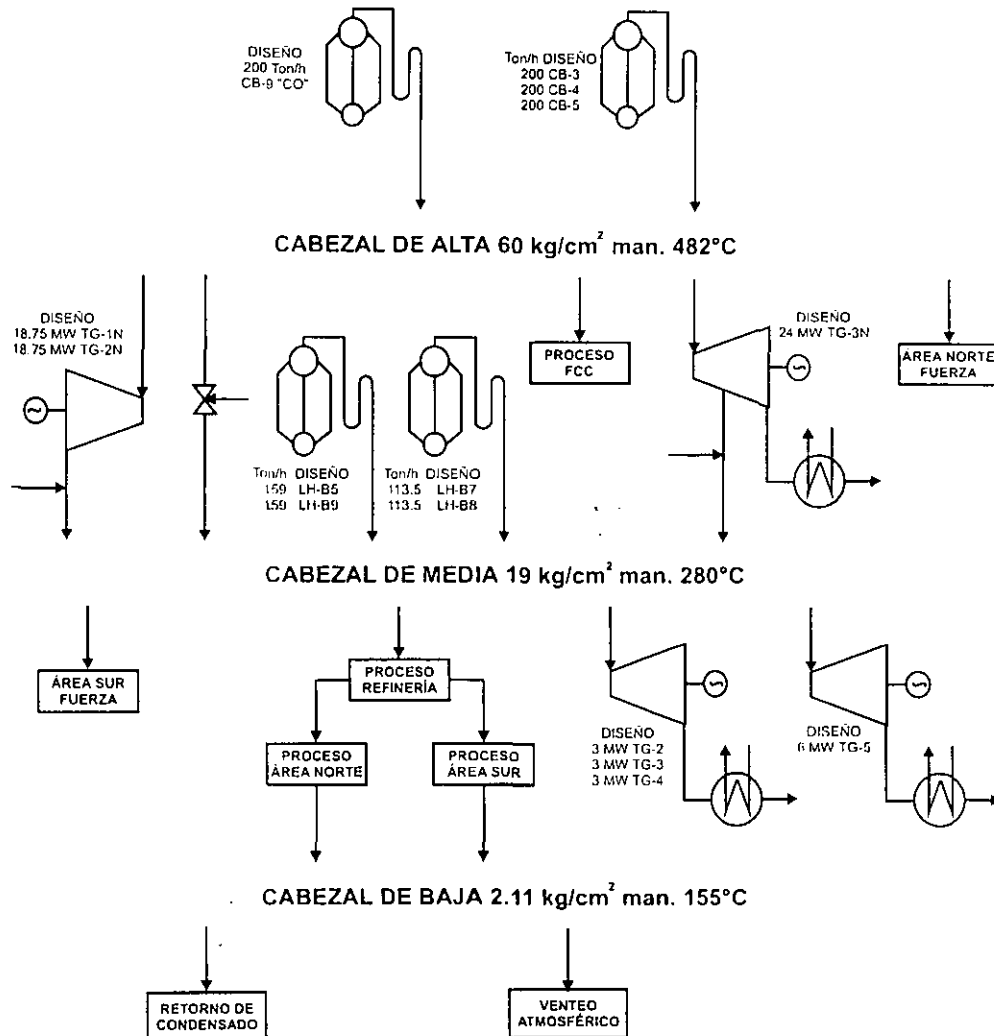
2.2.2 Distribución general de vapor.

La distribución de vapor esta dividida en tres niveles de presión, ver Figura 2.1; primero, cabezal de alta presión a 60 kg/cm² man. y aproximadamente 482°C, el cual es alimentado por las calderas del área norte, y es ocupado principalmente en los turbogeneradores del área norte y algunas plantas de proceso; segundo, cabezal de media presión a 19 kg/cm² man. y aproximadamente 280°C, el cual es alimentado por las calderas del área sur y por el vapor exhausto de los turbogeneradores del área norte, éste es ocupado principalmente en la mayor parte de las áreas de proceso y una pequeña parte en los turbogeneradores del área sur; y finalmente, cabezal de baja presión a 2.11 kg/cm² y aproximadamente 155°C, este es alimentado por el vapor exhausto generado en las áreas de proceso, y el cual se manda principalmente a condensación y venteo a la atmósfera, sólo una pequeña

¹³ Esta información fue proporcionada (y autorizada para incluirse en esta tesis), por el Ing. Pablo Alvarado del Área de Evaluación y Programación, de RIAMA.

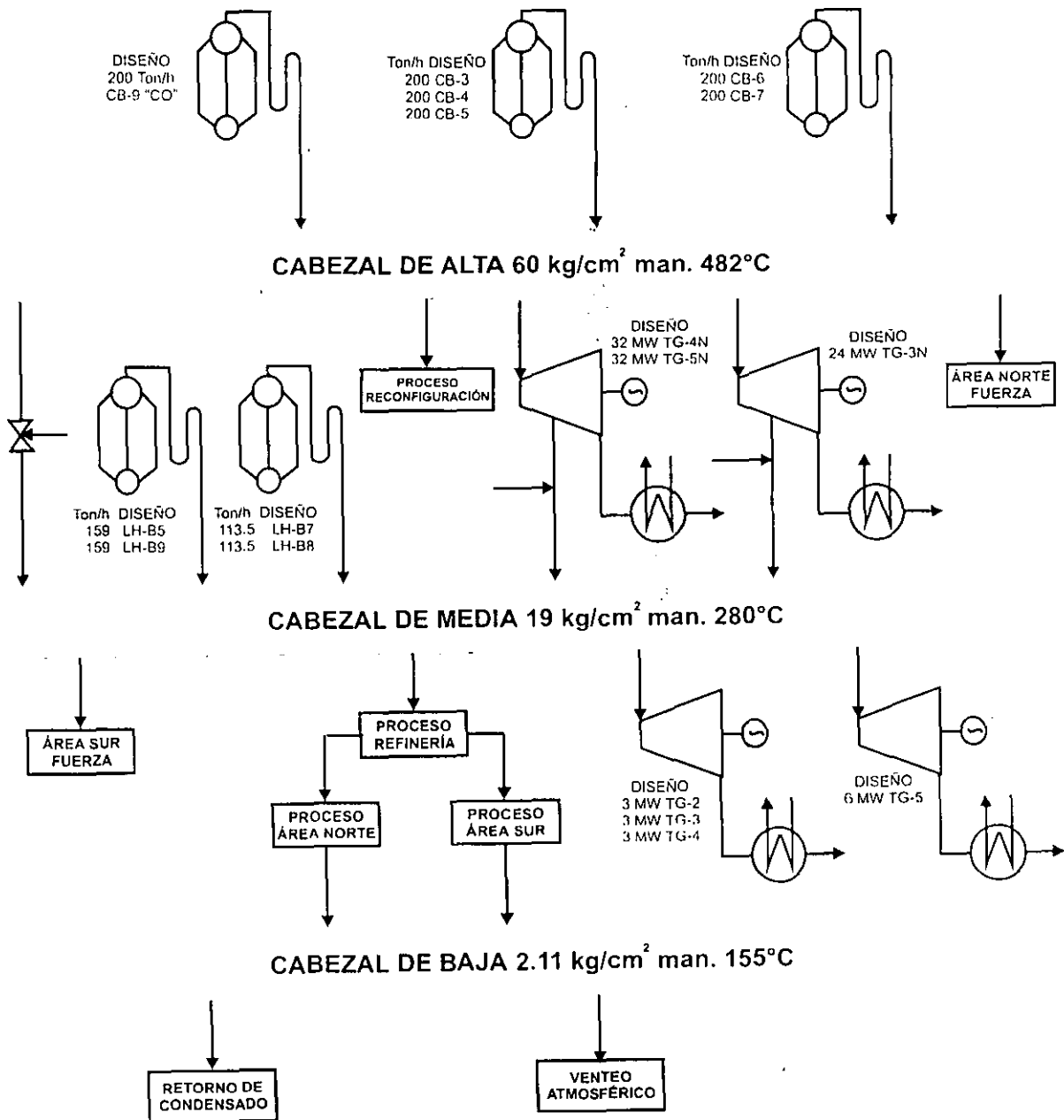
parte es utilizado en proceso.

Figura 2.1 CABEZALES DE DISTRIBUCIÓN DE VAPOR
ESTADO ACTUAL DEL ÁREA DE FUERZA DE RIAMA



Al considerar la reconfiguración, la distribución general de vapor sigue siendo la misma, esto es, los niveles de presión se mantienen, la diferencia son los equipos nuevos, las dos calderas de 200 Ton/h cada una a 60 kg/cm² man. (CB-6 y CB-7) y los dos turbogeneradores de 32 MW cada uno (TG-4N y TG-5N), además de que desaparecen los turbogeneradores de 18.75 MW cada uno (TG-1N y TG-2N), ver la Figura 2.2.

Figura 2.2 CABEZALES DE DISTRIBUCIÓN DE VAPOR RECONFIGURACIÓN DEL ÁREA DE FUERZA DE RIAMA



2.2.3 Barras de distribución de la planta eléctrica.

En el anexo, se muestra el plano 2.2 "Distribución simplificada de energía eléctrica". Su descripción es la siguiente:

En el área norte: Planta eléctrica "HW", se encuentra el BUS-3 "A" localizado en el lado oriente de la refinería, de 13.8 kV, en éste acomete la línea del turbogenerador TG-3N; el BUS-1 "B" localizado en el lado poniente de 13.8 kV, en el cual acomete la línea del turbogenerador TG-1N; además, la subestación-norte "H", la cual esta dividida en el BUS-2 de 13.8 kV localizado en el lado norte y donde acomete el TG-2N y el BUS-5 de 13.8 kV localizado en el lado sur donde acomete la línea de alimentación de CFE. De estas barras colectoras salen todos los circuitos de alimentación a las distintas subestaciones que alimentan todas las plantas de proceso de dicha área, así como a talleres y demás servicios.

En el área sur: Planta eléctrica "LW", la cual esta dividida en dos secciones, un BUS en el lado oriente, donde recibe la línea del turbogenerador TG-5 y el BUS del lado poniente, donde recibe las líneas de los turbogeneradores TG-2, TG-3 y TG-4. Estos sistemas suministran a 6.6 kV a las plantas de proceso de dicha área, así como a talleres y demás servicios.

Las tensiones utilizadas son:

Tensión de distribución primaria área norte:	13800 V
Tensión de distribución primaria área sur:	6600 V

Tensión de alimentación secundaria:	6600 V
	4160 V
	2400 V

La base del estudio, que se consideró para el presente trabajo de tesis, se describe en el siguiente capítulo. Es importante mencionar, que ésta fue proporcionada y autorizada a publicar en este trabajo por el área de fuerza de la refinería de Salamanca, la cual se consideró en las bases de usuario para la propuesta técnica de ampliación del sistema de fuerza y servicios auxiliares de PEMEX-Refinación^[14].

CAPÍTULO TRES

BASES DEL ESTUDIO

CAPÍTULO III. BASES DEL ESTUDIO.

La base del estudio, está constituida por las características y condiciones del lugar donde se ubica la refinería de Salamanca; la distribución y características de diseño del vapor generado y de la energía eléctrica producida. Como se mencionó en el capítulo anterior, el balance de materia y energía, que representa a esta base de estudio, considera la Reconfiguración de la Refinería de Salamanca en el caso diseño^[18,19].

Por otro lado, se dan las bases de los costos de energía eléctrica, vapor, agua y combustibles, así como también los parámetros económicos que son utilizados en el presente estudio, y los cuales fueron validados por personal de la refinería.

Al final del capítulo, se presentan los costos de capital y gastos administrativos promedios anuales considerados en el área de fuerza.

3.1 CONDICIONES Y CARACTERÍSTICAS DEL LUGAR Y DE LOS SERVICIOS.

Actualmente la Refinería "Ing. Antonio M. Amor" de Salamanca, Gto., cuenta con dos plantas de fuerza y servicios auxiliares, capaces de satisfacer las necesidades de los servicios de la refinería, como son vapor, energía eléctrica, agua de enfriamiento, aire comprimido, agua desmineralizada y agua cruda.

Como ya se menciona en el capítulo anterior, se tiene contemplado reconfigurar la refinería para permitir el procesamiento de una mayor cantidad de crudo Maya, y al mismo tiempo mejorar la calidad de sus productos, por lo que se requiere la instalación de plantas nuevas y ampliación o acondicionamiento de algunas de las existentes, lo que por consecuencia se incrementarán las demandas de los servicios auxiliares.

El presente trabajo de investigación, contempla las bases de diseño usadas en la reconfiguración de la refinería de Salamanca^[14,15]

Condiciones climatológicas del lugar:

Elevación sobre el nivel del mar:	1,723 m
Presión atmosférica:	631 mmHg.

Temperatura.	°C bulbo seco.	°C bulbo húmedo.
Máxima:	42.0	
Mínima	3.5	
Promedio	21.0	
Media anual	28.8	28.0
Humedad relativa.	%	
Máxima:	90	
Mínima:	19	
Promedio en 30 días:	45	

Características del vapor:

Vapor de alta presión:

Presión kg/cm ² man.	60
Temperatura °C	482

Vapor de media presión:

Presión kg/cm ² man.	19
Temperatura °C	280

Vapor de baja presión:

Saturado	
Presión kg/cm ² man.	2.11
Temperatura °C	155

Características de retorno de condensado.

Presión, kg/cm ² man.	4.5
Temperatura, °C	48

Características del agua a calderas.

Presión de alta, kg/cm ² man.	84.7
Presión de media, kg/cm ² man	37.7
Temperatura, °C	115
pH	8.5
Sílice (SiO ₂), ppm peso	Menor a 0.05

Características del agua de enfriamiento, en torres de enfriamiento.

Entrada:	Normal	Máxima
Presión, kg/cm ² man.	2.9	3.7
Temperatura, °C	23	34

Salida:	Normal	Máxima
Presión, kg/cm ² man.	2.1	2.5
Temperatura, °C	40.5	42

Características de los combustibles.

Gas.

Gas de refinería:

Presión, kg/cm ² man.	7
Temperatura, °C	21
Gravedad específica (Aire = 1)	0.657
Peso Molecular	19.04
Poder calorífico inferior, Kcal/cm ³ std. (std = estándar 20°C y 1 atm)	8,000

Composición	% mol
Hidrógeno	10.0
C ₁ (metano)	66.9
C ₂ (butano)	8.7
C ₃ (propano)	2.9
C ₄ (n-butano)	0.6
C ₂ ⁼ (etileno)	1.4
C ₃ ⁼ (propileno)	0.7
iC ₄ (isobutano)	0.7
iC ₅ (isopentano)	0.2
C ₅ (n-pentano)	0.2
C ₆ (hexano)	0.2
Inertes (Vanadio,	5.1
CO ₂ (bióxido de carbono)	0.6
H ₂ S (ácido sulfídrico)	1.8

Líquido

Combustóleo:

Presión, kg/cm ² man.	7
Temperatura, °C	70 a 115
°API	10
Poder calorífico superior, Kcal/kg	10000
Poder calorífico inferior, Kcal/kg	9455

% en peso	
Carbón	83.22
Hidrógeno	10.80
Oxígeno	0.75
Agua	1.0
Azufre	3.53
Metales	244 ppm

3.2 DIAGRAMA DE FLUJO DEL ÁREA DE FUERZA.

En el Anexo, se presenta el diagrama 3.1 Corrientes de entrada y salida, "Caso: Base considerando la reconfiguración". Este muestra los equipos y corrientes de flujo utilizados en el balance de vapor y energía eléctrica generado de las plantas del área de fuerza de la refinería de Salamanca. Los datos de diseño se fijaron en base a la modernización de dicha refinería, para procesar una mayor cantidad de crudo Maya, y los cuales fueron recopilados de las Bases de Diseño para el proyecto "Ampliación de la Planta de Fuerza y Servicios Auxiliares", Instituto Mexicano del Petróleo, de las "Bases de Usuario", PEMEX-Refinación^[14,15], y de la Superintendencia de la Refinería de Salamanca.

Lista de equipo del diagrama 3.1, Caso: Base considerando la reconfiguración.:

C-1	Generadores de vapor de alta presión nuevos, CB-6 y CB-7
C-2	Generadores de vapor de alta presión, CB-3, CB-4 y CB-5
C-M1	Generadores de vapor de media presión, LH-B5 y LH-B9
C-M2	Generadores de vapor de media presión, LH-B7 y LH-B8
TV-1	Turbogenerador de alta presión, TG-3N
TV-2	Turbogeneradores de alta presión nuevos, TG-4N y TG-5N
TV-3	Turbogeneradores de media presión, TG-2, TG-3 y TG-4
TV-4	Turbogenerador de media presión, TG-5
TC-1	Turbocompresores de alta presión área Norte
TC-2	Turbocompresores de media presión área Norte.
TC-3	Turbocompresores de media presión área Sur.
PRACFU	Vapor de alta presión a proceso área Norte.
PRNORAF	Vapor de media presión a proceso área Norte.
PRMSUR	Vapor de media presión a proceso área Sur.
PRBSUR	Vapor de baja presión a proceso área Sur.
PRBNORTE	Vapor de baja presión a proceso área Norte.
VAL-32	Válvulas de contrapresión de alta presión.
VAL-21	Válvulas de contrapresión de media presión.

ATM-C1	Atemperación de vapor calderas de alta presión de C-1
ATM-C2	Atemperación de vapor calderas de alta presión de C-2
ATMCM1	Atemperación de vapor calderas de media presión de CM-1
ATMCM2	Atemperación de vapor calderas de media presión de CM-2
ATM-TV1	Atemperación de vapor extracción de TV-1
ATM-TV2	Atemperación de vapor extracción de TV-2
ATMTC1	Atemperación de vapor de TC-1
ATMTC2	Atemperación de vapor de TC-2
ATMTC3	Atemperación de vapor de TC-3
ATM-V32	Atemperación de vapor de VAL-32
ATM-21	Atemperación de vapor de VAL-21
CON-1	Condensador de vapor de baja
COND-7	Condensador de vapor de TV-1
COND-52	Condensador de vapor de TV-2
COND-69	Condensador de vapor de TV-3
COND-70	Condensador de vapor de TV-4
B-1	Bombas de alta presión, BA-2001-A/B/C/D y BA-2001-E/F.
B-2	Bombas de media presión, LHP-20 A/B
B-3	Bombas de media presión, LHP-20 C
BOM-11	Bomba de retorno de condensado de TV-1
BOM-53	Bomba de retorno de condensado de TV-2
BOM-71	Bomba de retorno de condensado de TV-3
BOM-72	Bomba de retorno de condensado de TV-4
CABALTA	Cabezal de alta presión.
CABMEDIA	Cabezal de media presión.
CABBAJA	Cabezal de baja presión.
CABRECOND	Cabezal de retorno de condensado.
TFALTA	Tanque Flash de calderas de alta presión.
TFMEDIA	Tanque Flash de calderas de media presión.
ED-1	Desareadores, LHT-9, DA-1, EG-751, ED-2000-A/B/C y ED-2000-D/E.

Los requerimientos principales son:
 Generación de Energía Eléctrica:

Área Norte:	
Turbogenerador actual, TG-3N:	19.20 MW
Turbogeneradores nuevos, TG-4N y TG-5N	49.62 MW
Área Sur:	
Turbogeneradores actuales, TG-2, TG-3 y TG-4	8.43 MW
Turbogenerador actual, TG-5	3.75 MW
Total =	81.00 MW

Consumo de vapor:

Vapor de 60 kg/cm ² (man):	
Área de fuerza Norte	40 Ton/h
Proceso Norte (actual y futuro)	31.4 Ton/h
Vapor de 19 kg/cm ² (man):	
Área de fuerza Norte y Sur	108.8 Ton/h
Proceso Norte (actual y futuro)	234.7 Ton/h
Proceso Sur	100.5 Ton/h
Turbocompresores de proceso	247.1 Ton/h
Vapor de 2.91 kg/cm ² (man)	
Proceso Norte (actual y futuro)	224.1 Ton/h
Proceso Sur	30.7 Ton/h

Esta información fue validada por personal de la Refinería de Salamanca.

Este diagrama fue realizado en software EXCEL versión 6, con la finalidad de integrar los resultados que se efectuaron con el simulador ASPEN Plus versión 9.3-2 [28].

En la Tabla 3.1, se presentan las eficiencias que se usaron en los equipos principales, así como las purgas y porcentaje de gas/combustóleo en calderas, éstos fueron comentadas y analizadas con la Superintendencia de Fuerza y el área de Evaluación y Programación de RIAMA.

**Tabla 3.1 Eficiencia y características de operación
Equipo principal del área de fuerza de RIAMA.**

C-1	90% Eficiencia en Poder Calorífico Inferior. 3.3% de Purga continua. 50% gas / 50% combustóleo
C-2	90% Eficiencia en Poder Calorífico Inferior. 3.3% de Purga continua. 50% gas / 50% combustóleo
CM-1	90% Eficiencia en Poder Calorífico Inferior. 3.3% de Purga continua. 50% gas / 50% combustóleo
CM-2	90% Eficiencia en Poder Calorífico Inferior. 3.3% de Purga continua. 50% gas / 50% combustóleo
TV-1	76% Eficiencia isoentrópica.
TV-2	76% Eficiencia isoentrópica.
TV-3	76% Eficiencia isoentrópica.
TV-4	76% Eficiencia isoentrópica.
TC-1	76% Eficiencia isoentrópica.
TC-2	70% Eficiencia isoentrópica.
TC-3	70% Eficiencia isoentrópica.
Bombas	85% Eficiencia isoentrópica.
Condensado	90% Recuperado

3.3 BASES DEL ESTUDIO ECONÓMICO.

En el análisis económico se tomaron los siguientes índices y condiciones financieras, los cuales fueron comentados y analizados con el área de Fuerza y Evaluación y Programación de RIAMA.

Nuestro análisis financiero, comprende principalmente el ahorro de combustibles y/o venta de energía eléctrica, estos flujos de efectivo se presentaran al comparar el "Caso: Base considerando la reconfiguración" contra las diferentes opciones que se presenten. En síntesis, las inversiones de cada alternativa, deberá justificarse por el ahorro obtenido considerando un análisis incremental, además de que el estudio de la evaluación de proyecto se realizara en moneda constante y antes de impuestos^[9,16,17].

El precio de la paridad cambiaria se fijó \$10.⁰⁰ pesos/dólar, considerado por PEMEX-Refinación.

Tasa de Oportunidad, o también conocida como la Tasa de Recuperación Mínima Atractiva (TREMA), la cual es una tasa de interés mayor que el costo de capital, esto es, el valor del dinero en el tiempo se mide a través de una tasa que mide el uso alternativo para el dinero (costo de oportunidad), este siempre es mayor a la Tasa Activa (tasa que el banco cobra por un préstamo)^[9.16]. En este estudio, la tasa activa la fijamos en función de la tasa LIBOR (London Inter-Bank Offered Rate) en dólares promedio de 5% a 12 meses[✓], más 7% de margen bruto que fijó el personal de la Refinería de Salamanca, considerando que la evaluación se realiza antes de impuestos.

$$\text{TREMA} = 12\%$$

PEMEX-Refinación, define un Periodo de Análisis, en sus estudios de evaluación de proyectos, de 20 años. Con el área de Fuerza y Evaluación se acordó realizar el estudio a 20 y 25 años.

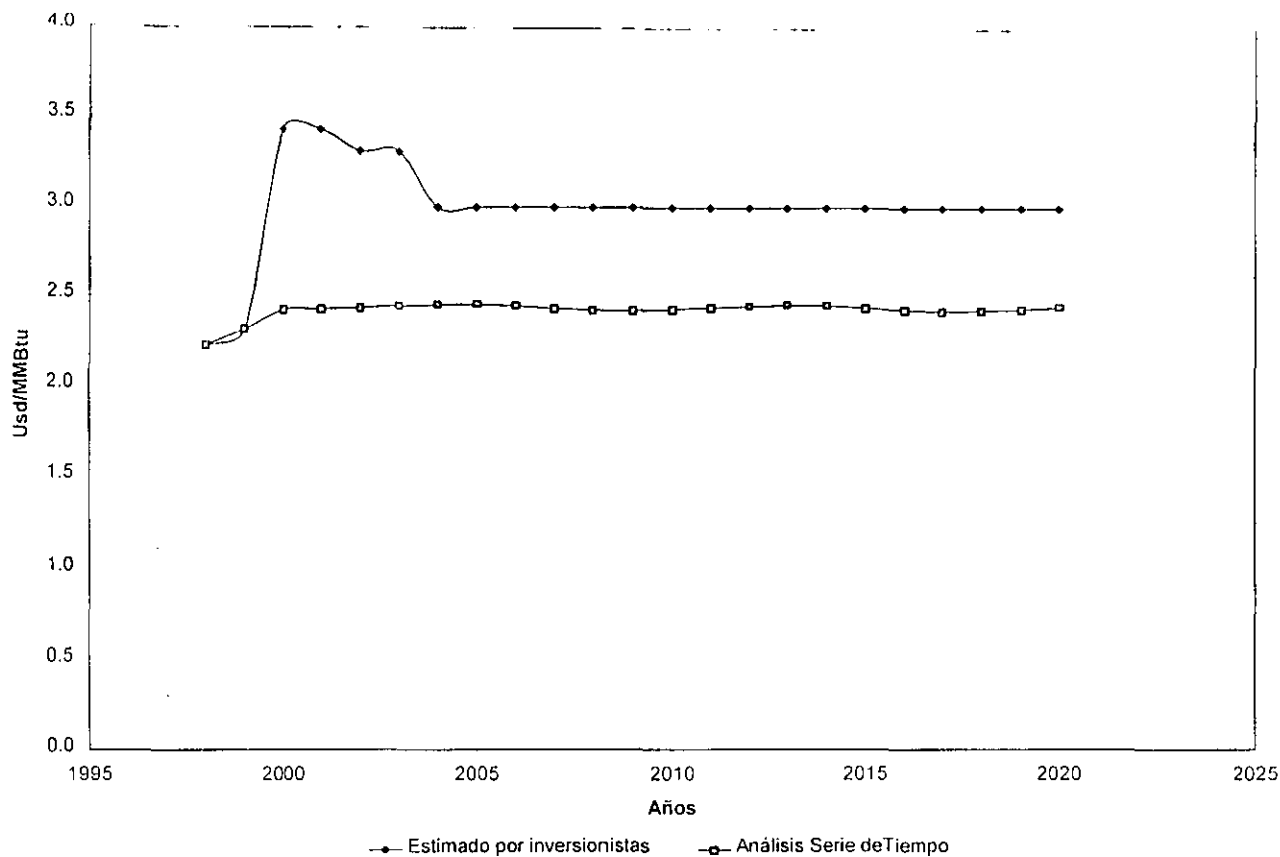
El precio del gas combustible, se consideró el valor interorganismo promedio de 1998 igual a 2.2188 USD/MMBtu, al tomar en cuenta el poder calorífico inferior del gas, dado en (3.1), se tiene:

$$\text{Precio de gas combustible} = 0.0736 \text{ USD/m}^3$$

En la gráfica 3.1 se presenta el pronóstico esperado en los próximos 20 años.

[✓] Información recopilada de El Financiero miércoles 3 de febrero de 1999, Análisis, pág. 10A .

GRÁFICA 3.1 Pronóstico considerado del precio del gas combustible, en moneda constante.



En esta gráfica, se presentan dos escenarios, el primero, "Análisis de Serie de Tiempos", se realizó con información de los costos del gas de 48 meses (1996 a 1998) y corresponde a un análisis de pronósticos considerando los siguientes factores: tendencia de los datos; variaciones cíclicas; variaciones estacionales; y variaciones irregulares o al azar. El segundo, corresponde al pronóstico esperado por inversionistas, donde se espera un incremento entre el 2000 al 2002, debido a los cambios estructurales que ha ocurrido en la demanda del combustible provocada por los nuevos requerimientos del sector eléctrico, así como aspectos coyunturales de orden climático y la evolución de los precios del petróleo, de acuerdo a comentario del Presidente de la CRE (Comisión Reguladora de Energía) Héctor Olea, (Periódico Reforma, 18 septiembre del 2000).

Por otro lado, los fuertes incrementos internacionales en los precios del gas, que se presentaran entre el 2000 y 2001, gráfica 3.1, se deben al aumento de la demanda por el gran crecimiento económico en los Estados Unidos y Canadá, aunado a que

en los últimos años se ha incrementado la instalación de Ciclo Combinado para la generación eléctrica, donde el principal insumo energético de estos sistemas es el gas, el cual proviene de yacimientos antiguos con alta declinación a seguir siendo explotados, por lo que se tiene una fuerte disminución de la producción de este combustible.

Después del 2002, se espera que los precios del gas bajen debido principalmente al crecimiento tecnológico de las plantas de generación eléctrica con turbina de gas, y a la explotación de nuevos yacimientos de gas, sin embargo no se espera una reducción considerable, esperando se establezca en 3 USD/MMBtu.

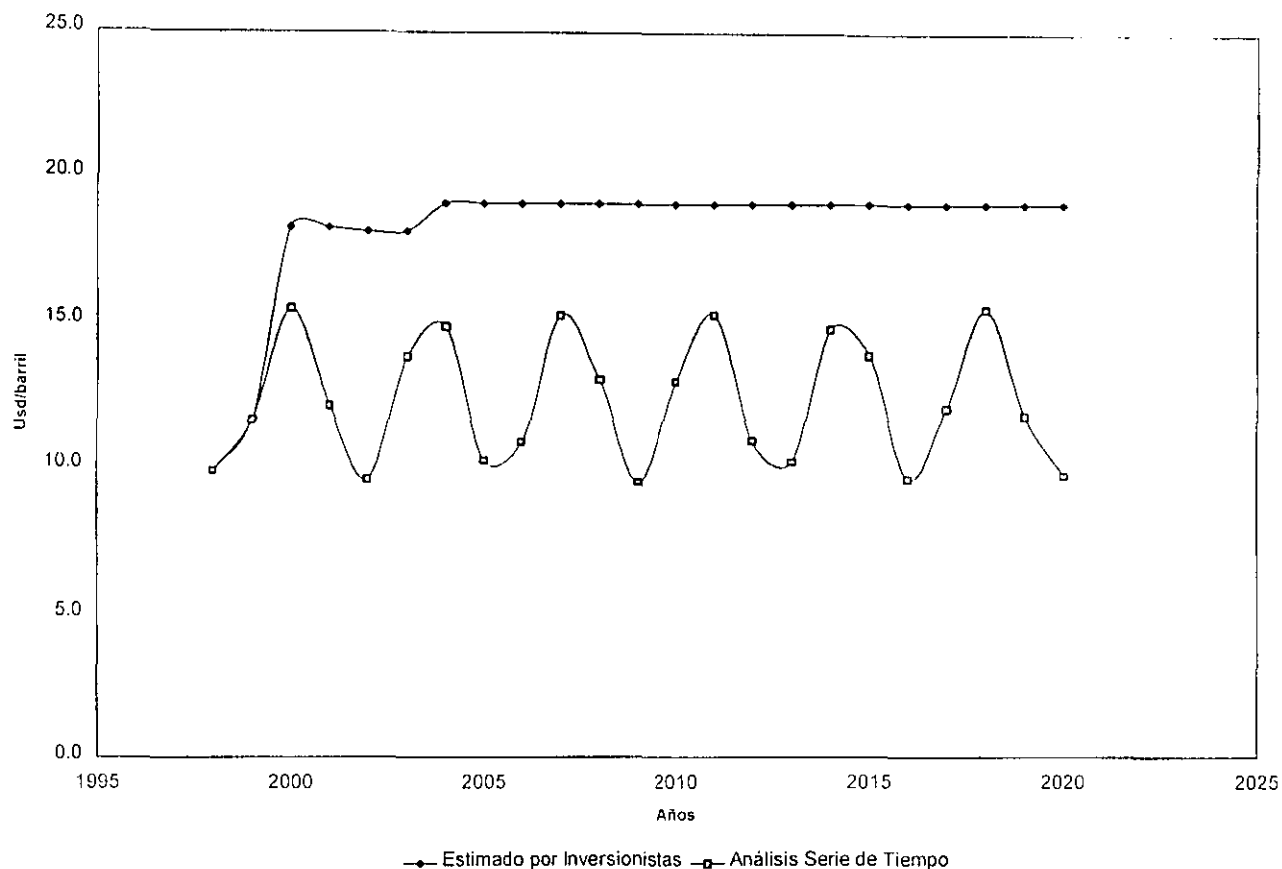
En este estudio se utilizó el pronóstico esperado por los inversionistas, ya que este contempla los factores de mercado (condiciones políticas, estabilidad de oferta y demanda, afectación de plantas de endulsamiento, manipulación del mercado, etc.).

Para el combustóleo, también se consideró el valor interorganismo promedio de 1998:

Precio del combustóleo = 10.728 USD/b

En la gráfica 3.2 se presenta el pronóstico esperado en los próximos 20 años.

GRÁFICA 3.2 Pronóstico considerado del precio del combutóleo,
en moneda constante.



La gráfica 3.2, presenta dos escenarios, el primero, "Análisis de Serie de Tiempos", se realizó con información de los costos del gas de 48 meses (1996 a 1998) y corresponde a un análisis de pronósticos considerando los mismos factores que se usaron en el caso del gas combustible. El segundo, corresponde al pronósticos esperado por inversionistas, donde se espera un incremento hasta 19 Usd/barril, esperando que no se vea un mayor incremento debido a que se reduzca el consumo de éste, principalmente para abatir la contaminación ambiental, y como se ha comentado, al mayor uso del gas en la mayoría de los sistemas de generación eléctrica.

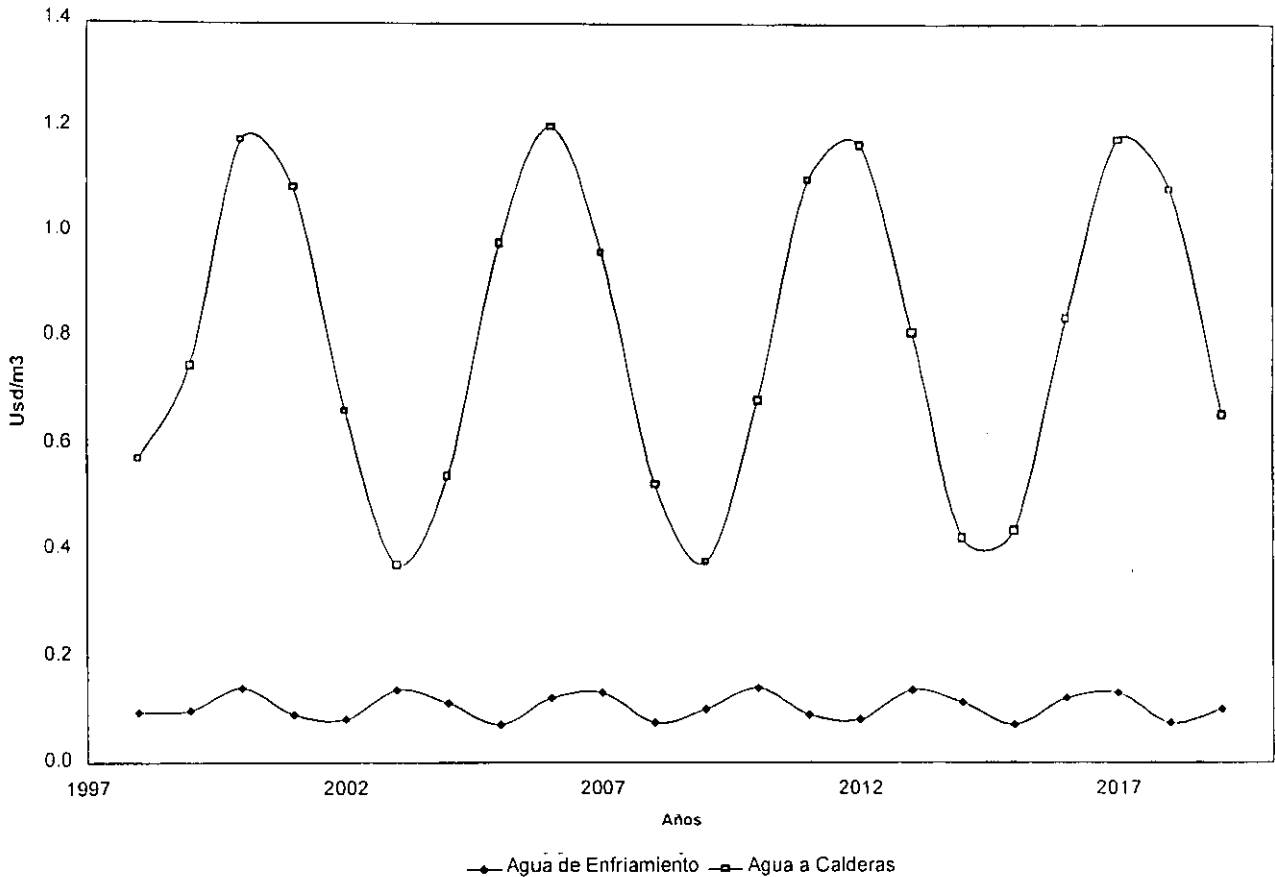
En este estudio se utilizó el pronóstico esperado por los inversionistas, ya que este contempla los factores de mercado.

De igual forma, con respecto a el agua a calderas y agua de enfriamiento, también se considero el valor promedio de 1998, el pronóstico se muestra en la gráfica 3.3.

Precio del agua a calderas = 0.57 USD/m³

Precio del agua de enfriamiento = 0.093 USD/m³

GRÁFICA 3.3 Pronóstico considerado de los precios de agua a calderas y agua de enfriamiento, en moneda constante.



Las curvas de pronósticos, de los precios del agua de enfriamiento y agua para calderas, se obtuvieron del análisis de serie de tiempo, considerando los factores mencionados en el análisis para el gas combustible.

El precio de compra de energía eléctrica a CFE, es en base a la tarifa de respaldo HS-R Área Sur, para una demanda contratada de 24 MW, en la tabla 3.2 se muestra el costo (en moneda nacional) de facturación mensual de 1997 por compra de electricidad a CFE, información proporcionada por el Área de Fuerza de RIAMA.

TABLA 3.2
PEMEX-REFINACIÓN
 Refinería Ing. Antonio M. Amor

SUPERINTENDENCIA DE FUERZA Y SERVICIOS AUXILIARES

Energía Eléctrica Importada 1998

	kWh	Importe	
		Facturación	\$/kWh
ENE	4889318	\$ 2,724,882	0.55731
FEB	570375	\$ 459,449	0.80552
MAR	404263	\$ 539,532	1.33461
ABR	1628646	\$ 796,300	0.48893
MAY	5583341	\$ 2,346,428	0.42026
JUN	1759347	\$ 1,009,387	0.57373
JUL	1390450	\$ 1,065,267	0.76613
AGO	7396639	\$ 3,582,855	0.48439
SEP	7728736	\$ 3,515,203	0.45482
OCT	4009121	\$ 1,957,284	0.48821
NOV	2483993	\$ 1,382,567	0.55659
DIC	108562	\$ 267,091	2.46026
Promedio	37952791	\$ 19,646,245	0.51765

En este estudio, no se manejo el flujo de efectivo de energía eléctrica por respaldo y tampoco se consideró el ahorro por dejar de comprar dicho respaldo. Esto es, porque RIAMA determinó que siempre se tendrá la demanda contratada con CFE sin embargo, la idea de este estudio también se centra principalmente en reducir significativamente el consumo de electricidad de esta dependencia.

El precio de venta de energía eléctrica a CFE, fue fijado por el Area de Evaluación y Programación de RIAMA:

Precio de venta de energía eléctrica = 0.0125 USD/kWh

Con un crecimiento real anual de 1%.

Es importante mencionar, que el área de fuerza proporcionó los costos históricos promedios de venta de energía eléctrica a CFE, 0.0195 y 0.0332 USD/kWh para 1996 y 1997 respectivamente, sin embargo RIAMA determinó que este estudio se base en el valor más bajo que se presente en los datos históricos.

En el caso de la inversión, se tomaron las siguientes consideraciones:

Costo de mantenimiento y operación, 4% del valor del equipo.

3.4 COSTOS Y GASTOS ADMINISTRATIVOS.

El área de Evaluación y Programación de RIAMA, presentó el siguiente ejercicio contable del año de 1997:

	USD/año
Costos de operación (salarios):	593849
Costos de mantenimiento:	4596754
Costos Administrativos: (Generales de planta; luz, teléfono, agua potable, equipo de oficina, etc.)	1970037
Subtotal:	7160640
Cargos de capital (a 20 años, vida útil del equipo)	
Depreciación:	9201900
Total:	16362540

Dicho costo tiene la siguiente distribución por equipo (considerando sólo los principales):

Tabla 3.3 Costo de operación, mantenimiento y capital por equipo.

	O & M 4% USD/año	Cargo capital Depreciación USD/año	Subtotal USD/año
CB-3	728288	910360	1638648
CB-4	728288	910360	1638648
CB-5	728288	910360	1638648
CB-6	728288	910360	1638648
CB-7	728288	910360	1638648
LH-5	405000	506250	911250
LH-7	269200	336500	605700
LH-8	269200	336500	605700
LH-9	405000	506250	911250
TG-1N	0	0	0
TG-2N	0	0	0
TG-3N	425600	532000	957600
TG-4N	377320	597200	974520
TG-5N	377320	597200	974520
TG-2	64000	80000	144000
TG-3	64000	80000	144000
TG-4	64000	80000	144000
TG-5	120000	150000	270000
CT-500	249680	312100	561780
CT-500 A	249680	312100	561780
EF-852	179200	224000	403200
TOTAL	7160640	9201900	16362540

La distribución en general, de los costos y gastos administrativos queda de la siguiente forma:

	%	USD/año
Calderas de alta y media presión	60	9817524
Turbogeneradores de alta, media y baja presión	32	5236013
Turboventiladores para SPA de calderas	5	818127
Condensadores	2	327251
Válvulas de contrapresión	1	163625
Total	100	16362540

En el capítulo siguiente, se dan los resultados de balance de materia y energía que se obtuvieron en base a las condiciones que se proporcionaron al inicio de éste. La base económica mencionada, se maneja en los capítulos 6 y 7.

CAPÍTULO CUATRO

CASO: BASE, considerando la reconfiguración

CAPÍTULO IV.

CASO: BASE, considerando la reconfiguración.

En las bases del estudio, capítulo anterior, se mencionaron las condiciones y especificaciones técnicas que conforman la operación de la Unidad de Fuerza de la Refinería de Salamanca. Con dicha información, en el presente capítulo se muestra el balance de materia, entalpía y exergía considerado para el caso base del estudio. Con estos resultados se calculan los diferentes índices de energía y el análisis de exergía de la Unidad de fuerza.

La simulación del área de fuerza de la refinería, se llevó a cabo con el simulador de procesos ASPEN Plus versión 9.3-2 ^[18] y en el marco de un proyecto en el Instituto Mexicano del Petróleo ^[19].

La metodología para el análisis de materia, entalpía y exergía, contempla las siguientes actividades:

- a) Se establece un diagrama de flujo de proceso.
- b) Balance de materia, entalpía y exergía de cada corriente.
- c) Balance de energía y parámetros de exergía por equipo.
- d) Discusión y análisis de resultados.

4.1 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO.

En el Anexo, se presenta el diagrama 3.1 "Caso: Base considerando la reconfiguración". Este diagrama, consta de todas las corrientes de entrada y salida de la Unidad de Fuerza, así como las corrientes de servicio como son combustibles, gases de combustión, agua de enfriamiento, agua de atemperación, energía eléctrica requerida por bombas y agua de reposición.

Por otro lado, en el diagrama se muestran los flujos de masa de vapor generado y la energía eléctrica y potencia producida en los turbogeneradores, así como la cantidad de combustible, en unidades de energía, suministrado en las calderas.

4.2 BALANCE DE MATERIA, ENTALPIA Y EXERGIA.

Para el balance de materia y entalpía se utilizó el simulador de procesos ASPEN Plus versión 9.3-2 ^[18], con el cual se reprodujeron los flujos de materia y entalpía de todas las corrientes que intervienen en el proceso, tomando como referencia las bases del estudio consideradas en el Capítulo III.

La ejecución de la simulación se realiza fijando primeramente las condiciones de entrada y salida de vapor y agua en cada uno de los equipos; en segundo lugar se fijan los flujos de vapor de media presión generados por las calderas y el vapor requerido por las unidades de proceso, turbocompresores y turbogeneradores de media presión en relación al caso base del estudio; al final se varía el vapor generado en las calderas de alta presión hasta obtener la energía eléctrica generada en los turbogeneradores de alta presión. Los resultados de ASPEN, se trasladan a EXCEL donde son revisados en el diagrama, como el mostrado en el anexo III. Es importante mencionar, al ejecutar el traslado de resultados se pierden algunos decimales lo que provoca pequeños errores al realizar el balance de materia y energía.

A continuación se muestran los resultados obtenidos de la simulación, para el Caso: Base, considerando la reconfiguración:

- Tabla 4.1 Balance de materia y energía por corriente.
- Tabla 4.2 Balance de energía eléctrica y potencia.
- Tabla 4.3 Balance de transferencia de calor.

Tabla 4.1 Balance de materia y energía por corriente
CASO: BASE, considerando la reconfiguración.

Data file created by ASPEN PLUS Rel. 9 3-2 on 19:14:31 Tue Nov 23, 1999

Run ID: RIAMA-AF Item: STREAM-SUM Screen: Stream-Sum.Main

No. de corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	VAPOR	LIQUID	VAPOR	VAPOR	LIQUID	VAPOR	
Flujo molar	kmol/h	21,594.88	20,882.25	712.63	20,882.25	399.80	13,933.45	13,473.65	13,473.65	459.80	23,568.76
Flujo másico	kg/h	389,038.00	376,200.00	12,838.25	376,200.00	7,202.52	251,015.00	242,732.00	242,732.00	8,283.50	424,598.00
Temperatura	°C	115.66	282.23	282.23	640.60	117.94	115.66	252.23	640.60	282.23	482.00
Presión	bar	83.90	66.35	66.35	59.68	1.86	83.90	65.35	59.68	66.35	59.68
Fracción vapo		0.00	1.00	0.00	1.00	1.00	0.00	1.00	1.00	0.00	1.00
Fracción líquido		1.00	0.00	1.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	1.00	0.00
Entalpia	kW	-1,672,800.000	-1,378,700.000	-52,504.000	-1,276,900.000	-26,546.000	-1,079,400.000	-889,590.000	-823,910.000	-33,877.000	-1,485,000.000
Entalpia	(h) J/kg	-15,480,000	-13,194,000	-14,723,000	-12,220,000	-13,268,000	-15,480,000	-13,194,000	-12,220,000	-14,723,000	-12,591,000
Entropia	(s) J/kg/K	-7,951.50	-3,583.33	-6,336.92	-2,149.84	-2,274.35	-7,951.50	-3,583.33	-2,149.84	-6,336.92	-2,595.58
h - ho	(kJ/kg)	370.00	2,656.00	1,127.00	3,630.00	2,582.00	370.00	2,656.00	3,630.00	1,127.00	3,259.00
s - so	(kJ/kg/°K)	1.05	5.42	2.67	6.85	6.73	1.05	5.42	6.85	2.67	6.41
Ex=(h-ho)-To(s-so)											
Exergia	(kJ/kg)	52.54	1,019.57	322.02	1,560.73	550.32	52.54	1,019.57	1,560.73	322.02	1,324.62
Exergia	(kWex)	5,677.80	106,545.24	1,148.37	163,096.25	1,101.03	3,663.43	68,745.19	105,233.07	740.95	156,231.21
No. de corriente	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	
	MISSING	MISSING	LIQUID	LIQUID	MISSING	VAPOR	MISSING	MISSING	MISSING	VAPOR	
Flujo molar	0.00	0.00	44.57	44.57	0.00	1,742.97	0.00	0.00	0.00	15,207.04	
Flujo másico	kg/h	0.00	0.00	803.00	803.00	0.00	31,400.00	0.00	0.00	273,959.00	
Temperatura	°C	0.00	0.00	115.00	115.29	0.00	482.00	0.00	0.00	482.00	
Presión	bar	0.00	0.00	1.86	37.81	0.00	59.68	0.00	0.00	59.68	
Fracción vapo		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	1.00	
Fracción líquido		0.00	0.00	1.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Entalpia	kW	0	0	-3,454.800	-3,454.000	0	-109,820.000	0	0	-958,180.000	
Entalpia	(h) J/kg	0	0	-15,489.000	-15,485.000	0	-12,591.000	0	0	-12,591.000	
Entropia	(s) J/kg/K	0.00	0.00	-7,951.20	-7,951.46	0.00	-2,596.58	0.00	0.00	-2,595.58	
h - ho	(kJ/kg)			361.00	365.00		3,259.00			3,259.00	
s - so	(kJ/kg/°K)			1.05	1.05		6.41			6.41	
Ex=(h-ho)-To(s-so)											
Exergia	(kJ/kg)			43.45	47.53		1,324.62			1,324.62	
Exergia	(kWex)			9.69	10.60		11,553.66			100,803.45	

Tabla 4.1 Balance de materia y energía por corriente
CASO: BASE, considerando la reconfiguración (continuación).

Data file created by ASPEN PLUS Rel 9.3-2 on 19:14:31 Tue Nov 23, 1999
 Run ID: RIAMA-AF Item: STREAM-SUM Screen: Stream-Sum.Main

No. de corriente	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	MISSING
Flujo molar kmol/h	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	6,036.26	13,709.20	6,036.26	13,709.20	0.00
Flujo másico kg/h	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	108,745.00	246,975.00	108,745.00	246,975.00	0.00
Temperatura °C	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	164.12	164.12	280.00	280.00	0.00
Presión bar	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	4.83	4.83	19.47	19.47	0.00
Fracción vapo	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00
Fracción líquido	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Entalpia kW	0	0	0	0	0	-398,570.000	-305,200.000	-392,460.000	-891,340.000	0
Entalpia (h) J/kg	0	0	0	0	0	-13,195.000	-13,195.000	-12,992.000	-12,992.000	0
Entropia (s) J/kg/K	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-2,523.15	-2,523.15	-2,726.35	-2,726.35	0.00
h - ho (kJ/kg)						2,655.00	2,655.00	2,858.00	2,858.00	
s - so (kJ/kg°K)						6.48	6.48	6.28	6.28	
Ex=(h-ho)-To(s-so)										
Exergía (kJ/kg)						698.45	698.45	962.81	962.81	
Exergía (kWex)						21,097.99	47,916.46	29,083.42	66,052.48	
No. de corriente	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
	MISSING	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUID	VAPOR	MIXED	LIQUID	LIQUID
Flujo molar kmol/h	0.00	6,049.98	8,165.66	2,770.24	5,395.42	330.56	8,165.66	2,770.24	2,770.24	2,770.24
Flujo másico kg/h	0.00	106,992.00	147,107.00	49,906.56	97,200.00	5,955.17	147,107.00	49,906.56	49,906.56	49,906.56
Temperatura °C	0.00	155.00	346.32	346.32	346.32	115.66	482.00	56.61	56.50	56.51
Presión bar	0.00	19.1	19.47	19.47	19.47	83.90	59.68	0.17	0.17	1.85
Fracción vapo	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	1.00	0.95	0.00	0.00
Fracción líquido	0.00	1.00	1.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.05	1.00	1.00
Entalpia kW	0	-399,530.000	-524,580.000	-178,000.000	-346,680.000	-25,607.000	-514,510.000	-187,060.000	-218,120.000	-218,120.000
Entalpia (h) J/kg	0	-13,200.000	-12,840.000	-12,840.000	-12,840.000	-15,480.000	-12,591.000	-13,493.000	-15,734.000	-15,734.000
Entropia (s) J/kg/K	0.00	-2,508.42	-2,465.96	-2,465.96	-2,465.96	-7,951.50	-2,596.58	-1,840.52	-8,636.39	-8,536.61
h - ho (kJ/kg)		2,550.00	3,310.00	3,010.00	3,010.00	370.00	3,259.00	2,357.00	116.00	116.00
s - so (kJ/kg°K)		6.69	6.54	6.54	6.54	1.05	6.41	7.16	0.37	0.37
Ex=(h-ho)-To(s-so)										
Exergía (kJ/kg)		623.61	1,036.18	1,036.18	1,036.18	52.54	1,324.62	194.33	5.34	5.41
Exergía (kWex)		19,131.55	42,341.52	14,364.51	27,976.89	86.91	54,128.15	2,693.96	74.06	74.93

Tabla 4.1 Balance de materia y energía por corriente
CASO: BASE, considerando la reconfiguración (continuación).

Data file created by ASPEN PLUS Rel. 9.3-2 on 19:14:31 Tue Nov 23, 1999
 Run ID RIAMA-AF Item: STREAM-SUM Screen: Stream-Sum.Main

No. de corriente	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50
	VAPOR	VAPOR	MISSING	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	MIXED
Flujo molar kmol/h	5,725.98	13,740.06	0.00	13,021.24	24,520.41	5,852.92	18,667.49	5,575.78	19,811.19	5,852.92
Flujo másico kg/h	103,155.00	247,531.00	0.00	234,581.00	441,742.00	105,442.00	336,300.00	100,449.00	356,904.00	105,442.00
Temperatura °C	280.00	155.02	0.00	280.00	346.32	346.32	346.32	280.00	280.00	56.61
Presión bar	19.47	2.91	0.00	19.47	19.47	19.47	19.47	19.47	19.47	0.17
Fracción vapo	1.00	1.00	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.95
Fracción líquido	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.05
Entalpia kW	-372,290,000	-907,600,000	0	-846,610,000	-1,575,600,000	-376,080,000	-1,199,500,000	-362,520,000	-1,288,100,000	-395,210,000
Entalpia (h) J/kg	-12,992,000	-13,200,000	0	-12,992,000	-12,840,000	-12,840,000	-12,840,000	-12,992,000	-12,992,000	-13,493,000
Entropia (s) J/kg/K	-2,726.35	-2,308.31	0.00	-2,726.35	-2,465.96	-2,465.96	-2,465.96	-2,726.35	-2,726.35	-1,840.52
h - ho (kJ/kg)	2,858.00	2,650.00		2,858.00	3,010.00	3,010.00	3,010.00	2,858.00	2,858.00	2,357.00
s - so (kJ/kg°K)	6.28	6.69		6.28	6.54	6.54	6.54	6.28	6.28	7.16
Ex=(h-ho)-To(s-so)										
Exergia (kJ/kg)	962.81	628.58		962.81	1,036.18	1,036.18	1,036.18	962.81	962.81	194.33
Exergia (kWex)	27,588.39	43,220.23		62,737.76	127,145.73	30,349.16	96,796.57	26,864.69	95,452.56	5,691.76
No. de corriente	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60
	LIQUID	LIQUID	VAPOR	VAPOR	LIQUID	VAPOR	MIXED	VAPOR	VAPOR	LIQUID
Flujo molar kmol/h	5,852.92	5,852.92	24,520.41	2,801.81	1,143.71	1,246.36	2,801.81	2,126.43	2,126.43	343.09
Flujo másico kg/h	105,442.00	105,442.00	441,742.00	50,475.46	20,604.17	22,453.49	50,475.46	38,308.19	38,308.19	6,180.78
Temperatura °C	56.50	56.51	482.00	280.00	115.66	280.00	56.61	482.00	459.93	115.66
Presión bar	0.17	1.86	59.68	19.47	83.90	19.47	0.17	59.68	19.47	83.90
Fracción vapo	0.00	0.00	1.00	1.00	0.00	1.00	0.90	1.00	1.00	0.00
Fracción líquido	1.00	1.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.10	0.00	0.00	1.00
Entalpia kW	-460,850,000	-460,840,000	-1,545,000,000	-182,170,000	-88,597,000	-81,035,000	-190,620,000	-133,980,000	-133,980,000	-26,577,000
Entalpia (h) J/kg	-15,734,000	-15,734,000	-12,591,000	-12,992,000	-15,480,000	-12,992,000	-13,595,000	-12,591,000	-12,591,000	-15,480,000
Entropia (s) J/kg/K	-8,636.39	-8,636.61	-2,596.58	-2,726.35	-7,951.50	-2,726.35	-2,149.32	-2,596.58	-2,096.91	-7,951.50
h - ho (kJ/kg)	116.00	116.00	3,259.00	2,858.00	370.00	2,858.00	2,255.00	3,259.00	3,259.00	370.00
s - so (kJ/kg°K)	0.37	0.37	5.41	6.28	1.05	6.28	6.85	6.41	6.91	1.05
Ex=(h-ho)-To(s-so)										
Exergia (kJ/kg)	5.34	5.41	1,324.62	962.81	52.54	962.81	185.57	1,324.62	1,173.75	52.54
Exergia (kWex)	156.48	158.43	162,539.36	13,499.46	300.71	6,005.10	2,601.89	14,095.53	12,490.04	90.21

Tabla 4.1 Balance de materia y energía por corriente
CASO: BASE, considerando la reconfiguración (continuación).

Data file created by ASPEN PLUS Rel 9.3-2 on 19 14:31 Tue Nov 23, 1999
 Run ID: RIAMA-AF Item: STREAM-SUM.1 Screen: Stream-Sum.Main

No. de corriente	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70
	VAPOR	LIQUID	MIXED	LIQUID	LIQUID	LIQUID	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING
Flujo molar kmol/h	2,469.51	2,801.81	1,246.36	1,246.36	13.71	30.86	0.00	0.00	0.00	0.00
Flujo másico kg/h	44,488.97	50,475.46	22,453.49	22,453.49	247.03	555.97	0.00	0.00	0.00	0.00
Temperatura °C	280.00	56.50	56.61	56.50	115.29	115.29	0.00	0.00	0.00	0.00
Presión bar	19.47	0.17	0.17	0.17	37.81	37.81	0.00	0.00	0.00	0.00
Fracción vapo	1.00	0.00	0.90	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Fracción líquido	0.00	1.00	0.10	1.00	1.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Entalpia kW	-160,560,000	-220,610,000	-84,793,000	-98,135,000	-1,062,500	-2,391,400	0	0	0	0
Entalpia (h) J/kg	-12,992,000	-15,734,000	-13,595,000	-15,734,000	-15,485,000	-15,485,000	0	0	0	0
Entropia (s) J/kg/K	-2,726.35	-8,636.39	-2,149.32	-8,636.39	-7,951.46	-7,951.46	0.00	0.00	0.00	0.00
h - ho (kJ/kg)	2,858.00	116.00	2,255.00	116.00	365.00	365.00				
s - so (kJ/kg/°K)	6.28	0.37	6.85	0.37	1.05	1.05				
Ex=(h-ho)-To(s-so)										
Exergia (kJ/kg)	962.81	5.34	185.57	5.34	47.53	47.53				
Exergia (kWex)	11,898.40	74.91	1,157.42	33.32	3.26	7.34				
No. de corriente	71	72	73	74	75	76	77	78	79	80
	MISSING	VAPOR	MISSING	MISSING	MISSING	VAPOR	MISSING	MISSING	MISSING	LIQUID
Flujo molar kmol/h	0.00	2,220.34	0.00	0.00	0.00	2,220.34	0.00	0.00	0.00	54.62
Flujo másico kg/h	0.00	40,000.00	0.00	0.00	0.00	40,000.00	0.00	0.00	0.00	983.94
Temperatura °C	0.00	482.00	0.00	0.00	0.00	181.75	0.00	0.00	0.00	115.29
Presión bar	0.00	59.65	0.00	0.00	0.00	2.91	0.00	0.00	0.00	37.81
Fracción vapo	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Fracción líquido	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00
Entalpia kW	0	-139,900,000	0	0	0	-146,040,000	0	0	0	-4,232,200
Entalpia (h) J/kg	0	-12,591,000	0	0	0	-13,144,000	0	0	0	-15,485,000
Entropia (s) J/kg/K	0.00	-2,596.58	0.00	0.00	0.00	-2,181.07	0.00	0.00	0.00	-7,951.46
h - ho (kJ/kg)		3,259.00				2,706.00				365.00
s - so (kJ/kg/°K)		5.41				6.82				1.25
Ex=(h-ho)-To(s-so)										
Exergia (kJ/kg)		1,324.62				646.16				47.53
Exergia (kWex)		14,718.04				7,179.55				12.99

Tabla 4.1 Balance de materia y energía por corriente
CASO: BASE, considerando la reconfiguración (continuación).

Data file created by ASPEN PLUS Rel. 9 3-2 on 19:14 31 Tue Nov 23, 1999
 Run ID: RIAMA-AF Item STREAM-SUM Screen Stream-Sum.Main

No. de corriente	81	82	83	84	85	86	87	88	89	90
	MISSING	MISSING	MISSING	VAPOR	MISSING	MISSING	MISSING	LIQUID	LIQUID	VAPOR
Flujo molar kmol/h	0.00	0.00	0.00	2,274.95	0.00	0.00	0.00	8,244.38	4,936.45	7,972.32
Flujo másico kg/h	0.00	0.00	0.00	40,983.94	0.00	0.00	0.00	148,525.00	88,931.59	143,624.00
Temperatura °C	0.00	0.00	0.00	155.00	0.00	0.00	0.00	115.29	115.29	224.72
Presión bar	0.00	0.00	0.00	2.91	0.00	0.00	0.00	37.81	37.81	25.36
Fracción vapo	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00
Fracción líquido	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	0.00
Entalpia kW	0	0	0	-150,270,000	0	0	0	-638,850,000	-382,520,000	-525,450,000
Entalpia (h) J/kg	0	0	0	-13,200,000	0	0	0	-15,485,000	-15,485,000	-13,171,000
Entropia (s) J/kg/K	0.00	0.00	0.00	-2,308.43	0.00	0.00	0.00	-7,951.46	-7,951.46	-3,173.10
h - ho (kJ/kg)				2,650.00				365.00	365.00	2,679.00
s - so (kJ/kg/°K)				6.69				1.05	1.05	5.82
Ex=(h-ho)-To(s-so)										
Exergia (kJ/kg)				628.61				47.53	47.53	920.21
Exergia (kWex)				7,156.41				1,960.90	1,174.12	36,712.33
No. de corriente	91	92	93	94	95	96	97	98	99	100
	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUID	LIQUID	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID
Flujo molar kmol/h	4,773.55	7,972.32	4,773.55	1,024.60	613.49	5,387.04	1,733.39	2,686.50	41,765.58	41,765.58
Flujo másico kg/h	85,996.84	143,624.00	85,996.84	18,458.38	11,052.22	97,049.06	31,227.45	48,398.12	752,419.00	752,419.00
Temperatura °C	224.72	422.80	422.80	115.29	115.29	280.00	115.66	115.66	115.66	115.00
Presión bar	25.36	19.47	19.47	37.81	37.81	19.47	83.90	83.90	83.90	1.65
Fracción vapo	1.00	1.00	1.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Fracción líquido	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Entalpia kW	-314,620,000	-505,560,000	-302,710,000	-79,395,000	-47,539,000	-350,250,000	-134,280,000	-208,110,000	-3,235,400,000	-3,237,200,000
Entalpia (h) J/kg	-13,171,000	-12,672,000	-12,672,000	-15,485,000	-15,485,000	-12,992,000	-15,480,000	-15,480,000	-15,480,000	-15,489,000
Entropia (s) J/kg/K	-3,178.10	-2,210.33	-2,210.33	-7,951.46	-7,951.46	-2,726.35	-7,951.50	-7,951.50	-7,951.50	-7,951.20
h - ho (kJ/kg)	2,679.00	3,178.00	3,178.00	365.00	365.00	2,858.00	370.00	370.00	370.00	361.00
s - so (kJ/kg/°K)	5.82	6.79	6.79	1.05	1.05	6.28	1.05	1.05	1.05	1.05
Ex=(h-ho)-To(s-so)										
Exergia (kJ/kg)	920.21	1,126.99	1,126.99	47.53	47.53	962.81	52.54	52.54	52.54	43.45
Exergia (kWex)	21,982.01	44,952.05	26,921.65	243.70	145.92	25,955.38	455.75	705.34	10,981.14	9,080.91

Tabla 4.1 Balance de materia y energía por corriente
CASO: BASE, considerando la reconfiguración (continuación).

Data file created by ASPEN PLUS Rel. 9.3-2 on 19:14:31 Tue Nov 23, 1999
 Run ID: RIAMA-AF Item: STREAM-SUM Screen: Stream-Sum Main

No. de corriente	101	102	103	104	105	106	107	108	109	110
	LIQUID	LIQUID	VAPOR	VAPOR	LIQUID	LIQUID	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR
Flujo molar kmol/h	14,873.54	14,873.54	8,996.91	92.65	272.06	162.90	2,214.33	12,439.44	1,704.11	5,707.10
Flujo másico kg/h	267,951.00	267,951.00	162,082.00	1,669.08	4,901.32	2,934.74	39,891.85	224,100.00	30,700.00	102,815.00
Temperatura °C	115.00	115.29	280.00	117.94	224.72	224.72	155.01	155.01	155.01	155.01
Presión bar	1.86	37.81	19.47	1.86	25.36	25.36	2.91	2.91	2.91	2.91
Fracción vapo	0.00	0.00	1.00	1.00	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Fracción líquido	1.00	1.00	0.00	0.00	1.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Entalpia kW	-1,152,800.000	-1,152,500.000	-584,960.000	-6,151,700	-20,430.000	-12,233.000	-146,270.000	-821,690.000	-112,560.000	-376,980.000
Entalpia (h) J/kg	-15,489.000	-15,485.000	-12,992.000	-13,268.000	-15,006.000	-15,006.000	-13,200.000	-13,200.000	-13,200.000	-13,200.000
Entropia (s) J/kg/K	-7,951.20	-7,951.46	-2,726.35	-2,274.35	-6,864.23	-6,864.23	-2,308.35	-2,308.35	-2,308.35	-2,308.35
h - ho (kJ/kg)	361.00	365.00	2,858.00	2,582.00	844.00	844.00	2,650.00	2,650.00	2,650.00	2,650.00
s - so (kJ/kg°K)	1.05	1.05	6.28	6.73	2.14	2.14	6.69	6.69	6.69	6.69
Ex=(h-ho)-To(s-so)										
Exergía (kJ/kg)	43.45	47.53	962.81	550.32	198.24	198.24	628.59	628.59	628.59	628.59
Exergía (kWex)	3,233.89	3,537.61	43,348.19	255.15	269.90	161.60	6,965.47	39,129.84	5,360.49	17,952.41
No. de corriente	111	112	113	114	115	116	117	118	165	166
	MISSING	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID
Flujo molar kmol/h	0.00	1,742.97	5,575.78	13,021.24	1,704.11	12,439.44	2,214.33	33,028.07	2,801.81	1,246.36
Flujo másico kg/h	0.00	31,400.00	100,449.00	234,581.00	30,700.00	224,100.00	39,891.85	595,010.00	50,475.46	22,453.49
Temperatura °C	0.00	48.00	48.00	48.00	48.00	48.00	48.00	48.00	56.51	56.51
Presión bar	0.00	5.25	5.25	5.25	5.25	5.25	5.25	5.25	1.86	1.86
Fracción vapo	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Fracción líquido	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Entalpia kW	0	-137,540.000	-440,000.000	-1,027,500.000	-134,480.000	-981,630.000	-174,740.000	-2,606,300.000	-220,610.000	-98,134.000
Entalpia (h) J/kg	0	-15,769.000	-15,769.000	-15,769.000	-15,769.000	-15,769.000	-15,769.000	-15,769.000	-15,734.000	-15,734.000
Entropia (s) J/kg/K	0.00	-8,746.01	-8,746.01	-8,746.01	-8,746.01	-8,746.01	-8,746.01	-8,746.01	-8,636.61	-8,636.61
h - ho (kJ/kg)		81.00	81.00	81.00	81.00	81.00	81.00	81.00	116.00	116.00
s - so (kJ/kg°K)		0.26	0.26	0.26	0.26	0.26	0.26	0.26	0.37	0.37
Ex=(h-ho)-To(s-so)										
Exergía (kJ/kg)		3.44	3.44	3.44	3.44	3.44	3.44	3.44	5.41	5.41
Exergía (kWex)		30.01	96.01	224.21	29.34	214.19	38.13	568.70	75.84	33.74

Tabla 4.1 Balance de materia y energía por corriente
CASO: BASE, considerando la reconfiguración (continuación).

Data file created by ASPEN PLUS Rel 9 3-2 on 19.14.31 Tue Nov 23, 1999
 Run ID: RIAMA-AF Item: STREAM-SUM Screen: Stream-Sum.Main

No. de corriente	AD-1	AD-2	AD-4	AGUA-CAL	AGUA-REP					
	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID					
Flujo molar kmol/h	772.63	342.32	3,669.79	56,447.30	4,548.35					
Flujo másico kg/h	13,919.23	6,166.98	66,112.23	1,016,910.00	81,939.71					
Temperatura °C	117.94	117.94	48.00	115.00	28.80					
Presión bar	1.86	1.86	5.25	1.86	6.73					
Fracción vapo	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00					
Fracción líquido	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00					
Entalpia kW	-59,837,000	-26,511,000	-289,590,000	-4,375,100,000	-360,740,000					
Entalpia (h) J/kg	-15,476,000	-15,476,000	-15,769,000	-15,489,000	-15,849,000					
Entropia (s) J/kg/K	-7,919.24	-7,919.24	-8,746.01	-7,951.20	-9,003.23					
h - ho (kJ/kg)	374.00	374.00	81.00	361.00	1.00					
s - so (kJ/kg°K)	1.08	1.08	0.26	1.05	0.00					
Ex=(h-ho)-To(s-so)										
Exergia (kJ/kg)	46.80	46.80	3.44	43.45	1.11					
Exergia (kWex)	180.94	80.17	63.19	12,273.04	25.28					
No. de corriente	VB-AE01	VB-AE02	VB-AE03	VB-AE04	VB-AEC	VB-AS01	VB-AS02	VB-AS03	VB-AS04	VB-ASC
	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID
Flujo molar kmol/h	81,764.50	172,747.00	78,938.91	35,097.15	13,132.32	81,764.50	172,747.00	78,938.91	35,097.15	13,132.32
Flujo másico kg/h	1,473,010.00	3,112,090.00	1,422,110.00	632,285.00	236,582.00	1,473,010.00	3,112,090.00	1,422,110.00	632,285.00	236,582.00
Temperatura °C	28.80	28.80	28.80	28.80	28.80	47.00	47.00	47.00	47.01	132.00
Presión bar	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00	3.00
Fracción vapo	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Fracción líquido	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Entalpia kW	-6,485,100,000	-13,700,000,000	-6,261,000,000	-2,783,700,000	-1,041,600,000	-6,454,100,000	-13,640,000,000	-6,231,000,000	-2,770,400,000	-1,013,100,000
Entalpia (h) J/kg	-15,850,000	-15,850,000	-15,850,000	-15,850,000	-15,850,000	-15,774,000	-15,774,000	-15,774,000	-15,774,000	-15,416,000
Entropia (s) J/kg/K	-9,003.05	-9,003.05	-9,003.05	-9,003.05	-9,003.05	-8,758.88	-8,758.87	-8,758.88	-8,758.76	-7,769.39
h - ho (kJ/kg)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	76.00	76.00	76.00	76.00	434.00
s - so (kJ/kg°K)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.24	0.24	0.24	0.24	1.23
Ex=(h-ho)-To(s-so)										
Exergia (kJ/kg)	0.05	0.05	0.05	0.05	0.05	2.33	2.33	2.33	2.29	51.55
Exergia (kWex)	22.36	47.25	21.59	9.60	3.59	952.72	2,011.29	919.80	402.54	4,045.02

**Tabla 4.2 Balance de energía eléctrica y potencia.
CASO: BASE, considerando la reconfiguración.**

No. de corriente	EE-1	EE-2	P-7	P-8
	TV-1	TV-2	TV-3	TV-4
E. E. Generada kW	19,226	49,674	8,448	3,758

No. de corriente	BEE-1	BEE-2	BEE-3	BEE-4	BEE-5	BEE-6	BEE-7
	BOM-11	BOM-53	BOM-71	BOM-72	B-1	B-2	B-3
E. E. Consumida kW	-2	-5	-2	-1	-1,921	-313	-2

No. de corriente	P-1	P-5	P-6
	TC-1	TC-2	TC-3
Potencia HP	8,232	8,188	18,596
Potencia kW	6,138	6,106	13,867

Tabla 4.3 Balance de transferencia de calor.
CASO: BASE, considerando la reconfiguración.

No. de corriente	COMB-1	COMB-2	COMBCM1	COMBCM2
	C-1	C-2	CM-1	CM-2
Q liberado por la combustión kW	381,561	246,191	125,400	75,085
Exergia liberada por la combustión kW	414,134	267,208	136,105	81,495

No. de corriente	GCCH-1	GCCH-2	GCCHCM1	GCCHCM2
	C-1	C-2	CM-1	CM-2
Temperatura gases a chimenea °C	260	260	260	260
Calor gases a chimenea kW	38,156	24,619	12,540	7,509
Exergia kW	26,746	17,257	8,790	5,263

No. de corriente	QPAA	QPBA	QPBF	QPMA	QPMF
Calor cedido a proceso kW	27,720.01	159,949.41	21,911.86	180,938.16	77,478.85

Los valores de exergia, los cuales se presentan en las tablas anteriormente mostradas para cada corriente, fueron calculados de la siguiente manera, utilizando el software Microsoft Excel 97.

El estado muerto, esta dado a las condiciones de sitio:

$$\begin{aligned} T_0 &= 301.95 \text{ K} && (28.8 \text{ }^\circ\text{C}) \\ P_0 &= 631 \text{ mmHg} && (0.8413 \text{ bar}) \end{aligned}$$

A estas condiciones, la simulación en ASPEN tiene los siguientes resultados para el agua:

$$\begin{aligned} h_0 &= -15,850 \text{ kJ/kg} \\ s_0 &= -0.900287 \text{ kJ/kg/K} \end{aligned}$$

Para el aire, a las mismas condiciones, ambas son igual a cero.

El calculo de exergia de la materia, para cada corriente de agua esta dado por la ecuación (1.10), capítulo I, la cual sólo está representada por la exergia física (exergia térmica y exergia mecánica).

$$Ex = (H - H_0) - T_0(S - S_0) \quad (4.1)$$

En el caso de los combustibles y gases de combustión, los cálculos se realizaron en función de lo expuesto en 1.1.3 Concepto de Exergia, Capítulo I. Aquí se expuso, que la exergia de la materia de los combustibles esta en función de la exergia física y la exergia química. En las tablas 4.4a, 4.4b y 4.5, se presentan en forma particular los resultados de la caldera C-1. Para los demás equipos de combustión se siguió el mismo procedimiento.

**Tabla 4.4a Exergia de las corrientes de combustibles. Caldera C-1
CASO: BASE, considerando la reconfiguración.**

GAS DE REFINERIA						
Sustancia	Fracción	Pi	Exo [*]	F. molar	Exi [-]	
	mol	atm	kJe/gmol	kmol/h	kJe/h	
CH4	0.6690	0.5554	831.65	569	472969933	
C2H6	0.0870	0.0722	1495.84	74	110310035	
C2H4	0.0140	0.0116	1361.10	12	16090859	
C3H8	0.0290	0.0241	2154.00	25	52947080	
C3H6	0.0070	0.0058	2003.90	6	11864791	
NC4H10	0.0060	0.0050	2805.80	5	14262955	
IC4H10	0.0070	0.0058	2805.80	6	16642419	
IC4H8	0.0000	0.0000	2659.70	0	0	
NC5H12	0.0020	0.0017	3463.30	2	5868855	
IC5H12	0.0020	0.0017	3463.30	2	5868855	
C6H14	0.0020	0.0017	4118.50	2	6984171	
CO	0.0000	0.0000	275.10	0	0	
CO2	0.0060	0.0050	19.87	5	35881	
H2S	0.0180	0.0149	812.00	15	12285549	
C	0.0000	0.0000	410.26	0	0	
H2	0.1000	0.0830	236.10	85	19603086	
N2	0.0510	0.0423	0.72	43	-293051	
	1.0000	0.8303		851	745,441,417	KJ/h
					Ex=	207,067 KW
[*] Exergia química estándar. Información tomada del Apéndice de la referencia, Szargut [7]						
[-] Ver ecuaciones (1.22) y (1.25) del Capítulo I.						

**Tabla 4.4b Exergia de las corrientes de combustibles. Caldera C-1
CASO: BASE, considerando la reconfiguración.**

COMBUSTÓLEO [**]		
PCI=	39583.43 kJ/kg	
	15.00 kJ/kg	
Componente	Fracción peso	$\beta = 1.0697$
		Exq= 42,957.08 kJe/kg
C	0.8322	Flujo masa= 17,353.12 kg/h
H	0.1080	Ex= 745,439,450 kJe/h
O	0.0075	207,067 kW
H2O	0.0100	
S	0.0353	
V	0.0002	
	0.9932	
[**] Ver las ecuaciones (1.23) y (1.24) del Capítulo I.		
La exergia total = Ex (gas de refinería) + Ex (combustóleo)		
Ex = 414,134 kW		

Tabla 4.5 Exergia de la corriente de gases de combustión a chimenea, Caldera C-1.
CASO: BASE, considerando la reconfiguración.

GASES DE COMBUSTIÓN A CHIMENEA								
Sustancia	Fracción	Pi	T	Cpi ex [+]	Exo [+]	F. molar	Exi [++]	
	mol	atm	°C	kJ/gmol K	kJ/gmol	gmol/h	kJ/h	
H2O	0.1998	0.1659	260	0.0342	9.50	4226324	31674770	
CO2	0.0861	0.0715	260	0.0427	19.87	1821313	29607522	
O2	0.0167	0.0139	260	0.0302	3.97	353273	-1592908	
N2	0.6952	0.5772	260	0.0298	0.69	14705683	22769326	
SOx	0.0022	0.0018	260	0.0438	313.40	46001	13828594	
	1.0000	0.8303				21152595	96287303	
PM= 27.54						Ex=	26,746	kW
[+] Exergia química estándar. Información tomada del Apéndice de la referencia, Kotas [7]								
[++] Ver ecuaciones (1.22) y (1.25) del Capítulo I.								

4.3 BALANCE DE ENERGÍA Y PARÁMETROS DE EXERGIA POR EQUIPO.

Con la información del balance de materia, entalpia y exergia de cada corriente, se evalúa cada uno de los equipos, en la Tabla 4.6 se muestran los resultados.

Tabla 4.6 Balance energía y parámetros de exergía por equipo.
CASO: BASE, considerando la reconfiguración.

Flujo T/h	Bloque	Entrada No. corr.	Salidas No. corr.	Entalpia (kW)	Exergía (kWe)	Eficiencia Térmica	Irrevers. IRR kWe	% IRR	Pérdidas Efluentes kWe	Exergía Neta prod. ExNTP kWe	Exergía Neta sum. ExNTS kWe	Efectividad Exérgica %	Potencial Mejoram. kWe	Eficiencia Exérgica %		
(En el análisis se considera el SPA)																
Generador de vapor A. P. 90%																
389	C-1	1		-1672800	5678											
34		COMB-1		381561	414134											
549	972	AIREC1		0	0											
13			3	-52504	1148											
376			4	-1276900	163096											
583	972		GCCH-1	38156	26746											
				-1291239	-1291248	419812	190991		228821	39%	26746	158567	387388	41%	161906	45%
(En el análisis se considera el SPA)																
Generador de vapor A. P. 90%																
251	C-2	6		-1079400	3663											
22		COMB-2		246191	267208											
354	627	AIREC2		0	0											
8			9	-33877	741											
243			8	-823910	105233											
376	627		GCCH-2	24619	17257											
				-833209	-833168	270871	123231		147640	25%	17257	102311	249950	41%	104465	45%
(En el análisis se considera el SPA)																
Generador de vapor M. P. 90%																
149	CM-1	88		-638850	1961											
11		COMBCM1		125400	136105											
180	340	AIRECM1		0	0											
5			105	-20430	270											
144			92	-505560	44962											
191	340		GCCHCM1	12540	8790											
				-513450	-513450	138066	54022		84044	14%	8790	43271	127315	34%	64270	39%
(En el análisis se considera el SPA)																
Generador de vapor M. P. 90%																
89	CM-2	89		-382520	1174											
7		COMBCM2		75085	81495											
108	204	AIRECM2		0	0											
3			106	-12233	162											
86			93	-302710	26922											
115	204		GCCHCM2	7509	5263											
				-307435	-307434	82669	32347		50323	9%	5263	25909	76232	34%	38483	39%

**Tabla 4.6 Balance energía y parámetros de exergía por equipo.
CASO: BASE, considerando la reconfiguración (continuación).**

Flujo T/h	Bloque	Entrada No. corr.	Salidas No. corr.	Entalpía (kW)	Exergía kWe	Irrevers. IRR kWe	% IRR	Pérdidas Efluentes kWe	Neta prod. ExNTP kWe	Neta sum ExNTS kWe	Efectividad Exérgica %	Potencial Mejoram. kWe	Eficiencia Exérgica %		
Turbo generador A P.															
147	TV-1	37		-514510	54128										
97			35	-346680	27977										
50			38	-187060	2694										
147			EE-1		19226	19226									
				-514510	-514514	54128	49897	4231	0.73%	0.00	19226	23457	82.0%	763	92.2%
Turbo generador A P.															
442	TV-2	53		-	162539										
					1545000										
336			47	-1199500	96797										
105			442	50	-395210	5692									
			EE-2		49674	49674									
				-	-1545036	162539	152163	10377	1.78%	0.00	49674	60051	82.7%	1793	93.6%
				1545000											
Turbo compresor A P.															
40	TC-1	72		-139900	14718										
40			76	-146040	7180										
			P-1		6138	6138									
				-139900	-139902	14718	13318	1400	0.24%	0.00	6138	7538	81.4%	260	90.5%
Turbo compresor M P.															
109	TC-2	28		-392460	29083										
109			26	-398570	21098										
			P-5		6106	6106									
				-392460	-392464	29083	27204	1880	0.32%		6106	7985	75.5%	442	93.5%
Turbo compresor M P.															
247	TC-3	29		-891340	66052										
247			27	-905200	47916										
			P-6		13867	13867									
				-891340	-891333	66052	61784	4269	0.73%		13867	18136	75.5%	1005	93.5%
Turbo GENERADOR M P.															
50	TV-3	54		-182170	13499										
50			57	-190520	2502										
			P-7		8448	8448									
				-182170	-182172	13499	11050	2449	0.42%		8448	10898	77.5%	550	81.9%

Tabla 4.6 Balance energía y parámetros de exergía por equipo.
CASO: BASE, considerando la reconfiguración (continuación).

Flujo T/h	Bloque	Entrada No. corr.	Salidas No. corr.	Entalpia (kW)	Exergía kWe	Irrevers. IRR kWe	% IRR	Pérdidas Efuentes kWe	Exergía Neta prod. ExNTP kWe	Exergía Neta sum ExNTS kWe	Efectividad Exérgica %	Potencial Mejoram. kWe	Eficiencia Exérgica %	
Turbo GENERADOR M. P.														
22	TV-4	56		-81035	6005									
22			63	-84793	1157									
			P-8	3758	3758									
				-81035	-81035	6005	4916	1090	0.19%	3758	4848	77.5%	245	81.9%
Válvula reductora de presión de alta a media.														
38	VAL-32	58		-133980	14096									
38			59	-133980	12490									
				-133980	-133980	14096	12490	1605	0.28%				88.6%	
Válvula reductora de presión de media a baja.														
0	VAL-21	30												
0			31											
Vapor de alta a proceso actual.														
31	PRACFU	16		-109820	11554									
31			112	-137540	30									
			QPAA	27720										
				-109820	-109820									
Vapor de media a proceso actual.														
235	PRNORAF	44		-846610	62738									
235			114	-1027500	224									
			QPMA	180938										
				-846610	-846562									
Vapor de media a proceso futuro.														
100	PRMSUR	48		-362520	26865									
100			113	-440000	96									
			QPMF	77479										
				-362520	-362521									
Vapor de baja a proceso actual.														
224	PRBNORTE	108		-821690	39130									
224			116	-981630	214									
			QPBA	159949										
				-821690	-821681									

Tabla 4.6 Balance energía y parámetros de exergía por equipo.
CASO: BASE, considerando la reconfiguración (continuación).

Flujo T/h	Bloque	Entrada No. corr.	Salidas No. corr.	Entalpia (kW)	Exergía kWe	IRR kWe	IRR %	Pérdidas Efluentes kWe	Exergía Neta prod. ExNTP kWe	Exergía Neta sum. ExNTS kWe	Efectividad Exérgica %	Potencial Mejoram. kWe	Exergía Eficiencia %	
Vapor de baja a proceso futuro.														
31	PRBSUR	109		-112560	5360									
31			115	-134480		29								
			QPBF	21912										
				-112560	-112568									
Vapor de baja a condensador.														
40	CON-1	107		-146270	6965									
40			117	-174740		38								
237		VB-AEC		-1041600	4									
237			VB-ASC	-1013100		4045								
2850														
0				-1187870	-1187840	6969	4083	2888	0.50%	4041	6927	58.3%	1202	58.6%
Atemperación del vapor generado en C-1														
376	ATM-C1	4		-1276900	163096									
48		98		-208110	706									
425	425		10	-1485000	156231									
				-1485010	-1485000	163803	156231	7571	1.30%					95.4%
Atemperación del vapor generado en C-2														
243	ATM-C2	8		-823910	105233									
31		97		-134280	456									
274	274		20	-958180	100803									
				-958190	-958180	105689	100803	4885	0.84%					95.4%
Atemperación del vapor generado en CM-1														
144	ATMCM1	92		-505560	44962									
18		94		-79395	244									
162	162		103	-584960	43348									
				-584955	-584960	45206	43348	1858	0.32%					95.9%
Atemperación del vapor generado en CM-2														
36	ATMCM2	93		-302710	26922									
11		95		-47539	148									
97	97		96	-350250	25955									
				-350249	-350250	27068	25955	1112	0.19%					95.9%

Tabla 4.6 Balance energía y parámetros de exergía por equipo.
CASO: BASE, considerando la reconfiguración (continuación).

Flujo T/h	Bloque	Entrada No. corr.	Salidas No. corr.	Entalpia (kW)	Exergía kWe	Irrevers. IRR kWe	% IRR	Pérdidas Efluentes kWe	Exergía Neta prod. ExNTP kWe	Exergía Neta sum. ExNTS kWe	Efectividad Exérgica %	Potencial Mejoram. kWe	Eficiencia Exérgica %
Atemperación de la extracción del turbogenerador TV-1													
97	ATM-TV1	35		-346680	27977								
6		36		-25607	87								
103	103		41	-372290	27588								
				-372287	-372290	28064	27588	45	0.08%				98.3%
Atemperación de la extracción del turbogenerador TV-2													
336	ATM-TV2	47		-1199500	96797								
21		55		-88597	301								
357	357		49	-1288100	95453								
				-1288097	-1288100	97097	95453	1645	0.28%				98.3%
Atemperación del turbocompresor TC-1													
40	ATMTC1	76		-146040	7180								
1		80		-4232	13								
41	41		84	-150270	7156								
				-150272	-150270	7193	7156	36	0.01%				99.5%
Atemperación del turbocompresor TC-2													
109	ATMTC2	26		-398570	21098								
0		65		-1063	3								
109	109		32	-399630	19032								
				-399633	-399630	21101	19032	2070	0.36%				90.2%
Atemperación del turbocompresor TC-3													
247	ATMTC3	27		-905200	47916								
1		66		-2391	7								
248	248		42	-907600	43220								
				-907591	-907600	47924	43220	4734	0.81%				90.2%
Atemperación del vapor de la válvula VAL-32													
38	ATM-V32	59		-133980	0	12490	0						
6		60		-26577	0	90	0						
44	44		61	-160560	0	11898							
				-160557	-160560	12580	11898	652	0.12%				94.6%
Atemperación del vapor de la válvula VAL-21													
0	ATM-V21	31											
0		67											
0			43										

Tabla 4.6 Balance energía y parámetros de exergía por equipo.
CASO: BASE, considerando la reconfiguración (continuación).

Flujo T/h	Bloque	Entrada No. corr.	Salidas No. corr.	Entalpia (kW)	Exergía kWe	Irrvers. IRR kWe	% IRR	Pérdidas Efluentes kWe	Exergía Neta prod. ExNTP kWe	Exergía Neta sum. ExNTS kWe	Efectividad Exérgica %	Potencial Mejoram. kWe	Eficiencia Exérgica %	
Vapor saturado del turbogenerador TV-1														
50	COND-7	38		-187060	2694									
50			39	-218120	74									
1473		VB-AE01	0	-6485100	22									
1473			VB-AS01	-6454100	953									
				-6672160	-6672220	2716	1027	1690	0.29%	930	2620	35.5%	1090	37.8%
Vapor saturado del turbogenerador TV-2														
105	COND-52	50		-395210	5692									
105			51	-460850	156									
3112		VB-AE02		-13700000	47									
3112			VB-AS02	-13640000	2011									
				-14095210	-14100850	5739	2168	3571	0.61%	1964	5535	35.5%	2304	37.8%
Vapor saturado del turbocompresor TV-3														
50	COND-69	57		-190620	2602									
50			62	-220610	75									
1422		VB-AE03		-6261000	22									
1422			VB-AS03	-6231000	920									
				-6451620	-6451610	2623	995	1629	0.28%	898	2527	35.5%	1050	37.9%
Vapor saturado del turbocompresor TV-4														
22	COND-70	63		-84793	1157									
22			64	-98135	33									
632		VB-AE04		-2783700	10									
632			VB-AS04	-2770400	403									
				-2868493	-2868535	1167	436	731	0.13%	393	1124	35.5%	476	37.3%
Bomba de alta presión														
752	B-1	100		-3237200	9081									
		BEE-5		1921	1921									
752			99	-3235400	10981									
				-3235279	-3235400	11002	10981	21	0.00%	1900	1921	98.5%	0	99.8%
Bomba de media presión														
268	B-2	101		-1152800	3234									
		BEE-6		313	313									
268			102	-1152500	3538									
				-1152487	-1152500	3546	3538	9	0.00%	304	313	97.2%	0	99.7%

Tabla 4.6 Balance energía y parámetros de exergía por equipo.
CASO: BASE, considerando la reconfiguración (continuación).

Flujo T/h	Bloque	Entrada No. corr.	Salidas No. corr.	Entalpia (kW)	Exergía kWe	Irrevers. IRR kWe	% IRR	Pérdidas Efluentes kWe	Exergía Neta prod. ExNTP kWe	Exergía Neta sum. ExNTS kWe	Efectividad Exergica %	Potencial Mejoram. kWe	Eficiencia Exérgica %	
Bomba de baja presión														
1	B-3	13		-3455	10									
	BEE-7			2	2									
1			14	-3454	11									
				-3453	-3454	12	11	1	0.00%	1	2	49.3%	0	91.9%
Bomba de condensados del turbogenerador TV-1														
50	BOM-11	39		-218120	74									
	BEE-1			2	2									
50			40	-218120	75									
				-218118	-218120	76	75	1	0.00%	1	2	38.7%	1	98.1%
Bomba de condensados del turbogenerador TV-2														
105	BOM-53	51		-460850	156									
	BEE-2			5	5									
105			52	-460840	0	158								
				-460845	-460840	162	158	3	0.00%	2	5	38.7%	2	98.1%
Bomba de condensados del turbocompresor TV-3														
50	BOM-71	62		-220610	75									
	BEE-3			2	2									
50			165	-220610	76									
				-220608	-220610	77	76	1	0.00%	1	2	38.7%	1	98.1%
Bomba de condensados del turbocompresor TV-4														
22	BOM-72	64		-98135	33									
	BEE-4			1	1									
22			166	-98134	34									
				-98134	-98134	34	34	1	0.00%	0	1	38.7%	0	98.1%

**Tabla 4.6 Balance energía y parámetros de exergía por equipo.
CASO: BASE, considerando la reconfiguración (continuación).**

Flujo T/h	Bloque	Entrada No. corr.	Salidas No. corr.	Entalpia (kW)	Exergía kWe	Irrevers. IRR kWe	% IRR	Pérdidas Efluentes kWe	Exergía Neta prod. ExNTP kWe	Exergía Neta sum. ExNTS kWe	Efectividad Exérgica %	Potencial Mejoram kWe	Eficiencia Exérgica %
Cabezal de alta presión.													
425	CABALTA	10		-1485000	156231								
274		20		-958180	100803								
699	WVA2		15										
31			16	-109820	11554								
38			58	-133980	14096								
442			53	-1545000	162539								
147			37	-514510	54128								
40			72	-139900	14718								
			73										
			74										
699			75										
				-2443180	-2443210	257035	257035						100.0%
						0							
Cabezal de media presión.													
162	CABMEDIA	103		-584960	43348								
97		96		-350250	25955								
103		41		-372290	27588								
357		49		-1288100	95453								
44		61		-160560	11898								
764	WVM2		28										
109			28	-392460	29083								
247			29	-891340	66052								
			30										
235			44	-846610	62738								
100			48	-362520	26865								
22			56	-81035	6005								
50	764		54	-182170	13499								
				-2756160	-2756135	204243	204243						100.0%

**Tabla 4.6 Balance energía y parámetros de exergía por equipo.
CASO: BASE, considerando la reconfiguración (continuación).**

Flujo T/h	Bloque	Entrada No. corr.	Salidas No. corr.	Entalpia (kW)	Exergía kWe	Irrevers. IRR kWe	% IRR	Pérdidas Efuentes kWe	Exergía Neta prod. ExNTP kWe	Exergía Neta sum. ExNTS kWe	Efectividad Exérgica %	Potencial Mejoram. kWe	Eficiencia Exérgica %		
Cabezal de baja presión.															
	CABBAJA	24													
41		25													
		84		-150270	7156										
		85													
		86													
		87													
109		32		-399630	19032										
248		42		-907600	43220										
398		43													
40			107	-146270	6965										
224			108	-821690	39130										
31			109	-112560	5360										
103	398		110	-376980	17952										
				-1457500	-1457500	69408	69408						100.0%		
						0									
Cabezal de retorno de condensado															
	CABRECON	111													
31		112		-137540	30										
100		113		-440000	96										
235		114		-1027500	224										
31		115		-134480	29										
224		116		-981630	214										
40	661	117		-174740	38										
595			118	-2606300	569										
66	661		AD-4	-289590	63										
				-2895890	-2895890	632	632	0	0.00%				100.0%		
Tanque flash de las calderas de alta presión.															
13	TFALTA	3		-52504	1148										
8	21	9		-33877	741										
7			5	-26546	1101										
14	21		AD-1	-59837	181										
				-35381	-86383	1829	1282	607	0.10%	180.94	1101	1708	34.4	397	67.9%

**Tabla 4.6 Balance energía y parámetros de exergía por equipo.
CASO: BASE, considerando la reconfiguración (continuación).**

Flujo T/h	Bloque	Entrada No. corr.	Salidas No. corr.	Entalpia (kW)	Exergía kWe	Irrevers. IRR kWe	% IRR	Pérdidas Efluentes kWe	Exergía Neta prod. ExNTP kWe	Exergía Neta sum. ExNTS kWe	Efectividad Exérgica %	Potencial Mejoram. kWe	Eficiencia Exérgica %		
Tanque flash de las calderas de media presión.															
5	TFMEDIA	105		-20430	270										
3	8	106		-12233	162										
2			104	-6152	255										
6	3		AD-2	-26511	80										
				-32663	-32663	432	335	96	0.02%	80.17	255	351	72.6%	107	77.7%
Desareador															
	ED-1	68													
2		104		-6152	255										
103		110		-376980	17952										
595		118		-2606300	569										
50		40		-218120	75										
7		5		-26546	1101										
50		165		-220610	76										
22		166		-98134	34										
105		52		-460840	158										
82	1017	AGUA-REP		-360740	25										
		VAP-VEN													
1017	1017	AGUA-CAL		-4375100	12273										
				-4374422	-4375100	20246	12273	7973	1	37%	12273	20246	60.6%	3140	60.6%

4.4 DISCUSIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS.

Con los resultados de la simulación de Aspen y el balance de materia y entalpía por equipo, podemos revisar si existe algún error al no cumplirse la Ley de la conservación de la materia y la 1ra. Ley de la Termodinámica.

La información servirá para conocer los rendimientos y parámetros de exergía del Área de Fuerza de la refinería, estos últimos servirán en la determinación de los puntos más importantes donde podremos reducir los consumos de energía en la Unidad sin dejar de producir el vapor y energía eléctrica requerida por la refinería.

4.4.1 Índices de Energía Global del Área de Fuerza, 1ra. Ley de la Termodinámica.

Relación calor/electricidad (Et/Ee), muestra la relación de la energía térmica y eléctrica requerida por la refinería. Este valor sirve como referencia, al mantener la demanda de energía térmica necesaria por las Unidades de proceso constante, y al compararlo con las diferentes opciones a presentar se sabe si tenemos excedentes de electricidad (si es menor al caso base) o si se necesita importar (si es mayor al caso base).

La cantidad de energía térmica de vapor generada por el Área de Fuerza, fue simulada considerando que los turbogeneradores de vapor no operan, por tanto el vapor de alta y media producido será el demandado por las Unidades de proceso, $E_t = 539,400$ kW.

Como ya se mencionó, se requieren $E_e = 81,000$ kW de energía eléctrica, la relación es:

$$E_t/E_e = 6.65$$

Índice de calor neto (ICN), para las plantas de generación de energía eléctrica se define como la cantidad de combustible usado por unidad de producción de electricidad, en el caso particular de las termoeléctricas se dice entonces que:

$$ICN = \frac{\text{Calor liberado combustible}}{\text{Energía eléctrica}} \quad (4.1)$$

En el caso de sistemas de cogeneración, como se ha mencionado, se producen dos tipos de energía a ser utilizadas, por tanto para obtener la cantidad de combustible atribuible a la generación eléctrica, se necesita restar al calor liberado total el requerido para la generación de vapor usado en proceso, por tanto la ecuación (4.1) quedará definida de la siguiente forma:

$$\text{ICN} = \frac{Q_L - E_t}{E_e \eta_c} \quad (4.2)$$

Donde:

Q_L = Calor liberado total.

E_t = Energía térmica.

η_c = Eficiencia de calderas (con PCI).

E_e = Energía eléctrica.

En la siguiente tabla se muestran los resultados:

**Tabla 4.7 Índice de calor neto.
CASO: BASE, considerando la reconfiguración.**

Q_L (kW)	828,237 (Tabla 4.3)
E_t (kW)	539,400
η_c (% PCI)	90 (Bases del estudio)
E_e (kW)	81,000 (Tabla 4.2)
ICN	2.822
η_{ge}	35.4 %

La eficiencia de generación eléctrica (η_{ge}) es el inverso de ICN.

Rendimiento global (E_G), se define como la cantidad de energía útil utilizada en proceso entre la cantidad total de calor liberado, o dicho de otra forma es la cantidad de energía aprovechada por unidad de combustible utilizado.

$$E_G = \frac{q_a + Pot + E_e}{Q_L} \quad (4.3)$$

De la ecuación se puede apreciar, que la suma del numerador es la cantidad de energía aprovechada en proceso, ya sea como electricidad (E_e), potencia (Pot) y/o calor absorbido del vapor generado (q_a), este último sería la diferencia de entalpia

del vapor que entra a la unidad de proceso y el condensado.

En la siguiente tabla se muestran los resultados:

Tabla 4.8 Rendimiento global.
CASO: BASE, considerando la reconfiguración.

Q_L (kW)	828,237 (Tabla 4.3)
q_a (kW)	467,998 (Tabla 4.3)
Pot (kW)	26,111 (Tabla 4.2)
E_e (kW)	81,000 (Tabla 4.2)
E_G	69.4 %

Con estos resultados nosotros no podemos determinar cuales son los puntos importantes en los cuales podamos realizar una reducción importante de consumo de energía, y en muchas ocasiones nos puede llevar a decisiones erróneas que conlleven a no reducir en forma significativa los energéticos consumidos. Un ejemplo, de una mala decisión, es cuando pensamos que al reducir el calor que se llevan los efluentes a la atmósfera, como los gases de combustión y el vapor saturado a condensación de las turbinas de vapor (calor latente a la atmósfera por torres de enfriamiento), se va a tener un ahorro de energía importante, ¿cuánta energía podremos aprovechar por los gases de combustión y por los condensadores de vapor?, en ambos casos los niveles o calidad de la energía son muy bajos, por tanto los pequeños aprovechamientos que se logren obtener llevaran a una mínimo ahorro de insumos de energía.

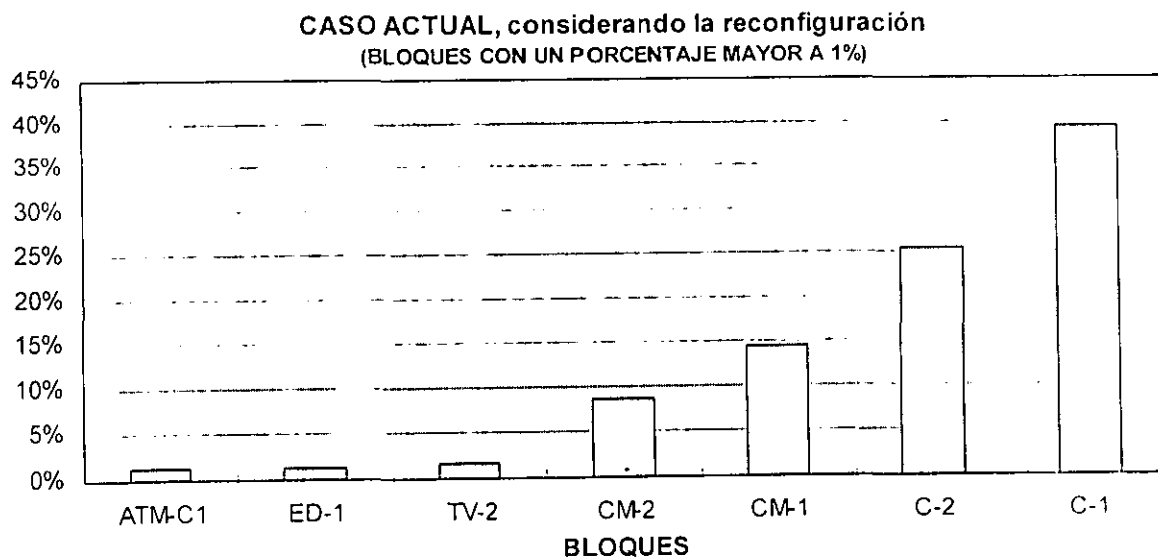
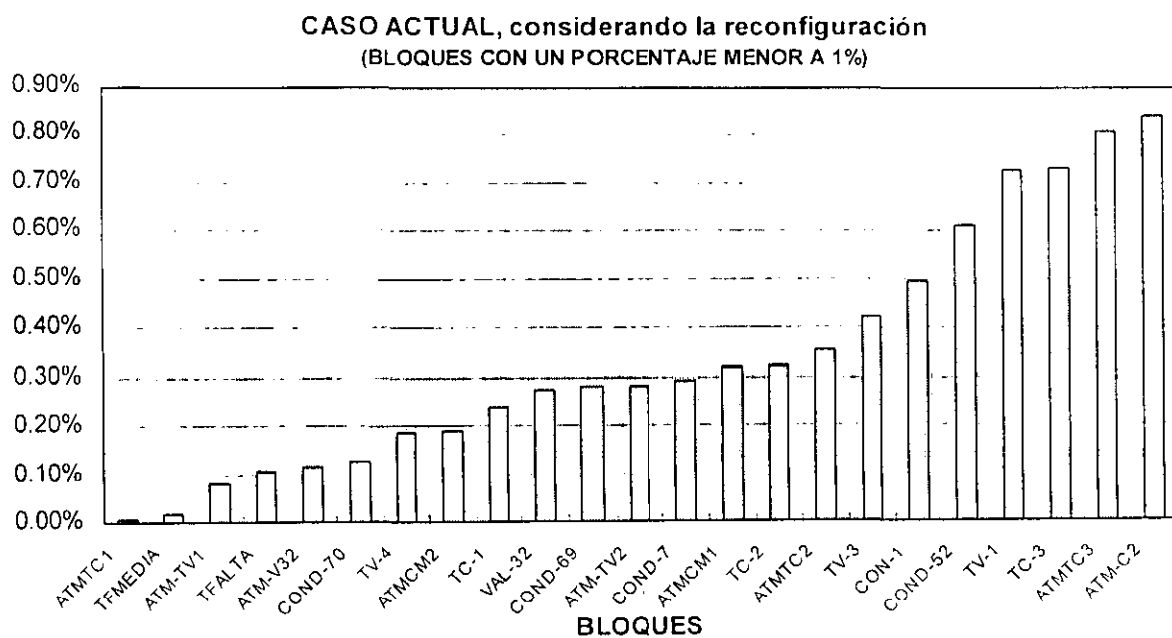
Con los índices calculados lo único que tenemos es cuanta energía producimos por unidad de energía consumida, los cuales al compararlos con las diferentes opciones que se presenten podremos saber cuanta energía ahorramos.

4.4.2 Análisis de Exergia Global del Área de Fuerza, 2da. Ley de la Termodinámica.

De la tabla 4.6 Balance energía y parámetros de exergia por equipo, se tiene la siguiente gráfica 4.1 % Pérdidas Irreversibles por Equipo, en la cual podemos observar que los equipos con mayor irreversibilidad son los equipos de combustión,

los cuales en suma corresponden al 88% de la irreversibilidad total (582,386 kW) del Area de Fuerza de la refinería.

Gráfica 4.1 % Pérdidas Irreversibles por Equipo



Para lograr que un sistema sea óptimo, es necesario enfocarnos en los equipos con los mayores potenciales de mejoramiento. Como se mencionó en el Capítulo I, este parámetro está en función de la irreversibilidad, efectividad de exergía y el potencial ambiental (o pérdidas de efluentes).

En el caso base analizado, se presenta el mayor potencial de mejoramiento precisamente en los generadores de vapor, estos se resumen a continuación:

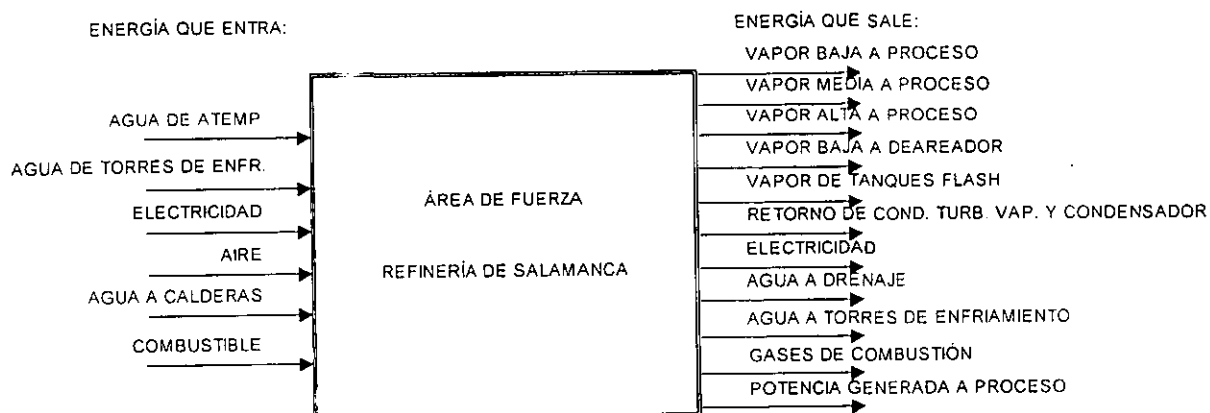
**Tabla 4.9 Parámetros de exergia de las calderas.
CASO: BASE, considerando la reconfiguración.**

Equipo	Irreversibilidad KW	Perdidas Efluente kW	Efectividad	Potencial de Mejoramiento kW
C-1	228,821	26,746	41%	161,906
C-2	147,640	17,257	41%	104,465
CM-1	84,044	8,790	34%	64,270
CM-2	50,323	5,263	34%	38,483

De esta tabla, observar que la contribución de las pérdidas de efluentes, gases de combustión a la atmósfera, para mejorar el potencial de mejoramiento es pequeño comparado con el potencial relativo $(1-\epsilon)$, ver ecuación (1.30) Capítulo I. El reducir este potencial relativo, requiere aprovechar de alguna forma el calor que se libera por el combustible, lo cual implica aumentar la efectividad, esto se puede lograr reduciendo el consumo de combustible (Exergia neta suministrada), sin embargo esto nos lleva a pensar que se deben modificar los generadores de vapor. Pero como se ha mencionado en capítulos anteriores, si considerando que los equipos son nuevos y se han modernizado los actuales, la única opción es implementar nuevos sistemas que nos presenten ahorro de combustible y que requieran de poca inversión, con la finalidad de ser justificados económicamente.

Para poder comparar las diferentes alternativas que se presenten, se requiere tener el análisis global del área de fuerza, en la tabla 4.10 se presenta los resultados en base al siguiente diagrama de bloque.

**Diagrama 4.1 de bloque del Area de Fuerza
Tabla 4.10a Análisis de exergia global del Area de Fuerza.**



CASO: BASE, considerando la reconfiguración.

	Entrada	Flujo	Entalpia	Exergía		Salida	Flujo	Entalpia	Exergía
	No. corr.	T/h	(kW)	(kWex)		No. corr.	T/h	(kW)	(kWex)
Combustible					Agua a torres de enfriamiento				
	COMB-1	34	381561	414134		VB-AS01	1473	-6454100	953
	COMB-2	22	246191	267208		VB-AS02	3112	-13640000	2011
	COMBCM1	11	125400	136105		VB-AS03	1422	-6231000	920
	COMBCM2	7	75085	81495		VB-AS04	632	-2770400	403
	WG0	0	0	0		VB-ASC	237	-1012310	4045
	WG2	0	0	0	Vapor de alta presión a proceso				
Aire						16	31	-109030	11554
	AIREC1	549	0	0	Vapor de media presión a proceso				
	AIREC2	354	0	0		44	235	-845820	62738
	AIRECM1	180	0	0		48	100	-361730	26865
	AIRECM2	108	0	0	Vapor de baja presión a proceso				
	WTA1	0	0	0		108	224	-820900	39130
Agua de torres de enfriamiento						109	31	-111770	5360
	VB-AE01	1473	6485100	22	Electricidad				
	VB-AE02	3112	-13700000	47		EE-1	0	19226	19226
	VB-AE03	1422	-6261000	22		EE-2	0	49674	49674
	VB-AE04	632	-2783700	10		P-7	0	8448	8448
	VB-AEC	237	-1042390	4		P-8	0	3758	3758
Electricidad						EET-1	0	0	0
	BEE-1	0	2	2	Gases de Combustión				
	BEE-2	0	5	5		GCCH-1	583	38156	26746
	BEE-3	0	2	2		GCCH-2	376	24619	17257
	BEE-4	0	1	1		GCCHCM-1	191	12540	8790
	BEE-5	0	1921	1921		GCCHCM-2	115	7509	5263
	BEE-6	0	313	313		WG11	0	0	0
	BEE-7	0	2	2	Retorno de condensado				
Agua a calderas						117	36	-156476	34
	1	389	-1672800	5678		40	50	-218120	75
	6	251	-1079400	3663		52	105	-460840	158
	88	149	-638850	1961		165	50	-220610	76
	89	89	-382520	1174		166	22	-98134	34
	WA1	0	0	0	Vapor de tanques flash a deareador.				
Agua de atemperación						5	7	-26546	1101
	98	48	-208110	706		104	2	-6152	255
	97	31	-134280	456		WL3	0	0	0
	94	18	-79395	244		WL4	0	0	0
	95	11	-47539	146	Vapor de baja a deareador				
	18	0	0	0		110	103	-376190	17952
	23	0	0	0	Potencia generada para proceso				
	36	6	-25607	87		P-1	0	6138	6138
	55	21	-88597	301		P-5	0	6106	6106
	80	1	-4232	13		P-6	0	13867	13867
	81	0	0	0	Agua a Drenaje				
	82	0	0	0		AD-1	14	-59837	181
	83	0	0	0		AD-2	6	-26511	80
	65	0	-1063	3		117	4	-16684	4
	66	1	-2391	7		WL5	0	0	0
	60	6	-26577	90		WL6	0	0	0
	67	0	0	0					
	TOTAL	9162	-33833067	915822		TOTAL	9162	-33833118	339204

**Tabla 4.10b Análisis de exergía global del Area de Fuerza.
CASO: BASE, considerando la reconfiguración.**

Irrevers. IRR kWex	Pérdidas Efluentes kWex	Exergía Neta prod. ExNTP kWex	Exergía Neta sum. ExNTS KWex	Efectividad Exérgica %	Potencial Mejoram. kWex	Eficiencia Exérgica %
576618	66654	266479	843097	31.61%	461019	37.04%

La tabla 4.10a nos muestra que se cumple la ley de la conservación de la materia y energía, y la tabla 4.10b nos indica que hay poca efectividad de nuestro sistema para aprovechar la energía alimentada, nuevamente las pérdidas de efluente (pérdidas de energía a la atmósfera) no son significativas, ya que tan sólo representan un 15% del potencial de mejoramiento, el resto está enfocado al potencial relativo lo que nos lleva a reducir las irreversibilidad del sistema, o mejor dicho a utilizar un sistema que aproveche mejor la energía suministrada.

Al aplicar la 2da. Ley de la Termodinámica, los parámetros de exergía global muestran el potencial de mejoramiento, que permite conocer la factibilidad de mejorar el sistema en función de la efectividad de éste para producir trabajo, así como la irreversibilidad del sistema o dicho de otra forma la exergía (trabajo) que se pierde debido al proceso de transferencia de masa o calor. Al efectuar el análisis de exergía por equipo, podemos identificar fácilmente cuáles son los equipos que presentan mayor potencial de mejoramiento, y al reducir éstos se estará reduciendo las irreversibilidades globales del sistema en forma significativa.

En el siguiente capítulo, se presenta la alternativa de utilizar ciclo combinado al Caso Base, considerando la reconfiguración, el análisis técnico y económico nos indicará si es factible la incorporación de turbinas de gas a la Refinería de Salamanca.

CAPÍTULO CINCO

CASO COGENERACIÓN CON CICLO COMBINADO

CAPÍTULO V.

CASO COGENERACIÓN CON CICLO COMBINADO.

Al realizar el análisis de energía del "Caso Base, considerando la reconfiguración", capítulo anterior, se establece que un cambio en los sistemas de generación de vapor y electricidad deberá incrementar la eficiencia global del Area de Fuerza de RIAMA, lo que principalmente se verá reflejado en un ahorro de combustible o en un mejor aprovechamiento del calor liberado de éste.

Obviamente el cambio implicará una inversión a realizar, la cual deberá ser justificada por el ahorro económico. Uno de los sistemas que ha tenido un crecimiento tecnológico en los últimos tiempos y del cual se espera que en el futuro se incremente su uso es el Ciclo Combinado, el cual, como se menciona en el Capitulo I, se utiliza en forma conjunta turbina de gas y turbina de vapor.

Las turbinas de gas se caracterizan por su bajo costo de inversión y su rápida respuesta a la potencia demandada, adicionalmente la construcción de las calderas de recuperación de calor de los gases de combustión exhaustos se realiza con mayor facilidad que la de las termoeléctricas convencionales. La ventaja de utilizar ciclo combinado, es aprovechar al máximo el consumo de combustibles, por lo general la conversión en energía eléctrica, en turbina de gas, se realiza con una eficiencia de 32% a 35%, en ciclo combinado se alcanza un grado de eficiencia aproximadamente de 50%. Al utilizar el ciclo combinado en la cogeneración, se tienen eficiencias del orden del 60% al 80% aprox. dependiendo de los requerimientos de energía térmica^[20].

En este capítulo, se presentan las diferentes opciones para implementar turbina de gas al sistema base considerado en el estudio. Estas opciones quedaron clasificadas en las siguientes alternativas:

- Mínima inversión, una turbina de gas a ser instalada.
- Máxima flexibilidad operacional, dos turbinas a ser instaladas.
- Máxima generación, disminución del índice de calor neto, ICN (o máxima eficiencia de generación eléctrica η_{ge})

Al final se muestran los resultados, así como las turbinas de gas consideradas en este estudio.

5.1 MÍNIMA INVERSIÓN.

En esta alternativa se pretende instalar, al caso base, una turbina de gas y su caldera de recuperación de calor, con la finalidad de reducir los gastos de inversión y aprovechar los equipos existentes.

En las calderas de recuperación de calor, de todas las alternativas, se consideró un Pinch de 15°C (diferencia de temperaturas mínima entre los gases de combustión y el vapor de agua en el evaporador, temperatura de saturación), así como una temperatura máxima en la cámara de combustión de 900°C, información proporcionada y autorizada para ser mencionada en este estudio por ABB Sistemas S.A. de C.V., área de Ventas Termoeléctrica y Cogeneración. Adicionalmente, para mantener un consumo de combustibles equilibrado de combustóleo y gas de refinería, se estableció que la cámara de combustión de las calderas de recuperación de calor sólo consumirían combustóleo, sin embargo en la cotización se consideraron quemadores duales (gas/combustóleo).

Las opciones son las siguientes:

Caso MD: Generación eléctrica requerida, operación de los turbogeneradores de alta presión TV-2 a 49.6 MW y turbina de gas a 31.4 MW. Generación de vapor de media con caldera de recuperación de calor. Los generadores de vapor de media y la válvula de contrapresión de media presión fuera de operación.

Se mantienen en operación las calderas de vapor de alta presión (702.9 Ton/h). El vapor de media requerido, es generado en tres diferentes formas, (1) por la extracción en turbinas de vapor, (2) en las válvulas reductoras de alta presión y (3) en la caldera de recuperación de calor de los gases de combustión exhaustos de la turbina de gas. En este caso, se trata de mantener fuera de operación las calderas de media presión, generando la mayor cantidad de vapor de media presión en la caldera de recuperación de calor (117.9 Ton/h), para completar el vapor de media requerido, se genera en las calderas de alta presión y después es estrangulado en las válvulas de contrapresión de alta (189.9 Ton/h).

Caso MDD: Generación eléctrica requerida, operación de los turbogeneradores de alta presión TV-2 a 49.6 MW y turbina de gas a 31.4 MW. Generación de vapor de media con caldera de recuperación de calor. Las válvulas de contrapresión de alta y media presión cerradas.

En operación las calderas de vapor de alta presión (513.1 Ton/h). El vapor de media requerido, es generado en tres diferentes formas, (1) por la extracción en turbinas de vapor, (2) generación con las calderas de media presión y (3) en la caldera de recuperación de calor de los gases de combustión exhaustos de la turbina de gas. Este caso es una variación del Caso MD, se mantiene la misma turbina de gas y la caldera de recuperación de calor generando vapor de media presión (117.9 Ton/h), entran en operación las calderas de media presión (216.1 Ton/h), con la finalidad de cerrar las válvulas de contrapresión de alta presión.

Caso EEB: Generación eléctrica requerida, operación de los turbogeneradores de alta presión TV-2 a 49.6 MW y turbina de gas a 31.4 MW. Generación de vapor de alta con caldera de recuperación de calor. Los generadores de vapor de media y la válvula de contrapresión de media presión, fuera de operación.

El vapor de alta presión requerido, es generado en calderas de alta presión (700.9 Ton/h) y en la caldera de recuperación de calor de los gases de combustión exhaustos de la turbina de gas (100.7 Ton/h). El vapor de media requerido, es generado en dos diferentes formas, (1) por la extracción en turbinas de vapor y (2) en la válvula de contrapresión de alta presión. En este caso, se trata de mantener fuera de operación las calderas de media presión, para completar el vapor de media requerido, se genera en las calderas de alta presión y después es estrangulado en las válvulas de contrapresión de alta (288.5 Ton/h).

Caso EEBB: Generación eléctrica requerida, operación de los turbogeneradores de alta presión TV-2 a 49.6 MW y turbina de gas a 31.4 MW. Generación de vapor de alta con caldera de recuperación de calor. Las válvulas de contrapresión de alta y media presión, fuera de operación.

El vapor de alta presión requerido, es generado en calderas de alta presión (412.5 Ton/h) y en la caldera de recuperación de calor de los gases de combustión exhaustos de la turbina de gas (100.6 Ton/h). El vapor de media requerido, es generado por la extracción en turbinas de vapor de alta y los generadores de vapor de media. Las válvulas de contrapresión de alta y media presión quedan sin flujo de vapor. Este caso es una variación del Caso EEB, se mantiene la misma turbina de gas y la caldera de recuperación de calor generando vapor de alta presión, entran en operación las calderas de media presión (334.5 Ton/h), con la finalidad de cerrar las válvulas de contrapresión de alta presión.

Caso MF: Excedente de 20 MW, operación de los turbogeneradores de alta presión TV-2 a 49.6 MW y turbina de gas a 51.4 MW. Generación de vapor de media con caldera de recuperación de calor. Los generadores de vapor de media y la válvula de contrapresión de media presión, fuera de operación.

En operación las calderas de vapor de alta presión (619.8 Ton/h). El vapor de media requerido, es generado en tres diferentes formas, (1) por la extracción en turbinas de vapor, (2) en las válvulas reductoras de alta presión y (3) en la caldera de recuperación de calor de los gases de combustión exhaustos de la turbina de gas. En este caso, se trata de mantener fuera de operación las calderas de media presión, generando la mayor cantidad de vapor de media presión en la caldera de recuperación de calor (210.9 Ton/h), para completar el vapor de media requerido, se genera en las calderas de alta presión y después es estrangulado en las válvulas de contrapresión de alta (106.7 Ton/h).

Caso MFF: Excedente de 20 MW, operación de los turbogeneradores de alta presión TV-2 a 49.6 MW y turbina de gas a 51.4 MW. Generación de vapor de media presión con caldera de recuperación de calor. Las válvulas de contrapresión de alta y media presión, fuera de operación.

En operación las calderas de vapor de alta presión (513.1 Ton/h). El vapor de media requerido, es generado en tres diferentes formas, (1) por la extracción en turbinas de vapor, (2) generación con las calderas de media presión y (3) en la caldera de recuperación de calor de los gases de combustión exhaustos de la turbina de gas. Este caso es una variación del Caso MF, se mantiene la misma turbina de gas y la caldera de recuperación de calor generando vapor de media presión (210.8 Ton/h), entran en operación las calderas de media presión (123.4 Ton/h), con la finalidad de cerrar las válvulas de contrapresión de alta presión.

Caso EEDD: Excedente de 20 MW, operación de los turbogeneradores de alta presión TV-2 a 49.6 MW y turbina de gas a 51.4 MW. Generación de vapor de alta presión con caldera de recuperación de calor. Las calderas de vapor de media presión y válvula de contrapresión de media presión, fuera de operación.

El vapor de alta presión requerido, es generado en calderas de alta presión (620.1 Ton/h) y en la caldera de recuperación de calor de los gases de combustión exhaustos de la turbina de gas (181.4 Ton/h) . El vapor de media requerido, es generado en dos diferentes formas, (1) por la extracción en turbinas de vapor y (2)

en la válvula de contrapresión de alta presión. En este caso, se trata de mantener fuera de operación las calderas de media presión, para completar el vapor de media requerido, se genera en las calderas de alta presión y después es estrangulado en las válvulas de contrapresión de alta (288.4 Ton/h).

Caso EED: Excedente de 20 MW, operación de los turbogeneradores de alta presión TV-2 a 49.6 MW y turbina de gas a 51.4 MW. Generación de vapor de alta presión con caldera de recuperación de calor. Las válvulas de contrapresión de alta y media presión, fuera de operación.

El vapor de alta presión requerido, es generado en calderas de alta presión (331.7 Ton/h) y en la caldera de recuperación de calor de los gases de combustión exhaustos de la turbina de gas (181.4 Ton/h). El vapor de media requerido, es generado por la extracción en turbinas de vapor de alta y los generadores de vapor de media. Las válvulas de contrapresión de alta y media presión quedan sin flujo de vapor. Este caso es una variación del Caso EEDD, se mantiene la misma turbina de gas y la caldera de recuperación de calor generando vapor de alta presión, entran en operación las calderas de media presión (334.5 Ton/h), con la finalidad de cerrar las válvulas de contrapresión de alta presión.

5.2 MÁXIMA FLEXIBILIDAD OPERACIONAL.

Esta alternativa considera dos turbinas de gas, la finalidad consiste principalmente en mantener los requerimiento de energía eléctrica y reducir la compra de energía eléctrica de respaldo a CFE, en caso de falla de una de ellas, la otra pueda operar sin ningún problema.

Es importante mencionar, que el arranque de estos equipos fluctúa entre 10 y 15 minutos, así como una respuesta en caso de incremento de potencia de 3 a 5 minutos^[20].

Con autorización de la Refinería de Salamanca, en la siguiente Tabla 5.1 se presentan las fallas de energía eléctrica por C.F.E., al suministro de electricidad a la refinería.

Tabla 5.1 Fallas de energía eléctrica por C.F.E.

Fecha	Disparo (h)	Sincronización (h)	Duración (min)	Causa
13-ene-95	19.02	19.22	20	Cambiador de derivación en transformador T-7.
16-may-95	13.31	13.42	11	Disturbio en línea Abasolo 230 kV
21-may-95	20.20	20.29	9	Disparo en línea Celaya.
9-oct-95	9.35	12.42	3h 7min	Temblor en Manzanillo, baja de frecuencia.
17-nov-95	7.11	7.17	6	Disparo de línea 73110 (Zona Industrias)
17-nov-95	11.18	11.25	7	Disparo en línea Celaya.
18-nov-95	6.30	6.45	15	Disparo de línea 73110 (Zona Industrias)
21-nov-95	20.51	21.03	12	Disparo de línea León.
8-dic-95	19.15	19.37	22	Falla en el interruptor Termo-Salamanca CFE.
25-dic-95	20.16	20.31	15	Disparo de línea 73110 (Zona Industrias)
26-dic-95	1.11	1.21	10	Disparo en línea Celaya.
1-ene-96	7.10	7.29	19	Falla en línea a Irapuato.
28-mar-96	11.52	12.03	11	Falla en línea a Morelia
10-jun-96	5.03	5.29	26	Falla en línea 73110 (Zona Industrias)
22-dic-97	7.12	7.25	13	Variación en voltaje de línea de acometida 73150.
7-ene-98	14.09	14.59	50	Problemas red C.F.E. Explosión en Planta Termoeléctrica Salamanca.
16-ene-98	6.18	7.15	57	Disturbio en líneas 73110 (Zona Industrial) y Zona Irapuato.
11-mar-98	23.15	3.34	4h 19min	Falla en sistema de protección de línea Zona Irapuato.
14-mar-98	6.01	6.20	19	Falla en línea Zona Irapuato.
2-may-98	16.09	16.25	16	Arqueo en la línea 73150 por un vehículo que recogía chatarra
6-jun-98	1.34	2.10	36	Falla en puente de subestación a C.F.E.

La alternativa pretende, que el Área de Fuerza de la refinería genere los servicios de energía eléctrica y vapor demandados, aún considerando el caso de mantenimiento los equipos de potencia mantendrán su generación normal necesaria para las unidades de proceso.

A continuación, se describen las diferentes opciones a esta alternativa:

Caso MB: Generación eléctrica requerida, operación de los turbogeneradores de alta presión TV-1 a 19.2 MW y dos turbinas de gas a 31 MW cada una. Generación de vapor de media presión con caldera de recuperación de calor. Las calderas de vapor de media presión y válvula de contrapresión de media presión, fuera de operación.

En operación las calderas de vapor de alta presión (522.2 Ton/h). El vapor de media requerido es generado en tres diferentes formas, (1) por la extracción en turbinas de vapor, (2) en las válvulas reductoras de alta presión y (3) en la caldera de recuperación de calor de los gases de combustión exhaustos de la turbina de gas. En este caso, se trata de mantener fuera de operación las calderas de media presión, generando la mayor cantidad de vapor de media presión en la caldera de recuperación de calor (235.9 Ton/h), para completar el vapor de media requerido, se genera en las calderas de alta presión y después es estrangulado en las válvulas de contrapresión de alta (303.7 Ton/h).

Caso MBB: Generación eléctrica requerida, operación de los turbogeneradores de alta presión TV-1 a 19.2 MW y dos turbinas de gas a 31 MW cada una. Generación de vapor de media presión con caldera de recuperación de calor. Las válvulas de contrapresión de alta y media presión, fuera de operación.

En operación las calderas de vapor de alta presión (218.5 Ton/h). El vapor de media requerido, es generado en tres diferentes formas, (1) por la extracción en turbinas de vapor, (2) generación con las calderas de media presión y (3) en la caldera de recuperación de calor de los gases de combustión exhaustos de la turbina de gas. Este caso es una variación del Caso MB, se mantiene la misma turbina de gas y la caldera de recuperación de calor generando vapor de media presión (235.7 Ton/h), entran en operación las calderas de media presión (352.3 Ton/h), con la finalidad de cerrar las válvulas de contrapresión de alta presión.

Caso EEA: Generación eléctrica requerida, operación de los turbogeneradores de alta presión TV-1 a 19.2 MW y dos turbinas de gas a 31 MW cada una. Generación de vapor de alta presión con caldera de recuperación de calor. Los generadores de vapor de media presión y la válvula de contrapresión de media presión, fuera de operación.

El vapor de alta presión requerido, es generado en calderas de alta presión (523.9 Ton/h) y en la caldera de recuperación de calor de los gases de combustión exhaustos de la turbina de gas (201.4 Ton/h). El vapor de media requerido, es generado en dos diferentes formas, (1) por la extracción en turbinas de vapor y (2) en las válvulas de contrapresión de alta presión. En este caso, se trata de mantener fuera de operación las calderas de media presión, para completar el vapor de media requerido, se genera en las calderas de alta presión y después es estrangulado en las válvulas de contrapresión de alta (506.9 Ton/h).

Caso EEAA: Generación eléctrica requerida, operación de los turbogeneradores de alta presión TV-1 a 19.2 MW y dos turbinas de gas a 31 MW cada una. Generación de vapor de alta presión con caldera de recuperación de calor. La válvula de contrapresión de media presión, fuera de operación.

El vapor de alta presión requerido, es generado en calderas de alta presión (165.1 Ton/h) y en la caldera de recuperación de calor de los gases de combustión exhaustos de la turbina de gas (201.4 Ton/h). El vapor de media requerido, es generado por la extracción en turbinas de vapor de alta, al estrangularlo en las válvulas de alta y los generadores de vapor de media. Las válvulas de contrapresión de media presión quedan sin flujo de vapor.

Este caso es una variación del Caso EEA, se mantiene la misma turbina de gas y la caldera de recuperación de calor generando vapor de alta presión, entran en operación las calderas de media presión (416.5 Ton/h), con la finalidad de reducir el flujo de vapor a las válvulas de contrapresión de alta presión (148. Ton/h). No se cierran completamente estas válvulas porque las calderas de media presión rebasarían las condiciones de operación máxima de estos equipos, al final se reduce la generación de vapor en las calderas hasta un límite de operación permisible.

Caso GVA: Excedente de 17 MW, con los turbogeneradores de alta presión TV-1 a 19.2 MW y dos turbinas de gas a 39.4 MW cada una. Generación de vapor de media presión con caldera de recuperación de calor. Las válvulas de contrapresión de alta y media presión, fuera de operación.

El vapor de alta presión requerido, es generado en calderas de alta presión (218.5 Ton/h). El vapor de media es producido en los generadores de vapor de media presión (261.5 Ton/h), en la caldera de recuperación de calor de los gases de combustión exhaustos de la turbina de gas (326.4 Ton/h) y por la extracción en turbinas de vapor de alta. Las válvulas de contrapresión de alta y media presión quedan sin flujo de vapor.

El objetivo de este caso, es llevar las turbinas que se están considerando en las opciones antes mencionadas de la alternativa de máxima flexibilidad, a su generación máxima de energía eléctrica (39.39 MW, cada una), el excedente eléctrico (17 MW) será vendido a C.F.E. Adicionalmente, se genera la mayor cantidad de vapor de media presión, en las calderas de recuperación de calor, con la finalidad de reducir éste en los generadores actuales y dejar sin flujo a las válvulas de alta presión.

Caso GVAA: Excedente de 17 MW, con los turbogeneradores de alta presión TV-1 a 19.2 MW y dos turbinas de gas a 39.4 MW cada una. Generación de vapor de alta presión con caldera de recuperación de calor. La válvula de contrapresión de media presión, fuera de operación.

El vapor de alta presión requerido, es generado en calderas de alta presión (180.1 Ton/h) y en la caldera de recuperación de calor de los gases de combustión exhaustos de la turbina de gas (321 Ton/h). El vapor de media requerido, es generado por la extracción en turbinas de vapor de alta, al estrangularlo en las válvula (282.6 Ton/h) y en los generadores de vapor de media (260.1 Ton/h). La válvula de contrapresión de media presión quedan sin flujo de vapor.

El objetivo de este caso, es llevar las turbinas que se están considerando en las opciones antes mencionadas de la alternativa de máxima flexibilidad, a su generación máxima de energía eléctrica (39.39 MW, cada una), el excedente eléctrico (17 MW) será vendido a C.F.E. Además, como se considero en el caso EEAA, se equilibra la generación de vapor de alta y media presión requerido, para evitar que se rebase la capacidad de diseño de las calderas de media presión.

En el anexo, se presenta el diagrama 5.1 Corrientes de entrada y salida para el Caso GVAA.

Caso ME: Excedente de 20 MW, operación de los turbogeneradores de alta presión TV-1 a 19.2 MW y turbinas de gas a 35.1MW y 45 MW. Generación de vapor de media presión con caldera de recuperación de calor. Los generadores de vapor de media presión y la válvula de contrapresión de media presión, fuera de operación.

En operación las calderas de vapor de alta presión (459.5 Ton/h). El vapor de media requerido, es generado en tres diferentes formas, (1) por la extracción en turbinas de vapor, (2) en las válvulas reductoras de alta presión y (3) en la caldera de recuperación de calor de los gases de combustión exhaustos de la turbina de gas. En este caso, se trata de mantener fuera de operación las calderas de media presión, generando la mayor cantidad de vapor de media presión en la caldera de recuperación de calor (308.4 Ton/h), para completar el vapor de media requerido, se genera en las calderas de alta presión y después es estrangulado en las válvulas de contrapresión de alta (241 Ton/h).

Caso MEE: Excedente de 20 MW, operación de los turbogeneradores de alta presión TV-1 a 19.2 MW y turbinas de gas a 35.1MW y 45 MW. Generación de vapor de media presión con caldera de recuperación de calor. Las válvulas de contrapresión de alta y media presión, fuera de operación.

En operación las calderas de vapor de alta presión (218.5 Ton/h). El vapor de media requerido, es generado en tres diferentes formas, (1) por la extracción en turbinas de vapor, (2) generación con las calderas de media presión y (3) en la caldera de recuperación de calor de los gases de combustión exhaustos de la turbina de gas. Este caso es una variación del Caso ME, se mantiene la misma turbina de gas y la caldera de recuperación de calor generando vapor de media presión (308.4 Ton/h), entran en operación las calderas de media presión (279.5 Ton/h), con la finalidad de cerrar las válvulas de contrapresión de alta presión.

Caso EECC: Excedente de 20 MW, operación de los turbogeneradores de alta presión TV-1 a 19.2 MW y turbinas de gas a 35.1MW y 45 MW . Generación de vapor de alta presión con calderas de recuperación de calor. Los generadores de vapor de alta presión y la válvula de contrapresión de media presión, fuera de operación.

El vapor de alta requerido se genera con la calderas de recuperación de calor de los gases de combustión exhaustos de las turbinas de gas (371.9 Ton/h). El vapor de media requerido, es generado en tres diferentes formas, (1) por la extracción en turbinas de vapor, (2) en las válvulas reductoras de alta presión (153.4 Ton/h) y (3) en los generadores de vapor de media presión (410 Ton/h). En este caso, se trata de mantener fuera de operación las calderas de alta presión, generando la mayor cantidad de vapor en las calderas de recuperación de calor.

Caso F: Excedente de 20 MW, operación de los turbogeneradores de alta presión TV-1 a 19.2 MW y turbinas de gas a 35.1MW y 45 MW . Generación de vapor de alta y media presión con calderas de recuperación de calor. Los generadores de vapor de alta presión y la válvula de contrapresión de media presión, fuera de operación.

El vapor de alta requerido se genera con la calderas de recuperación de calor de los gases de combustión exhaustos de las turbinas de gas que genera 45 MW (231.3 Ton/h). El vapor de media necesario, es generado en cuatro diferentes formas, (1) por la extracción en turbinas de vapor, (2) en las válvulas reductoras de alta presión (12.8 Ton/h), (3) en los generadores de vapor de media presión (424.5

Ton/h) y (4) en la caldera de recuperación de calor de los gases exhaustos de la turbina de gas de 35.1 MW (148.8 Ton/h). En este caso, se trata de mantener fuera de operación las calderas de alta presión y generar vapor de alta y media presión en las calderas de recuperación de calor.

5.3 MÁXIMA GENERACIÓN.

Con esta alternativa se pretende aumentar al máximo la eficiencia de generación de vapor y energía eléctrica, al considerar la implementación de turbina de gas en el sistema actual del Área de Fuerza de la Refinería de Salamanca. Esto es, disminuir el Índice de Calor Neto (ICN, ver sección 4.4.1 Capítulo IV), para lo cual se debe incrementar la energía térmica en las calderas de recuperación de calor y disminuir la generación de vapor en las calderas actuales.

A continuación se describen las diferentes opciones consideradas en esta alternativa:

Caso B: Generación eléctrica con turbinas de gas (229.9 MW Totales) y el turbogenerador TV-1 de 19.2 MW. Generación de vapor de alta y media presión con las calderas de recuperación de calor de gases exhaustos. Fuera de operación los generadores de vapor de alta y media, así como las válvulas de contrapresión de alta y media presión.

Los excedentes de esta opción son de 168 MW. Todo el vapor de alta requerido (218.5 Ton/h) y parte del vapor de media presión (587.9 Ton/h), se generan con las calderas de recuperación de calor de los gases de combustión exhaustos de las turbinas de gas. El vapor de media presión complementario es generado con la extracción de los turbogeneradores de vapor de alta presión.

La finalidad es, mantener fuera de operación las calderas de alta y media presión, así como las válvulas de alta y media presión, en este caso sólo operan los turbogeneradores de 19.2 MW.

Caso C: Generación eléctrica con turbinas de gas (265.4 MW Totales) y el turbogenerador TV-2 de 49.6 MW. Generación de vapor de alta y media presión con las calderas de recuperación de calor de gases exhaustos. Fuera de operación los generadores de vapor de alta y media, así como las válvulas de contrapresión de alta y media presión.

Los excedentes de esta opción son de 234 MW. Todo el vapor de alta requerido (513.1 Ton/h) y parte del vapor media presión (334.3 Ton/h), se generan con las calderas de recuperación de calor de los gases de combustión exhaustos de las turbinas de gas. El vapor de media presión complementario es generado con la extracción de los turbogeneradores de vapor de alta presión.

Al igual que el caso C, la finalidad es mantener fuera de operación las calderas de alta y media presión, así como las válvulas de alta y media presión, en este caso sólo operan los turbogeneradores de 49.6 MW.

Caso D: Generación eléctrica con turbinas de gas (289.7 MW Totales) y los turbogeneradores TV-3 y TV-4 (8.4 y 3.8 respectivamente). Generación de vapor de alta y media presión con las calderas de recuperación de calor de gases exhaustos. Fuera de operación los generadores de vapor de alta y media, así como las válvulas de contrapresión de alta y media presión.

Los excedentes de esta opción son de 221 MW. El vapor requerido de alta presión (71.4 Ton/h) y de media presión (764 Ton/h), se generan sólo con las calderas de recuperación de calor de los gases de combustión exhaustos de las turbinas de gas.

Al igual que los caso B y C, la finalidad es mantener fuera de operación las calderas de alta y media presión, así como las válvulas de alta y media presión, pero en este caso sólo se mantienen operando los turbogeneradores de vapor de media presión.

Caso E: Generación eléctrica sólo con turbinas de gas (261.3 MW Totales). Generación de vapor de alta y media presión con las calderas de recuperación de calor de gases exhaustos. Fuera de operación los generadores de vapor de alta y media, así como las válvulas de contrapresión de alta y media presión.

Los excedentes de esta opción son de 180.2 MW. El vapor requerido de alta (71.4 Ton/h) y media presión (691.1 Ton/h), se generan sólo con las calderas de recuperación de calor de los gases de combustión exhaustos de las turbinas de gas.

El objetivo es, conocer que tan económicamente atractivo resultaría generar los requerimiento de energía eléctrica y vapor necesarios para la refinera, utilizando sólo turbina de gas y caldera de recuperación de calor de gases de exhaustos.

Caso MC: Generación eléctrica con turbinas de gas. (61.8 MW Totales) y turbogeneradores TV-2 de 49.6 MW. Generación de vapor de media presión con caldera de recuperación de calor. Los generadores de vapor de media y válvula de contrapresión de media presión, fuera de operación.

Los excedentes de esta opción son de 30.3 MW. Los generadores de alta presión en operación (598.4 Ton/h). El vapor de media presión requerido se obtiene de tres formas, (1) con las calderas de recuperación de calor de los gases de combustión exhaustos de las turbinas de gas (235.8 Ton/h), (2) con la extracción de los turbogeneradores de vapor de alta y (3) con la válvula de contrapresión de alta presión (85.2 Ton/h).

En este caso se tienen las misma turbinas de gas, que se usan en la alternativa de confiabilidad operacional, pero, como se ha mencionado en este caso, operan los turbogeneradores de vapor de 49.6 MW, y se mantienen fuera de operación las calderas de media presión.

Caso MCC: Generación eléctrica con turbinas de gas (61.8 MW Totales) y turbogeneradores TV-2 de 49.6 MW. Generación de vapor de media presión con caldera de recuperación de calor. Las válvulas de contrapresión de alta y media presión, fuera de operación.

Los excedentes de esta opción son de 30.3 MW. Los generadores de alta presión en operación (513.1 Ton/h Totales). El vapor de media presión requerido se obtiene de tres formas, (1) con las calderas de recuperación de calor de los gases de combustión exhaustos de las turbinas de gas (235.8 Ton/h), (2) con los generadores de media presión (98.5 Ton/h) y (3) con la extracción de los turbogeneradores de vapor alta presión. Esta opción es similar a MC, y la finalidad de ésta es cerrar la válvula de contrapresión de alta presión.

Caso GVBB: Generación eléctrica con turbinas de gas (154.8 MW Totales) y turbogeneradores TV-2 de 49.6 MW. Generación de vapor de alta presión con caldera de recuperación de calor. Los generadores de vapor de alta y media presión, así como la válvula de contrapresión de media presión, fuera de operación.

Los excedentes de esta opción son de 123.4 MW. El vapor de alta presión requerido se genera sólo con las calderas de recuperación de calor de los gases de

combustión exhaustos de las turbinas de gas (801.1 Ton/h). El vapor de media presión se obtiene de dos formas, (1) con la extracción de los turbogeneradores de vapor alta y (2) la válvula de contrapresión de alta presión (287.9 Ton/h).

Caso GVB: Generación eléctrica con turbinas de gas (99.1 MW Totales) y turbogeneradores TV-2 de 49.6 MW. Generación de vapor de alta presión con caldera de recuperación de calor. Los generadores de vapor de alta y válvulas de contrapresión de alta y media presión, fuera de operación.

Los excedentes de esta opción son de 67.7 MW. El vapor de alta presión requerido se genera con las calderas de recuperación de calor de los gases de combustión exhaustos de las turbinas de gas (513.1 Ton/h). El vapor de media presión se obtiene de dos formas, (1) con los generadores de media (334.5 Ton/h) y (2) con la extracción de los turbogeneradores de vapor alta presión. Este caso es una variación del caso GVBB, con la finalidad de sacar de operación las válvulas de contrapresión de alta presión.

En el anexo, se encuentra un resumen de las opciones que aquí se han mencionado.

5.4 RESULTADOS.

En esta parte, se resumen los resultados obtenidos de las opciones antes mencionadas de las tres alternativas consideradas. Así también, se muestran las diferencias que se tienen de combustibles, agua de enfriamiento, agua de retorno y excedente de energía eléctrica comparando las diferentes opciones contra el Caso Base.

Tabla 5.2 Generación energía eléctrica, vapor sobrecalentado y consumo de agua.

CASO	GENERACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA				GENERACIÓN DE				AGUA DE:			
	Turbina de:		Total	Excedente	Vapor de:				Diferencia			Diferencia
	Vapor	Gas			Alta Presión		Media Presión		Repuesto	vs. Actual	Enfriamiento	
	kW	kW	kW	kW	kV	Ton/h	kW	Ton/h	m3/h	m3/h	m3/h	m3/h

Actual 81,107 81,107 565 309 699 180.437 259 86.20 6.876.08

ALTERNATIVA: MÍNIMA INVERSIÓN

										Ahorro (requerido)		Ahorro (requerido)
MD	49,674	31,385	81,060	-47	551 532	683	95,380	138	83.24	2.97	3,322.65	3,553.43
MDD	49,674	31,482	81,156	49	412,471	513	227,440	334	85.50	0.70	3,378.29	3,497.79
EEB	49,674	31,386	81,061	-46	647 310	802	0	0	83.44	2.76	3,384.51	3,491.56
EEBB	49,670	31,386	81,056	-50	413 533	513	232,938	334	85.47	0.73	3,377.64	3,498.44
MF	49,674	51,327	101,002	19,895	500 737	620	145,414	211	83.76	2.44	3,322.65	3,553.43
MFF	49,671	51,402	101,073	19,966	411 318	513	224,548	334	85.56	0.64	3,377.99	3,498.09
EED	49,664	51,379	101,043	19,936	422 508	513	232,938	334	85.54	0.67	3,376.86	3,499.22
EEDD	49,674	51,379	101,054	19,947	655 975	802	0	0	83.50	2.71	3,384.48	3,491.60

ALTERNATIVA: MÁXIMA FLEXIBILIDAD OPERACIONAL

MB	19,226	61,817	81,043	-64	421 795	522	162,613	236	82.43	3.77	1,683.57	5,192.51
MBB	19,223	61,817	81,040	-67	176 713	218	409,749	588	86.14	0.06	1,794.54	5,081.54
EEA	19,226	61,805	81,031	-76	619 781	725	0	0	82.46	3.75	1,770.52	5,105.56
EEAA	19,226	61,805	81,031	-76	329 517	367	306,652	417	85.05	1.16	1,762.52	5,113.56
GVA	19,226	78,787	98,013	16,906	176 720	219	412,518	588	86.20	0.00	1,759.61	5,116.47
GVAA	19,226	78,780	98,006	16,899	386 577	501	171,741	260	84.15	2.05	1,765.25	5,110.82
ME	19,226	81,808	101,034	19,927	370 372	460	212,693	308	82.96	3.24	1,683.57	5,192.51
MEE	19,225	81,808	101,033	19,927	171 336	219	397,480	588	86.17	0.03	1,759.50	5,116.58
EECC	19,226	81,808	101,034	19,927	302 511	372	286,358	410	85.12	1.08	1,762.35	5,113.72
F	19,226	81,808	101,034	19,927	196 754	231	408,032	573	86.17	0.03	1,759.50	5,116.58

ALTERNATIVA: MÁXIMA GENERACIÓN

B	19,226	229,900	249,126	168,019	170 422	219	402,212	588	85.20	1.00	1,683.57	5,192.51
C	49,674	265,393	315,067	233,960	411 482	513	228,696	334	85.05	1.16	3,322.65	3,553.43
D	12,213	289,735	301,948	220,841	49 554	71	522,700	764	86.51	-0.31	2,255.99	4,610.08
E	0	261,348	261,348	153,242	50 377	71	472,783	691	84.71	1.49	2,205.56	6,665.51
MC	49,674	61,817	111,491	30,385	483 350	598	162,621	236	83.95	2.25	3,322.65	3,553.43
MCC	49,671	61,817	111,488	30,381	410 550	513	232,350	334	85.58	0.62	3,377.98	3,498.10
GVB	49,674	99,157	148,831	67,724	421 918	513	236,384	334	85.79	0.41	3,377.53	3,498.55
GVBB	49,674	154,806	204,480	123,373	658 733	801	0	0	83.91	2.30	3,353.50	3,492.58

Tabla 5.3 Consumo de combustibles.

CASO	Turbina de gas kW	Generadores de Vapor kW	Caldera de Recup. de Calor kW	Total kW	Diferencia								
					Combustóleo				vs. Actual Bls/h	Gas			vs. Actual m ³ /h
					kW	kg/h	m ³ /h	Bl/s/h		kW	kg/h	m ³ /h	
Actual	0.00	828,237.53	0.00	828,237.53	414,118.76	37,667.64	37.67	236.90		414,118.76	35,213.17	44,512.86	

ALTERNATIVA: MÍNIMA INVERSIÓN

										Ahorro (requerido)		Ahorro (requerido)		
MD	90,694.79	613,336.96	52,559.07	756,590.82	359,227.55	32,674.81	32.67	205.50		31.40	397,363.27	33,788.42	42,711.84	1,801.02
MDD	90,694.79	612,825.80	52,559.07	756,079.66	358,971.97	32,651.57	32.65	205.36		31.55	397,107.69	33,766.69	42,684.37	1,828.49
EEB	85,092.31	629,888.57	54,648.65	769,629.53	369,592.93	33,617.63	33.62	211.43		25.47	400,036.59	34,015.74	42,999.19	1,513.67
EEBB	85,092.31	629,464.18	54,648.65	769,205.13	369,380.74	33,598.33	33.60	211.31		25.59	399,824.40	33,997.69	42,976.39	1,536.48
MF	144,285.25	557,020.59	77,616.83	778,922.67	356,127.12	32,392.80	32.39	203.73		33.18	422,795.54	35,950.97	45,445.51	-932.65
MFF	144,285.25	556,634.83	77,616.83	778,536.90	355,934.24	32,375.26	32.38	203.62		33.29	422,602.66	35,934.56	45,424.78	-911.92
EED	144,285.25	556,916.62	83,708.81	784,910.68	362,167.12	32,942.19	32.94	207.18		29.72	422,743.56	35,946.55	45,439.92	-927.06
EEDD	144,285.25	557,278.61	83,708.81	785,272.67	362,348.12	32,958.66	32.96	207.29		29.62	422,924.55	35,961.94	45,459.38	-946.52

ALTERNATIVA: MÁXIMA FLEXIBILIDAD OPERACIONAL

MB	169,048.29	469,263.79	105,526.62	743,838.70	340,158.51	30,940.32	30.94	194.59		42.31	403,680.18	34,325.56	43,390.84	1,122.02
MBB	169,048.29	468,900.09	105,526.62	743,474.99	339,976.66	30,923.78	30.92	194.49		42.41	403,498.33	34,310.09	43,371.29	1,141.57
EEA	169,048.29	470,866.24	109,297.30	749,211.82	344,730.42	31,356.18	31.36	197.21		39.69	404,481.41	34,393.69	43,476.96	1,035.90
EEAA	169,048.29	470,625.54	109,297.30	748,971.12	344,610.07	31,345.23	31.35	197.14		39.76	404,361.05	34,383.45	43,464.02	1,048.84
GVA	216,243.94	398,693.00	124,387.60	739,324.53	318,674.78	28,986.19	28.99	190.00		46.90	415,590.43	35,338.30	44,671.05	-158.19
GVAA	216,216.83	363,132.68	158,975.02	738,324.53	340,541.36	30,975.14	30.98	194.81		42.09	397,783.17	33,824.12	42,756.98	1,755.88
ME	232,527.72	412,964.84	107,078.16	752,570.72	313,560.58	28,521.01	28.52	179.38		57.53	439,010.14	37,329.72	47,188.39	-2,675.53
MEE	232,527.72	412,734.40	107,078.16	752,340.28	313,445.36	28,510.53	28.51	179.31		57.59	438,894.92	37,319.92	47,176.00	-2,663.14
EECC	232,556.82	317,251.27	200,855.06	750,663.15	359,480.70	32,697.84	32.70	205.65		31.26	391,182.46	33,262.86	42,047.48	2,465.38
F	232,556.82	328,444.73	187,384.65	748,386.20	351,607.02	31,981.66	31.98	201.14		35.76	396,779.19	33,738.75	42,649.06	1,863.80

ALTERNATIVA: MÁXIMA GENERACIÓN

B	623,653.12	0.00	280,268.28	903,921.40	280,268.28	25,492.79	25.49	160.33		76.57	623,653.12	53,030.20	67,035.32	-22,522.46
C	721,553.24	0.00	324,256.42	1,045,809.66	324,256.42	29,493.89	29.49	185.50		51.41	721,553.24	61,354.80	77,558.42	-33,045.56
D	785,702.60	0.00	209,895.12	995,597.71	209,895.12	19,091.75	19.09	120.07		116.83	785,702.60	66,809.52	84,453.72	-39,940.86
E	710,562.50	0.00	195,130.25	905,692.75	195,130.25	17,748.76	17.75	111.63		125.28	710,562.50	60,420.24	76,377.05	-31,864.19
MC	169,048.29	537,719.25	83,512.99	790,280.53	352,372.62	32,051.30	32.05	201.58		35.32	437,907.91	37,235.99	47,069.91	-2,557.05
MCC	169,048.29	537,322.45	83,512.99	789,883.73	352,174.22	32,033.25	32.03	201.47		35.44	437,709.51	37,219.12	47,048.59	-2,535.73
GV	393,342.41	258,787.52	226,131.42	878,321.35	355,585.13	32,343.51	32.34	203.42		33.49	522,351.17	44,449.07	53,157.94	-11,675.08
GVBB	314,092.91	0.00	353,133.11	667,226.01	353,133.11	32,120.47	32.12	202.02		34.89	614,092.91	52,217.28	63,007.71	-21,494.85

Tabla 5.4 Índices de energía y parámetros de exergía.

CASO:	Análisis Termodinámico 1ra. LEY				Análisis de Exergía 1ra. y 2da. LEY						
	ICN	η_{ge}	$E_{T\acute{e}rmica}$	Efi gen E_G	Irrevers. IRR kWex	Perdidas Efuentes kWex	Exergía Neta prod. ExNTP kWex	Exergía Neta sum. ExNTS kWex	Efectividad Exérgica %	Potencial Mejoram. kWex	Eficiencia Exérgica %
			$E_{El\acute{e}ctrica}$								
Actual	2.8223	35.4%	6.650	69.5%	576,617.97	66,653.65	266,478.97	843,096.93	31.61%	461,019.07	37.04%

ALTERNATIVA: MÍNIMA INVERSIÓN

MD	1.9400	51.5%	6.654	76.1%	502,995.33	61,082.01	270,258.73	773,254.06	34.95%	388,276.28	39.87%
MDD	1.9314	51.8%	6.646	76.1%	500,494.90	64,480.03	269,818.63	770,313.53	35.03%	389,665.99	40.09%
EEB	2.1008	47.6%	6.654	74.8%	517,264.96	62,923.14	268,613.30	785,878.25	34.18%	403,386.85	39.20%
EEBB	2.0957	47.7%	6.655	74.8%	516,093.09	62,774.48	268,891.33	784,984.43	34.25%	402,083.22	39.23%
MF	1.7781	56.2%	5.341	76.5%	505,537.36	62,923.43	292,040.86	797,578.22	36.62%	383,353.47	41.27%
MFF	1.7730	56.4%	5.337	76.5%	502,076.41	67,588.94	291,530.91	793,607.32	36.73%	385,228.05	41.62%
EED	1.8366	54.4%	5.338	75.9%	511,849.25	64,080.84	291,277.21	803,126.46	36.27%	390,293.04	40.92%
EEDD	1.8400	54.3%	5.338	75.9%	513,644.79	64,225.56	290,312.08	803,956.87	36.11%	392,391.14	40.84%

ALTERNATIVA: MÁXIMA FLEXIBILIDAD OPERACIONAL

MB	1.7831	56.1%	6.656	77.4%	467,811.67	57,841.74	272,255.90	740,067.57	36.79%	353,554.95	41.36%
MBB	1.7786	56.2%	6.656	77.4%	464,768.01	62,304.53	270,605.25	735,373.26	36.80%	356,045.57	41.64%
EEA	1.8496	54.1%	6.657	76.9%	498,252.38	59,887.41	270,432.96	768,685.34	35.18%	382,848.47	39.79%
EEAA	1.8467	54.2%	6.657	76.9%	496,976.92	59,776.16	270,833.44	767,810.37	35.27%	381,452.02	39.84%
GVA	1.4286	70.0%	5.503	80.0%	469,774.68	60,500.77	290,480.62	755,755.31	37.81%	350,513.04	42.10%
GVAA	1.4182	70.5%	5.504	80.3%	468,213.05	60,416.63	288,985.67	757,198.72	38.17%	349,935.69	42.55%
ME	1.5167	65.9%	5.339	79.1%	470,026.39	59,773.72	294,247.37	764,273.76	38.50%	348,838.74	42.81%
MEE	1.5144	66.0%	5.339	79.1%	465,281.59	66,219.75	293,679.09	758,960.68	38.69%	351,461.08	43.32%
EECC	1.4978	66.8%	5.339	79.3%	474,183.20	66,173.76	293,148.25	767,331.45	38.20%	359,201.90	42.73%
F	1.4753	67.8%	5.339	79.6%	477,682.22	59,839.31	292,566.43	770,248.65	37.98%	356,081.70	42.13%

ALTERNATIVA: MÁXIMA GENERACIÓN

B	1.2226	81.8%	2.165	82.2%	481,777.30	73,766.96	456,866.53	938,643.83	48.67%	321,048.55	51.60%
C	1.4171	70.6%	1.712	77.4%	551,548.59	92,714.95	526,241.35	1,077,789.93	48.83%	374,964.61	52.06%
D	1.3124	76.2%	1.786	80.0%	516,175.46	86,545.36	514,820.33	1,030,995.79	49.93%	344,972.32	52.88%
E	1.1722	85.3%	2.064	83.4%	466,771.54	77,783.65	471,192.79	937,964.34	50.24%	310,069.32	53.16%
MC	1.7127	58.4%	4.838	76.7%	506,610.61	63,719.04	303,129.28	809,739.89	37.44%	350,678.00	41.98%
MCC	1.7091	58.5%	4.838	76.7%	502,829.04	68,837.32	302,512.24	805,341.28	37.55%	352,787.50	42.37%
GVB	1.8745	53.3%	3.624	73.2%	544,111.66	85,403.17	350,508.05	894,619.71	39.18%	416,334.28	43.78%
GVBB	1.7992	55.6%	2.638	72.3%	570,955.68	100,416.54	415,025.36	985,981.04	42.09%	431,041.96	45.40%

De la Tabla 5.2, podemos observar que las alternativas de mínima inversión y confiabilidad operacional, sólo generan la energía eléctrica requerida por la refinería y máximo 20 MW de excedente, lo cual está permitido por la Ley del Servicio Público de Energía Eléctrica [6]. Al considerarse máxima generación, la generación eléctrica rebasa lo permitido por dicha Ley. Por otro lado, al generarse la energía eléctrica con turbina de gas se reduce considerablemente el consumo de agua de enfriamiento, lo cual se logra porque sólo operan o las turbogeneradores TV-1 o TV-2, y en la mayoría de los casos quedan fuera de operación los turbogeneradores de media presión.

Como es de esperarse, en todas las opciones no hay un cambio significativo en el consumo de agua de repuesto, esto obedece a que no se ve afectado la purga continua en los equipos generadores de vapor y el porcentaje de retorno de condensados.

En la Tabla 5.3, se muestra el consumo de combustibles de cada opción y se compara contra el caso base. Al principio de dicha tabla, el combustible utilizado por equipo está dado en unidades de energía liberada, al comparar el total que se consume en cada opción con el caso base tenemos que, en las alternativas de mínima inversión y máxima flexibilidad operacional, se reduce de 3.53% como mínimo a 11.35% como máximo el consumo de combustible, en la alternativa de máxima generación, se muestra que hay un mayor consumo de combustible, debido al incremento de generación eléctrica en las turbinas de gas, sin embargo podemos observar que podemos incrementar hasta 30 MW de excedente electricidad sin aumentar el consumo de combustibles, casos MC y MCC.

En todas las opciones se ve que hay una reducción de 10.75% a 52.88% de consumo de combustóleo, no ocurre así con el gas combustible, en todas las alternativas la diferencia con respecto al caso base va de -71.58% a 5.54%. Aun cuando en las alternativas de mínima inversión y máxima flexibilidad operacional se tiene una reducción de consumo de energía por combustibles, el gas se ve incrementado en la mayoría de las opciones consideradas, esto obedece a dos cuestiones; primero, al considerar sacar de operación los generadores de vapor sobrecalentado, trae como consecuencia que se utilice turbinas de gas de capacidad de generación eléctrica muy altas y por tanto mayor consumo de combustible, lo cual se muestra en la alternativa de máxima generación; y segundo, la capacidad de generación de vapor sobrecalentado en las calderas de recuperación de calor está limitada y por tanto se genera el vapor adicional en las calderas convencionales. Es importante recalcar que en las calderas de recuperación de calor sólo se va a consumir combustóleo.

La Tabla 5.4, nos indica la eficiencia como se consumen los energéticos para la producción de energía eléctrica y vapor necesarios para la refinería.

Al hacer el análisis termodinámico con 1ra. Ley, al instalar turbina de gas y caldera de recuperación de calor, las tres alternativas presentan un menor ICN (de 1.17 a 2.1) que el caso actua (2.82), esto es, la eficiencia para la generación eléctrica de las alternativas van de 47.6% a 85.3%, los cuales son más altos que el del caso base, 35.4%. La disminución del ICN, obedece a que se tiene un mejor aprovechamiento de la energía térmica liberada por los combustibles para producir energía eléctrica y térmica requeridos para la refinería; el caso base, sistema de cogeneración en Ciclo Rankine, presenta una eficiencia de generación (eléctrica térmica) del 69%; las alternativas, sistemas de cogeneración con turbina de gas, incrementan esta eficiencia de 72.3% a 83.4%.

En cuanto a los parámetros de análisis de exergía, la eficiencia exérgica aumenta en todos los caso de 39.2% a 53.16%, el caso base es de 37.04%. Como ya se explicó (Capítulo I), este índice mide la fracción de exergía total que entra al sistema que no se pierde por irreversibilidad de los procesos que se efectúan. Por otro lado, el parámetro cualitativo que nos indica que tan efectivo es el sistema para producir trabajo, la efectividad exérgica, nos muestra que al utilizar turbina de gas se incrementa de un 34.18% a 50.24%, el caso base es de 31.61%. En ambos parámetros, así como se muestra en la Tabla 5.4, la irreversibilidad se ve reducida en todas las alternativas con respecto al caso base, siendo más significativo en la alternativa de confiabilidad operacional, donde también se presentan las opciones con las menores pérdidas de efluentes a la atmósfera[PM16].

5.5 CARACTERÍSTICAS DE LAS TURBINAS DE GAS.

A partir de la alternativa de mínima inversión, la generación de la turbina de gas esta considerada entre 31.4 MW y 51.4 MW, con estos resultados se investigó en:

- European Gas Turbines Inc.
- Gas Turbine World^[21].
- General Electric Company^[22,23].
- ABB Sistemas, S. A. de C. V.

La Tabla 5.4, muestra las turbinas que se pueden adaptar a la generación antes mencionada:

Tabla 5.4 Turbinas de Gas

Modelo	Empresa	Generación	Heat Rate	Eficiencia	T entrada	Flujo	T salida	Precio
		ISO kW	Btu/kWh	PCI %	Turbina °C	Gases Exh. kg/seg	Turbina °C	Estimado USD ('000)
FT4000	Turbo Power	45000	8200	41.6	1252	163.2960	532	
Trent	RR-Westinghouse	57200	8210	41.6	1227	181.4400	510	17,800.00
PG6541B	European Gas T.	38340	10880	31.4	1104	136.5336	539	10,300.00
LM6000PA	General Electric C.	41050	8550	39.7	846	124.7400	477	12,500.00
LM6000	General Electric C.	39970	8790	38.8	1243	122.9256	528	
251B11/12	Westinghouse E.	49200	10440	32.7	1149	171.4608	520	13,100.00
FT8 Twin	Turbo Power	58100	8905	38.3	1160	192.7800	443	18,000.00
RLM6000	European Gas T.	40070	8426	40.5	831	123.8328	478	11,000.00
TG-6000	Stewart & Stev.	40400	8710	39.2	846	124.7400	477	
TG-5000STIG120	Stewart & Stev.	49600	8110	42.1	788	156.0384	400	14,000.00

Los precios estimados son de 1994^[21,22,23].

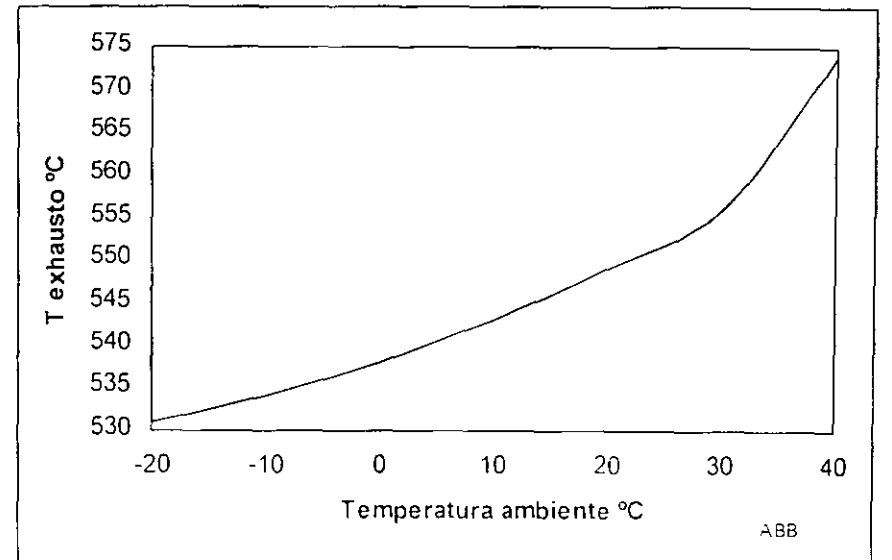
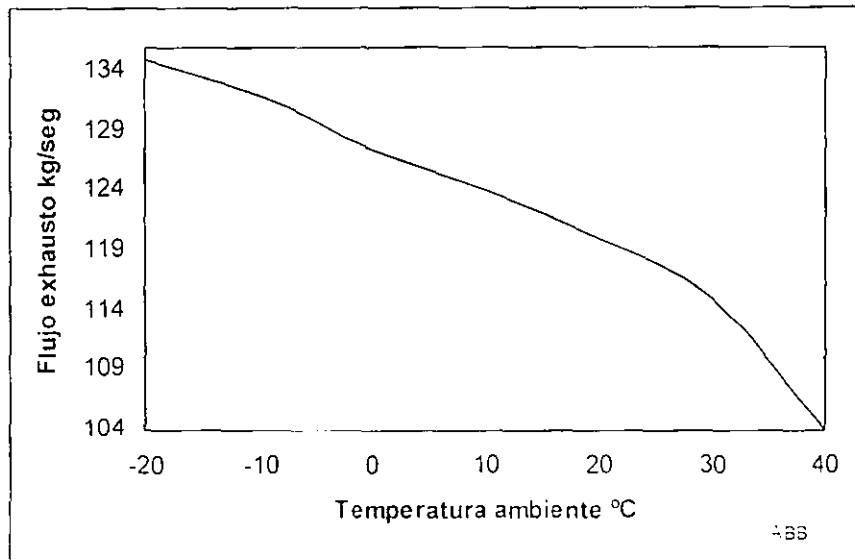
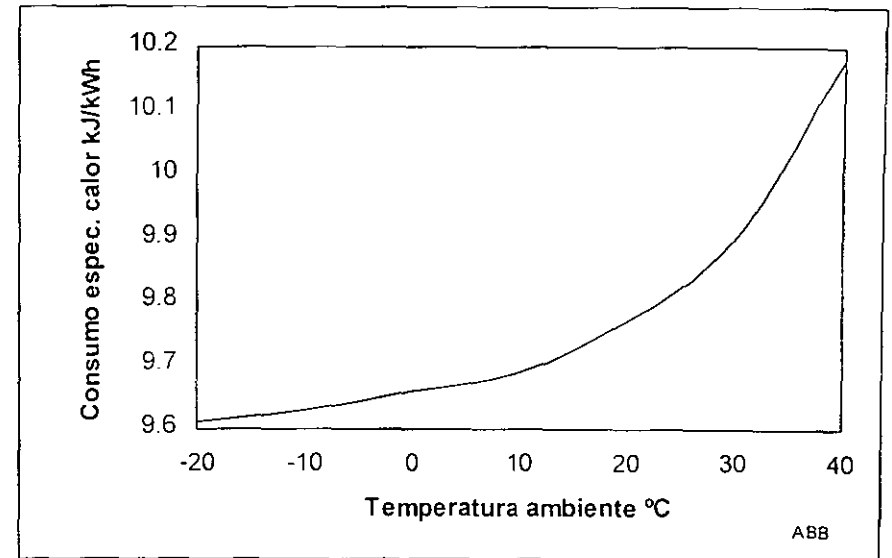
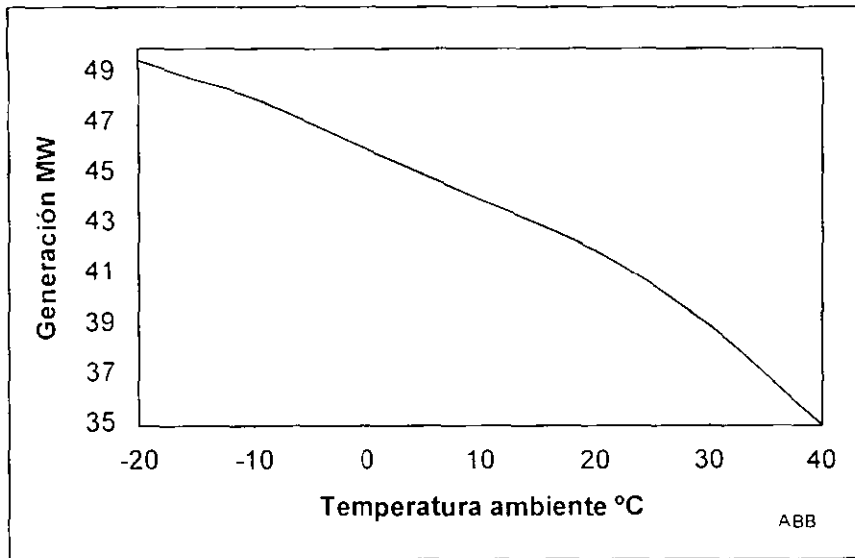
ABB Sistemas S. A. de C.V. proporcionó características, curva de operación y costo estimado de la instalación de turbina de gas y caldera de recuperación de calor, que se adaptan a los 31.4 MW y 51.4 MW.

La Tabla 5.5 muestra las características de las turbinas GT8C2 y GTX100, las curvas de operación se presentan en las Gráfica 5.1 y 5.2. Los costos en el Capítulo VI, Evaluación de Proyectos, Tabla 6.1.

Tabla 5.5 Características de Turbinas ABB.

GT8C2 Especificaciones de operación, a condiciones ISO.		GTX100 Especificaciones de operación, a condiciones ISO.	
Comustible	Gas Natural	Comustible	Gas Natural
Generación eléctrica	57.2 MW	Generación eléctrica	43 MW
Eficiencia PCI	34.7 %	Eficiencia PCI	37.0 %
Consumo específico de calor (PCI)	10374 kJ/kWh	Consumo específico de calor (PCI)	11720 kJ/kWh
Relación de presión compresor	17.6	Relación de presión compresor	20
Temp. gas entrada a turbina	1100 °C	Temp. gas entrada a turbina	1200 °C
Flujo gas exhausto	195 kg/seg	Flujo gas exhausto	122 kg/seg
Temperatura gas exhausto	511 °C	Temperatura gas exhausto	546 °C
Emisiones Nox	<25 ppm v	Emisiones Nox	<15 ppm v
Longitud total (**)	50 m	Longitud total (**)	45 m
Ancho (**)	20 m	Ancho (**)	20 m
Tiempo de arranque (a carga total)	10 a 15 min	Tiempo de arranque (a carga total)	10 a 15 min
Respuesta a cambio de carga	5 min	Respuesta a cambio de carga	5 min
(**) Incluyendo caldera de recuperación de calor.		(**) Incluyendo caldera de recuperación de calor.	

Gráfica 5.1 Curvas de operación, turbina GX100.



Gráfica 5.2 Curvas de operación, turbina GT8C2.

ABB GT8C2
RELATIVE POWER OUTPUT CORRECTION FOR
AMBIENT TEMPERATURE AT BASE LOAD

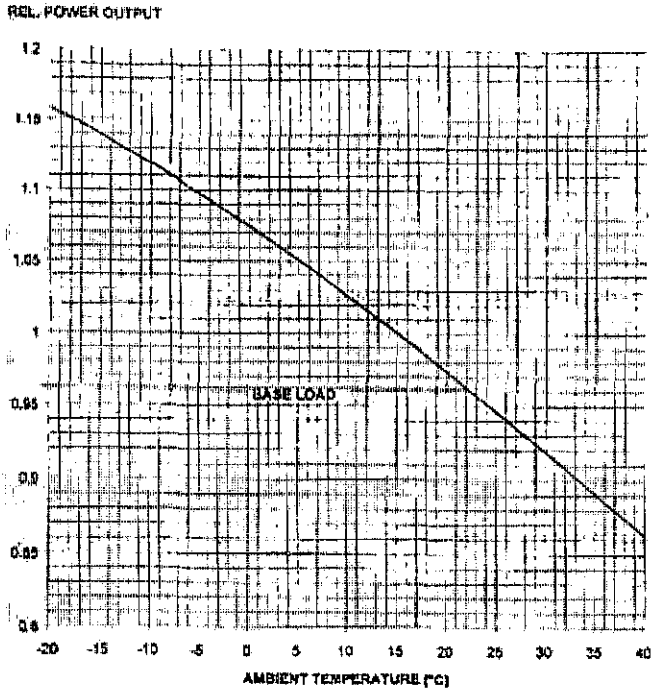


ABB GT8C2
RELATIVE EFFICIENCY CORRECTION FOR
AMBIENT TEMPERATURE AT BASE LOAD

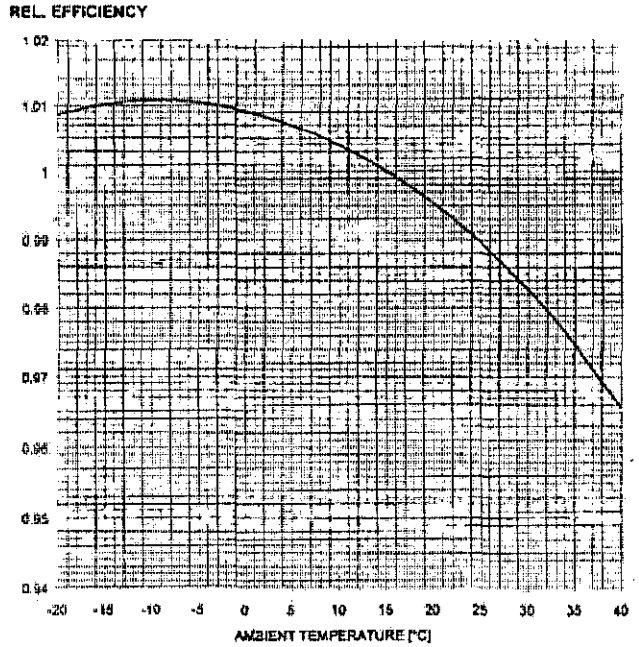


ABB GT8C2
RELATIVE EXHAUST MASS FLOW FOR
AMBIENT TEMPERATURE AT BASE LOAD

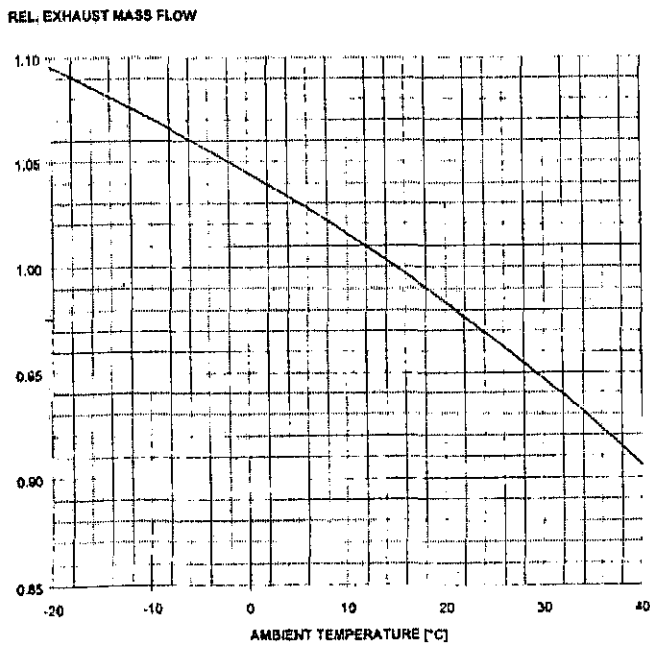
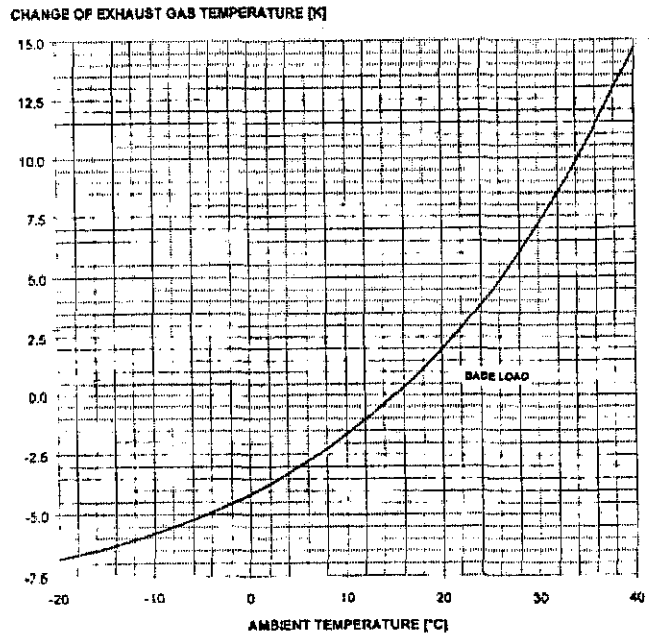


ABB GT8C2
EXHAUST GAS TEMPERATURE CORRECTION FOR
AMBIENT TEMPERATURE AT BASE LOAD



De los resultados mostrados, se podría decir que las alternativas que presentan los mayores índices de energía, son los que se espera que presenten un atractivo económico favorable para que se instale turbina de gas. Sin embargo, en el Capítulo VI "Evaluación de Proyectos", a partir de un análisis incremental se comparará el caso base contra las opciones de las alternativas planteadas para la instalación de turbina de gas y caldera de recuperación de calor, se mostrará si son económicamente rentables los sistemas con mayor eficiencia.

CAPÍTULO SEIS

EVALUACIÓN DE PROYECTOS

**CAPÍTULO VI.
EVALUACIÓN DE PROYECTOS.**

En el capítulo V, se presentan los resultados de las diferentes alternativas, y en todas las opciones se puede apreciar que son más eficientes que el sistema actual de generación eléctrica y vapor que utiliza la Refinería de Salamanca.

Este capítulo, presenta la rentabilidad económica del estudio antes mencionado a partir de la inversión inicial, los ahorros de combustibles y agua utilizada, así como de los excedentes de energía eléctrica. El análisis se realiza en forma incremental, en función de los flujos de efectivo antes mencionados, a partir de la comparación de las diferentes opciones contra el caso base.

La inversión inicial, fue cotizada por ABB Sistemas S. A. de C. V. para las turbinas de gas GTX100 y GT8C2, se utilizaron precios de julio de 1999. Los índices y condiciones financieras, así como los costos de insumos, utilizados en este capítulo, se muestran en la sección 3.3, Bases del Estudio Económico del Capítulo III, considerados para la Refinería de Salamanca.

6.1 INVERSIÓN INICIAL.

El alcance de suministro, para las turbinas de gas GTX100 y/o GT8C2, contempla lo siguiente:

- a) Turbina de gas, incluyendo su equipo auxiliar.
- b) Caldera de recuperación de calor, una por turbina de gas, con quemadores duales (combustóleo-gas) para postcombustión.
- c) Sistemas auxiliares incluyendo: estación de compresión de gas de alimentación a turbina de gas, enfriamiento auxiliar, aire comprimido para instrumentos, etc.
- d) Instrumentación y control.
- e) Obra civil y edificios para el cuarto de control y de equipo eléctrico.
- f) Transporte y descarga de todos los equipos en sitio.
- g) Instalación de todos los equipos.
- h) Pruebas en fábrica de los equipos principales.
- i) Arranque y puesta en servicio de los equipos.
- j) Documentación de ingeniería, operación y mantenimiento.
- k) Capacitación del personal en operación y mantenimiento.
- l) Servicios adicionales como:

- Ingeniería básica y de detalle para el alcance de suministro especificado dentro de las áreas mecánica, eléctrica, control e instrumentación y civil.
- Planeación de distribución.
- Aseguramiento de calidad de acuerdo a los estándares de ABB.
- Clasificación de equipo de acuerdo al sistema KKS y etiquetado.
- Manufactura y Fabricación.

Con autorización de ABB, se muestra en forma general el desglose de costos de las turbinas GTX100 y GT8C2:

Tabla 6.1 Costos de inversión Turbina de gas GTX100.

CONCEPTO		COSTO EQUIP.	MANO DE OBRA	TOTAL
		('000 USD)	('000 USD)	('000 USD)
No. de Turbinas de gas con Generación ISO c/u 43 MW GTX100 (ABB)	1	14 000	2 100	16 100
Calderas de recuperación de calor (una por TG)	1	7 000	1 050	8 050
			Subtotal =	24 150
Flete y manejo	2%			483
Aranceles	0%			0
			Subtotal importación =	24 633
Obra civil, mecánica y eléctrica.				2 415
Sistema para comprimir el gas.				150
Ingeniería de detalle.				2 656.50
			Subtotal nacional =	5 221.50
			Total =	29 854.50

Tabla 6.2 Costos de inversión Turbina de gas GT8C2.

CONCEPTO		COSTO EQUIP.	MANO DE OBRA	TOTAL
		('000 USD)	('000 USD)	('000 USD)
No. de Turbinas de gas con Generación ISO c/u 57.2 MW GT8C2 (ABB)	1	16 000	2 400	18 400
Calderas de recuperación de calor (una por TG)	1	8 000	1 200	9 200
			Subtotal =	27 600
Flete y manejo	2%			552
Aranceles	0%			0
			Subtotal importación =	28 152
Obra civil, mecánica y eléctrica.				2 760
Sistema para comprimir el gas.				150
Ingeniería de detalle.				3 036
			Subtotal nacional =	5 946
			Total =	34 098

La inversión inicial, para cada caso contemplado en las alternativas mencionadas en el Capítulo V, se realizó en función de las cotizaciones antes indicadas, de acuerdo a la potencia demandada en cada opción, se muestra en las primeras columnas de la Tabla 6.3.

En los casos EECC y F, se incrementa el costo de la caldera de recuperación, de acuerdo a comentario de ABB Sistemas S. A. de C.V., esto debido a que la capacidad de generación de vapor sobrecalentado en la caldera de recuperación de calor, para la turbina de gas GT8C2, se rebasa en estas opciones y por tanto se requiere instalar un equipo más robusto.

6.2 RESULTADOS.

A partir de las bases para el estudio económico, que se dieron en el Capítulo III, y considerando las estimaciones de las turbinas antes mencionadas, se realizó el análisis incremental de las diferentes opciones con la finalidad de calcular el valor presente neto, anualidad equivalente, tasa interna de rendimiento, relación beneficio/costo y periodo de recuperación, con un periodo de 20 y 25 años.

En la tabla 6.3, se presentan los resultados de la evaluación de proyectos de las diferentes opciones que presentan cada alternativas. En las tablas 6.4 y 6.5 se muestran los flujos de efectivo y los parámetros del análisis de proyectos, a 20 y 25 años respectivamente, de la opción GVAA (Generación eléctrica, con Turbinas de vapor 19.2 MW y gas 78.8 MW, excedente de 17 MW. Generación de vapor de alta con calderas de recuperación de calor. Las válvulas de contrapresión de media presión, fuera de operación).

Tabla 6.3 Resultados de la evaluación de proyectos.

EVALUACIÓN DE PROYECTOS													
CASO ACTUAL VS. CASO PROPUESTO													
CASO			Plazo a 20 años						Plazo a 25 años				
	No. Unidades TG-ABB		Inversión \$ Miles USD	VPN \$ USD	Anual. Equiv. \$ USD	Ben/Cost	TIR %	Per. Recup. años	VPN \$ USD	Anual Equiv. \$ USD	Ben/Cost	TIR %	Per. Recup. años
	GTX100	GT8C2											

ALTERNATIVA: MÍNIMA INVERSIÓN

MD	1	0	29,854.50	40.356	5,403	2.35	31.31%	3.2	42.703	5,555	2.43	31.60%	3.2
MDD	1	0	29,854.50	40.205	5,383	2.35	31.24%	3.2	42.754	5,558	2.43	31.64%	3.2
EEB	1	0	29,854.50	31.243	4,183	2.05	27.13%	3.7	33.519	4,355	2.12	27.60%	3.7
EEBB	1	0	29,854.50	31.467	4,213	2.05	27.24%	3.7	33.751	4,385	2.13	27.70%	3.7
MF	0	1	34,098.00	37.808	5,062	2.11	27.59%	3.7	40.585	5,260	2.19	28.01%	3.7
MFF	0	1	34,098.00	37.604	5,034	2.10	27.50%	3.7	40.369	5,233	2.18	27.93%	3.7
EED	0	1	34,098.00	33.370	4,468	1.98	25.84%	3.9	36.016	4,665	2.06	26.29%	3.9
EEDD	0	1	34,098.00	33.183	4,442	1.97	25.76%	3.9	35.823	4,640	2.05	26.22%	3.9

ALTERNATIVA: MÁXIMA FLEXIBILIDAD OPERACIONAL

MB	2	0	59,709.00	28.700	3,842	1.48	19.14%	5.1	31.955	4,168	1.54	19.81%	5.1
MBB	2	0	59,709.00	28.240	3,781	1.47	19.03%	5.1	31.474	4,106	1.53	19.70%	5.1
EEA	2	0	59,709.00	24.534	3,285	1.41	18.14%	5.4	27.657	3,609	1.46	18.84%	5.4
EEAA	2	0	59,709.00	24.614	3,295	1.41	18.16%	5.4	27.740	3,620	1.46	18.85%	5.4
GVA	2	0	59,709.00	45.390	6,077	1.76	22.95%	4.4	49.403	6,412	1.83	23.49%	4.4
GVAA	2	0	59,709.00	45.992	6,157	1.77	23.17%	4.3	50.071	6,496	1.84	23.70%	4.3
ME	1	1	63,952.50	35.168	4,708	1.55	19.96%	5.0	38.818	5,057	1.61	20.59%	5.0
MEE	1	1	63,952.50	34.652	4,639	1.54	19.85%	5.0	38.278	4,988	1.60	20.48%	5.0
EECC	1	1	68,478.90	31.237	4,182	1.46	18.77%	5.2	35.265	4,563	1.51	19.41%	5.2
F	1	1	68,478.90	32.699	4,378	1.48	19.06%	5.1	36.725	4,758	1.54	19.69%	5.1

ALTERNATIVA: MÁXIMA GENERACIÓN

B	4	1	152,766.00	(34,064)	(4,560)	0.78	8.64%	11.9	(28,499)	(3,763)	0.81	9.54%	11.9
C	5	1	182,470.50	(115,188)	(15,421)	0.37	1.69%	-	(110,783)	(14,496)	0.39	2.81%	-
D	3	3	190,957.50	(94,880)	(12,702)	0.50	4.23%	-	(90,260)	(11,746)	0.53	5.33%	-
E	1	4	165,496.50	(28,627)	(3,833)	0.83	9.44%	9.5	(22,804)	(2,980)	0.86	10.35%	9.5
MC	2	0	59,409.00	12.639	1,692	1.21	15.16%	6.5	15,525	2,012	1.26	15.89%	6.5
MCC	2	0	59,409.00	12.531	1,678	1.21	15.13%	6.5	15,409	1,998	1.26	15.87%	6.5
GVB	0	2	68,196.00	(19,745)	(2,643)	0.69	7.27%	10.5	(17,625)	(2,315)	0.72	8.22%	10.5
GVBB	1	2	97,600.50	(67,661)	(9,058)	0.31	0.52%	-	(65,584)	(8,569)	0.33	1.69%	-

Tabla 6.4 Resultado de la evaluación de proyectos del caso GVAA, a 20 años.

Año	t	Carga Venta a CFE E. E.	Precio gas Refinería	Precio combustóleo	Precio agua de enfriamiento	Precio agua de repuesto	Venta de E. E. a CFE	Gas ahorrado (o requerido)	Agua de enfriamiento ahorrada (o requerida)	Agua de repuesto ahorrada (o requerida)	Combustóleo ahorrado (o requerido)	Diferencia de Mantenimiento o vs. caso base	Seguro	Desemb. inversión	Flujo de efectivo antes de impuestos.		
		Dis\$/kWh	Dis\$/m ³	Dis\$/Blis	Dis\$/m3	Dis\$/m3	MILES DE USD AL AÑO									(59,709.0)	
1998	-1	0.0125	0.0708	9.8436	0.0937	0.5746											
1999	0	0.0126	0.0736	11.6030	0.0979	0.7502									100%	(59,709.0)	
2000	1	0.0128	0.1089	18.2413	0.1406	1.1802	1,793.3	1,591.5	5,951.7	20.1	6,389.4	0.0	(716.5)			15,029.4	
2001	2	0.0129	0.1089	18.2413	0.0902	1.0891	1,811.2	1,591.5	3,816.5	18.5	6,389.4	0.0	(644.9)			12,982.2	
2002	3	0.0130	0.1050	18.1074	0.0805	0.6621	1,829.3	1,534.7	3,407.7	11.3	6,342.5	0.0	(580.4)			12,545.2	
2003	4	0.0131	0.1050	18.1074	0.1370	0.3731	1,847.6	1,534.7	5,795.2	6.4	6,342.5	0.0	(522.3)			15,004.0	
2004	5	0.0133	0.0952	19.0830	0.1118	0.5427	1,866.1	1,391.7	4,730.7	9.2	6,684.3	0.0	(470.1)			14,211.9	
2005	6	0.0134	0.0952	19.0830	0.0709	0.9828	1,884.7	1,391.7	3,000.1	16.7	6,684.3	0.0	(423.1)			12,554.4	
2006	7	0.0135	0.0952	19.0830	0.1213	1.2050	1,903.6	1,391.7	5,132.4	20.5	6,684.3	0.0	(380.8)			14,751.7	
2007	8	0.0137	0.0952	19.0830	0.1311	0.9628	1,922.6	1,391.7	5,547.3	16.4	6,684.3	0.0				15,562.2	
2008	9	0.0138	0.0952	19.0830	0.0747	0.5249	1,941.8	1,391.7	3,159.0	8.9	6,684.3	0.0				13,185.7	
2009	10	0.0139	0.0952	19.0830	0.0997	0.3772	1,961.3	1,391.7	4,217.8	6.4	6,684.3	0.0				14,261.4	
2010	11	0.0141	0.0952	19.0830	0.1407	0.6836	1,980.9	1,391.7	5,952.8	11.6	6,684.3	0.0				16,021.2	
2011	12	0.0142	0.0952	19.0830	0.0904	1.1041	2,000.7	1,391.7	3,823.4	18.8	6,684.3	0.0				13,918.8	
2012	13	0.0144	0.0952	19.0830	0.0804	1.1721	2,020.7	1,391.7	3,402.4	20.0	6,684.3	0.0				13,518.9	
2013	14	0.0145	0.0952	19.0830	0.1369	0.8122	2,040.9	1,391.7	5,791.6	13.8	6,684.3	0.0				15,922.2	
2014	15	0.0147	0.0952	19.0830	0.1120	0.4237	2,061.3	1,391.7	4,738.3	7.2	6,684.3	0.0				14,882.8	
2015	16	0.0148	0.0952	19.0830	0.0709	0.4377	2,081.9	1,391.7	2,999.0	7.5	6,684.3	0.0				13,164.3	
2016	17	0.0150	0.0952	19.0830	0.1211	0.8386	2,102.7	1,391.7	5,125.5	14.3	6,684.3	0.0				15,318.4	
2017	18	0.0151	0.0952	19.0830	0.1312	1.1817	2,123.8	1,391.7	5,552.7	20.1	6,684.3	0.0				15,772.5	
2018	19	0.0153	0.0952	19.0830	0.0747	1.0861	2,145.0	1,391.7	3,162.6	18.5	6,684.3	0.0				13,402.0	
2019	20	0.0154	0.0952	19.0830	0.0995	0.6580	2,166.4	1,391.7	4,210.2	11.2	6,684.3	0.0				14,463.8	
Tasa		1.0%											Tasa de Rendimiento Mínimo Atractiva=			12.00%	
Concepto		Crec./año	Crec./año	Crec./año	Crec./año	Crec./año							Valor Presente Neto=			45.992	
							Cantidad	140,633	14,612	42,316	17,026	350,273	Anualidad Equivalente=			6.157	
							Unidad/año	Miles kWh	Miles m3	Miles m3	m3	Blis	Relación Beneficio/Costo=			1.77	
													Tasa Interna de Rendimiento=			23.17%	
													Período de Recuperación (años)=			4.3	
													Variación del costo inicial del sist. de cog.=			0	

Tabla 6.5 Resultado de la evaluación de proyectos del caso GVAA, a 25 años.

Año	t	Cargo Venta a CFE E. E.	Precio gas Refinería	Precio combustóleo	Precio agua de enfriamiento	Precio agua de repuesto	Venta de E. E. a CFE	Gas ahorrado (o requerido)	Agua de enfriamiento ahorrada (o requerida)	Agua de repuesto ahorrada (o requerida)	Combustóleo ahorrado (o requerido)	Diferencia de Mantenimiento o vs. caso base	Seguro	Desemb. inversión	Flujo de efectivo antes de impuestos.	
		Dis\$/kWh	Dis\$/m ³	Dis\$/Bls	Dis\$/m ³	Dis\$/m ³	MILES DE USD AL AÑO									
1998	(1)	0.0125	0.0708	9.8436	0.0937	0.5746	0.0							(59.709.0)		
1999	0	0.0126	0.0736	11.6030	0.0979	0.7502	0.0							100%	(59.709.0)	
2000	1	0.0128	0.1089	18.2413	0.1406	1.1802	1.793.3	1,591.5	5,951.7	20.1	6,389.4	0.0	(716.5)		15,029.4	
2001	2	0.0129	0.1089	18.2413	0.0902	1.0891	1,811.2	1,591.5	3,816.5	18.5	6,389.4	0.0	(644.9)		12,982.2	
2002	3	0.0130	0.1050	18.1074	0.0805	0.6621	1,829.3	1,534.7	3,407.7	11.3	6,342.5	0.0	(580.4)		12,545.2	
2003	4	0.0131	0.1050	18.1074	0.1370	0.3731	1,847.6	1,534.7	5,795.2	6.4	6,342.5	0.0	(522.3)		15,004.0	
2004	5	0.0133	0.0952	19.0830	0.1118	0.5427	1,866.1	1,391.7	4,730.7	9.2	6,684.3	0.0	(470.1)		14,211.9	
2005	6	0.0134	0.0952	19.0830	0.0709	0.9828	1,884.7	1,391.7	3,000.1	16.7	6,684.3	0.0	(423.1)		12,554.4	
2006	7	0.0135	0.0952	19.0830	0.1213	1.2050	1,903.6	1,391.7	5,132.4	20.5	6,684.3	0.0	(380.8)		14,751.7	
2007	8	0.0137	0.0952	19.0830	0.1311	0.9628	1,922.6	1,391.7	5,547.3	16.4	6,684.3	0.0			15,562.2	
2008	9	0.0138	0.0952	19.0830	0.0747	0.5249	1,941.8	1,391.7	3,159.0	8.9	6,684.3	0.0			13,185.7	
2009	10	0.0139	0.0952	19.0830	0.0997	0.3772	1,961.3	1,391.7	4,217.8	6.4	6,684.3	0.0			14,261.4	
2010	11	0.0141	0.0952	19.0830	0.1407	0.6836	1,980.9	1,391.7	5,952.8	11.6	6,684.3	0.0			15,021.2	
2011	12	0.0142	0.0952	19.0830	0.0904	1.1041	2,000.7	1,391.7	3,823.4	18.8	6,684.3	0.0			13,918.8	
2012	13	0.0144	0.0952	19.0830	0.0804	1.1721	2,020.7	1,391.7	3,402.4	20.0	6,684.3	0.0			13,518.9	
2013	14	0.0145	0.0952	19.0830	0.1369	0.8122	2,040.9	1,391.7	5,791.6	13.8	6,684.3	0.0			15,922.2	
2014	15	0.0147	0.0952	19.0830	0.1120	0.4237	2,061.3	1,391.7	4,738.3	7.2	6,684.3	0.0			14,882.8	
2015	16	0.0148	0.0952	19.0830	0.0709	0.4377	2,081.9	1,391.7	2,999.0	7.5	6,684.3	0.0			15,164.3	
2016	17	0.0150	0.0952	19.0830	0.1211	0.8386	2,102.7	1,391.7	5,125.5	14.3	6,684.3	0.0			15,318.4	
2017	18	0.0151	0.0952	19.0830	0.1312	1.1817	2,123.8	1,391.7	5,552.7	20.1	6,684.3	0.0			15,772.5	
2018	19	0.0153	0.0952	19.0830	0.0747	1.0861	2,145.0	1,391.7	3,162.6	18.5	6,684.3	0.0			13,402.0	
2019	20	0.0154	0.0952	19.0830	0.0747	1.0861	2,166.4	1,391.7	3,162.6	18.5	6,684.3	0.0			13,423.5	
2020	21	0.0156	0.0952	19.0830	0.0747	1.0861	2,188.1	1,391.7	3,162.6	18.5	6,684.3	0.0			13,445.1	
2021	22	0.0157	0.0952	19.0830	0.0747	1.0861	2,210.0	1,391.7	3,162.6	18.5	6,684.3	0.0			13,467.0	
2022	23	0.0159	0.0952	19.0830	0.0747	1.0861	2,232.1	1,391.7	3,162.6	18.5	6,684.3	0.0			13,489.1	
2023	24	0.0160	0.0952	19.0830	0.0747	1.0861	2,254.4	1,391.7	3,162.6	18.5	6,684.3	0.0			13,511.5	
2024	25	0.0162	0.0952	19.0830	0.0747	1.0861	2,277.0	1,391.7	3,162.6	18.5	6,684.3	0.0			13,534.0	
Tasa		1.0%												Tasa de Rendimiento Mínimo Atractiva=	2.00%	
Concepto		Crec./año	Crec./año	Crec./año	Crec./año	Crec./año								Volor Presente Neto=	53.071	
							Cantidad	140,633	14,612	42,316	17,026	350,273		Anualidad Equivalente=	3.496	
							Unidad/año	Miles kWh	Miles m ³	Miles m ³	m ³	Bls		Relación Beneficio/Costo=	1.84	
														Tasa Interna de Rendimiento=	23.70%	
														Período de Recuperación (años)=	4.3	

La inversión, para cada opción, se calculó en función del número de turbinas de gas (GTX100 ó GT8C2) requeridas en cada opción.

Es importante resaltar, que realizar la evaluación con un mayor periodo de análisis no representa un beneficio sustancial, lo cual se puede apreciar en la tabla 6.3, al comparar los resultados de los parámetros de la evaluación de proyectos a 20 y 25 años.

De la Tabla 6.3, en el caso de las opciones que se presentan para la alternativa "Máxima Generación", sólo las que tienen un excedente de 30 MW resultan rentables, en los otros casos el valor presente neto (VPN) y la anualidad equivalente son todos negativos, lo cual quiere decir que la inversión resulta ser mayor que los beneficios obtenidos al obtener una mayor eficiencia en los sistemas analizados, así la TIR resulta ser menor a TREMA y la relación beneficio/costo es menor que uno. Esto se debe principalmente, a que en esta alternativa se propone instalar una mayor cantidad de turbinas de gas y por tanto los costos de inversión y consumos de gas combustibles se ven incrementados, y aunque se tiene excedente de energía eléctrica los costos venta de esta a C.F.E., resultan ser bajos.

La alternativa "Mínima inversión", es la que mejor rentabilidad presenta, el VPN va de 31 243 000 a 40 356 000 USD., con una anualidad equivalente de 4 183 000 a 5 403 000 USD, lo cual quiere decir que se recupera lo que se invierte y adicionalmente, se tiene una ganancia extra por el ahorro de energéticos obtenido con respecto al caso base. La ganancia obtenida esta considerada en la relación beneficio/costo al obtenerse un valor mayor a uno (de 1.97 a 2.35), así como una TIR mayor a TREMA (de 25.76% a 31.31%).

Por último, la alternativa de "Máxima Flexibilidad Operacional", resulta también ser rentable, aunque en menor proporción que la alternativa antes mencionada. El VPN va de 24 614 000 a 45 992 000 USD, la anualidad equivalente de 3 285 000 a 6 157 000 USD, el beneficio/costo de 1.41 a 1.77 y la TIR de 18.14% a 23.17%.

Aun cuando las alternativas de mínima inversión y máxima flexibilidad son atractivas, al observar el periodo de recuperación de la inversión total, nos percatamos que va de 3.2 a 5.4 años, lo cual para muchos inversionistas no es atractivo.

Con esta evaluación económica, simplemente se está considerando la rentabilidad de un sistema con una mejor eficiencia termodinámica, al comparar el beneficio de un ahorro en consumo de energéticos contra una inversión a desembolsar.

En el capítulo VII, se realizará el análisis exergo-económico, el cual nos mostrará el costo que tendrán nuestros productos en función de cada una de las corrientes involucradas, así como de los costos administrativos de operación, mantenimiento y recuperación de capital, de los equipos involucrados para la obtención de dichos productos.

CAPÍTULO SIETE

EVALUACIÓN EXERGO-ECONÓMICA

**CAPÍTULO VII.
EVALUACIÓN EXERGO-ECONÓMICA.**

Al realizar la evaluación de proyectos, con la finalidad de obtener los parámetros de rentabilidad (Valor Presente Neto, Anualidad Equivalente, Tasa Interna de Rendimiento y Relación Beneficio/Costo) de cada una de los casos contemplados en las alternativas de mínima inversión, máxima flexibilidad y máxima generación, se está comparando el beneficio de un ahorro de energía obtenido contra la inversión a desembolsar por implementar turbina de gas en el sistema actual del área de fuerza de la Refinería de Salamanca, Capítulo VI.

En el presente capítulo, las opciones exergoeconómicamente se evalúan para obtener los costos del vapor sobrecalentado y energía eléctrica generados, a partir de: los costos de los insumos utilizados, operación, mantenimiento y capital de recuperación, al suponer que se instala dicha opción. En el Capítulo III, sección 3.4, se presentó el ejercicio contable considerado para el caso base, y en el cual como ya se ha comentado, el sistema evaluado contempla la reconfiguración de la refinería.

Al principio de este capítulo, se muestra la evaluación exergoeconómica del caso base y los resultados obtenidos se comparan con los valores reportados por la Refinería de Salamanca. Después, se dan los resultados de cada una de las opciones consideradas y se incluye la alternativa de no generar energía eléctrica y comprarla a la Comisión Federal de Electricidad.

7.1 EVALUACIÓN EXERGO-ECONÓMICA, CASO BASE "Considerando la reconfiguración"

Como se presentó, en el Capítulo I sección 1.4, el análisis exergoeconómico en cada uno de los equipos que conforman el sistema en estudio queda representado por la siguiente ecuación:

$$\sum_i C_i * Exe_i + \sum_i Z_i = \sum_i F_i * Exs_i \quad (1.35)$$

Los costos de los insumos son los siguientes (ver Bases del Estudio Capítulo III):

Gas de refinería:	0.0736 USD/m ³
Combustóleo:	10.728 USD/b
Agua a calderas:	0.5700 USD/m ³
Agua de enfriamiento:	0.0930 USD/m ³

Sin embargo, queda establecido en la ecuación (1.35) que los costos son por unidad de exergía (C_i), en función de las propiedades y características de los combustibles, Capítulo III, y de las propiedades de las corrientes agua a calderas y agua de enfriamiento, Capítulo IV, los costos de estos insumos se muestran en la Tabla 7.1:

Tabla 7.1 Costos por unidad de exergía de los insumos.

C_i	USD/kWh
Gas de refinería	0.00728
Combustóleo	0.00565
Agua a calderas	0.0422
Agua de enfriamiento	6.1492

Como ya se mencionó en el Capítulo III Secc. 3.4, los costos de operación, mantenimiento y administrativos, así como los cargos por capital son:

16 362 540 USD/año

La Refinería de Salamanca, consideró un factor de operación de 95% anual, por tanto se tienen 8322 h de operación al año. Con lo que el flujo de efectivo de operación, mantenimiento y cargos de capital del Área de Fuerza (F) es de:

1 966.18 USD/h

Por equipo principal del área, la distribución de estos valores se muestran en la Tabla 7.2:

Tabla 7.2 Flujo de efectivo de capital por equipo principal del Área de Fuerza.

Equipo	USD/año	Fi	Distribución
		USD/h	
Calderas de alta y media presión	9817524	1179.71	60.0%
Turbogeneradores de alta, media y baja presión	5236013	629.18	32.0%
Turboventiladores (TC-1) para SPA de calderas	818127	98.31	5.0%
Condensadores	327251	39.32	2.0%
Válvulas de contrapresión	163625	19.66	1.0%
Total	16362540	1966.18	100.0%

Los resultados de la evaluación exergoeconómica, para el caso base se presentan en la Tabla 7.3a, 7.3b y 7.3c.

**Tabla 7.3a Costo de las corrientes.
Caso Base Considerando la Reconfiguración.**

Bloque	Entrada No. corr.	Salidas No. corr.	Exergia (kWex)		Costo de la corriente USD/kWh		Flujo efectivo USD/h		Ton/h	USD/Ton
			Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida		
Generador de vapor A. P.										
C-1	1		5677.80		0.042210631		239.66			
	98		706.34		0.042210631		29.82			
414134.12	COMB-1									
	Gas		207067.06		0.007281824		1507.83			
	Combustóleo		207067.06		0.005654467		1170.85			
	AIREC1		0.00							
	F calderas						516.55			
		3		1148.37		0.02201498	25.2813352	12.83825	1.96921973	
		10		156231.21		0.02201498	3439.42679	424.598	8.10043097	
		GCCH-1		26746.47			0.00			
			420518.26	184126.05			3464.71	3464.71	437.43625	
Generador de vapor A. P.										
C-2	6		3663.43		0.042210631		154.64			
	97		455.75		0.042210631		19.24			
267207.70	COMB-2									
	Gas		133603.85		0.007281824		972.88			
	Combustóleo		133603.85		0.005654467		755.46			
	AIREC2		0.00							
	F calderas						344.37			
		9		740.95		0.02212409	16.3928726	8.283497	1.97897972	
		20		100803.45		0.02212409	2230.18486	273.959	8.14057891	
		GCCH-2		17257.36			0.00			
			271326.87	118801.76			2246.58	2246.58	282.242497	
Generador de vapor M. P.										
CM-1	88		1960.90		0.042210631		82.77			
	94		243.70		0.042210631		10.29			
136105.31	COMBCM1									
	Gas		68052.66		0.007281824		495.55			
	Combustóleo		68052.66		0.005654467		384.80			
	AIRECM1		0.00							
	F calderas						191.50			
		105		269.90		0.02670699	7.20811671	4.901321	1.47064775	
		103		43348.19		0.02670699	1157.69979	162.082	7.14267957	
		GCCHCM1		8790.24			0.00			
			138309.90	52408.32			1164.91	1164.91	166.983321	
Generador de vapor M. P.										
CM-2	89		1174.12		0.042210631		49.56			
	95		145.92		0.042210631		6.16			
81495.18	COMBCM2									
	Gas		40747.59		0.007281824		296.72			
	Combustóleo		40747.59		0.005654467		230.41			
	AIRECM2		0.00							
	F calderas						127.29			
		106		161.60		0.02719042	4.39409507	2.934742	1.49726793	
		96		25955.38		0.02719042	705.737545	97.04906	7.27195683	
		GCCHCM2		5263.29			0.00			
			82815.21	31380.27			710.13	710.13	99.983802	
TURBINA DE GAS										
TG-1	WTA1		0.00							
	WG0		0.00		0.007281824		0			0
	F tg						0.00			
	EET-1			0.00			0	0.00		
	WG1			0.00			0	0.00		0
			0.00	0.00			0.00	0.00		

**Tabla 7.3b Costo de las corrientes.
Caso Base Considerando la Reconfiguración.**

Bloque	Entrada No. corr.	Salidas No. corr.	Exergia (kWex)		Costo de la corriente USD/kWh		Flujo efectivo USD/h		Ton/h	\$/US/Ton
			Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida		
Caldera de recuperación de calor										
CRCGC	WG1		0.00	0.00	0.00	0.00	0	0		
	WG2		0.00	0.00	0.005654467	0.00	0	0		
	WA1		0.00	0.00	0.042210631	0.00	0	0		
	F crc						0.00	0		
		WG11		0.00				0	0	
		WL1		0.00		0		0	0	0
		WL2		0.00		0		0	0	0
		WVM2		0.00		0		0	0	0
		WVA2		0.00		0		0	0	0
			0.00	0.00			0.00	0.00	0.00	0
Turbo generador A P										
TV-1	37		54128.15	0.022069536	1194.58					
	36		86.91	0.042210631	3.67					
	VB-AE01		22.36	6.149232921	137.51					
	F tv1				166.96					
		41		27588.39	0.032100	885.58	103.16	8.58		
		40		74.98	0.00	49.91	0.00	0.00		
		VB-AS01		952.72	0.00	1473.01	0.00	0.00		
		EE-1		19226.00	0.032100	617.15				
			54237.42	47842.10		1502.72	1502.72	1626.07		
Turbo generador A P										
TV-2	53		162539.36	0.022069536	3587.17					
	55		300.71	0.042210631	12.69					
	VB-AE02		47.25	6.149232921	290.53					
	F tv2				339.82					
		49		95452.556	0.029148	2782.28	356.904	7.80		
		52		158.427	0.00	105.447	0.00	0.00		
		VB-AS02		2011.288	0.00	3112.090	0.00	0.00		
		EE-2		49674.336	0.029148	1447.92				
			162887.31	147296.61		4230.21	4230.21	3574.44		
Turbo compresor A P										
TC-1	72		14718.04	0.022069536	324.8201976					
	80		12.99	0.042210631	0.548333436					
	F tc1				98.31					
		84		7156.41	0.03186812	228.061261	40.98	5.56		
		P-1		6138.31	0.03186812	195.61621				
			14731.03	13294.71		423.68	423.68			
Válvula reductora de presión de alta a media										
VAL-32	58		14095.53	0.022069536	311.0818462					
	60		90.21	0.042210631	3.807615914					
	F v32				19.66					
		61		11898.40	0.028117	334.55125	44.49	7.52		
			14185.74	11898.40		334.55				
Válvula reductora de presión de media a baja										
VAL-21	30		0.00	0.028652537	0					
	67		0.00	0.042210631	0					
	F v21				0.00					
		43		0.00	0.00	0	0.00	0.00		
			0.00	0.00		0.00				

**Tabla 7.3c Costo de las corrientes.
Caso Base Considerando la Reconfiguración.**

Bloque	Entrada No. corr.	Salidas No. corr.	Exergía (kWe _x)		Costo de la corriente USD/kWh		Flujo efectivo USD/h		Ton/h	\$/Ton
			Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida		
Turbo GENERADOR M. P										
TV-3	54		13499.46		0.028652537		386.7938048			
	VB-AE03		21.59		6.149232921		132.759388			
	F tv3						75.32			
		165		75.84				0.00	50.48	0.00
		VB-AS03		919.80				0.00	1422.11	0.00
		P-7		8448.31		0.070413		594.87		
			13521.05	9443.94			594.87	594.87		
Turbo GENERADOR M. P										
TV-4	55		6005.10		0.028652537		172.0612517			
	VB-AE04		9.60		6.149232921		59.02621435			
	F tv4						47.08			
		166		33.74				0.00	22.45	0.00
		VB-AS04		402.54				0.00	63.7	0.00
		P-8		3758.14		0.070416		278.16		
			6014.70	4194.41			278.16	278.16		
Vapor de baja a condensador.										
CON-1	107		6965.47		0.031868115		221.9763795		39.89185	5.56
	VB-AEC		3.59		6.149232921		22.0858313		236.582	0.09
	F con1						39.32			
		117		38.13		7.43248945		283.385787	39.89185	7.104
		VB-ASC		4045.02				0	236.582	0.000
			6969.06	4083.15			283.39	283.39		
EL COSTO DE OPERACIÓN, MANTENIMIENTO Y CAPITAL TOTAL F = 1,966.18 USD/h										

Los costos de los productos quedan resumidos en la Tabla 7.4.

**Tabla 7.4 Costo de producto.
Caso Base considerando la reconfiguración.**

Vapor de Alta presión	8.116 \$US/Ton	
Vapor de Media presión	7.681 \$US/Ton	
Vapor de Baja presión	5.565 \$US/Ton	
Energía Eléctrica		
Gen. en Turbina de gas	0.000 \$US/kWh	
Gen. en Turbina de vapor	0.0514 \$US/kWh	0.0362

VAPOR DE ALTA PRESIÓN

	Ton/h	fracción	USD/Ton		
C-1	424.598	0.6078	8.10043097	4.923616526	
C-2	273.959	0.3922	8.14057891	3.192559601	
CRCGC	0.00	0.0000	0	0	
	698.557	1.0000	16.2410099	8.116176128	

VAPOR DE MEDIA PRESIÓN

	Ton/h	fracción	USD/Ton		
CM-1	162.082	0.2122	7.14267957	1.515950739	
CM-2	97.04906	0.1271	7.27196683	0.924128485	
CRCGC	0.00	0.0000	0.00	0	
TV-1	103.16	0.1351	8.58	1.15961859	
TV-2	356.904	0.4673	7.796	3.643262623	
VAL-32	44.49	0.0583	7.52	0.438078351	
	763.67903	1.0000		7.681038789	

VAPOR DE BAJA PRESIÓN

	Ton/h	fracción	USD/Ton		
TC-1	40.98	1.0000	5.5646	5.5646	
VAL-21	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	
	40.98	1.0000		5.5646	

GENERACIÓN DE E. E. EN TURBINA DE VAPOR

	kW	fracción	USD/kWh		
TV-1	19226.00	0.23704552	0.0321	0.00760907	
TV-2	49674.336	0.612456	0.0291	0.01785207	
TV-3	8448.31	0.10416274	0.0704	0.00733445	
TV-4	3758.14	0.04633574	0.0740	0.00342959	
	81106.78	1.0000		0.03622518	

Costo de los combustibles por unidad de exergia.

	PCI Btu/lb	Costo USD/MMBtu	Costo USD/lb		
Gas	18203	2.3189	0.0422		
Combustóleo	17019	1.7983	0.0306		
	Exergia kJ/kg	Exergia kWh/kg	Costo Btu/lb	Costo USD/MMBtu	Costo USD/kWh
Gas	46004.439	12.7793	19782.66	2.1337	0.00728
Combustóleo	42957.08	11.9325	18471.79	1.5569	0.00565

Es importante mencionar que en la Tabla 7.4, Costos de producto, en el caso del costo de energía eléctrica generada se presenta un valor de 0.0514 USD/kWh, el cual es evaluado en función de la suma del costo de producción de cada turbogenerador y dividido entre el número de generadores en operación.

7.2 EVALUACIÓN EXERGO-ECONÓMICA, ALTERNATIVAS.

El costo anual de capital (F), considera sólo los equipos en operación así como las turbinas de gas y calderas de recuperación de calor contempladas en cada opción. Al partir de la Tabla 3.1 "Costos de capital por equipo.", Capítulo III, y considerando que se integra equipo nuevo, además de sacar de operación equipo existente. En la Tabla 7.5 se muestra los costos de capital estimados para cada una de las opciones y el porcentaje asignado a los equipos principales.

**Tabla 7.5 Costo de capital estimado.
Alternativas evaluadas.**

	Costo anual de capital	Costo efectivo	% asignado a equipo, del costo total efectivo.						
			Calderas	Turbinas	Turbo-vent.	Condensad	Válvulas	Turbinas	
	USD/año	USD/h	V alta y media	V alta y media	TC-1		Alta y Media	de Gas	CRCGC
Actual	16,362,540	1,966	60%	32%	5%	2%	1%	0%	0%
ALTERNATIVA: MÍNIMA INVERSIÓN									
MD	12,773,858	1,535	52%	15%	2%	2%	1%	17%	11%
MDD	12,957,710	1,557	53%	16%	2%	2%	0%	16%	11%
EEB	12,773,858	1,535	52%	15%	2%	2%	1%	17%	11%
EEBB	13,563,410	1,630	54%	15%	2%	2%	0%	16%	11%
MF	13,245,714	1,592	50%	16%	2%	2%	1%	18%	11%
MFF	12,818,466	1,540	49%	16%	2%	2%	0%	18%	13%
EEDD	13,245,714	1,592	50%	16%	2%	2%	1%	18%	11%
EED	12,396,618	1,490	47%	17%	2%	2%	0%	19%	13%
ALTERNATIVA: MÁXIMA FLEXIBILIDAD OPERACIONAL									
MB	13,449,015	1,616	37%	7%	2%	2%	1%	31%	20%
MBB	14,238,567	1,711	41%	7%	2%	2%	0%	30%	18%
EEA	13,449,015	1,616	37%	7%	2%	2%	1%	31%	20%
EEAA	13,205,619	1,587	35%	7%	2%	2%	1%	33%	20%
GVA	13,632,867	1,638	40%	9%	2%	2%	0%	29%	18%
GVAA	11,994,219	1,441	30%	8%	2%	2%	1%	35%	22%
ME	13,920,872	1,673	35%	8%	2%	2%	1%	32%	20%
MEE	14,710,424	1,768	39%	8%	2%	2%	0%	29%	20%
EECC	12,631,786	1,518	24%	8%	2%	2%	1%	35%	28%
F	11,420,386	1,428	19%	11%	2%	2%	1%	38%	29%
ALTERNATIVA: MÁXIMA GENERACIÓN									
B	18,848,352	2,265	0%	5%	2%	2%	0%	57%	36%
C	23,145,038	2,781	0%	8%	2%	2%	0%	53%	35%
D	22,914,023	2,753	0%	3%	2%	2%	0%	56%	37%
E	19,378,634	2,329	0%	0%	2%	2%	0%	58%	38%
MC	14,440,455	1,735	34%	14%	2%	2%	1%	29%	18%
MCC	15,651,855	1,881	40%	13%	2%	2%	0%	26%	17%
GVB	13,041,048	1,567	20%	15%	2%	2%	0%	36%	25%
GVBB	13,773,470	1,655	0%	16%	2%	2%	1%	48%	31%
ALTERNATIVA: SUMINISTRO TOTAL DE ENERGÍA ELÉCTRICA POR C.F.E.									
CFE	8,309,124	998	95%	0%	2%	2%	1%	0%	0%
Tarifa alta tensión nivel subtrasmisión HS									

En esta evaluación, estamos integrando la alternativa de generar el vapor sobrecalentado necesario sólo para las unidades de proceso, así como la compra de la energía eléctrica requerida por la Refinería de Salamanca. La tarifa que le corresponde a dicha refinería, es la de alta tensión (Tensión de niveles mayores a 35 kV) nivel subtransmisión HS zona Sur.

En la Tabla siguiente se muestran los costos de producto generado por equipo:

**Tabla 7.6 Costo de producto generado por equipo.
Alternativas evaluadas.**

	COSTO DE PRODUCTO GENERADO EN EQUIPO														
	Vapor de alta. (USD/Ton)			Vapor de media. (USD/Ton)						Vapor Baja (USD/Ton)	Energía eléctrica. (USD/kWh)				
	C-1	C-2	CRCGC	CM-1	CM-2	CRCGC	TV-1	TV-2	VAL-32	TC-1	TV-1	TV-2	TV-3	TV-4	T Gas
Actual	8.100	8.141	0.000	7.143	7.272	0.000	8.585	7.796	7.520	5.565	0.0321	0.0291	0.0704	0.0740	0.0000
ALTERNATIVA: MÍNIMA INVERSIÓN															
MD	8.038	0.000	0.000	0.000	0.000	7.179	0.000	7.526	7.083	4.633	0.0000	0.0281	0.0000	0.0000	0.0177
MDD	8.055	0.000	0.000	7.098	0.000	7.186	0.000	7.575	0.000	4.648	0.0000	0.0283	0.0000	0.0000	0.0174
EEB	8.007	0.000	9.470	0.000	0.000	0.000	0.000	8.096	7.654	5.001	0.0000	0.0303	0.0000	0.0000	0.0172
EEBB	8.318	0.000	9.601	6.840	0.000	0.000	0.000	8.303	0.000	5.143	0.0000	0.0310	0.0000	0.0000	0.0172
MF	8.152	0.000	0.000	0.000	0.000	6.665	0.000	7.663	7.231	4.708	0.0000	0.0287	0.0000	0.0000	0.0155
MFF	8.057	0.000	0.000	7.163	0.000	6.739	0.000	7.571	0.000	4.645	0.0000	0.0283	0.0000	0.0000	0.0155
EEED	8.151	0.000	7.815	0.000	0.000	0.000	0.000	7.526	7.005	4.619	0.0000	0.0281	0.0000	0.0000	0.0156
EED	8.104	0.000	7.936	6.861	0.000	0.000	0.000	7.554	0.000	4.612	0.0000	0.0282	0.0000	0.0000	0.0155
ALTERNATIVA: MÁXIMA FLEXIBILIDAD OPERACIONAL															
MB	8.014	0.000	0.000	0.000	0.000	7.530	8.187	0.000	7.030	4.642	0.0306	0.0000	0.0000	0.0000	0.0167
MBB	8.734	0.000	0.000	6.820	0.000	7.549	8.831	0.000	0.000	5.046	0.0330	0.0000	0.0000	0.0000	0.0167
EEA	8.010	0.000	9.527	0.000	0.000	0.000	8.821	0.000	7.661	5.038	0.0330	0.0000	0.0000	0.0000	0.0166
EEAA	8.080	0.000	9.579	6.843	0.000	0.000	8.862	0.000	7.782	5.063	0.0331	0.0000	0.0000	0.0000	0.0168
GVA	8.810	0.000	0.000	6.862	0.000	6.990	9.053	0.000	0.000	5.066	0.0338	0.0000	0.0000	0.0000	0.0143
GVAA	8.025	0.000	7.952	6.842	0.000	0.000	8.179	0.000	7.008	4.583	0.0306	0.0000	0.0000	0.0000	0.0145
ME	8.142	0.000	0.000	0.000	0.000	7.097	8.413	0.000	7.154	4.724	0.0315	0.0000	0.0000	0.0000	0.0158
MEE	8.697	0.000	0.000	7.016	0.000	7.208	8.923	0.000	0.000	5.041	0.0334	0.0000	0.0000	0.0000	0.0154
EECC	0.000	0.000	8.041	6.865	0.000	0.000	8.258	0.000	7.097	4.630	0.0309	0.0000	0.0000	0.0000	0.0157
F	0.000	0.000	8.526	6.606	0.000	6.197	8.852	0.000	8.369	4.855	0.0331	0.0000	0.0000	0.0000	0.0157
ALTERNATIVA: MÁXIMA GENERACIÓN															
B	0.000	0.000	8.825	0.000	0.000	6.414	8.869	0.000	0.000	5.238	0.0332	0.0000	0.0000	0.0000	0.0151
C	0.000	0.000	8.730	0.000	0.000	6.345	0.000	8.075	0.000	5.324	0.0000	0.0302	0.0000	0.0000	0.0151
D	0.000	0.000	9.880	0.000	0.000	7.181	0.000	0.000	0.000	5.921	0.0000	0.0000	0.0438	0.0460	0.0150
E	0.000	0.000	9.736	0.000	0.000	7.076	0.000	0.000	0.000	5.734	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0149
MC	7.856	0.000	0.000	0.000	0.000	7.488	0.000	7.401	7.023	4.590	0.0000	0.0277	0.0000	0.0000	0.0167
MCC	8.051	0.000	0.000	7.461	0.000	7.533	0.000	7.563	0.000	4.731	0.0000	0.0283	0.0000	0.0000	0.0165
GVB	0.000	0.000	7.996	6.907	0.000	0.000	0.000	7.501	0.000	4.620	0.0000	0.0280	0.0000	0.0000	0.0166
GVBB	0.000	0.000	7.791	0.000	0.000	0.000	0.000	7.389	6.842	4.535	0.0000	0.0276	0.0000	0.0000	0.0164
ALTERNATIVA: SUMINISTRO TOTAL DE ENERGÍA ELÉCTRICA POR C.F.E.															
CFE	8.136	8.431	0.000	7.416	6.774	0.000	0.000	0.000	7.242	4.622	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Tarifa alta tensión nivel subtransmisión HS

Los costos de producto entregado por caso, se muestra en la Tabla 7.7 :

**Tabla 7.7 Costo de producto generado.
Alternativas evaluadas.**

	Vapor de presión (USD/Ton)			Energía Eléctrica (USD/kWh)		
	Alta	Media	Baja	T. vapor	T. gas	Promedio
Actual	8.1162	7.6810	5.5646	0.0514	0.0000	0.0514
En función de la carga generada por equipo ==>				0.0362		0.0362
ALTERNATIVA: MÍNIMA INVERSIÓN						
MD	8.0380	7.3306	4.6331	0.0281	0.0177	0.0241
MDD	8.0552	7.3619	4.6481	0.0283	0.0174	0.0241
EEB	8.1912	7.8822	5.0013	0.0303	0.0172	0.0252
EEBB	8.5699	7.5954	5.1426	0.0310	0.0172	0.0257
MF	8.1516	7.2816	4.7077	0.0287	0.0155	0.0220
MFF	8.0570	7.2446	4.6446	0.0283	0.0155	0.0218
EEDD	8.0750	7.2739	4.6192	0.0281	0.0156	0.0217
EED	8.0446	7.2188	4.6121	0.0282	0.0155	0.0218

ALTERNATIVA: MÁXIMA FLEXIBILIDAD OPERACIONAL

MB	8.0138	7.3728	4.6417	0.0306	0.0167	0.0200
MBB	8.7343	7.3691	5.0455	0.0330	0.0167	0.0206
EEA	8.4310	7.8344	5.0381	0.0330	0.0166	0.0205
EEAA	8.9034	7.3778	5.0625	0.0331	0.0168	0.0206
GVA	8.8096	7.2492	5.0658	0.0338	0.0143	0.0181
GVAA	7.9781	7.1203	4.5826	0.0306	0.0145	0.0176
ME	8.1418	7.3163	4.7238	0.0315	0.0158	0.0187
MEE	8.6969	7.3861	5.0407	0.0334	0.0154	0.0188
EECC	8.0406	7.1327	4.6304	0.0309	0.0157	0.0186
F	8.5264	6.8912	4.8545	0.0331	0.0157	0.0190

ALTERNATIVA: MÁXIMA GENERACIÓN

B	8.8249	6.7808	5.2382	0.0332	0.0151	0.0165
C	8.7299	7.2384	5.3240	0.0302	0.0151	0.0175
D	9.8797	7.1811	5.9208	0.0449	0.0150	0.0162
E	9.7357	7.0764	5.7335	0.0000	0.0149	0.0149
MC	7.8558	7.3766	4.5900	0.0277	0.0167	0.0216
MCC	8.0515	7.5385	4.5826	0.0283	0.0165	0.0217
GVB	7.9956	7.2135	4.6195	0.0280	0.0166	0.0204
GVBB	7.7911	7.1240	4.5350	0.0276	0.0164	0.0191

ALTERNATIVA: SUMINISTRO TOTAL DE ENERGÍA ELÉCTRICA POR CFE.

CFE	8.3187	7.2174	4.6216	0.0000	0.0000	0.0000
-----	--------	--------	--------	--------	--------	--------

COSTO DE LA ENERGÍA ELÉCTRICA PROMEDIO ANUAL TARIFA HS
\$US/kWh

	1997	1998
Considerando tarifa mensual (*)	0.0385	0.0407
Reportado por CFE, al estado de Guanajuato (*)	0.0431	0.0453

(*) Referencia página de Internet. <http://www.cfe.gob.mx/>

Los costos estimados de los productos generados del Area de Fuerza de RIAMA¹, son:

**Tabla 7.8 Costos estimados de producto generado.
Datos proporcionados por RIAMA**

	Vapor Alta y Media USD/Ton	Vapor Baja USD/Ton	Energía Eléctrica USD/kWh
1997	9.770	8.040	0.0414
Ene-98	9.576	7.846	0.0414
Feb-98	9.303	7.573	0.0438
Mar-98	9.671	7.941	0.0498
Abr-98	9.238	7.508	0.0489

7.3 ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS EXERGO-ECONÓMICOS.

En la Tabla 7.5 se observa, que en la medida en que se aumente la generación de energía eléctrica en turbinas de gas, se incrementa su porcentaje de flujo de capital (F) con respecto al de las calderas, lo cual, obedece a una mayor generación de vapor sobrecalentado en las calderas de recuperación de calor. Sin embargo estos valores, asociados a la operación, mantenimiento y capital de recuperación de cada equipo del sistema analizado, no afectan en gran medida a los costos de producción.

En la columna de flujo de efectivo, Tablas 7.3 a, b y c, Costos de las corrientes Caso Base, se puede observar que los costos de producción recaen principalmente sobre las corrientes de entrada de exergía y en un menor porcentaje en los costos de capital de cada uno de los equipos, esta misma observación se tiene en todas las opciones analizadas.

Al comparar los datos de la Tabla 7.8, con los resultados del caso base, Tabla 7.4, podemos apreciar que existe variación con respecto a la evaluación exergoeconómica realizada en este estudio. En general, se puede decir que los costos estimados por RIAMA corresponden a costos totales ponderados entre producto terminado, es por eso que se presenta el mismo valor para el vapor de alta y media, mientras que, en la evaluación que se realiza en el Caso Base, Tabla 7.3 a, b y c, se puede apreciar que los costos de producción se realizan en función del

¹ Información proporcionada y autorizada a ser publicada, por el Área de Evaluación y Programación de la Refinería de Salamanca.

valor de la corriente de entrada, por unidades de exergía, y el flujo de exergía, más el costo de capital para cada uno de los equipos, así el valor del vapor de alta, media y baja presión, así como el de la energía eléctrica, corresponden a diferentes niveles de generación, el resumen de éstos se muestra en la Tabla 7.4, para cada uno de los equipos.

El considerar los mismos costos por unidad de vapor de alta y media presión, ver Tabla 7.8, repercute en un mayor costo del vapor de baja presión, ya que dichos costos son calculados por PEMEX en función de la cantidad sin considerar la calidad del vapor producido. Estos costos, representan una diferencia con respecto al calculado por el análisis exergoeconómico de aproximadamente 800 000 USD/año del vapor de baja y 12 000 000 USD/año del vapor de media, los cuales repercuten en los gastos que deben cubrir las unidades de proceso de la refinería.

Otro aspecto importante, es la eficiencia considerada en los equipos de combustión, en todo el estudio se está manejando un eficiencia del 90% (con PCI) en todas las calderas, en la realidad estos equipos operan entre un 80% a 90%, si se evalúan estos equipos de combustión con una menor eficiencia los costos de producción aumentan.

Los costos de vapor de alta, media y baja presión, de cada uno de los casos analizados no tienen una gran variación con respecto al caso base, Tabla 7.7, la mayoría resultan estar por debajo del de referencia. Al considerar la alternativa de comprar la energía eléctrica a CFE., los costos del vapor sobrecalentado requerido por la refinería resultan ser casi los mismos que el caso base, teniendo una pequeña disminución en el costo del vapor de media y baja presión.

En cuanto a los costos promedios de la energía eléctrica, Tabla 7.7, estos resultan ser menores que el costo promedio del caso base y de los costos estimados de RIAMA, Tabla 7.8. En el caso de la alternativa de mínima inversión se presenta una disminución del costo del 30% al 40%; la alternativa de máxima flexibilidad disminuye del 40% al 50%; y la alternativa de máxima eficiencia del 40 % al 60%, comparados con respecto al Caso Base de 0.0362 USD/kWh. Sin embargo, si comparamos los costos de electricidad generada en los turbogeneradores de vapor de alta presión, con respecto al Caso Base, Tabla 7.6; se aprecia una relativa disminución al utilizar las turbinas de vapor de mayor capacidad (TV-2), Alternativa: mínima inversión, pero con respecto a las turbinas de vapor TV-1 el costo de producción de energía eléctrica tiene un pequeño incremento, Alternativa: máxima flexibilidad. Por otro lado, se puede apreciar que el costo de producción de electricidad en turbinas de vapor de media son los que incrementan el costo de ésta, pero en la medida en que se incrementa el uso de turbina de gas, se ve disminuido su valor, esto se puede observar al comparar el caso D con el Base (Tabla 7.6). En general, la disminución en el costo de la energía eléctrica se debe al generado por la turbina de gas.

Al final de la Tabla 7.7, se muestran los costos promedios considerados para la tarifa HS (Alta tensión nivel subtransmisión) para los años 1997 y 1998 correspondientes al estado de Guanajuato, dato estadístico de CFE. El considerado por tarifa mensual, se evaluó partiendo de 81 000 kW por mes comprados a CFE, aplicando los cargos por mínimo mensual, por demanda facturable, por kWh de energía de punta, intermedia y base, partiendo estos periodos de la región Sur, el cual le corresponde a la Refinería de Salamanca. Los valores reportados por CFE, para el estado de Guanajuato, se pueden comparar con la Tabla 7.8, información proporcionada por RIAMA, presentando una mayor variación con respecto a los estadísticos de CFE, esto debido a que estos son obtenidos de las ventas totales de todas las industrias consumidoras de tarifa HS del Estado de Guanajuato.

En el Capítulo VIII, se realiza el análisis de sensibilidad de la opción que presenta el mejor rendimiento tanto en los costos de producción como en la evaluación de proyectos, así como la confiabilidad de operación (Caso GVAA).

CAPÍTULO OCHO

ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

CAPÍTULO VIII. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD.

Después de realizar el análisis de rentabilidad y costos de producción, Capítulos VI y VII respectivamente, y de considerar la confiabilidad de operación con un factor del 100%, la opción que presenta el mejor atractivo económico es el caso GVAA, el cual considera la instalación de dos turbinas de gas para generar en total 78.8 MW (en sitio) y 321 Ton/h de vapor de alta presión con dos calderas de recuperación de calor.

En el presente capítulo, se muestra el análisis de sensibilidad de dicho caso, con la finalidad de observar las variaciones en la evaluación del proyecto y en el análisis exergoeconómico (costos de producción), al modificar los costos de inversión y mantenimiento, así como también los precios de combustibles, agua de enfriamiento y venta de energía eléctrica a CFE.

La finalidad del análisis, es mostrar lo atractivo que puede ser el proyecto en el futuro, en función de los parámetros que están sujetos a la incertidumbre de las actividades económicas, de los precios de combustibles, de los costos de inversión o mantenimiento, etc.

Adicionalmente, al final del capítulo, para el Caso Base y la Opción GVAA se integra la comparación de los costos del vapor y energía eléctrica generados con base a la 1ra. y 2da. Ley de la Termodinámica.

8.1 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD.

En la alternativa de confiabilidad operacional, la opción que presenta el mayor VPN (45 992 000 USD = beneficios más TREMA) y una tasa de rendimiento mayor a TREMA (TIR=23.17%), es el Caso GVAA, también resulta ser la que menor costo de producción de todos los casos analizados, vapor de alta 7.9781 USD/Ton; vapor de media 7.1203 USD/Ton; vapor de baja 4.5826 USD/Ton y un costo promedio de la energía eléctrica de 0.0176 USD/ kWh, esto obedece al mejor aprovechamiento de los combustibles.

Al realizar el análisis de sensibilidad de esta opción, con respecto a los costos de inversión, nos percatamos que el proyecto puede incrementar la inversión hasta un 75% y por lo menos se recibe lo que se invierte, ya que los beneficios son iguales a los costos de inversión, con un rendimiento igual a la tasa de descuento (TREMA=TIR, VPN=0, relación B/C=1).

Por otro lado, si se aumenta el flujo de efectivo por mantenimiento, se puede estimar hasta un incremento de 6 000 000 USD/año al diferencial con respecto al caso base, recordando que en las bases del estudio económico se consideró el

mismo flujo de efectivo a la operación y mantenimiento del área de fuerza de RIAMA. Adicionalmente, se incluyen estas variaciones de flujo de efectivo por mantenimiento en el análisis exergoeconómico, se puede observar que no se sufren grandes incrementos en los costos de los productos. Los resultados se pueden observar en las Figuras 8.1 a 8.4.

Figura 8.1

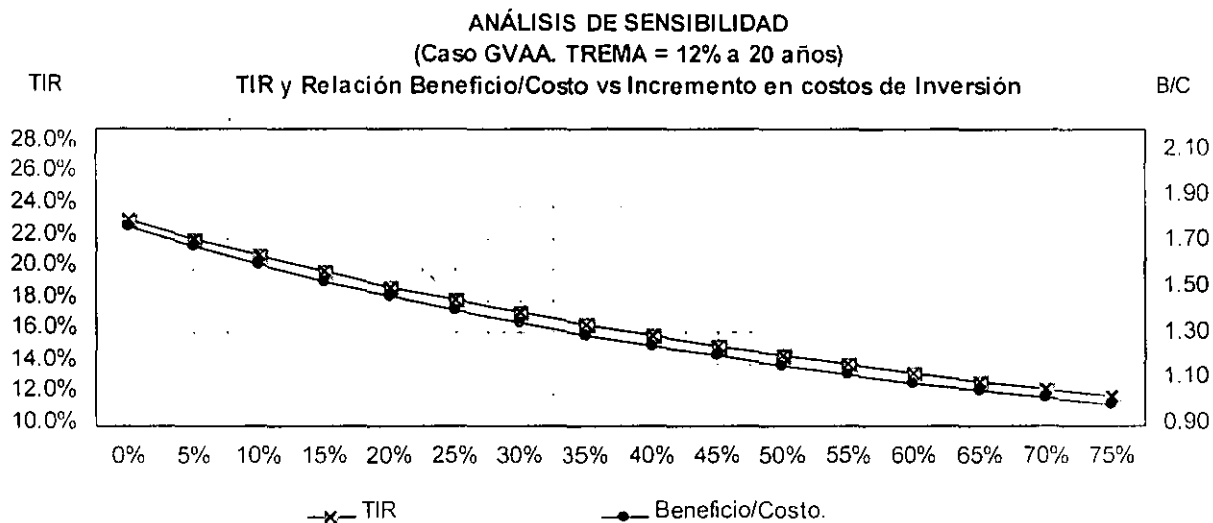


Figura 8.2

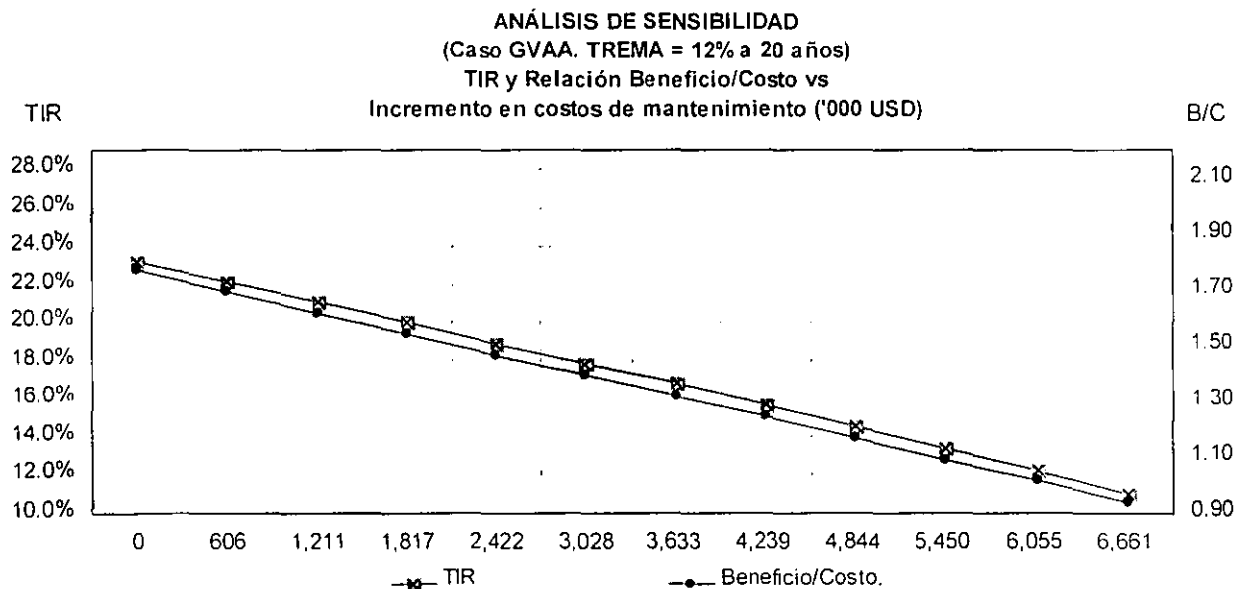


Figura 8.3

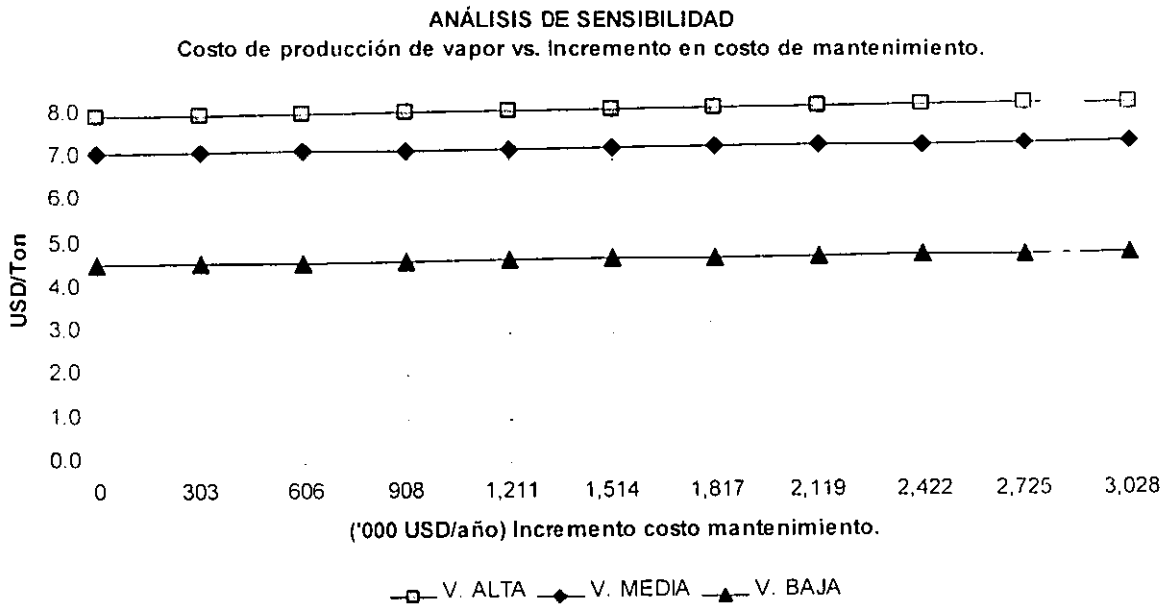
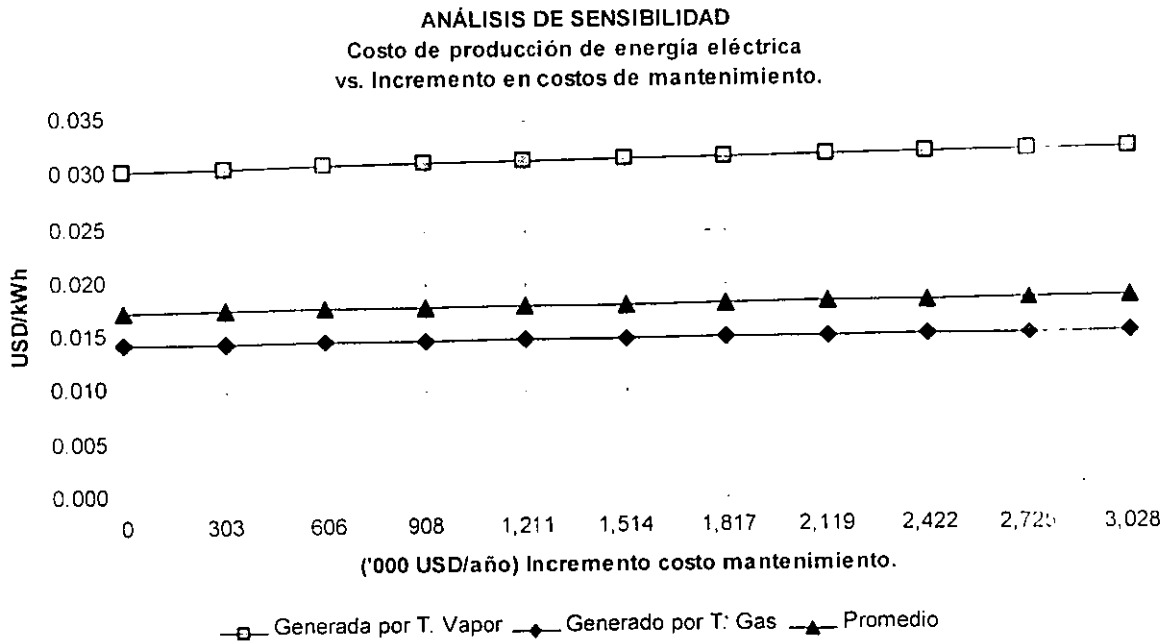
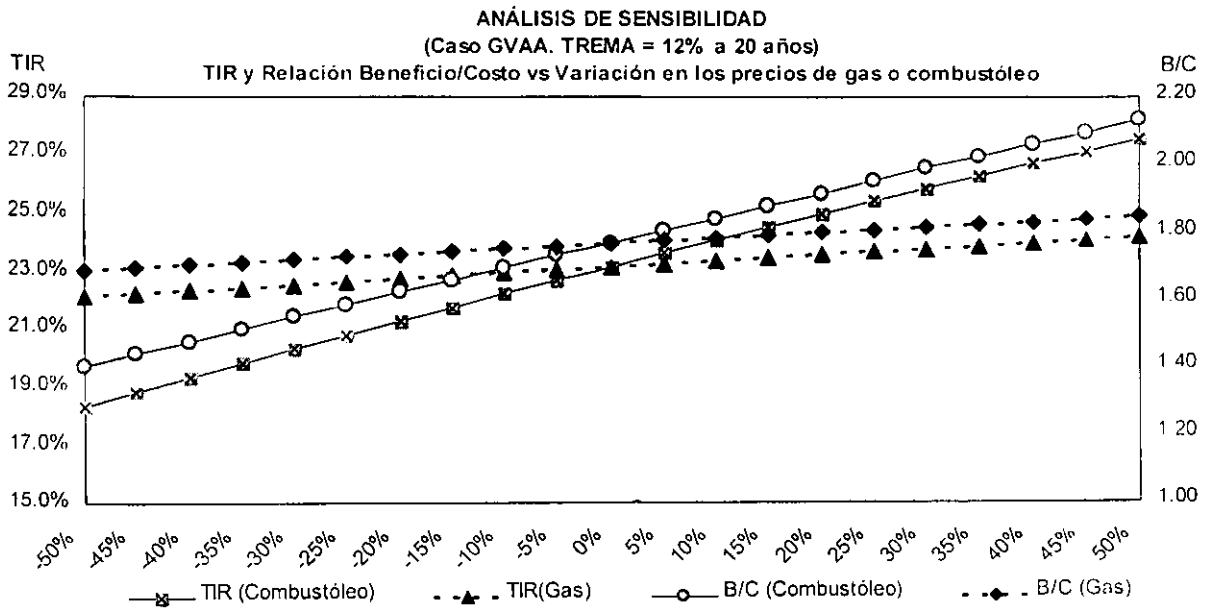


Figura 8.4



En la Figura 8.5 se observa que al realizar el análisis de sensibilidad, con respecto a los costos de los combustibles, un incremento o decremento de estos, la TIR y la relación Beneficio/Costo, se ven más afectados por la variación del precio del combustóleo que por el del gas de refinería.

Figura 8.5

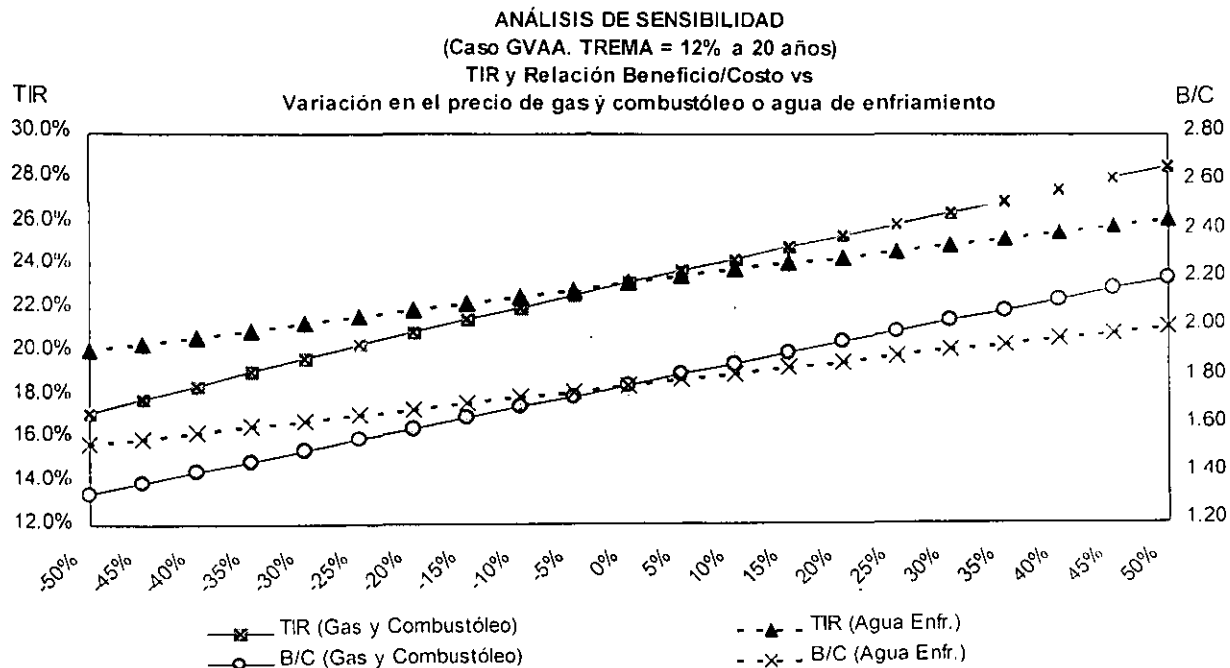


Si fijamos el precio de cualquiera de los dos combustibles y se varía el otro, se observa que si se incrementa el precio del combustóleo se favorece la rentabilidad del proyecto. Si al contrario, se disminuye el proyecto resulta ser menos atractivo que la disminución de los precios de gas.

Al variar los precios de ambos combustibles, se tiene que estos se pueden disminuir hasta un 50% de su valor y la rentabilidad del proyecto sigue siendo atractiva, Figura 8.6.

Con respecto a la variación del precio de agua de enfriamiento, Figura 8.6, el comportamiento de la curva resulta ser casi igual que el de los combustibles, principalmente a las variaciones del combustóleo (comparar contra la Figura 8.5), aunque el proyecto se ve ligeramente favorecido a los incrementos del precio de los combustibles.

Figura 8.6



Por otro lado, en el análisis exergoeconómico, al variar los precios de los combustibles las curvas de comportamiento de los costos de producción de vapor de alta, media y baja presión, tienen aproximadamente la misma tendencia, Figuras 8.7a y 8.7b.

Figura 8.7a

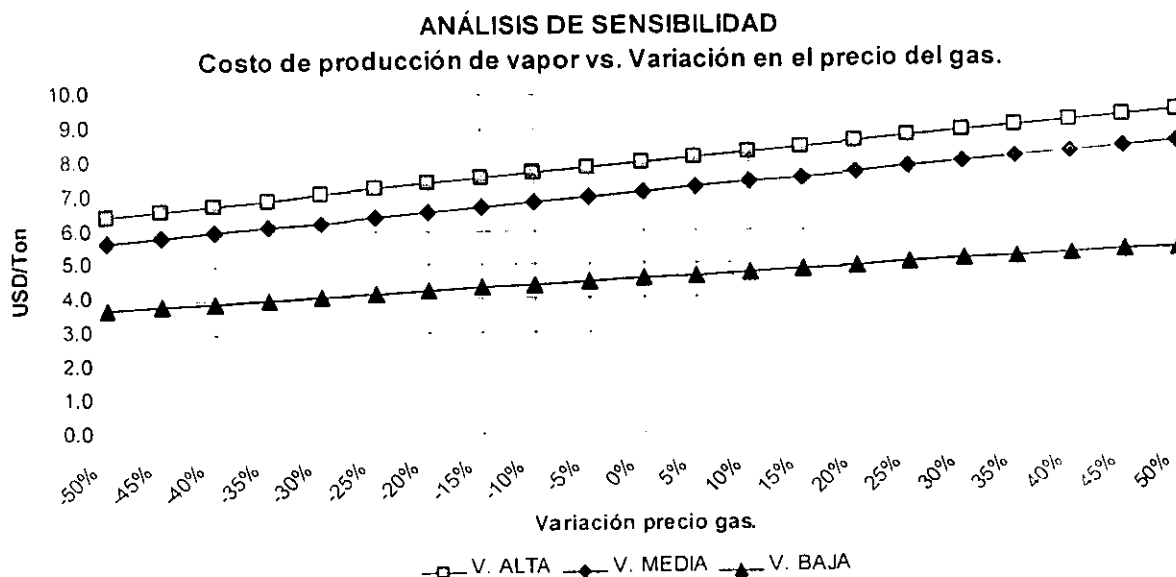
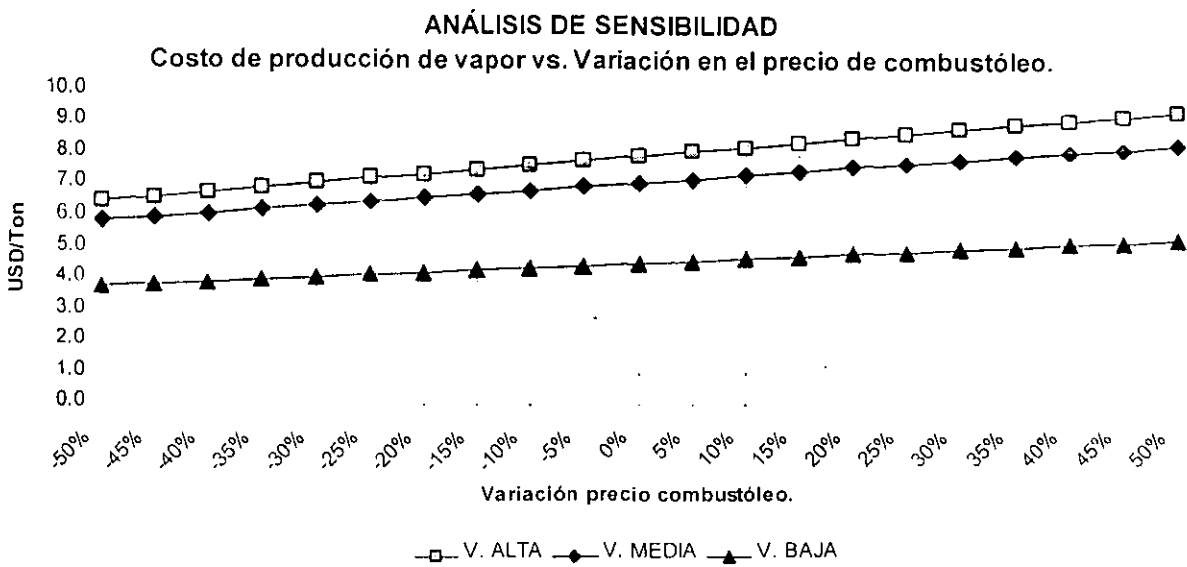
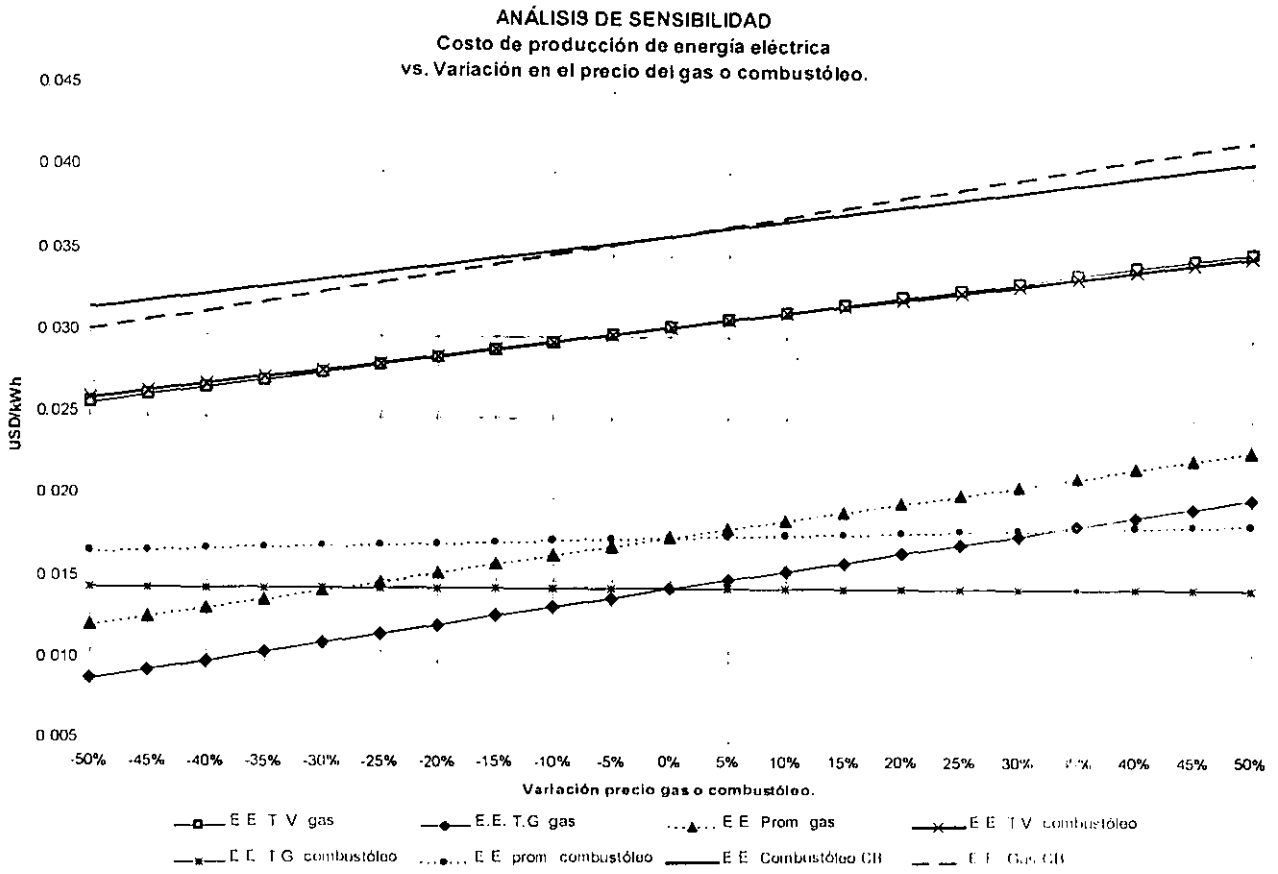


Figura 8.7b



Sin embargo, los costos de la energía eléctrica presentan una tendencia parecida a la de la Figura 8.5, al dejar constante el precio de uno de los combustibles utilizados y variar el otro, el incremento de los costos promedios de la energía eléctrica están afectados principalmente por el precio del gas combustible, y al contrario al disminuir el precio del gas los costos promedios de energía eléctrica se ven afectados por el precio del combustóleo, Figura 8.8.

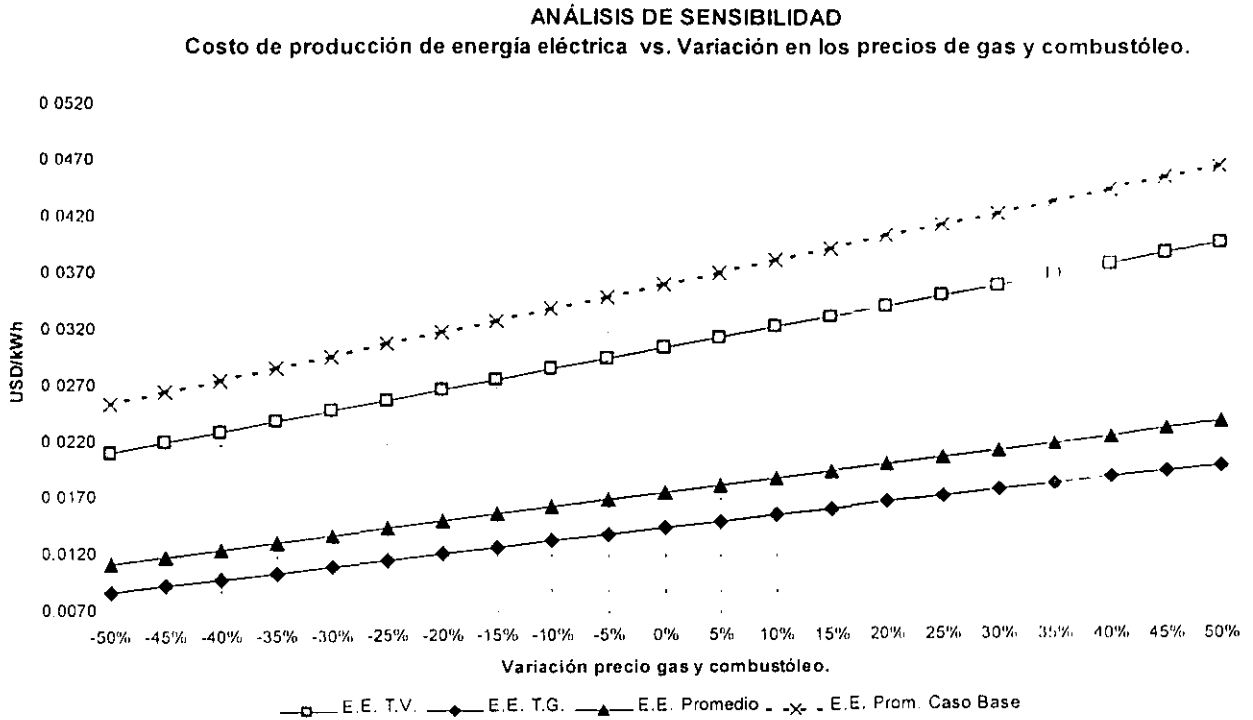
Figura 8.8



Por otro lado, si se realiza el análisis de sensibilidad de los costos de producción de energía eléctrica en función de la variación de los precios de ambos combustibles, Figura 8.9, el comportamiento de los costos de la energía eléctrica generada con turbina de vapor sufre un incremento más acelerado que si fuera generada con turbina de gas. De esta misma figura, se puede observar que al comparar los costos promedios de generación eléctrica, entre el Caso Base y GVAA, la diferencia entre estos resulta ser de 0.015 USD/kWh a 0.024 USD/kWh (considerando los puntos extremos de la figura). Esta tendencia se debe a que los costos de la energía eléctrica se ven más favorecidos a los bajos costos de producción con turbina de gas y en ciclo combinado los costos de generación con turbina de vapor disminuyen.

También se puede apreciar que, aun cuando se incrementa el costo de los combustibles, el costo de la energía eléctrica generada en el ciclo combinado resulta ser más bajo con respecto al ciclo actual de operación de la refinería (ciclo Rankine).

Figura 8.9



La rentabilidad del proyecto, también se ve favorecida con el incremento en consumo de combustóleo. En el estudio se consideró como relación de consumo de combustibles 50% combustóleo y 50% gas, en la Tabla 8.1 se muestra lo atractivo que puede resultar el proyecto si variamos dicha relación e incrementamos el consumo de combustóleo:

Tabla 8.1
Rentabilidad del proyecto en función de la
variación de la relación de combustible, para el Caso GVAA.

Alternativa: 50% gas 50% combustóleo

Tasa de Rendimiento Mínimo Atractiva=	12.00 %
Valor Presente Neto (usd)=	45 992 000
Anualidad Equivalente (usd)=	6 157 000
Relación Beneficio/Costo=	1.77
Tasa Interna de Rendimiento=	23.17 %
Periodo de Recuperación (años)=	4.3

Alternativa: 25% gas 75% combustóleo

Tasa de Rendimiento Mínimo Atractiva=	12.00 %
Valor Presente Neto (usd)=	71 072 000
Anualidad Equivalente (usd)=	9 515 000
Relación Beneficio/Costo=	1.96
Tasa Interna de Rendimiento=	26.29 %
Periodo de Recuperación (años)=	4.0

Alternativa: 75% gas 25% combustóleo

Tasa de Rendimiento Mínimo Atractiva=	12.00 %
Valor Presente Neto (usd)=	20 899 000
Anualidad Equivalente (usd)=	2 798 000
Relación Beneficio/Costo=	1.58
Tasa Interna de Rendimiento=	19.84 %
Periodo de Recuperación (años)=	4.79

Al considerar las variaciones de los precios del agua de enfriamiento, no se presenta un cambio apreciable en los costos de producción de vapor de alta, media y baja presión, Figura 8.10a, en cambio los costos de producción de energía eléctrica se ven afectados en la generación con turbogeneradores de vapor, no así en los costos promedios ya que estos están influenciados también por la generación de electricidad por turbina de gas, Figura 8.10b.

Figura 8.10a

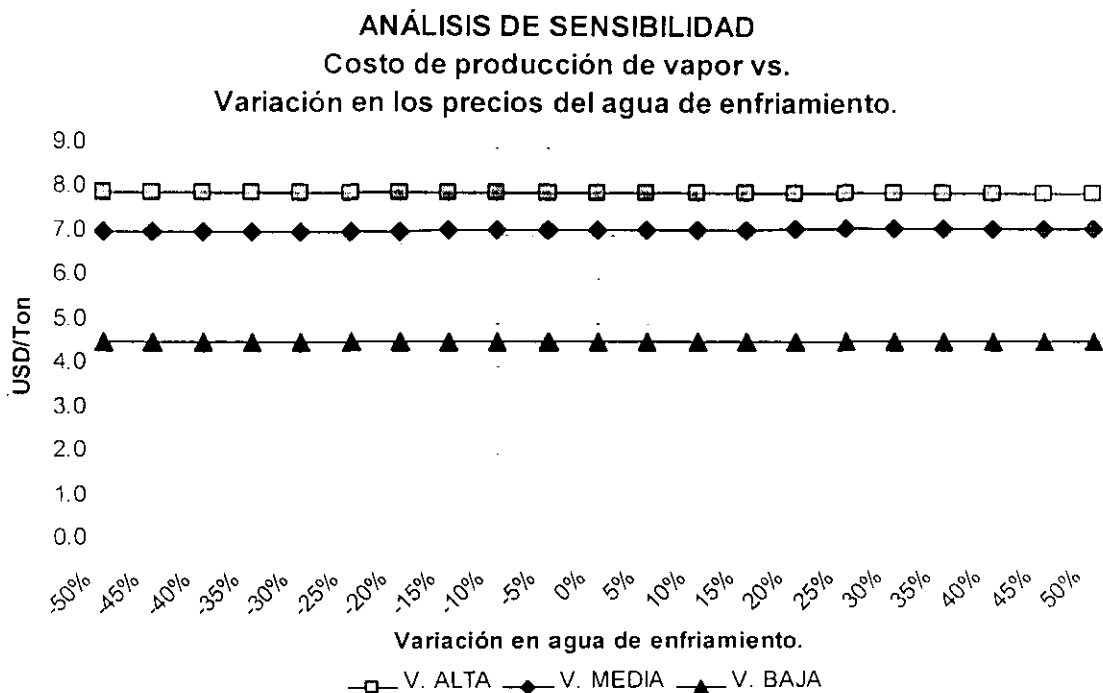
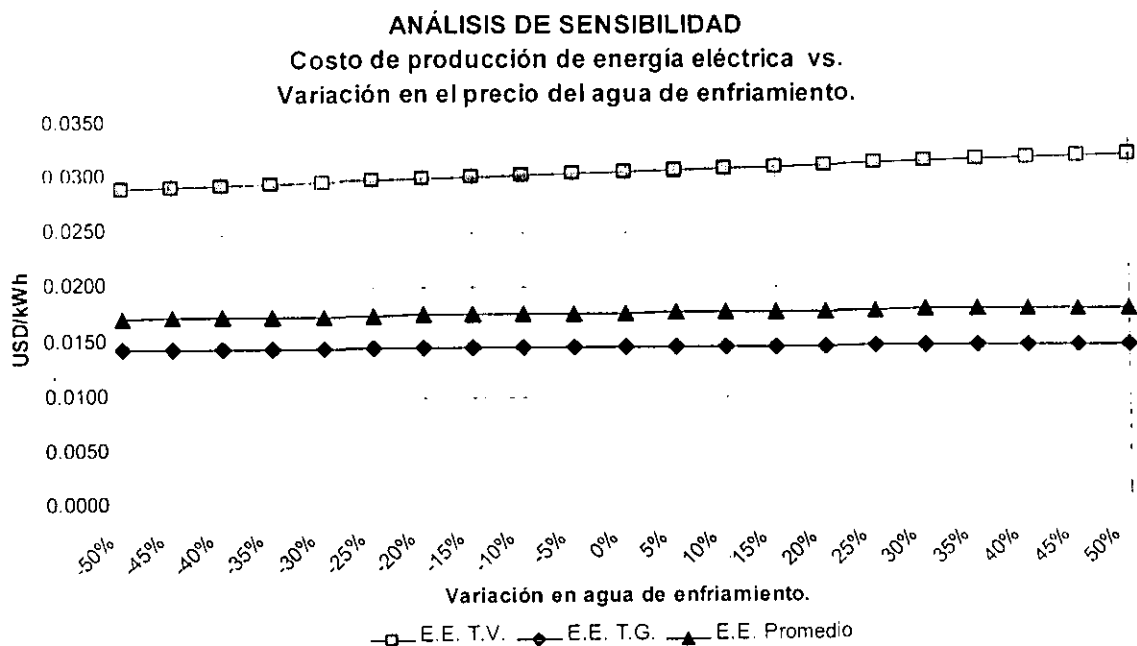


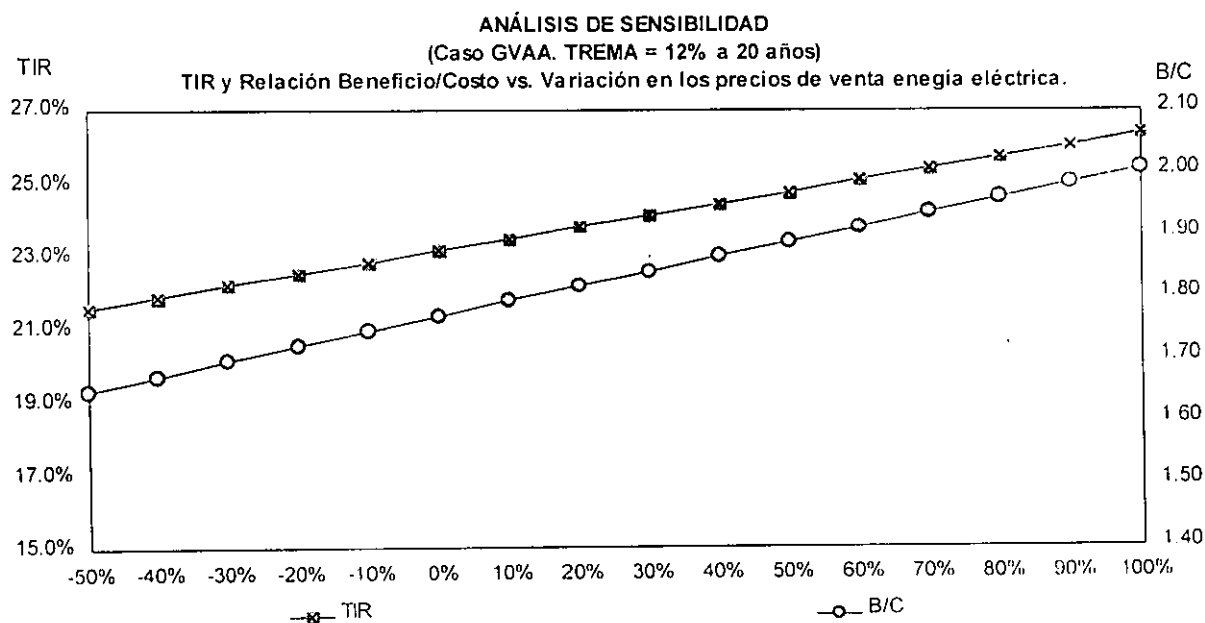
Figura 8.10b



Se puede observar en la Figura 8.10b, que los costos promedios de energía eléctrica generada con el ciclo combinado no sufren un cambio apreciable, sin embargo en el Caso Base (Ciclo Rankine), las variaciones en el precio del agua de enfriamiento afectan a dicho sistema.

Al considerar un incremento en el precio de venta de energía eléctrica a CFE, la rentabilidad del proyecto aumenta en forma semejante a cuando se incrementa el precio del combustible (comparar con la Figura 8.5). Por otro lado, aun cuando se disminuyen los precios de venta de electricidad, el proyecto sigue siendo atractivo, si se observa la Figura 8.11 se puede generar la energía eléctrica excedente sin tener un ingreso al respecto, no obstante cualquier valor que se le de a dicha venta, resultará en un ingreso adicional que incrementará la rentabilidad del proyecto.

Figura 8.11



Por último, al comparar los costos de vapor de alta, media y baja presión, así como los de la energía eléctrica, calculados con el mismo costo de capital y en función de la 1ra. (entalpía) y 2da. (exergía) Ley de la Termodinámica, en el Caso Base (Figuras 8.12a y 8.12b)), se observa que los precios del vapor resultan ser bajos y los de la energía eléctrica altos al evaluarlos con el análisis de exergía, también se tiene que los costos estimados por PEMEX resultan mayores para el vapor de alta y media presión, así como de la energía eléctrica.

Figura 8.12a

CASO BASE, COSTOS DE VAPOR GENERADO EN BASE A 1ra. Y 2da. LEY ASI COMO DE PEMEX

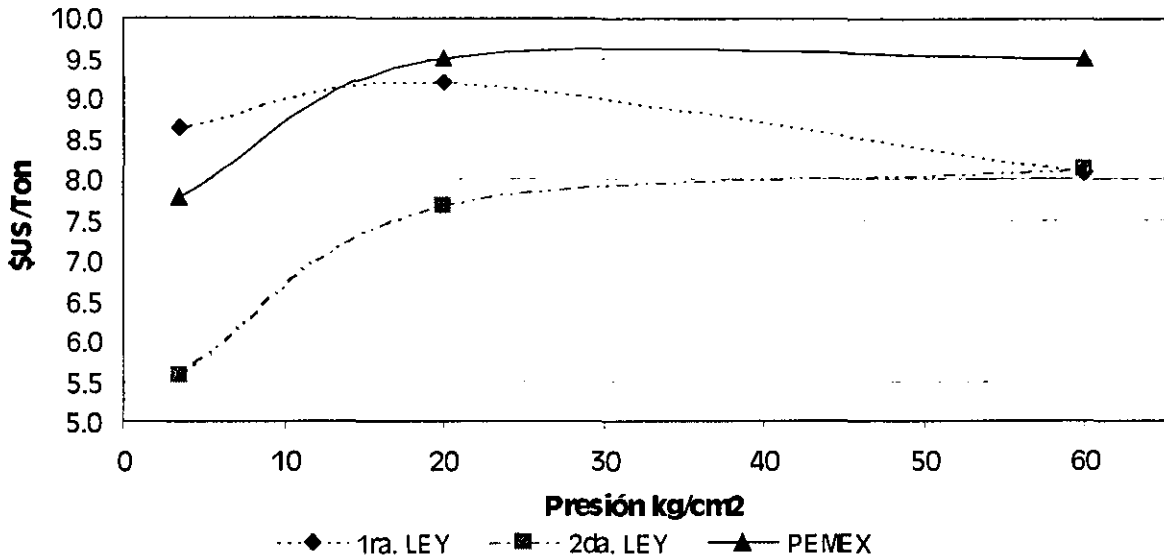
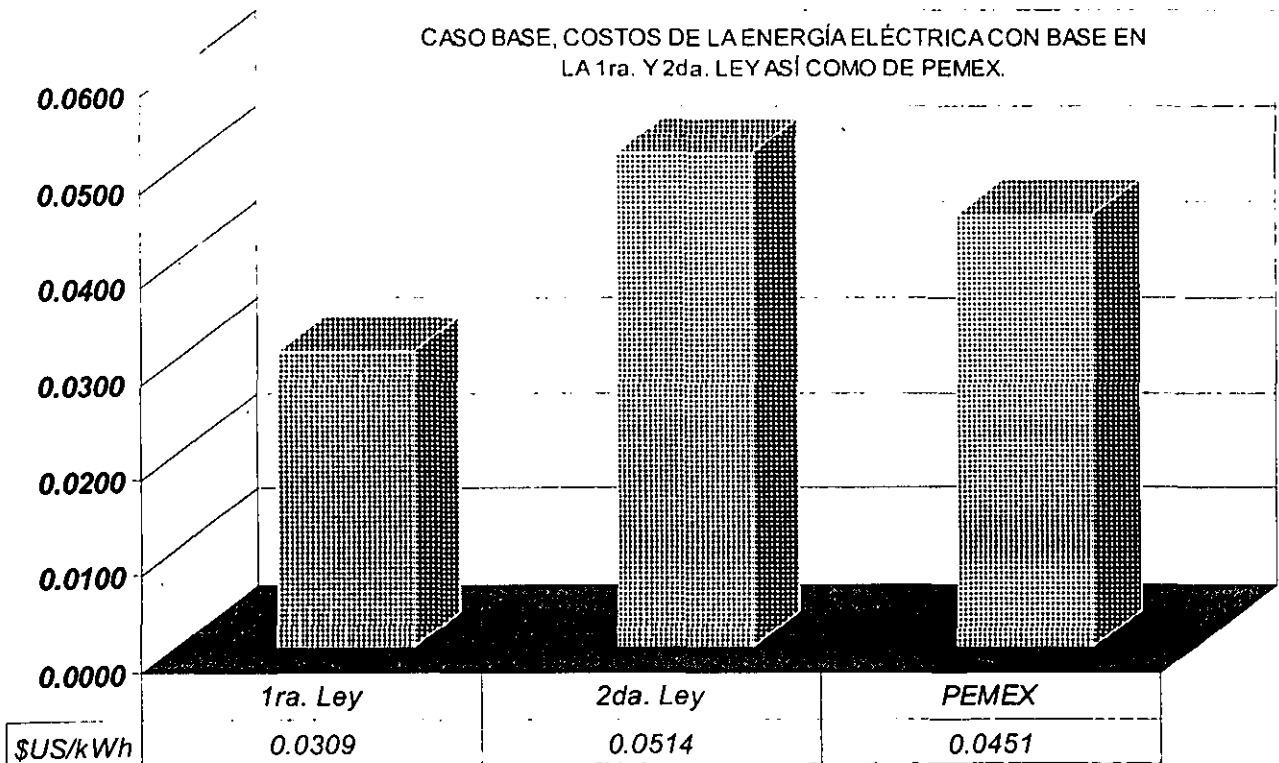


Figura 8.12b

CASO BASE, COSTOS DE LA ENERGÍA ELÉCTRICA CON BASE EN LA 1ra. Y 2da. LEY ASI COMO DE PEMEX.



Al considerar el mismo análisis para el Caso GVAA, (Figuras 8.13a y 8.13b, se observa la mismas tendencia, el menor costo de vapor y el mayor costo de la energía eléctrica se obtienen al evaluarlos con la exergía.

Figura 8.13a

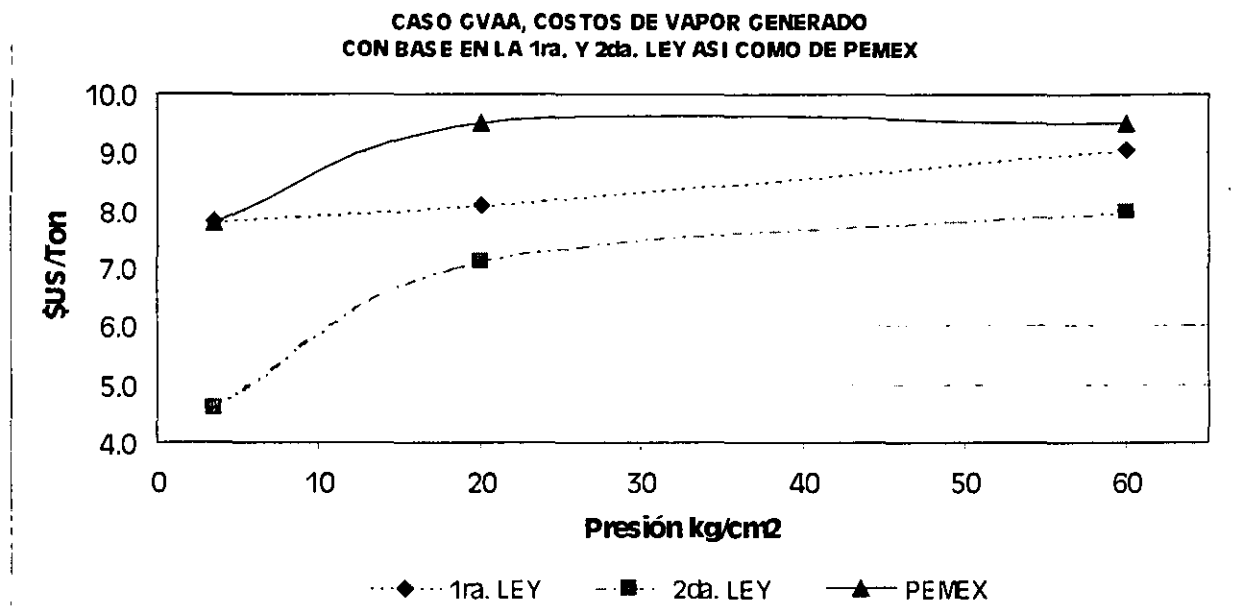
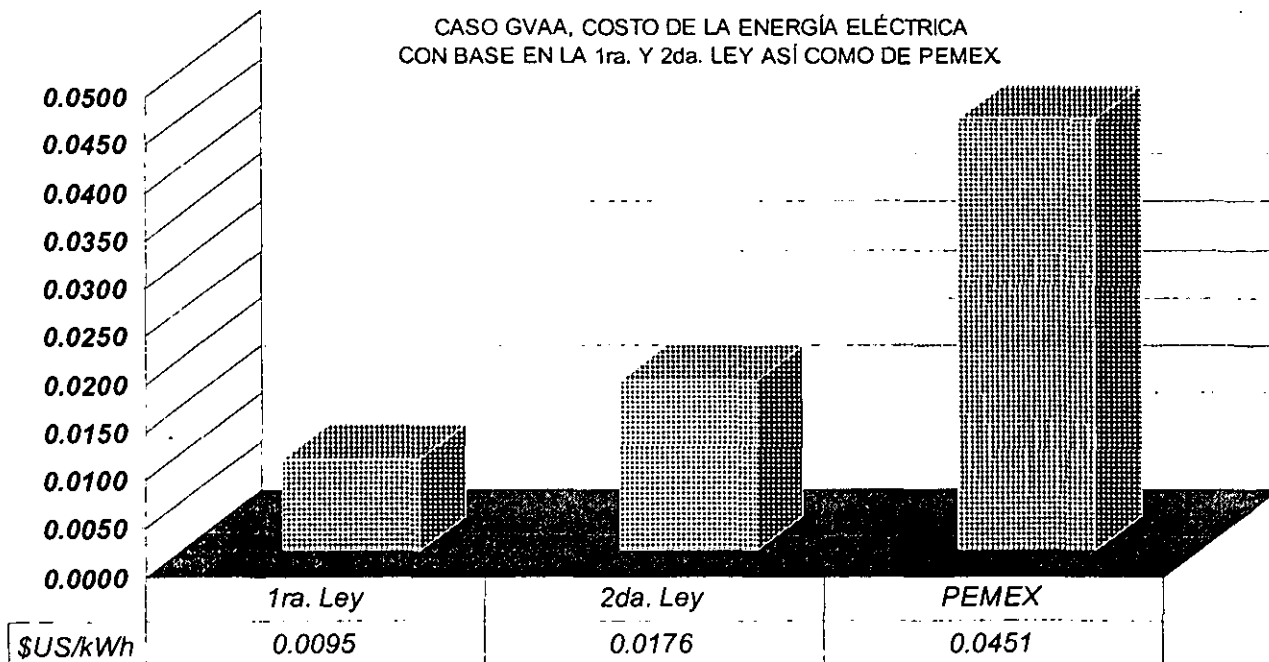


Figura 8.13b



CONCLUSIONES.

CONCLUSIONES.

En muchas industrias la energía juega un papel muy importante en los costos del producto terminado; en estos casos el ahorro de energía es una estrategia relevante para la reducción de los costos de producción. Así mismo, la formación de los costos económicos de los flujos internos y productos finales está relacionada tanto con la eficiencia termodinámica como con el costo de depreciación y mantenimiento de los equipos que integran un proceso.

La idea principal de este estudio, fue analizar alternativas que conlleven a la incorporación de turbina de gas en el Area de Servicios Auxiliares de la Refinería de Salamanca, Gto., con el fin de generar la energía eléctrica bajo el concepto de Ciclo Combinado y reducir los insumos energéticos.

Se analizaron tres alternativas: (i) mínima inversión, (ii) máxima flexibilidad operativa y (iii) máxima generación. En cada una de ellas se estudiaron diversas configuraciones u opciones y en la última alternativa se lleva al sistema a máxima eficiencia. En todos los casos, inclusive en la situación actual, se supone que habrá respaldo de CFE.

Mediante análisis termodinámico y económico se tuvieron los elementos necesarios de decisión que permitieron identificar la conveniencia de instalar turbina de gas en la Refinería "Ing. Antonio M. Amor" de Salamanca, Gto.

La alternativa de máxima generación es la que presenta las opciones con mayor índice de energía y parámetros de exergía. Sin embargo, las opciones más eficientes por lo general no resultan ser las más rentables, debido fundamentalmente al mayor monto de inversión y a los bajos ingresos recibidos por la venta de excedentes de energía eléctrica a la Comisión Federal de Electricidad. Por otra parte, el Reglamento de la Ley de Servicio Público de Energía Eléctrica⁽¹⁾ sólo autoriza a PEMEX a generar energía eléctrica en la modalidad de cogeneración y a vender como máximo 20 MW, bajo un convenio que se pacte con la CFE (Sección decimotercera, Artículo 135). Las ventas mayores a los 20 MW estarán sujetas a lo que disponga la Secretaría de Energía, la cual determina periódicamente la ampliación de capacidad que se requiere para satisfacer la demanda de energía eléctrica en el país, y en este caso tendría que realizarse un estudio de las demandas futuras del estado de Guanajuato (Sección duodécima, Artículo 125) y de los costos de la electricidad generados por la refinería, los cuales en esta alternativa resultan ser relativamente los más bajos que se obtuvieron en la evaluación exergoeconómica.

La alternativa de mínima inversión presenta el mayor atractivo económico; todos sus casos resultan ser más rentables que los de la alternativa de máxima

flexibilidad debido a que sólo se compra el equipo mínimo necesario para que en conjunto con los actuales se generen las demandas requeridas de vapor sobrecalentado y energía eléctrica requerida por las unidades de proceso de la refinería. En general, en esta alternativa se aprecian los menores índices de energía y parámetros de exergía; es decir, los consumos de energía por producto terminado y los costos promedio de energía eléctrica en cada caso son relativamente mayores que las opciones consideradas para la alternativa de máxima flexibilidad operacional.

Otro de los objetivos de este estudio consiste en dar solución al problema de mantener constante el suministro de energía eléctrica sin prácticamente hacer uso de energía de respaldo de CFE, aún y cuando se tenga contratado este servicio para casos muy extremos. Esta medida obedece a que el suministro de respaldo de electricidad no reúne la confiabilidad necesaria para mantener una demanda requerida por la refinería. Como ya se mencionó en el Capítulo V, las fallas en el suministro de energía eléctrica de CFE van de 10 a 30 min, afectando a la Refinería de Salamanca en el paro escalonado de las Unidades de proceso, las cuales para entrar nuevamente en operación normal tardan aproximadamente 2 horas, lo cual repercute en los flujos de producción de la refinería.

Aun cuando la alternativa de mínima inversión resulta ser la más atractiva económicamente (presentando sus opciones una TIR de 25.8% a 31.3%, frente a tasa de rendimiento mínima atractiva de 12%, todas para flujos de efectivo expresados en dólares constantes), al considerar una sola turbina de gas no se tiene garantizado el suministro continuo de energía eléctrica en caso de falla del sistema debido a que se tendría que recurrir a la energía de respaldo de CFE que, como se comentó, no es suficientemente confiable.

La alternativa de máxima flexibilidad operativa trata de reducir a cero el uso de la energía de respaldo de la CFE, al contar el sistema de generación eléctrica con dos turbinas de gas y sus respectivas calderas de recuperación de calor, evitándose así la interrupción del suministro de energía eléctrica. En la mayoría de los casos de esta alternativa se tienen índices de consumo energético y parámetros de exergía mayores a los de la alternativa de mínima inversión, sin embargo la rentabilidad disminuye aproximadamente 8%. A pesar de esto, las tasas internas de rendimiento (entre 18.1% y 23.2%) continúan siendo muy atractivas si se les compara con la tasa de rendimiento mínima atractiva (12%); algo semejante ocurre con los costos de producción.

Bajo la alternativa de mayor confiabilidad operativa, el caso que presenta el mayor rendimiento económico (23.2% en dólares constantes, es decir, deflactados de la inflación) es el ciclo combinado denominado GVAA, el cual incorpora dos turbinas de gas, con una capacidad normal de generación total en sitio de 78.8 MW. Cuenta con dos calderas de recuperación de calor con cámara de postcombustión para generar 321 Ton/h de vapor de alta presión sobrecalentado, una parte del cual

se envía a los tubogeneradores TV-1 (19.2 MW); adicionalmente, permite exportar aproximadamente 17 MW a CFE.

En conclusión, la opción GVAA se considera como la mejor alternativa a ser instalada en la Refinería de Salamanca.

Al revisar los costos de producción, el vapor de alta y media presión, así como el costo promedio de energía eléctrica generada del Caso GVAA, resultan ser bajos comparados con el Caso Base (que consiste en el estado actual reconfigurado de la refinería) y con los estimados por la refinería y considerados por la tarifa HS de CFE (figuras; 8.12a; 8.12b; 8.13a y 8.13b).

Al realizar el análisis de sensibilidad del Caso GVAA, se observa que aún con una inversión inicial 75% más alta que la supuesta el proyecto tiene una tasa de rendimiento atractiva. Al considerar un incremento en el mantenimiento a 6 000 000 USD/año (100% mayor) la TIR tendría un valor igual a TREMA. Así mismo, al realizar el análisis de sensibilidad de los costos de producción por aumento en el mantenimiento, los incrementos en los costos de los productos son relativamente bajos, a partir del valor antes mencionado; vapor de alta se tiene un aumento del 4.8%; vapor de media 4.29%; vapor de baja 6.23%; y energía eléctrica 5.75%.

El incremento en los precios de combustibles favorece la rentabilidad del proyecto, principalmente al aumentar el precio del combustóleo. Por el contrario, si los precios se reducen el proyecto disminuye su rentabilidad, aunque en menor grado en el caso del gas combustible (figura 8.5, en el Capítulo VIII).

Del análisis de sensibilidad de la relación del consumo de combustibles (gas/combustóleo), se observa que al incrementar el consumo de gas de refinería hasta un 75% y disminuir el consumo de combustóleo a un 25%, la TIR se reduce a un valor de 19.8%; esta medida no afecta apreciablemente la rentabilidad del proyecto y, en cambio, reduce las emisiones de SO_x (óxido de azufre). Por el contrario, si se disminuye el consumo de gas hasta un 25% e incrementa el de combustóleo a 75%, la rentabilidad del proyecto se hace más atractivo, con una TIR igual a 26.3% pero con mayor emisión de SO_x a la atmósfera.

Es importante destacar que, implementando un análisis exergoeconómico, los costos de producción se ven afectados principalmente por la calidad de la energía. El costo del vapor generado es sobrestimado al considerar los métodos tradicionales (1ra. Ley, entalpía) y se ve incrementado entre más baja es la calidad de la energía de éste. Por otro lado, con el método tradicional se subestima el costo de la energía eléctrica, el cual resulta ser más alto al considerar el análisis de exergía (2da. Ley). Con el método tradicional, no se contempla la calidad de la energía y muchas veces se subestima o sobrestima los costos de producción.

BIBLIOGRAFÍA:

1. Moran, M. J. & Shapiro, H.N. Fundamentals of Engineering Thermodynamics. Second Edition. Ed. John Wiley & Sons, Inc. 1990. Pág's. 939
2. Faires V. M. & Simmang C. M. Termodinámica. Ed. UTEHA. México. Ene-1993. Pág's. 668
3. Rivero, R. R., Montero A. G., Pulido P. Terminología para la Aplicación del Método de Exergía. Revista de IMIQ. Año XXX11, Vol. 17. México sep-oct 1990, pág.'s 7-11
4. Rivero, R. El Análisis de Exergía. Revista del IMIQ. Año XXXV, Vol. 11, Nov. 1994, México, Pág's. 14-27.
5. Ricardo Rivero R. Uso Eficiente de la Energía. Apuntes de la materia impartida en la División de Posgrado de la Facultad de Química, UNAM, Ciudad Universitaria. México 1997.
6. Rivero, R.;De Oliveira Jr.; Le Goff, P. Température de Carnot (), Doagramme θ/Q Méthode du Pincement. Entropie (ISSN: 0013-9084), 26e Anneé, No. 157/158, 1990. pág's. 13-20.
7. Szargut J., Morris D. R. & Steward F. R. Exergy Analysis of Thermal, Chemical, and Metallurgical Processes. Hemisphere Publishing Corporation. USA. 1988. Pág's. 332
8. Secretaria de Energía, Minas e Industria Paraestatal. Reglamento de la Ley del Servicio Público de Energía Eléctrica. Diario Oficial de la Federación, Segunda Sección.31 de mayo de 1993, México, 24 pág.
9. Luis Fernández G. Evaluación Financiera de Proyectos de Cogeneración. Diplomado de Cogeneración, UNAM-CONAE, Ciudad Universitaria. México 1995, pág's 45.
10. Tsatsaronis, G. and Windhold, M. Exergoeconomic Analysis and Evaluaction of Energy-Conversion Plants. Energy, Vol. 10. No.1, 1985, pág. 69-80.
11. Rivero, R. Análisis Exergoeconómico de Procesos. Revista del IMIQ. Año XXXVI. Vol.7-8. México julio-agosto 1995, pág's. 19-24.
12. PEMEX, Memoria de labores 1997, México, págs. 315

13. PEMEX-Refinación, Modernización de los servicios de fuerza (energía eléctrica y vapor), mediante la sustitución de los turbogeneradores TG-1N y TG-2N en la Refinería de Salamanca, Gto. Superintendencia de Fuerza y Servicios Auxiliares. México. Sep-1997. Pág's. 70
14. PEMEX-Refinación, Bases de Usuario para la Propuesta Técnica de Ampliación del Sistema de Fuerza y Servicios Auxiliares. Rev. 6, Sección III. C, Anexo1 y Anexo 2. México. 16- oct – 98. Pág's.46.
15. Instituto Mexicano del Petróleo. Bases de Diseño. Ampliación de la Planta de Fuerza y Servicios Auxiliares. Refinería "Ing. Antonio M. Amor" Proyecto E0D-1259, México 16-oct-1998, rev.3, pág's. 20.
16. Raúl C. B., Análisis y Evaluación de Proyectos de Inversión. Ed. LIMUSA, Segunda edición. México. Ago-1992. Pág.'s 375.
17. Gerardo G. C., Contabilidad Financiera. Ed. McGrawHill. Segunda edición. México. Jul-1996. Pág's. 619.
18. Aspen Tech. Aspen Plus Release 9.3 User Guide. Vol. 1 Aspen Technology Inc. Cambridge 1996.
19. Rivero, R. Investigador en Jefe. Optimización Exérgica de un Esquema de Refinación. Proyecto E0A-7442-2. GIDTE-PEMEX-Refinación/Grupo de Exergia-IMP. Proyecto en desarrollo, 1997-
20. Nilsson B., GTX100, nueva turbina a gas de alto rendimiento. Revista ABB. Julio 1997. Págs. 10.
21. Gas Turbine World HANDBOOK. The Technical Magazine For Industrial and Electric Utility Power Engineers. Vol. 14. United States 1992-1993. Pág's. 46.
22. Oganowski G. & Casper R. L. LM6000 Aero-derivative Industrial Gas Turbine-Development Status Update. GE Power Generation, GER-3703A, General Electric Company. 1992. Pag's. 8
23. Johnston J.R. Performance and Reliability Improvements for Heavy-Duty Gas Turbines. GE Power Generation, GER-3571C, General Electric Company. 1992. Pág's. 20
24. Friedman, N. R. y Blatt, M. H., Handbook of High-Efficiency Electric Equipment and Cogeneration System Options for Commercial Buildings, Final Report, December 1989, Colorado U.S.A., 346 pág.

25. Buendía, D. E., Oportunidades de Ahorro en Cogeneración, Instituto de Investigaciones Eléctricas. II Congreso Nacional de Ahorro de Energía, diciembre 1991. Guadalajara, Jal, pág. 25 - 34.
26. Rivero, R., Coordinador Técnico. Optimización Energética de las Instalaciones Existentes en la Refinería de Tula, Hidalgo, Utilizando el Método de Exergía. Reporte final del proyecto E-2277, Tomo VIII: Unidad de Servicios Auxiliares. Instituto Mexicano del Petróleo. México 1988.
27. Spiewak, S. A., Cogeneración & Small Power Production Manual. The Fairmont Press. 3ª edición, U. S. A., 1991. 226 pág.
28. Lucchil, R., Criterios de selección de plantas de cogeneración. CONAE, Primeras Jornadas de Cogeneración, México junio 1992., pág. 32-40.
29. Pezuela, P., Ecolaire España S. A., Eficiencia y consumo de turbinas de vapor. Estimación mediante hoja de cálculo. Ingeniería Química, mayo 1993. España, pág. 121-125.
30. Kreutzer, A., y Balling Lothar, Centrales eléctricas avanzadas de ciclo combinado. Ingeniería Química, marzo 1995. España, pág. 77 - 83.
31. Foster, R., y Pegg, E., Combined Cycles Have Potential for Clearer. More Economical Power Engineering. April 1982. U. S. A., pág. 80 - 84.
32. Rice, I. G. y Jenkins, P. E., Comparison of the HTTT Rebeat Gas-Turbine Combined Cycle. Journal of Engineering for Power. January 1982. U. S. A., pág. 129 - 142.
33. Stasa, F. L., y Osterle, F., The Thermodynamic Performance of Two Combined Cycle Power P. Transactions of the ASME. July 1981. U. S. A., pág. 572 - 581.
34. Centro para el Ahorro y Desarrollo Energético y Minero (CADEM), S. A., Manual de Eficiencia Energética. Ed. Servicio Central de Publicaciones del Gobierno Vasco. Bilbao, España 1984. Tomo I, II, III, IV, V y VI.
35. Ahner, D. J., Benefits of Combined Cycle Cogeneration. Chemical Engineering Progress. March 1988. U. S. A., pág. 49 - 53.
36. Zambo, R. A., Cogeneration Economics. Chemical Engineering Progress. October 1986. U. S. A., pág. 47 - 50.

37. Subdirección de Transformación Industrial, Bases de Diseño. Planta de Destilación Combinada "AS", Sección Atmosférica. Refinería "Ing. Antonio M. Amor", Salamanca, Gto. Contrato No. E0D-1272. Instituto Mexicano del Petróleo. Cap. 1A. México febrero 1998. Pág. 2
38. Haywood, R. W. Análisis Termodinámico de Plantas Eléctricas. Ed. Limusa. México. Mayo 1986. Pág.s 309.
39. Rothe, J.R., Espinosa R. Cogeneración en Plantas de fuerza Industriales. 3er. Congreso Nacional de Ahorro de Energía, Guadalajara, Jal. Dic. 1992, México. Pág's. 17.
40. Huang F.F. A Methodology for Overall Performance Evaluation of Combined Gas-Steam Power Plants Based on Energy as well as Exergy Consideration. 3er. International Symposium on Turbomachinery, Combined-Cycle Technologies and Cogeneration. Vol. IV. 1989 ASME Cogen-Turbo IGTI. Pág. 447-454.

ANEXO.

TABLA RESUMEN DE LAS ALTERNATIVAS PROPUESTAS.

CASO ALTERNATIVA: MÍNIMA INVERSIÓN

MD	Generación eléctrica, con Turbinas de vapor 49.2 MW y gas 31.4 MW. Generación de vapor de media con caldera de recuperación de calor. Generadores de vapor y válvulas de contrapresión, de media presión fuera de operación
MDD	Generación eléctrica, con Turbinas de vapor 49.2 MW y gas 31.4 MW. Generación de vapor de media con caldera de recuperación de calor. Las válvulas de contrapresión de alta y media presión, fuera de operación
EEB	Generación eléctrica, con Turbinas de vapor 49.2 MW y gas 31.4 MW. Generación de vapor de alta con caldera de recuperación de calor. Generadores de vapor y válvulas de contrapresión, de media presión fuera de operación
EEBB	Generación eléctrica, con Turbinas de vapor 49.2 MW y gas 31.4 MW. Generación de vapor de alta con caldera de recuperación de calor. Las válvulas de contrapresión de alta y media presión fuera de operación
MF	Generación eléctrica, con Turbinas de vapor 49.2 MW y gas 51.4 MW, excedente de 20 MW. Generación de vapor de media con caldera de recuperación de calor. Generadores de vapor y válvulas de contrapresión, de media presión fuera de operación
MFF	Generación eléctrica, con Turbinas de vapor 49.2 MW y gas 51.4 MW, excedente de 20 MW. Generación de vapor de media con caldera de recuperación de calor. Las válvulas de contrapresión de alta y media presión, fuera de operación
EED	Generación eléctrica, con Turbinas de vapor 49.2 MW y gas 51.4 MW, excedente de 20 MW. Generación de vapor de alta con caldera de recuperación de calor. Las válvulas de contrapresión de alta y media presión, fuera de operación
EEDD	Generación eléctrica, con Turbinas de vapor 49.2 MW y gas 51.4 MW, excedente de 20 MW. Generación de vapor de alta con caldera de recuperación de calor. Generadores de vapor y válvulas de contrapresión, de media presión fuera de operación

CASO ALTERNATIVA: MÁXIMA FLEXIBILIDAD OPERACIONAL

MB	Generación eléctrica, con Turbinas de vapor 19.2 MW y gas 62 MW. Generación de vapor de media con calderas de recuperación de calor. Generadores de vapor y válvulas de contrapresión, de media presión fuera de operación
MBB	Generación eléctrica, con Turbinas de vapor 19.2 MW y gas 62 MW. Generación de vapor de media con calderas de recuperación de calor. Las válvulas de contrapresión de alta y media presión, fuera de operación
EEA	Generación eléctrica, con Turbinas de vapor 19.2 MW y gas 62 MW. Generación de vapor de alta con calderas de recuperación de calor. Generadores de vapor y válvulas de contrapresión, de media presión fuera de operación
EEAA	Generación eléctrica, con Turbinas de vapor 19.2 MW y gas 62 MW. Generación de vapor de alta con calderas de recuperación de calor. Las válvulas de contrapresión de media presión fuera de operación
GVA	Generación eléctrica, con Turbinas de vapor 19.2 MW y gas 78.8 MW, excedente de 17 MW. Generación de vapor de media con calderas de recuperación de calor. Las válvulas de contrapresión de alta y media presión, fuera de operación
GVA A	Generación eléctrica, con Turbinas de vapor 19.2 MW y gas 78.8 MW, excedente de 17 MW. Generación de vapor de alta con calderas de recuperación de calor. Las válvulas de contrapresión de media presión, fuera de operación
ME	Generación eléctrica, con Turbinas de vapor 19.2 MW y gas 80.1 MW, excedente de 20 MW. Generación de vapor de media con calderas de recuperación de calor. Generadores de vapor y válvulas de contrapresión, de media presión fuera de operación
MEE	Generación eléctrica, con Turbinas de vapor 19.2 MW y gas 80.1 MW, excedente de 20 MW. Generación de vapor de media con calderas de recuperación de calor. Las válvulas de contrapresión de alta y media presión, fuera de operación
EECC	Generación eléctrica, con Turbinas de vapor 19.2 MW y gas 80.1 MW, excedente de 20 MW. Generación de vapor de alta con calderas de recuperación de calor. Generadores de vapor de alta presión y válvulas de contrapresión de media presión, fuera de operación
F	Generación eléctrica, con Turbinas de vapor 19.2 MW y gas 80.1 MW, excedente de 20 MW. Generación de vapor de alta y media presión con calderas de recuperación de calor. Generadores de vapor de alta presión y válvulas de contrapresión de media presión, fuera de

CASO ALTERNATIVA: MÁXIMA GENERACIÓN

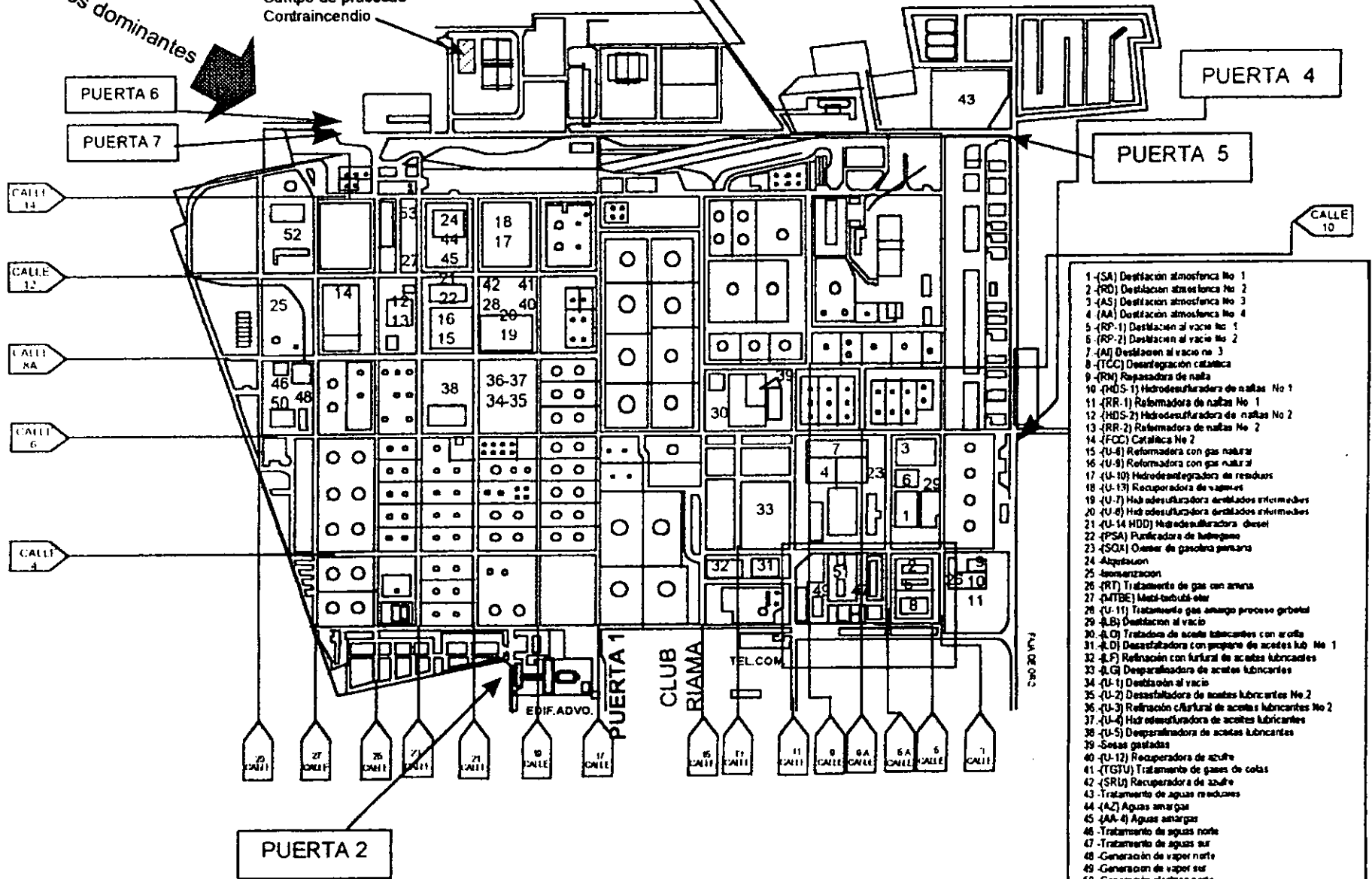
B	Generación eléctrica, con Turbinas de vapor 19.2 MW y gas 230 MW, excedente de 168 MW. Generación de vapor de alta y media con calderas de recuperación de calor. Generadores de vapor y válvulas de contrapresión, de alta y media presión fuera de operación.
C	Generación eléctrica, con Turbinas de vapor 49.6 MW y gas 265.4 MW, excedente de 234 MW. Generación de vapor de alta y media con calderas de recuperación de calor. Generadores de vapor y válvulas de contrapresión, de alta y media presión fuera de operación.
D	Generación eléctrica, con Turbinas de vapor 12.2 MW y gas 289.7 MW, excedente de 221 MW. Generación de vapor de alta y media con calderas de recuperación de calor. Generadores de vapor y válvulas de contrapresión, de alta y media presión fuera de operación.
E	Generación eléctrica, con Turbinas de gas 261.3 MW, excedente de 180.2 MW. Generación de vapor de alta y media con calderas de recuperación de calor. Generadores de vapor y válvulas de contrapresión, de alta y media presión fuera de operación.
MC	Generación eléctrica, con Turbinas de vapor 49.2 MW y gas 61.8 MW, excedentes de 30.3 MW. Generación de vapor media con calderas de recuperación de calor. Generadores de vapor y válvulas de contrapresión, de media presión fuera de operación
MCC	Generación eléctrica, con Turbinas de vapor 49.2 MW y gas 61.8 MW, excedentes de 30.3 MW. Generación de vapor media con calderas de recuperación de calor. Las válvulas de contrapresión de alta y media presión, fuera de operación
GVBB	Generación eléctrica, con Turbinas de vapor 49.2 MW y gas 154.8 MW, excedente de 123.4 MW. Generación de vapor de alta con calderas de recuperación de calor. Generadores de vapor de alta y media, así como las válvulas de contrapresión de media presión, fuera
GVB	Generación eléctrica, con Turbinas de vapor 49.2 MW y gas 99.1 MW, excedente de 67.7 MW. Generación de vapor de alta con calderas de recuperación de calor. Generadores de vapor de alta, así como las válvulas de contrapresión de alta y media presión, fuera de

PLANO DE PLANTA REFINERIA "ING. ANTONIO M. AMOR" SALAMANCA, GTO.



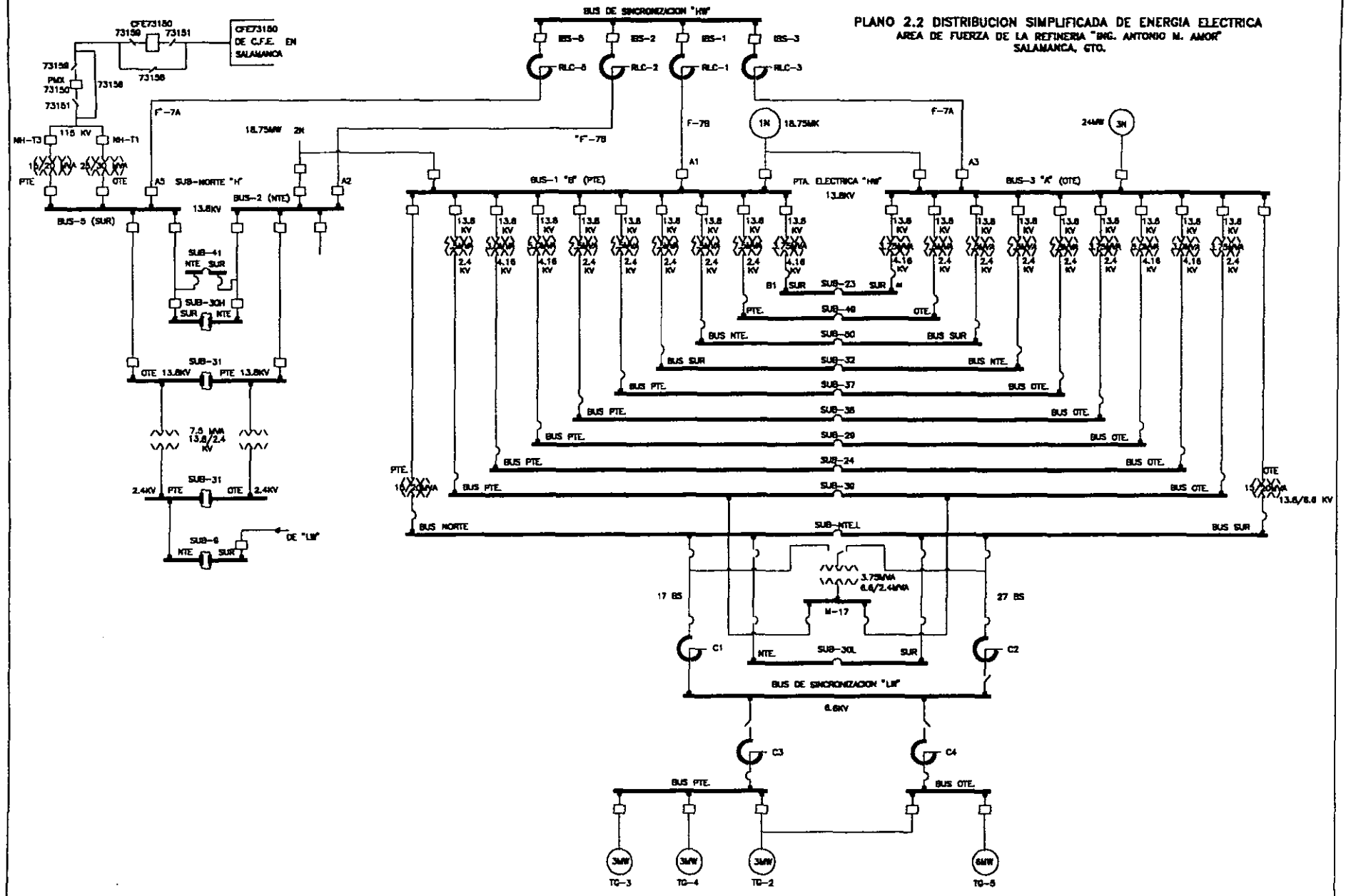
Vientos dominantes

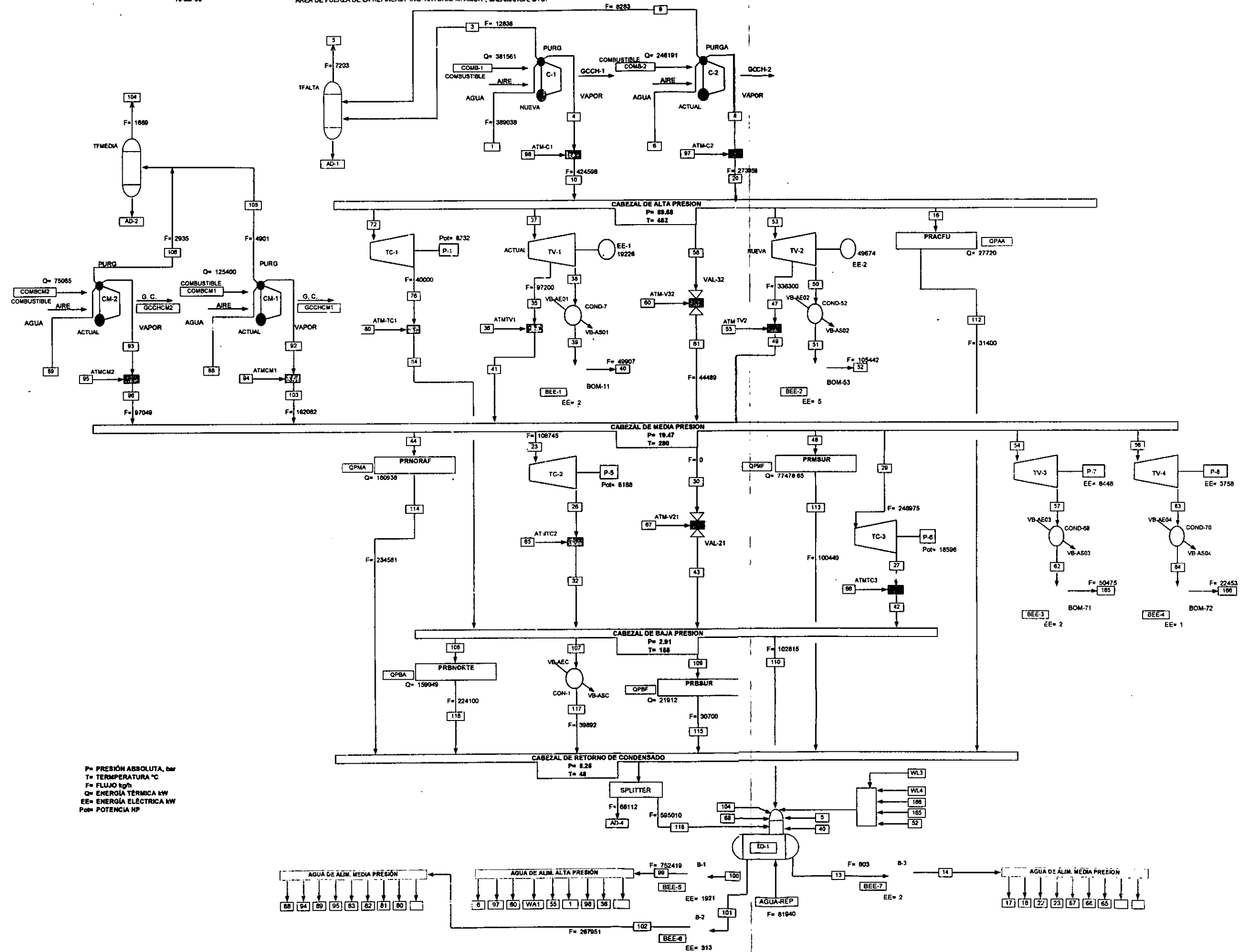
Campo de prácticas
Contraincendio



- 1-(SA) Destilación atmosférica No 1
- 2-(RD) Destilación atmosférica No 2
- 3-(AS) Destilación atmosférica No 3
- 4-(AA) Destilación atmosférica No 4
- 5-(RP-1) Destilación al vacío No 1
- 6-(RP-2) Destilación al vacío No 2
- 7-(AV) Destilación al vacío No 3
- 8-(TCC) Desulfuración catalítica
- 9-(RN) Repesadora de nafta
- 10-(HDS-1) Hidrosulfuradora de nafta No 1
- 11-(RR-1) Refinadora de nafta No 1
- 12-(HDS-2) Hidrosulfuradora de nafta No 2
- 13-(RR-2) Refinadora de nafta No 2
- 14-(FCC) Catalítica No 2
- 15-(U-8) Refinadora con gas natural
- 16-(U-9) Refinadora con gas natural
- 17-(U-10) Hidrodesulfuradora de residuos
- 18-(U-13) Recuperadora de vapores
- 19-(U-7) Hidrosulfuradora artilados refinados
- 20-(U-6) Hidrosulfuradora artilados refinados
- 21-(U-14 HDD) Hidrosulfuradora diesel
- 22-(PSA) Purificadora de lubricante
- 23-(SOX) Oxígeno de gasolina parafina
- 24-Alquilación
- 25-Isomerización
- 26-(RT) Tratamiento de gas con arena
- 27-(MTBE) Metil-terbutil-éter
- 28-(U-11) Tratamiento gas amargo proceso global
- 29-(LB) Destilación al vacío
- 30-(L-G) Tratadores de aceites lubricantes con azufre
- 31-(D) Desulfuradora con propeno de aceites lub No 1
- 32-(F) Refinación con kaural de aceites lubricantes
- 33-(L-G) Desulfuradora de aceites lubricantes
- 34-(U-1) Destilación al vacío
- 35-(U-2) Desulfuradora de aceites lubricantes No 2
- 36-(U-3) Refinación kaural de aceites lubricantes No 2
- 37-(U-4) Hidrosulfuradora de aceites lubricantes
- 38-(U-5) Desulfuradora de aceites lubricantes
- 39-Sesos gasolinas
- 40-(U-12) Recuperadora de azufre
- 41-(GTU) Tratamiento de gases de colas
- 42-(SRU) Recuperadora de azufre
- 43-Tratamiento de aguas reducidas
- 44-(AZ) Aguas amargas
- 45-(AA-4) Aguas amargas
- 46-Tratamiento de aguas norte
- 47-Tratamiento de aguas sur
- 48-Generación de vapor norte
- 49-Generación de vapor sur
- 50-Generación eléctrica norte
- 51-Generación eléctrica sur
- 52-Amenora II
- 53-Al. vial isopropílico

PLANO 2.2 DISTRIBUCION SIMPLIFICADA DE ENERGIA ELECTRICA
 AREA DE FUERZA DE LA REFINERIA "ING. ANTONIO M. AMOR"
 SALAMANCA, GTO.





P= PRESIÓN ABSOLUTA, bar
T= TEMPERATURA °C
F= FLUJO kg/h
Q= ENERGÍA TÉRMICA kW
EE= ENERGÍA ELÉCTRICA kW
Pot= POTENCIA HP

