

INSTITUTO TECNOLÓGICO DE MINATITLÁN

TESIS

**“ESTUDIO DE FACTIBILIDAD TERMoeCONÓMICO PARA
LA GENERACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA A PARTIR DE
VAPOR DE 4.5 KG/CM² EN EL C.P. CANGREJERA.”**

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

MAESTRA EN INGENIERÍA ENERGÉTICA

PRESENTA

GLORIA DEL CARMEN HERRERA NAVARRO

ASESOR: DR. ROBERTO RAMÍREZ MESA.

Minatitlán, Veracruz, México, Noviembre 2008





INSTITUTO TECNOLÓGICO DE MINATITLÁN

TESIS

“ESTUDIO DE FACTIBILIDAD TERMEOECONÓMICO PARA LA GENERACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA A PARTIR DEL VAPOR DE 4.5 KG/CM² EN EL C.P. CANGREJERA.”

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

MAESTRA EN INGENIERÍA ENERGÉTICA

PRESENTA

GLORIA DEL CARMEN HERRERA NAVARRO

ASESOR: DR. ROBERTO RAMÍREZ MESA.



Minatitlán, Veracruz, México, Noviembre 2008

DEDICATORIA

DEDICATORIA

A MIS PADRES,
GLORIA NAVARRO GALVÁN
JOSÉ A. HERRERA AYALA

Por el apoyo incondicional que siempre han tenido hacia mi persona para lograr cada una de las metas que me he propuesto.

A MI HERMANA
MARIA DE LOURDES,
Por los momentos que hemos juntas.
Quienes siempre me han apoyado desinteresadamente.

A MIS AMIGOS Y COMPAÑEROS,
JOSUÉ ROQUE FÉLIX,
CARLOS GABRIEL HERNÁNDEZ CRUZ,
JORGE ALBERTO GUILLÉN ÁVILA,
FERMÍN ALFONSO SORIANO BERNAL,
ALFREDO CASIQUE CABRERA,
ÁLVARO RAMÍREZ PAXTIAN,
LUÍS JESÚS PAVÓN ÁLVAREZ,
HUMBERTO MEDRANO MARTÍNEZ,
CARLOS HERNÁNDEZ PÉREZ,
RÓMULO SÁNCHEZ VELÁZQUEZ,
ARTURO LUÍS ROQUE,
ARELY CULEBRO GÓMEZ,
MAGALY CRUZ YÁNEZ,
JAVIER ARTURO ALFARO CASTILLO,
VERÓNICA DEL MAR MÉNDEZ RODRÍGUEZ,
MIGUEL ÁNGEL MORALES MORA,
MARIO CANDELARIO RODRÍGUEZ,

Y a todos los demás que han estado a lo largo de mi vida.

AGRADECIMIENTO

AGRADECIMIENTO

A Ti Dios, por darme la fortaleza para terminar mis metas.

A ti Padre por haber creído en mí.

A ti Madre por haberme inculcado el gusto por el estudio.

Al Dr. Roberto Ramírez Mesa por los conocimientos transmitidos a mi persona y por su apoyo durante el estudio de la maestría

A los maestros Andrés Alvarado, Arturo Casados, Lázaro Valentín,

René Yamamoto y Josué Roque que nos supieron encausar en el estudio de la energía.

RESUMEN

RESUMEN

Este documento muestra como está integrada la planta de los Servicios Auxiliares con las plantas de Proceso en el C.P. Cangrejera de PEMEX.

La planta de Servicios Auxiliares proporciona la energía necesaria para la operación de las plantas de proceso, por lo que puede verse como impacta el buen o mal uso de la energía en la planta de Servicios Auxiliares, detectando áreas de oportunidad mediante el aprovechamiento de la energía de las corrientes residuales, que muchas veces no son cuantificadas.

El trabajo es una propuesta de proyecto basado en un análisis por el método de termoeconomía, utilizando la exergía, como medio para la estimación de los costos de producción de los Servicios Auxiliares.

Se diseñó térmicamente un sistema de generación de energía eléctrica a partir del vapor de 4.5 kg/cm^2 en el C.P. Cangrejera. Se estimó el monto de inversión del proyecto, sus beneficios y su factibilidad.

En este documento puede visualizarse el esquema actual de operación de los servicios y como queda con el esquema de operación propuesto.

Fueron utilizados datos reales de operación de las plantas, como son flujos, temperaturas y presiones.

Para el cálculo de las propiedades del vapor de agua, se utilizó el complemento TPX de Excel; para la estimación de propiedades de los gases se utilizaron tablas de propiedades termodinámicas de fuentes bibliográficas.

En este estudio, puede apreciarse un área de oportunidad, es decir, la energía eléctrica generada por la misma cantidad de energía del gas combustible suministrado, y como beneficio ambiental, no se generan emisiones adicionales a la atmósfera, por el aprovechamiento de corrientes residuales.

ABSTRACT

ABSTRACT

This paper shows how the utilities plant is integrated to the process plants at PEMEX's Cangrejera Petrochemical complex.

The utilities facility provides the necessary energy for all process plants operation, thus, efficient and inefficient usage of energy at the utilities facility will show a clear impact at production costs. Reason why there are good opportunity areas when considering the advantage of alternate sources of energy as a result of residual process streams which are very often not accounted for this purpose.

The present proposal is a project alternative based on analysis by a thermo-economical method, utilizing exergy as a means of estimating media for production costs of utilities.

An electrical power generation system was designed from a source of LP steam (4.5 kg/cm^2) at Cangrejera. Further more, project cost of investment, benefits and feasibility were also estimated.

Actual plant operation data such process flows, temperatures and operating pressures were used for this case study.

For calculations related to water steam, MS Excel's TPX complement was utilized, while for estimating gas properties, thermodynamic property tables were referenced.

Thru the present study you will be able to visualize the actual utilities operation scheme and how it is modified when considering the new proposed operational one. Opportunity areas such as increased steam generated electrical power thru the same amount of energy from fuel gas supplied, added to this, the convenience of not producing any additional emissions due to utilization of residual streams.

ÍNDICE

ÍNDICE

	Pág.
SIMBOLOGÍA.....	VIII
INTRODUCCIÓN.....	1
CAPÍTULO I. GENERALIDADES DEL COMPLEJO PETROQUÍMICO CANGREJERA.....	4
1.1. Historia.....	5
1.2. Localización.....	12
1.3. Plantas de proceso del C.P. Cangrejera.....	13
1.4. Política de la empresa.....	15
1.5. Organigrama de la Empresa.....	15
1.6. Cadena de producción en el C.P. Cangrejera.....	15
1.7. Capacidad de producción en el C.P. Cangrejera.....	17
1.8. Planta de Serv. Auxiliares en el C.P. Cangrejera.....	17
CAPÍTULO II. FUNDAMENTOS DE LA TERMOECONOMÍA.....	20
2.1. Antecedentes.....	21
2.2. Exergía.....	22
2.3. Análisis de exergía.....	26
2.4. Análisis termoeconómico.....	27
2.5. Costeo por exergía.....	29
2.6. Costos asociados al combustible, productos y relaciones termoeconómicas auxiliares para componentes.....	31
CAPÍTULO III. METODOLOGÍA DE CÁLCULO PARA DETERMINAR LA FACTIBILIDAD TERMOECONÓMICA DEL PROYECTO.....	33
3.1. Recopilación de la información.....	34
3.2. Determinación de la disponibilidad del vapor de 4.5 kg/cm ²	34
3.3. Determinación del costo exergético de los Servicios Auxiliares en el esquema actual de operación.....	37
3.4. Cajas negras del esquema actual de operación.....	37

3.5. Caracterización de corrientes de la planta de Servicios Auxiliares.	37
3.6. Aplicación del método de termoeconomía para costeo de los Servicios Auxiliares con el esquema actual de operación.	46
3.7. Resultado de costos.	50
3.8. Determinación el costo exergético de los Servicios Auxiliares con el esquema propuesto de operación.	54
3.9. Diseño térmico del sistema.	55
3.10. Cajas negras del nuevo esquema de operación.	77
3.11. Caracterización de corrientes.	77
3.12. Aplicación del método de termoeconomía para costeo de los Servicios Auxiliares con el esquema propuesto de operación.....	82
3.13. Resultados de costos.....	86
3.14. Diagramas de Sankey.	90
3.15. Eficiencia exergética e Índices exergéticos.....	92
CAPÍTULO IV. ANÁLISIS ECONÓMICO DE FACTIBILIDAD DEL PROYECTO.	93
4.1. Estimación del Valor Presente Neto.....	94
4.2. Estimación de la Tasa Interna de Retorno.....	94
4.3. Estimación del Periodo de Recuperación.....	94
4.4. Análisis de sensibilidad.....	97
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.	99
APÉNDICE	101
Anexo A.1 Entalpía y Exergía de formación a T y P de referencia.....	102
Anexo B-1 Características de tubos de condensadores.	106
Anexo B-2 Flujograma para diseño térmico de una turbina de vapor.....	108
Anexo C-1 Rugosidad relativa de los materiales de las tuberías.....	112

Anexo C-2	Factor de fricción para cualquier tipo de tubería comercial.....	113
Anexo C-3	Datos de tubería de acero comercial.	114
BIBLIOGRAFÍA		116
ÍNDICE DE FIGURAS		
Figura 1.1	Ubicación del Complejo Petroquímico Cangrejera.....	13
Figura 1.2	Vista aérea del Complejo Petroquímico Cangrejera.....	14
Figura 1.3	Localización de plantas en el C. P. Cangrejera.....	14
Figura 1.4	Organigrama del Complejo Petroquímico Cangrejera...	15
Figura 1.5	Distribución de los procesos en el C.P. Cangrejera	16
Figura 1.6	Usos principales de productos obtenidos en el C. P. Cangrejera	18
Figura 1.7	Distribución de los Servicios Auxiliares en el Complejo Petroquímico. Cangrejera.....	19
Figura 2.1	Tabla de costos asociados al producto y combustible, como relaciones termoeconómicas auxiliares para componentes...	31
Figura 3.1	Diagrama de bloques del circuito de vapor de 4.5 kg/cm ²	36
Figura 3.2	Diagrama de bloques del sistema actual.....	37
Figura 3.3	Esquema actual de operación de la Planta de Servicios Auxiliares.....	38
Figura 3.4.	Diagrama de bloques del esquema propuesto.....	54
Figura 3.5.	Diagrama de flujo del esquema propuesto (parte nueva).....	56
Figura 3.6.	Influencia de la longitud total del tubo del condensador al paso del agua.....	56
Figura 3.7.	Influencia de la velocidad del agua dentro de los tubos del condensador.....	56
Figura 3.8.	Influencia de los diámetros del tubo del condensador...	57
Figura 3.9.	Coeficiente global de transferencia de calor del	59

condensador.....	
Figura 3.10. Factores de corrección para coeficientes globales de transferencia de calor.....	59
Figura 3.11a. Pérdidas hidráulicas del tubo del condensador.....	62
Figura 3.11b. Pérdidas hidráulicas del tubo del condensador.....	62
Figura 3.12. Pérdidas hidráulicas para condensadores de un paso..	63
Figura 3.13. Pérdidas del vapor exhausto, sección de condensación a 3600 r.p.m.....	68
Figura 3.14. Esquema propuesto de operación de la planta de Servicios Auxiliares.	78
Figura 3.15. Diagrama de Sankey con el esquema actual de operación, en kJ/día.....	90
Figura 3.16. Diagrama de Sankey con el esquema propuesto de operación, en kJ/día.....	90
Figura 3.17. Diagrama de Sankey con el esquema actual de operación, en %	91
Figura 3.18. Diagrama de Sankey con el esquema propuesto de operación, en %	91

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Capacidad instalada por tecnología y combustible.....	3
Tabla 3.1. Importaciones y exportaciones del vapor de 4.5 kg/cm ² del C. P. Cangrejera.....	34
Tabla 3.2. Composición del gas combustible a calderas de vapor.	39
Tabla 3.3. Valor calórico bajo de gases.....	39
Tabla 3.4. Caracterización del aire atmosférico.....	39
Tabla 3.5. Caracterización de corrientes esquema actual.....	42

Tabla 3.6.	Costo de agua cruda y gas combustible.....	50
Tabla 3.7.	Costo unitario de producción de los Servicios Auxiliares.....	50
Tabla 3.8.	Costos de operación, esquema actual.....	51
Tabla 3.9.	Datos de entrada del diseño térmico del condensador.	58
Tabla 3.10.	Condición de operación del condensador.....	59
Tabla 3.11.	Factor de corrección para coeficientes globales de transferencia de calor.....	60
Tabla 3.12.	Factor de corrección de calibre del tubo por caída de presión.....	61
Tabla 3.13.	Pérdidas hidráulicas del condensador propuesto.....	63
Tabla 3.14.	Datos conocidos para cálculo de pérdidas por fricción.....	64
Tabla 3.15.	Datos iniciales para cálculo de pérdidas por fricción en el SAE.	64
Tabla 3.16.	Condiciones de operación de la turbina de vapor.....	67
Tabla 3.17.	Datos conocidos para cálculo de pérdidas por fricción..	71
Tabla 3.18.	Datos iniciales para cálculo de pérdidas por fricción.....	72
Tabla 3.19.	Características de equipo nuevo del proyecto.....	73
Tabla 3.20.	Costo de inversión por equipo nuevo.....	76
Tabla 3.21.	Caracterización de corrientes del nuevo esquema de operación.....	77

Tabla 3.22.	Costos de materia prima.....	86
Tabla 3.23.	Costo unitario de la producción de los Servicios Auxiliares.....	86
Tabla 3.24.	Costos de operación con el sistema propuesto.....	87
Tabla 3.25.	Eficiencia e índices exergéticos del sist. Actual y propuesto.....	92
Tabla 4.1.	Beneficios y gastos del proyecto, caso 1.....	95
Tabla 4.2.	Beneficios y gastos del proyecto, caso 2.....	95
Tabla 4.3.	Evaluación en el horizonte de inversión a 20 años, caso 1.....	96

Simbología:

A	=Área de superficie, [ft ²].
A_{an}	=Área en annulus, [ft ²].
BHP	=Potencia hidráulica, [HP].
BN	=Beneficio neto, [\$].
BN_o	=Monto de inversión, [\$].
C	=Factor de limpieza.
CL	=Total de Pérdidas hidráulicas del condensador, [ft de agua].
d	=Diámetro interno de tubería, [pulgadas].
E	=Exergía total de un sistema, [kJ].
E^{PH}	=Exergía física, [kJ].
E^{KN}	=Exergía cinética, [kJ].
E^P	=Exergía potencial, [kJ].
E^{CH}	=Exergía química, [kJ].
e^{PH}	=Exergía física específica, [kJ/kg].
e^{KN}	=Exergía cinética, [kJ/kg].
e^{PT}	=Exergía potencia, [kJ/kg].
e^{CH}	=Exergía química, [kJ/kg].
f	=Factor de fricción.
F	=Flujo másico, [lb/hr].
F_{vol}	=Flujo volumétrico, [m ³ /día].
C, c_i	=Costo de exergía, [\$], costo específico de exergía, [\$/kJ].
$\dot{C}_{P, tot}$	=Costo del producto de un proceso, [\$].
$\dot{C}_{F, tot}$	=Costo de la materia prima de un proceso, [\$].
E_i, e_i	=Exergía, [kJ], exergía específica, [kJ/kg].
E_D	=Exergía Destruída, [kJ].
e_{CH}	=Exergía química específica, [kJ/mol].
g	=Constante gravitacional, [9.81 m/s].

GPM =Flujo volumétrico, [gpm].
 ΔG_i =Energía libre de Gibbs, [kJ].
 Δg_i =Energía libre de Gibbs específico, [kJ/mol].
 H =Entalpía a condiciones actuales, [kJ/kg].
 H_o =Entalpía a condiciones de referencia, [kJ/kg].
 I_g =Entalpía real de gases de combustión, [kJ/kg].
 \dot{I}_g =Entalpía teórica de los gases de combustión, [kJ/m³].
 \dot{I}_a =Entalpía teórica del aire, [kJ/m³].
 ITD =Diferencia de temperatura inicial, [°F].
 L =Longitud de tubería, [ft].
 L_1 =Pérdidas por fricción en tubo del condensador, [ft de agua].
 L_2 =Pérdidas por fricción a final del tubo, [ft de agua].
 L_3 =Pérdidas por fricción entrada a la caja de agua, [ft de agua].
 L_4 =Pérdidas por fricción salida de la caja de agua, [ft de agua].
 m =Masa, [kg].
 m_{kmol} =Masa, [kmol].
 $MLDT$ =Media logarítmica de temperatura, [°F].
 N =Número de moles.
 N_{RE} =Número de Reynolds.
 NT =Número total de tubos del condensador.
 P =Presión, [bar abs.].
 q =Calor, carga térmica (condensador), [BTU/hr.].
 SAE =Suministro de agua de enfriamiento, [m³/día.].
 s =Pie cuadrado por pie lineal de tubo, [ft²/ft.].
 S_{gr} =Gravedad específica.
 S =Entropía a condiciones actuales, [kJ/kg.].
 S_o =Entropía a condiciones actuales, [kJ/kg.].
 RAE =Retorno de agua de enfriamiento, [m³/día.].

RC = Ciclos de concentración.
 T = Temperatura, [°C].
 T_o = Temperatura, [K].
 T_s = Temperatura de saturación del vapor, [°F].
 TR = Diferencial de temperatura del agua de enfriamiento, [°F].
 TTD = Diferencia de temperatura Terminal, [°F].
 TIR = Tasa interna de retorno, [%].
 U = Coeficiente global de transferencia de calor, [Btu/hr ft²].
 U, u = Energía interna, [J], energía interna específica, [MJ/kg].
 V, v = Volumen, [m³], volumen específico, [m³/kg].
 V = Velocidad, [m/s], [ft/s].
 VPN = Valor presente neto, [\$].
 \dot{V}_a = Volumen teórico del aire seco, [m³/ m³].
 V_{RO_2} = Volumen de gases triatómicos, [m³/ m³].
 \dot{V}_{N_2} = Volumen teórico del nitrógeno, [m³/ m³].
 \dot{V}_{H_2O} = Volumen teórico del vapor de agua, [m³/ m³].
 V_{gs} = Volumen real de gases secos, [m³/ m³].
 V_{H_2O} = Volumen real del vapor de agua, [m³/ m³].
 V_g = Volumen real de gases de combustión, [m³/ m³].
 V_{an} = Velocidad en annulus, [ft/s].
 v = Volumen específico, [m³/ kg].
 W = Trabajo, [Kw.].
 W_{LP} = Potencia de salida de la turbina, [Kw.].
 x_i = Fracción molar del componente i .
 Y = Humedad en el punto final, línea de expansión, [%].
 z = Altura, [m].
 \dot{Z}_{tot}^{CI} = Costo de capital, [\$].

- \dot{Z}_{tot}^{OM} =Costo de Operación y Mantenimiento, [\$].
 \dot{Z} =Costo de Capital, Operación y Mantenimiento, [\$].
 α' =Coeficiente de exceso de aire a la entrada de la superficie.
 α'' =Coeficiente de exceso de aire a la salida de la superficie.
 $\bar{\alpha}$ =Coeficiente de exceso medio de aire.
 ρ =Densidad del fluido, [kg/ m³], [lb/ ft³].
 η =Eficiencia
 τ_i =Temperatura Terminal en algún punto, [°C].
 Δh =Columna de líquido, [pies de agua].
 ΔP =Diferencial de presión, [lb/ ft²].
 ΔP_h =Presión hidrostática, [pies de agua].

INTRODUCCIÓN

INTRODUCCIÓN

En los Estados Unidos Mexicanos la Secretaría de Energía (SENER) es la encargada de establecer un marco jurídico constitucional energético, marco legal y normativo y de elaborar normas oficiales mexicanas.

Esta Secretaría se divide en varios sectores, se encuentra el sector petrolífero, el sector eléctrico y planean proyectos de energías renovables en la Subsecretaría de Planeación Energética y Desarrollo Tecnológico.

Se tienen dos grandes empresas que se rigen por el gobierno federal, una de ellas es Petróleos Mexicanos y la otra es la Comisión Federal de Electricidad. A través de estas empresas el Gobierno implementa un programa de Energía y Medio Ambiente.

La Secretaría de Energía lleva las estadísticas y datos de cada año, de los productos petrolíferos producidos por Petróleos Mexicanos, éstos son analizados por la Secretaría de Energía.

En México, los costos de producción de los petrolíferos o energéticos son obtenidos en un análisis convencional de materia y energía. El análisis económico se realiza por separado. Y de manera conjunta se obtiene un resultado. Realizando un análisis de esta naturaleza no se está valuando el verdadero potencial de energía de cada corriente de proceso o de servicio.

El análisis exergético permite conocer la disponibilidad de trabajo en los sistemas cuyo objetivo es proporcionar energía, ya sea en forma de trabajo mecánico, eléctrico o térmico. El análisis exergético considera la segunda ley de la termodinámica.

El análisis termoeconómico fue desarrollado en la Planta de Servicios Auxiliares en la sección de las plantas Generación Eléctrica y Generación de Vapor.

El objetivo general de este trabajo es determinar la factibilidad termoeconómica del proyecto, conociendo los costos reales de operación de un sistema para aprovechar la energía del vapor de 4.5 kg/cm^2 en un turbogenerador de energía eléctrica.

El beneficio es aprovechar las corrientes residuales de los procesos productivos o de servicios para su reutilización, así de esta forma contribuimos a proteger el medio ambiente.

Las estadísticas del mercado global de generación de energía es el siguiente:⁶

Tabla 1. Capacidad instalada por tecnología y combustible.

Planta de energía con turbina de vapor	(66%)	
Combustible usado:		
Carbón		950 GW
Gas		330 GW
Aceites		315 GW
Otros		55 GW
Nuclear		360 GW
Turbinas de vapor ciclo combinado		40 GW
Total		2050 GW
Planta de energía a turbina de Gas	(10%)	
Turbina de Gas para ciclo simple		215 GW
Turbina de Gas para ciclo combinado		85 GW
Total		300 GW
Planta hidroeléctrica	(22%)	
Hidroeléctrica		600 GW
Almacenamiento bombeado		80 GW
Total		680 GW
Planta de energía con generador Diesel	(2%)	70 GW
Total	(100%)	3100 GW

CAPÍTULO I

CAPÍTULO I. GENERALIDADES DEL COMPLEJO PETROQUÍMICO CANGREJERA.

1.1. Historia.¹⁸

1.1.1. La Industria petrolera en México

La industria del petróleo en México se inicia en 1900, cuando los norteamericanos Charles A. Candfield y Edward L. Doheny compraron 113 hectáreas de la hacienda "El Tullillo", en el municipio de Ebano, San Luís Potosí, que se extendían hacia los estados de Tamaulipas y Veracruz. En ese año, la hacienda pasó a ser propiedad de la "Mexican Petroleum of California", creada por Doheny, empresa que empezó a perforar en un campo al que denominaron "El Ebano" y, en 1901, se descubrió petróleo mediante un pozo que fue bautizado con el nombre de "Doheny I".

Paralelamente a las actividades petroleras de Doheny, la compañía inglesa "Pearson and Son", que era contratista en el gobierno del General Porfirio Díaz y cuyo propietario era Weetman Dickinson Pearson, adquirió terrenos para la exploración y explotación de petróleo. En 1902, encontró petróleo cerca de San Cristóbal en el Istmo de Tehuantepec, y años después construyó una refinería en Minatitlán, un centro de almacenamiento y un ducto en esta zona.

El 24 de diciembre de 1901, el presidente Porfirio Díaz expidió la Ley del Petróleo, aprobada por el Congreso de la Unión, con la cual se pretendía impulsar la actividad petrolera, otorgando amplias facilidades a los inversionistas extranjeros y las primeras concesiones las recibieron Edward L. Doheny y Weetman D. Pearson.

A la caída de Porfirio Díaz, el gobierno revolucionario del Presidente Francisco I. Madero expidió, el 3 de junio de 1912, un decreto para establecer un impuesto especial del timbre sobre la producción petrolera y, posteriormente, ordenó que se efectuará un registro de las compañías que operaban en el país, las cuales controlaban el 95 por ciento del negocio.

Posteriormente, Venustiano Carranza creó -en 1915- la Comisión Técnica del Petróleo y en 1918, estableció un impuesto sobre los terrenos petroleros y los contratos para ejercer control de la industria y recuperar en algo lo enajenado por Porfirio Díaz, hecho que ocasionó la protesta y resistencia de las empresas extranjeras.

Con el auge petrolero, las compañías se adueñaron de los terrenos con petróleo. Por ello, el gobierno de Carranza dispuso que todas las compañías petroleras y las personas que se dedicaran a exploración y explotación del petróleo deberían registrarse en la Secretaría de Fomento.

La segunda década del siglo fue una época de febril actividad petrolera, que tuvo una trayectoria ascendente hasta llegar -en 1921- a una producción de crudo de poco más de 193 millones de barriles, que colocaba a México como segundo productor mundial, gracias al descubrimiento de yacimientos terrestres de lo que se llamó la "Faja de Oro", al norte del Estado de Veracruz, que se extendían hacia el Estado de Tamaulipas.

Uno de los pozos más espectaculares de la historia petrolera del mundo fue el "Cerro Azul No. 4", localizado en terrenos de las haciendas de "Toteco" y "Cerro Azul", propiedad de la "Huasteca Petroleum Company", que ha sido uno de los mantos petroleros más productivos a nivel mundial, al obtener una producción -al 31 de diciembre de 1921- de poco más de 57 millones de barriles.

En los años cuarenta la industria petrolera inició el camino de su crecimiento al pasar de 51 millones de barriles producidos en 1940 a 86 millones en 1950 y la exportación en este último año sobrepasó los 12 millones de barriles. Este aumento productivo se debió a una labor intensa en la exploración, cuyo resultado más espectacular fue el descubrimiento -en 1952- de los primeros campos de la nueva Faja de Oro.

Se construyeron las refinerías de Poza Rica, de Salamanca, de Ciudad Madero, la nueva refinería de Minatitlán y se amplió la de Azcapotzalco. También, en 1951, empezó el funcionamiento de una planta petroquímica básica en Poza Rica, con lo cual se iniciaba la industria petroquímica en México. Entre 1964 y 1970, se

impulsaron las actividades exploratorias y la perforación, descubriéndose el campo Reforma, en los límites de Chiapas y Tabasco, y el campo Arenque, en el Golfo de México y, en 1966, se creó el Instituto Mexicano del Petróleo.

En 1972, se detectó una nueva provincia productora de hidrocarburos en el Estado de Chiapas, mediante la perforación de los pozos Cactus I y Sitio Grande I, lo que constituyó el hallazgo de mayor importancia en esa época. La productividad de los pozos de la zona sureste conocida como el Mesozoico Chiapas-Tabasco hizo posible la reanudación de las exportaciones petroleras de México en 1974. Así, en 1976, las reservas de hidrocarburos ascendieron a siete mil millones de barriles, la producción a 469 millones de barriles anuales y las exportaciones de crudo a 34 millones y medio de barriles anuales.

En los años setenta, se da un impulso importante a la refinación, al entrar en operación la refinerías de "Miguel Hidalgo", en Tula, Hgo.; "Ing. Héctor Lara Sosa", en Cadereyta, N.L., así como la "Ing. Antonio Dovalí Jaime", en Salina Cruz, Oax.

A partir de 1976, se impulsó una mayor actividad en todas las áreas de la industria, ante la estrategia política del Presidente José López Portillo de dar un gran salto en la producción petrolera y en las reservas de hidrocarburos, por lo que el petróleo se convirtió en la principal fuente de divisas del país, ya que llegó a representar el 75 por ciento de sus exportaciones. El aumento productivo de esta época estuvo ligado al descubrimiento de los campos de la Sonda de Campeche, considerada hasta la fecha como la provincia petrolera más importante del país y una de las más grandes del mundo.

En la década de los ochenta, la estrategia de la industria petrolera nacional fue la de consolidar la planta productiva mediante el crecimiento, particularmente en el área industrial, con la ampliación de la capacidad productiva en refinación y petroquímica.

A partir de 1990, se inició un programa de inversiones financiado por el Eximbank y el Overseas Economic Cooperation Fund de Japón denominado "Paquete Ecológico", que comprendió la construcción de un total de 28 plantas de proceso en el sistema nacional de refinación, el cual fue terminado en 1997 y cuyos

objetivos fueron mejorar la calidad de la gasolinas, reducir el contenido de azufre en el diesel y convertir combustóleo en combustibles automotrices, así como elevar las características de los residuales, a fin de cumplir con las normas ambientales adoptadas por el Gobierno de México.

En julio de 1992, el Congreso de la Unión aprobó la Ley Orgánica de Petróleos Mexicanos y sus Organismos Subsidiarios, iniciativa que envió el Ejecutivo Federal, mediante la cual se emprendió una reestructuración administrativa y organizativa bajo el concepto de líneas integradas de negocios que incorpora criterios de productividad, responsabilidad, autonomía de gestión, definiendo bajo un mando único actividades operativas y de apoyo. Por tanto, PEMEX descentralizó y desconcentró funciones y recursos para cumplir todas las actividades implícitas de la industria petrolera y sus áreas estratégicas.

Esta ley establece la creación de los siguientes organismos descentralizados subsidiarios de carácter técnico, industrial y comercial, cada uno de ellos con personalidad jurídica y patrimonio propios: PEMEX Exploración y Producción, PEMEX Refinación, PEMEX Gas y Petroquímica Básica y PEMEX Petroquímica, bajo la conducción central del Corporativo PEMEX.

A partir de esta reestructuración administrativa de PEMEX, se llevó a cabo una transformación profunda de la empresa para maximizar el valor económico de las operaciones y para planear y ejecutar proyectos de inversión con mayor solidez y rentabilidad. De esta manera, en los años 1995 y 1996 se fortalecieron los programas operativos de PEMEX para mantener la producción de hidrocarburos y aumentar la elaboración y distribución de productos petrolíferos de mayor calidad, principalmente gasolinas PEMEX Magna y PEMEX Premium, así como PEMEX Diesel a nivel nacional.

El año de 1997 marcó el inicio de una nueva fase de expansión de la industria petrolera mexicana, mediante la ejecución de importantes megaproyectos de gran envergadura para incrementar los volúmenes de producción de crudo y gas y mejorar la calidad de los combustibles.

Por su importancia estratégica y económica, se iniciaron el "Proyecto Cantarell" para renovar, modernizar y ampliar la infraestructura de este complejo, con el fin de mantener la presión en este yacimiento, ubicado en la Sonda de Campeche, a través de la inyección de nitrógeno; el "Proyecto Cadereyta" orientado a la modernización y reconfiguración de la refinería "Ing. Héctor Lara Sosa", en el Estado de Nuevo León para construir 10 nuevas plantas de proceso y ampliar otras 10 existentes; y el "Proyecto Cuenca de Burgos" para aprovechar el enorme potencial gasífero de la región norte de Tamaulipas y obtener una producción adicional de gas natural de 450 mil a mil 500 millones de pies cúbicos por día en el año 2000.

Durante el año 2000, se establecieron las bases para el diseño del Plan Estratégico 2001-2010, en el cual se proponen las estrategias operativas para maximizar el valor económico de las actividades operativas de PEMEX, la modernización de su administración para generar ahorros, así como los cambios necesarios en la relación con el Gobierno Federal, tales como un nuevo tratamiento fiscal, una nueva regulación basada en el desempeño y un control administrativo moderno de acuerdo a resultados.

A partir del mes de diciembre de 2000, se inició una nueva era en la industria petrolera mexicana con la implantación de estrategias orientadas a buscar un crecimiento dinámico de Petróleos Mexicanos, mediante la ejecución de importantes proyectos dirigidos a la producción de crudo ligero, a la aceleración de la reconfiguración de las refinerías, al mejoramiento de la calidad de los productos, a la optimización de la exploración para gas no asociado y a la integración de alianzas con la iniciativa privada para revitalizar y fomentar a la industria petroquímica.

Para cumplir estas metas, se lleva a cabo una reestructuración del Corporativo, con el propósito de mantener el liderazgo en la operación integral de la empresa, dar seguimiento a la nueva planeación e identificar los cambios encaminados a alcanzar mayores rendimientos y una mejor operación de las instalaciones con costos y calidad de nivel mundial.¹⁸

1.1.2. Expropiación Petrolera.

Durante años, los trabajadores buscaron hacer valer sus derechos laborales, en tanto que los propietarios de las compañías extranjeras intentaban por todos los medios mantener sus ganancias.

De esta forma, en abril de 1915, trabajadores de la refinería de El Águila realizaron una huelga, la cual se levantó tres días después al concluir las negociaciones entre la empresa y los huelguistas. Con este movimiento, se inició el sindicalismo petrolero, que marcaría el comienzo de una acción concertada de protesta laboral en contra de las compañías petroleras. Durante 1916 y 1917 hubo otros intentos de emplazamiento a huelga al "El Águila" y la "Huasteca Petroleum"; sin embargo, estos movimientos fueron reprimidos violentamente por el Ejército y guardias blancas, castigando a los incitadores.

En 1919, se registraron nuevos conflictos laborales, esta vez en contra de la "Pierce Oil Corporation", en Tampico, que se extendieron hacia las compañías "Huasteca", "Corona", "El Águila", "Mexican Gulf y Texas". En esa época, el Ejército Mexicano intervino para disolver un movimiento de huelguistas, quienes pretendían incendiar la refinería de la "Pierce Oil Corporation".

Una vez más, en 1924, se levantó una huelga en Tampico contra "El Águila", en la cual los trabajadores resultaron triunfantes al lograr que la empresa reconociese al sindicato y se concertase la firma de un contrato colectivo de trabajo, uno de los primeros en el país. Esto sería significativo para los acontecimientos futuros en el campo sindical petrolero.

De esta manera, uno de las primeras acciones importantes del Sindicato de Trabajadores Petroleros de la República Mexicana -constituido el 16 de agosto de 1935- fue la redacción de un proyecto de contrato, el cual se elaboró luego de la experiencia del conflicto generado en 1924 en contra de la compañía "El Águila". Este documento pretendía sustituir los distintos contratos colectivos que regían las relaciones laborales en cada una de las empresas.

Este documento, llamado "Contrato Colectivo de Aplicación General", se envió a cada una de las 17 compañías petroleras y navieras, mientras que el

sindicato petrolero advertía de un emplazamiento a huelga si no se aceptaban negociaciones sobre las bases de este proyecto, el cual recibió una concertada negativa por parte de los patrones, quienes, por su parte, tenían otra propuesta laboral que no fue aceptada tampoco por los trabajadores. Debido a este desacuerdo, el 28 de mayo de 1937 estalló una huelga en contra de las compañías extranjeras que duró doce días, la cual fue declarada legal por parte de la Junta de Conciliación y Arbitraje, lo que motivó la intervención conciliatoria del gobierno del Presidente Cárdenas ante la gravedad de la paralización en la vida económica del país.

Luego de que los trabajadores reanudaron sus actividades el 9 de junio de ese año, la Junta de Conciliación emitió un Laudo a su favor en el juicio laboral que habían entablado en contra de las compañías extranjeras. En este juicio, las autoridades laborales incluyeron la realización de un peritaje sobre las condiciones financieras y operativas de las empresas para saber realmente si podían o no cumplir las exigencias del sindicato.

Ante el incumplimiento del Laudo emitido por la Junta de Conciliación y Arbitraje que condenaba a las compañías extranjeras a cumplir las recomendaciones hechas por dicho peritaje, el 18 de marzo de 1938, el Presidente Lázaro Cárdenas del Río decretó la expropiación de la industria petrolera, luego de que los empresarios no sólo incurrieran en un caso de rebeldía ante una sentencia, sino que vulneraban la misma soberanía nacional, dejándola a expensas de las maniobras del capital extranjero.

El país enfrentó serias dificultades técnicas y económicas para sacar adelante a la industria petrolera después de la expropiación petrolera. Sin embargo, a partir de ese momento, se dio el impulso para que México diera un salto importante en su proceso de industrialización, en el cual el petróleo tuvo un gran valor estratégico.

El 7 de junio de 1938 se creó Petróleos Mexicanos para administrar y operar la industria petrolera nacionalizada. Asimismo, se añadió a la Constitución un artículo para que esta industria no pudiera ser adquirida, poseída o explotada por

particulares. Por decreto, publicado el 9 de noviembre de 1940, se suprimía el otorgamiento de concesiones en la industria y la explotación de los hidrocarburos sólo podría realizarla el Estado Mexicano.

En los primeros días de la expropiación petrolera, algunas refinerías estaban paralizadas y otras laboraban a la mitad de su capacidad, cuyo funcionamiento, por falta de equipo, era realmente precario. Pese a todos estos problemas, PEMEX pudo mantener el nivel de ocupación y concedió buena parte de las mejoras laborales anotadas en el laudo de la junta de trabajo.

La nueva administración, bajo el mando del ingeniero Vicente Cortés Herrera, emprendió la reparación de plantas refinadoras y tuberías, pintó las estaciones de servicio, adquirió unidades de transporte, pagó impuestos y rebajó los precios de los productos para el consumidor nacional.

1.2. Localización.

En el sur del estado de Veracruz se encuentra la sede del Emporio Petroquímico más importante de México, integrado por PEMEX Petroquímica Organismo de Petróleos Mexicanos, el cual tiene ubicadas sus oficinas centrales en la Cd. de Coatzacoalcos Veracruz, cuenta con ocho Centros de Trabajo que son: el Complejo Petroquímico Independencia, el Complejo Petroquímica Cangrejera, el Complejo Petroquímico Cosoleacaque, el Complejo Petroquímico Morelos, el Complejo Petroquímico Pajaritos, el Complejo Petroquímico Tula, el Complejo Petroquímico Escolín y la Unidad Petroquímica Camargo, estos se encuentran localizados en el norte del país, centro y sur del estado de Veracruz.

El Complejo Petroquímico Cangrejera se localiza al sureste de la ciudad de Coatzacoalcos, aproximadamente a 5 kilómetros del Centro Embarcador y de la Terminal Marítima Pajaritos, que son los centros de distribución nacional y de exportación de los productos que elabora. Las actividades de operación de sus instalaciones iniciaron en 1980 y es la instalación más grande en su tipo en América Latina; cuenta con plantas cuya capacidad de producción se ubica a la altura de las mejores y más grandes del mundo.

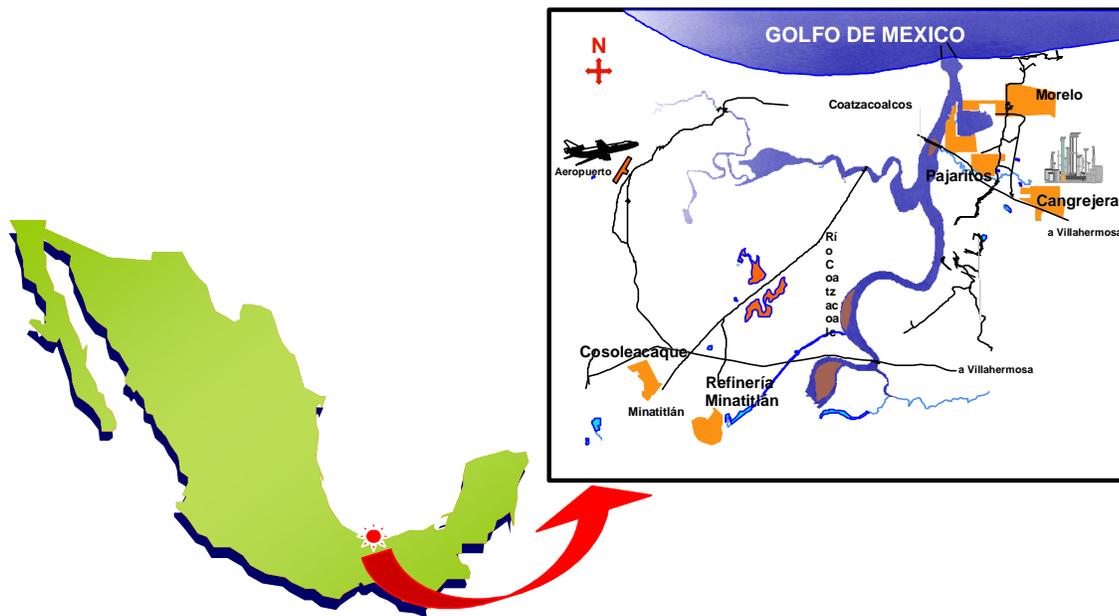


Figura 1.1. Ubicación del Complejo Petroquímico Cangrejera.

1.3. Plantas de proceso del Complejo Petroquímico Cangrejera.

Su actividad fundamental son los procesos petroquímicos no básicos derivados de la primera transformación del gas natural, metano, etano, propano y naftas de Petróleos Mexicanos.

El Complejo Petroquímico Cangrejera tiene como objetivo incrementar la productividad y promover el crecimiento de sus instalaciones manteniendo la integridad de su personal, enfocando sus actividades a la modernización de procesos.

Actualmente opera con 16 plantas activas, las cuales se encuentran dirigidas a una cadena de derivados de Etileno y otra de Aromáticos, obteniendo como productos principales el Polietileno de Baja Densidad, Estireno, Óxido de Etileno, Benceno, Tolueno entre otros, los que son utilizados para la obtención de productos finales tales como: pinturas, detergentes, cosméticos, teléfonos, bolsas, juguetes, farmacéuticos, cintas, etc. En el año 2000 obtuvo la certificación bajo la norma ISO

14001:1996 y en 2002 la certificación bajo la norma ISO 9001:2000. En materia de conservación natural, protege y mejora un predio de más de 20 mil m² en el interior de su industria, denominado “Parque Ecológico Jaguarundi”.

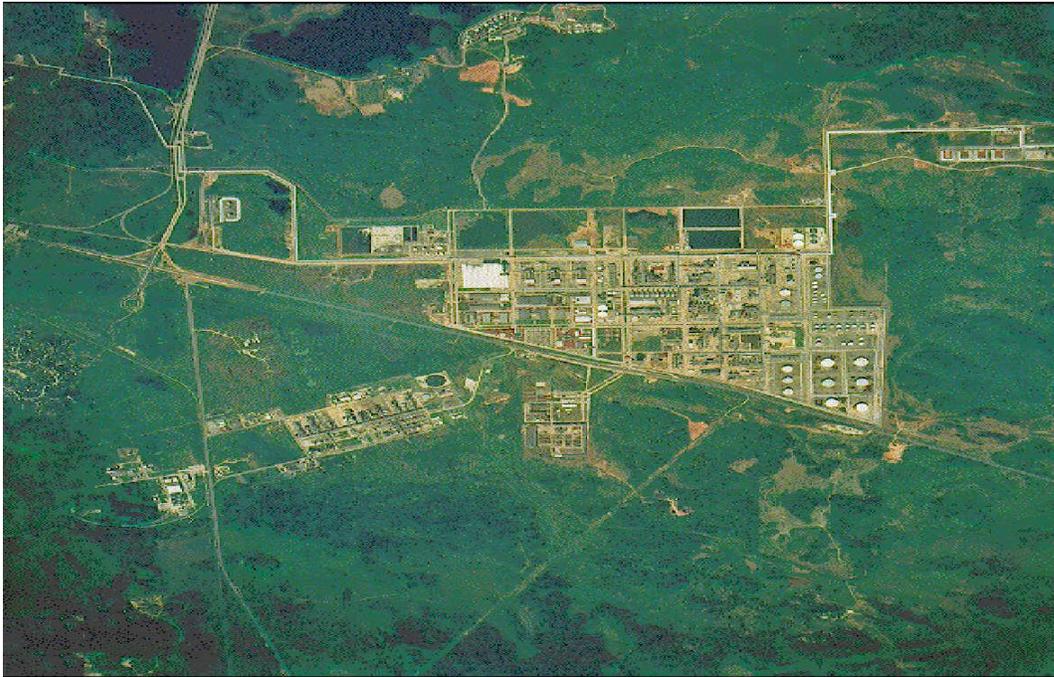


Figura 1.2. Vista aérea del Complejo Petroquímico Cangrejera.

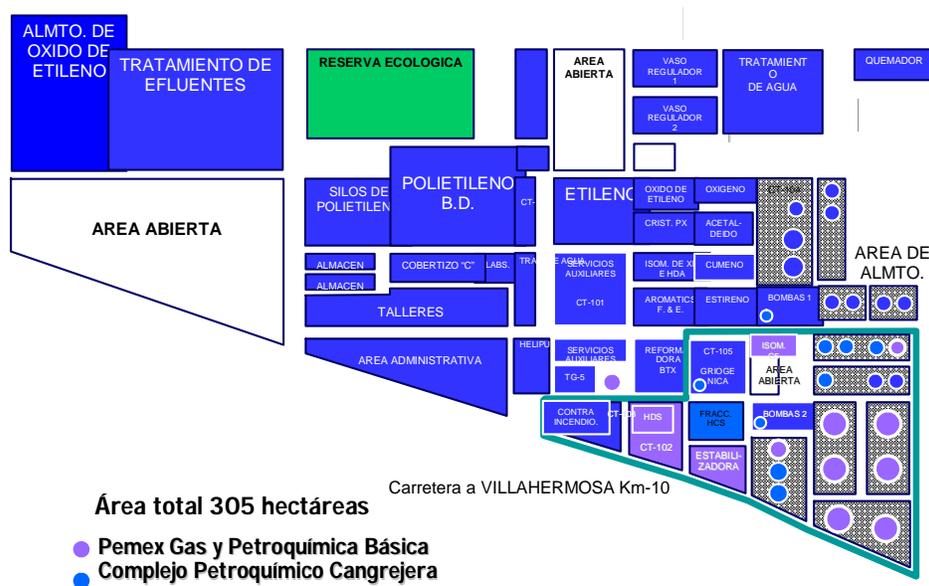


Figura 1.3. Localización de plantas en el C.P. Cangrejera

1.4. Política de la empresa.

La empresa está comprometida con satisfacer los requisitos acordados con nuestros clientes, cuidando el medio ambiente, la integridad física de las instalaciones, el desarrollo y salud del personal, con una actuación ética, transparente y de mejora continua.

1.5. Organigrama de la empresa.

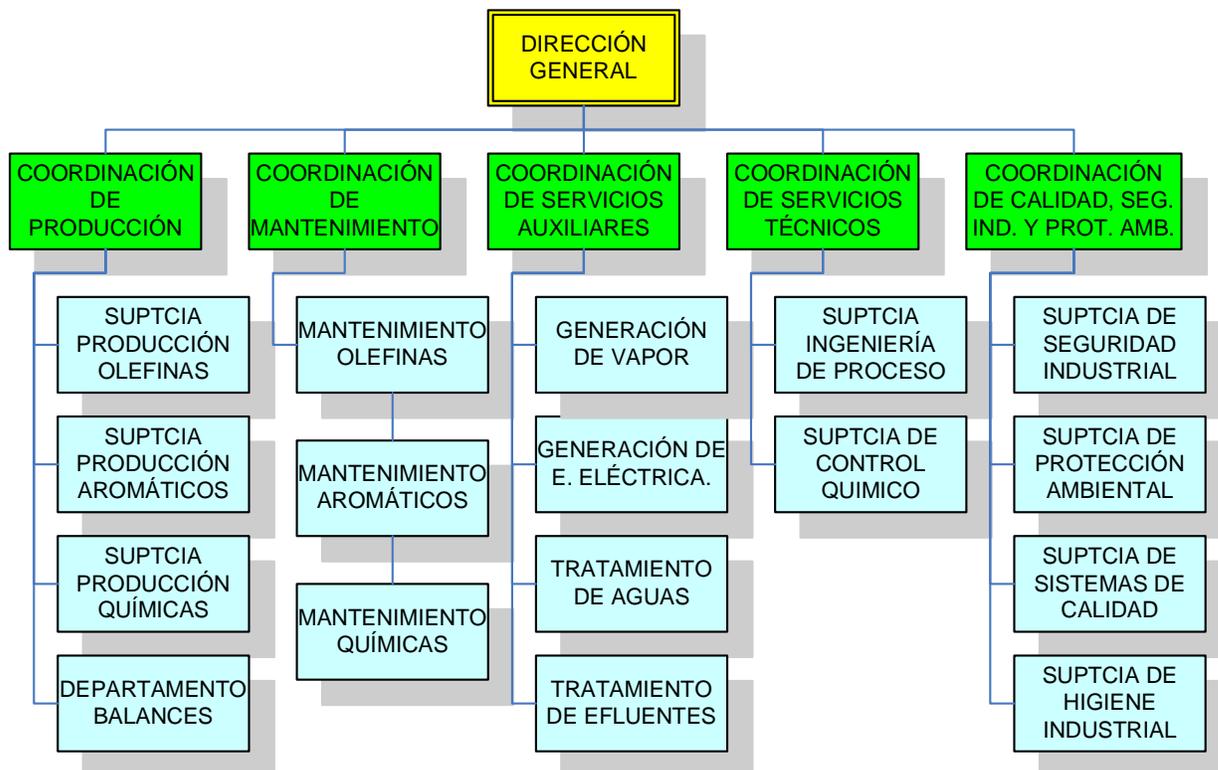


Figura 1.4. Organigrama del Complejo Petroquímico Cangrejera.

1.6. Cadenas de producción en el C.P. Cangrejera

Las plantas de proceso se dividen en tres sectores (Figura 1.4):

- 1.6.1. Etileno y derivados.
- 1.6.2. Plantas químicas.
- 1.6.3. Aromáticos.

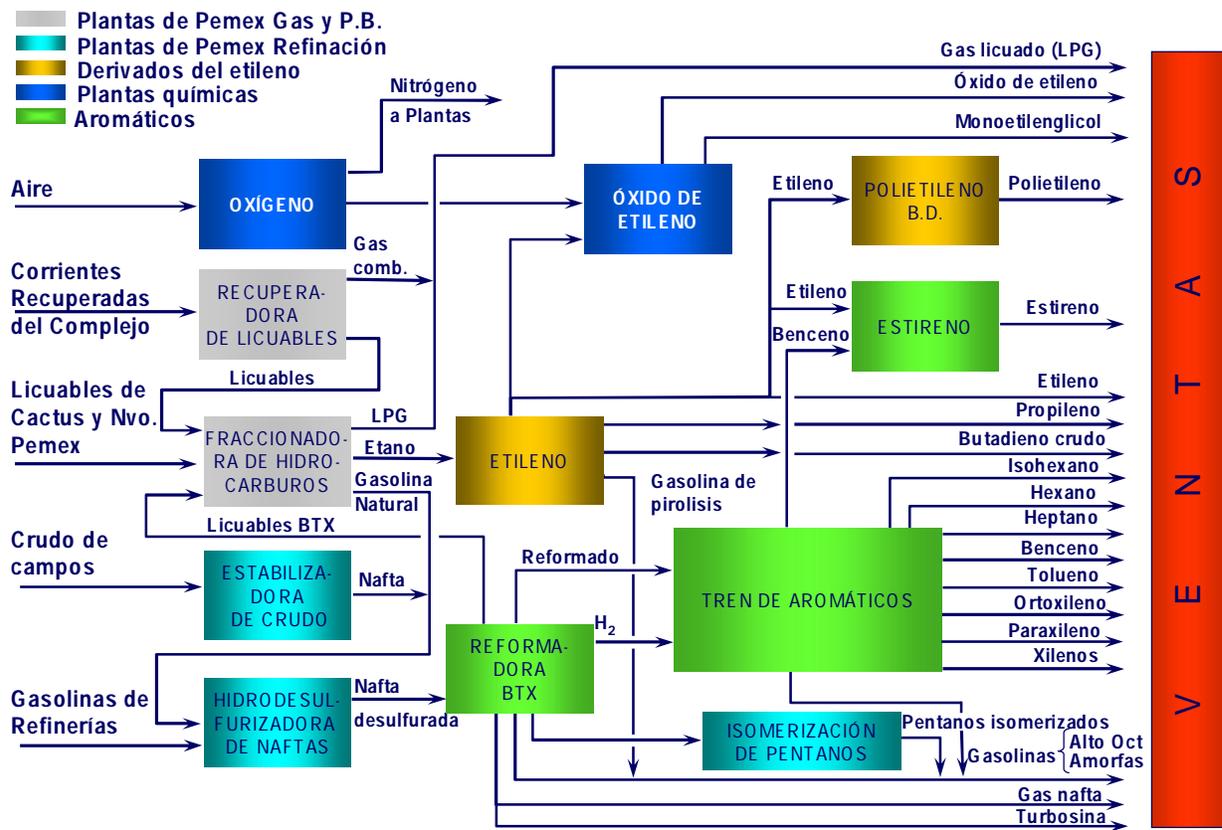


Figura 1.5 Distribución de los procesos en el Complejo Petroquímico Cangrejera.

La operación de las plantas depende del funcionamiento de las plantas de servicios auxiliares que incluyen: la planta de tratamiento de efluentes, tratamiento de agua, planta de generación eléctrica y generación de vapor.

La cadena del Etileno y sus derivados está formada por las plantas de Etileno, Polietileno de Baja Densidad y Silos de Polietileno. Este sector produce Etileno, Propileno, Butano-Butadieno, Hidrógeno y Polietileno de Baja Densidad.

La cadena de plantas químicas la conforman la planta de Óxido de Etileno, la planta de Etilbenceno-Estireno y la planta de Oxígeno. Los productos principales son Óxido de Etileno, Estireno, Oxígeno y Nitrógeno. El Oxígeno se consume en la planta de Óxido de Etileno y el Nitrógeno se envía a plantas para su consumo.

La cadena de aromáticos comprende las plantas Reformadora B.T.X., Fraccionadora de Aromáticos, Transformadora de Aromáticos y Cristalización de Paraxilenos. Los principales productos son Benceno, Tolueno, Paraxileno, Ortoxileno y Xilenos 5°, Pentanos, Gasolinas, Isohexano y Gas Nafta (Ver Figura 1.5)

1.7. Capacidades de producción en el C.P. Cangrejera.

Planta	Producción MTA (mil Ton/año)
Oxígeno	200
Oxido de Etileno	120
Etileno	600
Polietileno de baja densidad	315
Estireno	150
Tren de aromáticos	
Reformadora BTX	351
Fraccionadora de benceno-tolueno	
Benceno	271
Tolueno	354
Fraccionadora de solventes	
Hexano	50
Heptano	20
Fraccionadora de xilenos	
Ortoxileno	55
Xilenos	30
Aromina 100	65
Cristalización de paraxileno	240
Hidroalquiladora de tolueno	80
Purificadora de hidrogeno	33

1.8. Plantas de Servicios Auxiliares en el C.P. Cangrejera.

En el Complejo Petroquímico Cangrejera se utiliza el ciclo ranking para la generación de servicios a las plantas de proceso.

1.8.1. Planta de Generación de Vapor.¹¹

La planta de Generación de vapor inició operaciones en 1982. Capacidad: 800 Ton/hr de vapor de 60 kg/cm² a 480 °C y 1125 Ton/hr de vapor de 45.5 kg/cm² a 399 °C.

La planta generadora de vapor cuenta con 5 calderas de 45.5 kg/cm² y 225 ton/hr cada una, para suministrar vapor a plantas de proceso y 4 calderas de 60 kg/cm² y 200 Ton/hr cada una, para suministrar vapor a los turbogeneradores. El agua desmineralizada junto con el condensado de turbogeneradores se mandan a los deareadores donde se agrega vapor de baja presión y secuestrante de oxígeno, para separar los gases disueltos incondensables y enviarlos a la atmósfera; el agua deareada se manda a las calderas a 118 -119 °C, en el domo de vapor se agrega fosfato trisódico para controlar el pH. Las purgas de las calderas se mandan a tanques flash para obtener vapor de baja presión para proceso. La planta cuenta con sistemas reductores de presión, para dar flexibilidad y seguridad en el suministro de vapor a plantas, de 60 kg/cm² a 45.5 kg/cm², de 45.5 kg/cm² a 19.3 kg/cm² y de 45.5kg/cm² a 4.5 kg/cm².el vapor, excedente, de 4.5 kg/cm² de las plantas de proceso se condensa en soloaires.

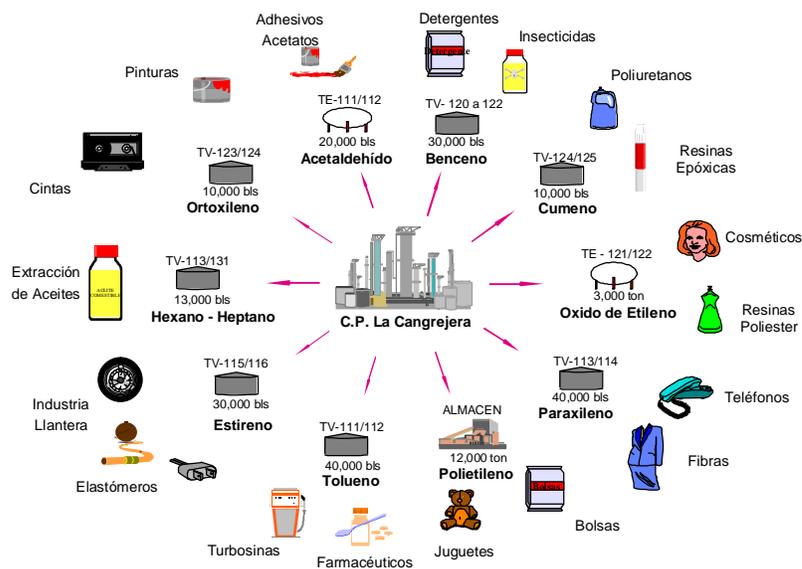


Figura 1.6. Usos de los principales de productos obtenidos en el C.P. Cangrejera

1.8.2. Planta de Generación Eléctrica.

La planta cuenta con 3 turbogeneradores de vapor de 48 MW cada uno y una turbina de gas de 24 MW, la energía eléctrica se genera a 13.8 kV. El vapor de agua entra a la primer etapa de cada turbina a 59 kg/cm² y 480°C, la turbina cuenta con sistema de extracción de vapor a 19.3 kg/cm² y 271.1°C, el vapor de extracción se

manda a las plantas de proceso, el vapor exhausto se manda a condensación a 88.9 mm. De Hg. Abs. Se cuenta con una torre de enfriamiento de concreto, de doble flujo cruzado, de 90,000 GPM para suministro de agua de enfriamiento a los condensadores de superficie. La turbina de gas puede operar con gas natural o con diesel. Se tiene contrato con la CFE para en caso de falla importar 12 MW.

1.8.2. Sistema de agua de enfriamiento.

Para suministrar el agua de enfriamiento requerida en los procesos, se cuenta con seis torres de enfriamiento de circulación abierta de tiro forzado con una capacidad total de 35 m³/s.

Combustibles y aire.

El complejo utiliza como combustibles gas y combustóleo para generar la energía necesaria en los Servicios Auxiliares y los procesos de las plantas. Parte del gas que se consume lo produce el propio complejo como resultado de su proceso, el resto es gas natural proveniente del sistema de gasoducto. Respecto al combustóleo utilizado, éste es proporcionado por la Refinería de Minatitlán.

La demanda de aire, tanto para la instrumentación como el de utilería, lo suministra el propio complejo con compresores instalados ex profeso.

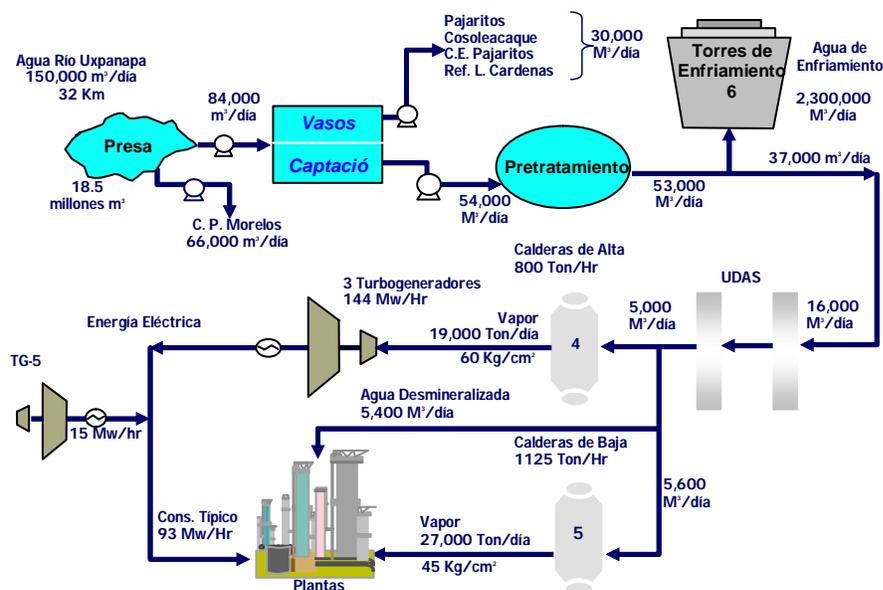


Figura 1.7. Distribución de los Servicios Auxiliares en el Complejo Petroquímico Cangrejera.

CAPÍTULO II

CAPÍTULO II. FUNDAMENTOS DE LA TERMOECONOMÍA

2.1. Antecedentes

Aunque el método de exergía es frecuentemente considerado un método nuevo para analizar sistemas de energía, los fundamentos adyacentes fueron introducidos en el último siglo como la formulación matemática de la segunda ley de la termodinámica. Como reseña en la revisión histórica, las contribuciones más tempranas al concepto de exergía se deben a R. Clausius. Tait (1868), W. Thomson (Lord Kelvin) y principalmente a J.W. Gibbs (1873) y J.C. Maxwell (1875). Este trabajo temprano, como también los subsecuentes desarrollos por G. Gouy (1889), A. Stodola (1898), G.A. Goudenough (1911) y G. Darrierus (1930) generaron poco interés.

El desarrollo moderno de análisis de exergía fue iniciado por F. Bonsjakovic en Europa y J.H. Keenan en los Estados Unidos. En 1950 y 1960 las contribuciones al concepto de exergía fueron hechas por Z. Rana, P. Grassmann, W.M. Brodyanski, E.A. Bruges, J.H. Keenan, M. Tribus, E.F. Obert, R.A. Gaggioli, R.B. Evans, H.D. Baehr, W. Fratzcher, K. Szargut, R. Petela y K.F. Knoche, entre otros. Durante este periodo, el cálculo de exergía de combustibles y la definición de estados de referencia para cálculo de exergía química fueron introducidos. En adición, varias definiciones de eficiencias exergética y las primeras aplicaciones de análisis de exergía a procesos industriales y plantas fueron presentadas. Al mismo tiempo, el método de análisis de exergía fue introducido en los libros de texto de termodinámica. En los primeros 20 años, el número anual de aplicaciones de exergía a lo largo del mundo a varios procesos y sistemas ha incrementado exponencialmente.

La idea de usar exergía para propósitos de costos fue iniciado por J.H. Keenan en 1932. Su sugerencia no fue usar el costeo exergético, pero si usar la exergía para reparto de costos apropiadamente a la energía eléctrica y vapor, que fueron producidos en una planta de cogeneración. El precisó que el valor económico del vapor y energía eléctrica se atribuye en la exergía y no a la energía.

En una lectura no publicada en el Instituto de Tecnología de Massachussets en 1949, M. Benedict presentó el costeo por destrucción de la exergía en una planta de separación de aire y el uso de estos costos para su diseño óptimo. Es muy desafortunado que los contenidos de esta lectura no fueran publicados hasta treinta años después.

El desarrollo moderno de la termoeconomía fue iniciado en 1950 por M. Tribus y R.B. Evans en la Universidad de California y por E.F. Obert y R.A. Gaggioli en la Universidad de Wisconsin, Madison. Tribus y Evans aplicaron el concepto de exergía en procesos de desalinación del tipo termoeconómico, que desarrolla la idea de asignar costos a la unidad de exergía de corrientes y balances de costos formulados a nivel de componente de sistemas de energía. E.F. Obert y R.A. Gaggioli aplicaron el costeo exergético para la selección óptima de tubería de vapor y su aislamiento.

En Europa, E. Bergmann y K.R. Schmidt asignó costos a la destrucción de la exergía en cada componente de una planta de generación de vapor, en un estudio que se ocupa de la optimización de los calentadores de agua de alimentación.

En la historia de la termodinámica de la ingeniería, sin otro concepto se han dado muchos símbolos (por ejemplo A , B , E , Ex , ϵ , Ξ , Φ y ψ para exergía) y nombres (para la exergía, por ejemplo, energía usable en francés, disponibilidad o energía disponible y essergía en inglés, y capacidad de trabajo en alemán; para el término exergoeconómico, la expresión incluye costeo termoeconómico, segunda ley, costeo de exergía). En años tempranos del desarrollo de la termoeconomía algunos investigadores, principalmente en Europa intentan establecer la asignación del costeo a corrientes de materia con respecto a su contenido de exergía solamente, sin considerar su composición y las otras propiedades no energéticas de los materiales.

El valor de exergía y análisis termoeconómico en la evaluación de un sistema de energía es generalmente reconocido hoy. Es importante realizar que estos análisis no reemplazan, pero complementan y mejoran un análisis de energía o un análisis económico convencional.²

2.2. Exergía.

La termodinámica clásica proporciona, entre otras cosas, los conceptos de energía, transferencia de energía por calor y trabajo, balance de energía, entropía, y balance de entropía.¹⁷

La segunda ley de la termodinámica complementa y realza el balance de energía permitiendo el cálculo de ambos, el valor termodinámico verdadero y las pérdidas e ineficiencias termodinámicas reales de los procesos o sistemas.

La exergía es el máximo trabajo útil alcanzado por una corriente portadora de energía bajo condiciones impuestas por un ambiente dado. La exergía de una corriente portadora de energía es una propiedad termodinámica que depende tanto del estado de la corriente portadora considerada y el estado del medio ambiente. Es decir, la Exergía es la máxima capacidad de una corriente portadora de energía disponible para ocasionar cambios.

Así, la exergía no es una medida objetiva del valor termodinámico de una energía disponible, pero es muy cercana referida al valor económico de la energía disponible porque los usuarios pagan por el potencial de energía para causar cambios. Cuando los costos son asignados a energía disponible, la exergía, es vez de energía o masa, debería servir como una base en el costeo de procesos.

Para sistemas de energía operando arriba de la temperatura ambiente, podemos pensar de la exergía como la parte útil de la energía. El concepto de exergía es simple, comprensible y completamente consistente con nuestra intuición. A diferencia de la energía total, una parte total de la exergía suministrada a un sistema es irreversiblemente destruida en todos los procesos reales. Esta destrucción de exergía usualmente representa la mayor parte cual los laicos llaman 'desperdicio de energía, la otra parte del 'desperdicio de energía' es la pérdida de exergía. La destrucción y pérdida de exergía ambas son identificadas a través de un análisis de exergía (análisis de segunda ley).

La destrucción de la exergía es el resultado directo de las irreversibilidades en un sistema. Las pérdidas de exergía están asociadas con la decisión del ingeniero de diseño a no fomentar el uso de una corriente en un sistema dado. El malfuncionamiento y funcionamiento fuera de diseño de un componente usualmente

incrementa tanto la destrucción de exergía y la pérdida de exergía en un sistema. Por lo menos una parte de la destrucción de la exergía y pérdida de exergía es dictada por consideraciones involucrando costos, materiales, impacto ambiental, confiabilidad, disponibilidad, mantenimiento y operabilidad del sistema que está siendo considerado. En un sistema optimizado verdaderamente, la cantidad entera de destrucción y pérdida de exergía es justificable a través de estas consideraciones.

2.2.1. Componentes de la exergía.

En la ausencia de efectos nucleares, magnéticos, eléctricos y tensiones superficiales; la exergía total de un sistema E puede ser dividido en 4 componentes: exergía física E^{PH} , cinética E^{KN} , potencial E^{PT} y química E^{CH} .

$$E = E^{PH} + E^{KN} + E^{PT} + E^{CH} \quad (2.1)$$

A pesar de que la exergía es una propiedad extensiva, con frecuencia es conveniente trabajar con unidades de masa o base molar. La exergía específica total de un sistema en base másica es

$$e = e^{PH} + e^{KN} + e^{PT} + e^{CH} \quad (2.2)$$

$$e^{KN} = 1/2 V^2 \quad (2.3)$$

$$e^{PT} = gz \quad (2.4)$$

Sustituyendo la ecuación (2.2) queda

$$e = e^{PH} + 1/2 V^2 + gz + e^{CH} \quad (2.5)$$

2.2.1.1. Exergía Física.^{1, 5}

La exergía física de un sistema esta dada por la expresión:

$$E^{PH} = (U - U_0) + p_0(V - V_0) - T_0(S - S_0) \quad (2.6)$$

Donde U , V y S son la energía interna, volumen y entropía de un sistema en un estado específico y U_0 , V_0 y S_0 son los valores de las mismas propiedades en un estado de referencia determinado.

2.2.1.2. Exergía Química.²

2.2.1.2.1. Exergía química estándar.

Las exergías químicas estándar están basadas en los valores estándar de la temperatura ambiente T_0 y presión P_0 , por ejemplo 25°C y 1 atm.

2.2.1.2.2. Exergía química estándar de gases y mezclas gaseosas

La exergía química de un sistema se representa como:

$$E^{CH} = \sum_{i=1}^n (\mu_i - \mu_{0,i}) N_i \quad (2.7)$$

Donde N_i es el número de moles del sistema y $\mu_i, \mu_{0,i}$ se define como el potencial químico del sistema a un estado específico y en un estado de referencia determinado.

Representando la exergía química por unidad de moles o unidad de masa,

$$e^{CH} = \sum_{i=1}^n (\mu_i - \mu_{0,i}) \quad (2.8)$$

El potencial químico μ_i de una sustancia está definido como

$$\mu_i = h_i - T_0 s_i = g_i \quad (2.9)$$

Donde g_i es la Energía Libre de Gibbs.

El cálculo de la exergía química de los gases que forman parte de la atmósfera de referencia puede obtenerse a partir de la siguiente formula:

$$e^{CH} = RT_0 \ln P_0 / P_{00} \quad (2.10)$$

Donde P_0 es la presión parcial del componente en el estado de referencia.

La ecuación (2.10) también puede escribirse como sigue

$$e_{ch} = RT_0 \ln x_i \quad (2.11)$$

Donde x_i es la fracción molar del componente en el estado de referencia.

Para cuando se trata de componentes puros que no forman parte del estado de referencia la exergía química puede obtenerse de la siguiente manera:

$$e^{CH} = -\Delta G_0 - \sum_i x_i e_{CH,i}^{in} + \sum_i x_i e_{CH,i}^{out} \quad (2.12)$$

Donde ΔG_0 es la energía de formación de Gibbs. ΔG_0 puede ser calculada de la siguiente relación:

$$\Delta G_0 = \sum_{prod} \nu_k \Delta g_k - \sum_{reac} \nu_j \Delta g_j \quad (2.13)$$

Donde ν_k, ν_j y $\Delta g_k, \Delta g_j$ son los coeficientes estequiométricos de la ecuación de reacción y la energía de formación de Gibbs respectivamente, j es el coeficiente para los reactivos y k es el coeficiente de los productos. La exergía química para mezclas de gases puede ser calculada a partir de la siguiente ecuación:

$$e^{CH} = \sum_i x_i e_{CH,i} + RT_0 \sum_i x_i \ln \gamma_i x_i \quad (2.14)$$

Donde x_i es la fracción molar del componente i , R es la constante molar de los gases y γ_i es el coeficiente de actividad. Para mezclas ideales el coeficiente de actividad es igual a 1.

La exergía química de combustibles, donde la composición no está bien definida, puede calcularse a partir del poder calorífico superior (PCS) como:

$$e^{CH} = \phi \cdot PCS \quad (2.16)$$

Donde ϕ toma valores de 1.04 a 1.08.

2.3. Análisis de exergía.¹⁷

El método de exergía proporciona

- a) una medida a juicio de la magnitud de 'desperdicio de energía'
- b) Una medida de la calidad (o utilidad) de energía en relación a la 'energía' proporcionada o transformada en la planta total y en los componentes que están siendo analizados.
- c) Una variable para definir eficiencias racionales para sistemas de energía.

Algunos ejemplos de porque el análisis de la primera ley (en análisis basados solamente en balances de energía, la ecuación 1) falla para identificar la el desperdicio de energía real o el uso efectivo de combustibles y recursos incluyen lo siguiente:

- (a) La primera ley no reconoce algún desecho en un reactor químico

adiabático (por ejemplo gasificador) o un proceso de estrangulamiento adiabático.

(b) La primera ley no muestra que una parte de la entalpía de una corriente o de la velocidad de transferencia de calor es útil termodinámicamente.

(c) La primera ley no detecta alguna degradación en un cambiador de calor adiabático.

(d) La primera ley identifica al condensador de una planta como el componente responsable para la eficiencia de planta global relativamente bajo. El método de exergía revela que el rehervidor es el responsable de la baja eficiencia.

En otras palabras la primera ley no puede incluir que hay algunas veces significantes 'perdidas de energía' las cuales no son reconocidas como calor rechazado y que el rechazo de calor no necesariamente necesita ser considerado como 'perdida de energía' (en el proceso de Carnot, por ejemplo).

La exergía de una corriente portadora de energía es el resultado de la interacción potencial entre el portador y los componentes comunes del medio ambiente. La exergía es, por lo tanto, una función de las variables de estado del portador de energía y de los parámetros de estado (temperatura, presión y composición química).

2.4. Análisis termoeconómico.²

La termoeconomía es la rama de la ingeniería que combina el análisis de exergía y principios de economía para proporcionar al diseñador del sistema u operador con información no disponible a través del análisis de energía convencional y evaluaciones económicas pero cruciales al diseño y operación de un eficaz sistema de costos.

Podemos considerar la termoeconomía como la minimización de costos auxiliada de la exergía. Desde que las consideraciones termodinámicas de la termoeconomía están basadas en el concepto de exergía, el término exergoeconomía puede ser usado para describir la combinación de análisis de exergía y economía.

La contabilidad de costos en una compañía es concerniente principalmente con (a) determinación del costo actual de productos o servicios, (b) proporcionando una base racional para la tasación de precios de bienes o servicios, (c) proporcionar

un medio para asignación y control de gastos, y (d) proporcionar información en el cual las decisiones de operación pueden ser basadas y evaluadas.

En un balance económico convencional, el costo de formulado para el sistema en operación en estado estable como sigue:

$$\dot{C}_{P,tot} = \dot{C}_{F,tot} + \dot{Z}_{tot}^{CL} + \dot{Z}_{tot}^{OM} \quad (2.17)$$

Este balance de costos expresa el costeo asociado con el producto del sistema $\dot{C}_{P,tot}$ igual al total de gastos hechos para generar el producto, a saber la tasa de costo de materia prima $\dot{C}_{F,tot}$ y los costos asociados con una inversión de capital \dot{Z}^{CL} y de operación y mantenimiento \dot{Z}^{OM} . Las tasas \dot{Z}^{CL} y \dot{Z}^{OM} son calculados dividiendo la contribución anual de inversión de capital y los costos anuales de operación y mantenimiento, respectivamente, por unidad de tiempo (usualmente horas o segundos) de la operación del sistema por año. La suma de estas dos variables es denotada por \dot{Z} :

$$\dot{Z} = \dot{Z}^{CL} + \dot{Z}^{OM} \quad (2.18)$$

Un completo análisis termoeconómico consiste de:¹⁷

- (a) un análisis de exergía detallado
- (b) un análisis económico conducido en el nivel de componente del sistema de energía que está siendo analizado.
- (c) Costo por exergía
- (d) Evaluación exergoeconómica de cada componente del sistema.

Los objetivos de un análisis termoeconómicos son:

- Identificar la localización, magnitud y fuente de las pérdidas termodinámicas reales (desecho de energía) en un sistema de energía (destrucción y pérdidas de exergía).
- Calcular el costo asociado con la destrucción y perdida de exergía.
- Determinar los costos de producción de cada producto (salida) en un sistema de conversión-energía que tiene más de un producto.
- Facilitar los estudios de viabilidad y optimización durante la fase de diseño

para un sistema de energía, como también estudios de mejora de procesos para sistemas existentes.

- Asistir en decisión-elaboración de procedimientos concernientes a la operación y mantenimiento de la planta y asignación de los fondos de investigación.
- Comparar técnicas alternativas.

2.5. Costeo por exergía.

Para un sistema operando a condiciones de flujo estable puede haber un número de corrientes de materias entrantes y salientes. Asociadas con la transferencia de materia y energía, está la transferencias de exergía en y fuera del sistema y las destrucciones de exergía causada por las irreversibilidades dentro del sistema. Desde que la exergía mide el verdadero valor termodinámico de tales efectos, y los costos deberían ser solamente asignados a materias de valor, es significativo usar exergía como una base para asignación de costos en sistemas térmicos. La termoeconomía sostiene que la exergía. es la única base racional para asignación de costos a las interacciones que un sistema térmico experimenta con sus alrededores y a las fuentes de ineficiencias dentro del el.

En el costeo por exergía un costo es asociado con cada corriente de exergía. Así que, para corrientes entrantes y salientes de masa con tasas de velocidad asociadas de transferencia de exergía \dot{E}_i y \dot{E}_e , trabajo W , y la tasa de transferencia de exergía asociada con la transferencia de calor \dot{E}_q , respectivamente

$$\dot{C}_i = c_i \dot{E}_i = c_i (\dot{m}_i e_i) \quad (2.19)$$

$$\dot{C}_e = c_e \dot{E}_e = c_e (\dot{m}_e e_e) \quad (2.20)$$

$$\dot{C}_w = c_w \dot{W} \quad (2.21)$$

$$\dot{C}_q = c_q \dot{E}_q \quad (2.22)$$

Donde c_i , c_e , c_w , y c_q denotan los costos promedios por unidad de exergía en dólares por kilo Joule ($\$/kJ$) o centavos por miles de Btu ($\phi/10^3$ Btu).

El costo exergético involucra costo de balances usualmente formulado para cada componente separadamente. Un balance de costo aplicado a el k-ésimo

componente del sistema muestra que la suma de tasa de costos de todas las corrientes de exergía entrantes mas los cargos debido a la inversión de capital (\dot{Z}_k^{CL}) y gastos de mantenimiento y operación (\dot{Z}_k^{OM}). La suma de los últimos dos términos es denotado por \dot{Z}_k . Para un componente recibiendo una transferencia de calor y generación de energía se escribe a continuación.

$$\sum_e \dot{C}_{e,k} + \dot{C}_{w,k} - \dot{C}_{q,k} + \sum_i \dot{C}_{i,k} + \dot{Z}_k \quad (2.23)$$

Esta ecuación simplemente establece que el costo real de las corrientes de exergía salientes es igual al gasto total para obtenerlas: el costo de las corrientes exergía entrante mas costos de capital y otros. Se puede observar que cuando un componente recibe energía (como un compresor o bomba) el término $\dot{C}_{w,k}$ se movería con signo positivo al lado derecho de esta expresión. El término $\dot{C}_{q,k}$ aparecería con signo positivo en el lado derecho si hay transferencia de calor del componente. El balance de costos es generalmente escrito en términos positivos.

Sustituyendo la expresión de tasa de costo de la ecuación (2.23) se obtiene

$$\sum_e \left(c_e \dot{E}_e \right)_k + c_{w,k} \dot{W}_k = c_{q,k} \dot{W}_{q,k} + \sum_i \left(c_i \dot{E}_i \right)_k + \dot{Z}_k \quad (2.24)$$

Las tasas de exergía $\dot{E}_e, \dot{W}, \dot{E}_q$ y \dot{E}_i saliendo y entrando el componente k-ésimo son calculados en un análisis conducido en una etapa previa. El termino \dot{Z}_k es obtenido calculando primero los costos de capital y los costos de operación y mantenimiento asociados con el componente k-ésimo y entonces se calculan los valores de estos costos por unidad de tiempo (año, hora, segundo) de la operación del sistema.

Para el caso de una turbina de gas o vapor, la consideración de una turbina simple adiabática, la ecuación queda de la siguiente forma

$$\dot{C}_e + \dot{C}_w = \dot{C}_i + \dot{Z} \quad (2.25)$$

Donde \dot{Z} representa la suma de los cargos asociados con la inversión de capital de la turbina y costos de operación y mantenimiento. Sustituyendo por componente la ecuación se representa como

$$c_e \dot{E}_e + c_w \dot{E}_w = c_i \dot{E}_i + \dot{Z} \quad (2.26)$$

Donde \dot{W} , \dot{E}_i y \dot{E}_e serian conocidos de un análisis de exergía previo, y \dot{Z} también será conocido de un análisis económico previo. Y el costo por unidad de exergía de la corriente entrando a la turbina.

2.6. Costos asociados al combustible, productos, relaciones termoeconómicas auxiliares para componentes.

Las siguientes figuras fueron utilizadas para el método de costos del libro de libro de Bejan y Tsatsaronis.²

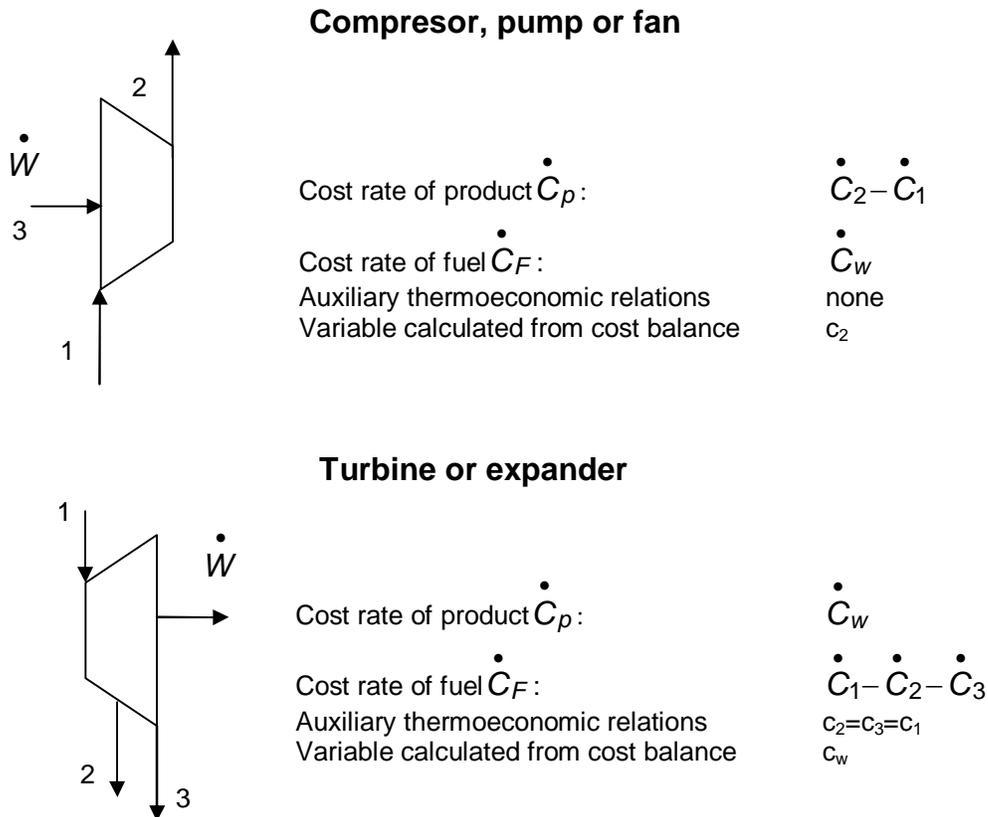
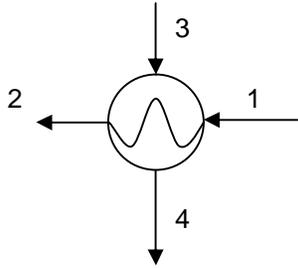


Figura 2.1 Tabla de costos asociados al producto y combustible, como relaciones termoeconómicas auxiliares para componentes.

Heat Exchanger



Cost rate of product \dot{C}_p : $\dot{C}_2 - \dot{C}_1$

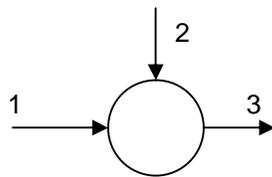
Cost rate of fuel \dot{C}_F : $\dot{C}_3 - \dot{C}_4$

Auxiliary thermoeconomic relations $C_4 = C_3$

Variable calculated from cost balance C_2

Para cuando el propósito del cambiador es calentar la corriente fría ($T_1 \geq T_0$)

Mixing Unit



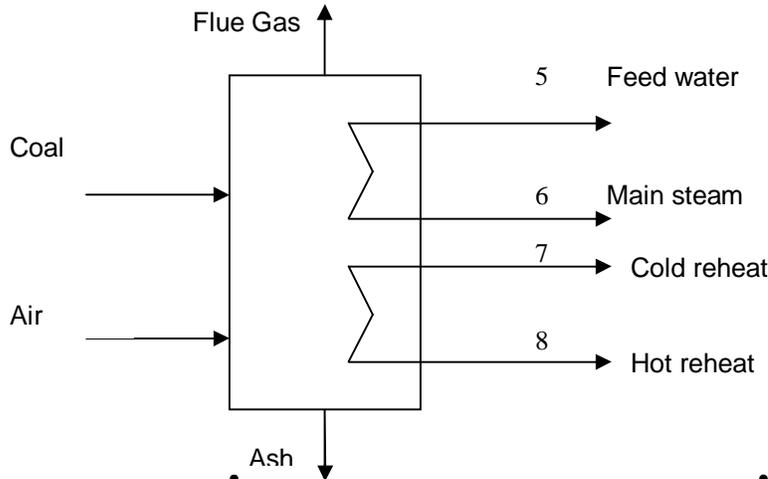
Cost rate of product \dot{C}_p : \dot{C}_3

Cost rate of fuel \dot{C}_F : $\dot{C}_1 + \dot{C}_2$

Auxiliary Thermoeconomic relations none

Variable calculated from cost balance C_3

Boiler



Cost rate of product \dot{C}_p : $(\dot{C}_6 - \dot{C}_5) - (\dot{C}_8 - \dot{C}_7)$

Cost rate of fuel \dot{C}_F : $(\dot{C}_1 + \dot{C}_2) - (\dot{C}_8 + \dot{C}_7)$

Auxiliary thermoeconomic relations $\frac{\dot{C}_6 - \dot{C}_5}{\dot{E}_6 - \dot{E}_5} = \frac{\dot{C}_8 - \dot{C}_7}{\dot{E}_8 - \dot{E}_7}$

Variable calculated from cost balance C_6 o C_8

Figura 2.1 Tabla de costos asociados al producto y combustible, como relaciones termoeconómicas auxiliares para componentes. (Continuación)

CAPÍTULO III

CAPITULO III. METODOLOGÍA DE CÁLCULO PARA DETERMINAR LA FACTIBILIDAD TERMOECONÓMICA DEL PROYECTO.

3.1. Recopilación de información.

Se recopiló información de los reportes diarios de planta, bitácoras, hoja de datos de equipo, balances de materia, manual de la planta de Servicios Auxiliares, diagramas de flujo de proceso y diagramas de tubería e instrumentación. Se tomó en cuenta la información histórica de un año de operación para obtener un valor estadístico promedio de la generación, importación y exportación del vapor de 4.5 kg/cm² y de las condiciones de operación de la planta de servicios auxiliares.

3.2. Determinación de la disponibilidad del vapor de 4.5 kg/cm²

3.2.1. Diagrama de bloques del circuito de vapor de 4.5 kg/cm²

Ver la figura 3.1.

3.2.2. Balance de materia del vapor de 4.5 kg/cm²

A continuación, se presentan las importaciones y exportaciones (valores promedio) del vapor de 4.5 kg/cm² de las plantas.

Tabla 3.1. Importaciones y exportaciones del vapor de 4.5 kg/cm² del C.P. Cangrejera.

No. De Corriente	PLANTAS	Consumos Ton/día	Aportes Ton/día
1	CT-102	0	192
2	HIDRODESULF. DE N.	0	58
3	CORRIENTE INT 3	0	250
4	CT-103	0	240
5	ESTAB. DE CRUDO	0	40
6	FRACC. DE GASOLINA	1792	46
7	CORRIENTE INT 7	1706	0
8	CORRIENTE INT 8	1216	0
9	REFORMADORA BTX	0	495.5
10	TORRE ENFRIAMIENTO CT-105	0	480
11	CORRIENTE INT 11	240.5	0
12	E. Y F. DE AROM. A-16	0	222
13	CORRIENTE INT 13	18.5	0
14	XIL. E HIDROALQ. A-14	0	628
15	CORRIENTE INT 15	0	609.5
16	OXIGENO	0	62
17	CT-104	0	720
18	CORRIENTE INT 18	0	782
19	ESTIRENO	1040	0

Tabla 3.1. Importaciones y exportaciones del vapor 4.5 kg/cm² del C.P. Cangrejera. (Cont.)

No. De Corriente	PLANTAS	Consumos Ton/día	Aportes Ton/día
20	CORRIENTE INT 20	258	0
21	CRIST. DE XIL. A-12	0	101
22	CORRIENTE INT 22	0	452.5
23	TORRE ENFRIAMIENTO CT-100	0	480
24	POLIETILENO	30	0
25	CORRIENTE INT 25	450	0
26	OXIDO DE ETILENO	449.5	4
27	CORRIENTE INT 27	0	457
28	CALDERA CB-1	0	0.0194
29	CALDERA CB-2	0	0.0194
30	CALDERA CB-3	0	0.0194
31	CALDERA CB-4	0	0.0198
32	CALDERA CB-5	0	0.0197
33	CALDERA CB-6	0	0.0197
34	CALDERA CB-7	0	0.0164
35	CALDERA CB-8	0	0.0202
36	CALDERA CB-9	0	0.0214
37	CORRIENTE INT 37	0	0.0977
38	VAPOR DE TH-105	0	0.0244
39	CORRIENTE A DRENAJE	0	0.0733
40	CORRIENTE INT 40	0	0.7254
41	VAPOR DE TH-104	0	0.1813
42	CORRIENTE A DRENAJE	0	0.5440
43	CORRIENTE INT 43	0	0.2058
44	CORRIENTE INT 44	0	457.2058
45	ESTACION REGULADORA 650#/65#	0	0.0000
46	DEAREADORES	228.8	0
47	CORRIENTE INT 47	0	228.3898
48	PLANTA GEN. ELECTRICA+CT-101	21	750
49	CORRIENTE INT 49	0	957.3898
50	TANQUES DE COMBUSTOLEO	0	0
51	VENTEO A LA ATMOSFERA VCP-10	0	0
52	SOLOAIRE-VAPOR	0	957.3898

El flujo promedio disponible es de 957 Ton/día de vapor de 4.5 kg/cm². Y un mínimo promedio de 700 Ton/día.

Figura 3.1 (Doble carta).

3.3. Determinación del costo exergético de los Servicios Auxiliares en el esquema de operación actual.

3.3.1. Diagrama de bloques del sistema actual.

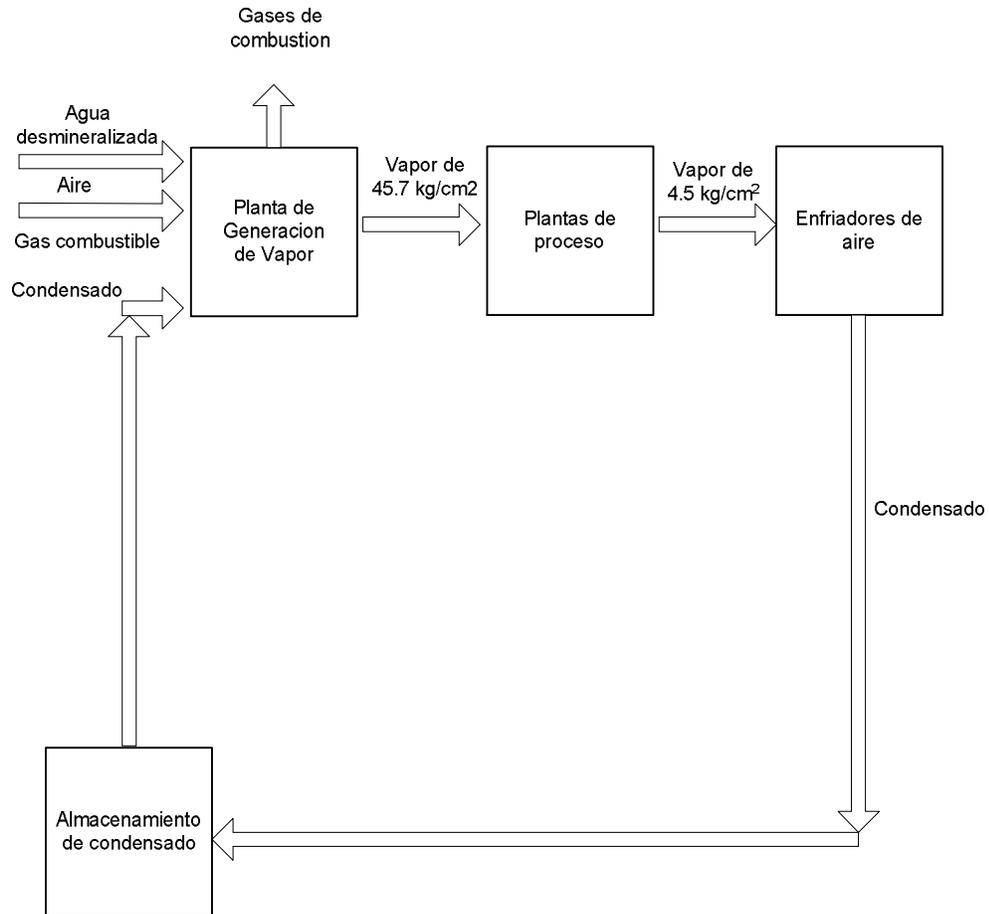


Figura 3.2. Diagrama de bloques del esquema actual.

3.4. Cajas negras del esquema actual de operación.

Ver la Figura 3.3. Esquema actual de operación de la Planta de Servicios Auxiliares.

3.5. Caracterización de corrientes de la planta de Servicios Auxiliares.

Para la caracterización energética del Gas combustible, primero se tomó en cuenta su composición en fracción volumen para obtener su peso molecular, utilizando la siguiente fórmula:

$$PM_{mezcla} = \sum Y_i \cdot PM_i \quad (3.1)$$

Figura 3.3 (Doble carta).

Tabla 3.2. Composición del gas combustible a calderas de vapor.

Gas combustible	% Volumen	Fórmula	Peso molecular (PM)	$Y_i \cdot PM_i$
Hidrogeno	0	H ₂	2.016	0.000
Metano	87.35	CH ₄	16.04	14.013
Etano	7.08	C ₂ H ₆	30.080	2.130
Etileno	0.01	C ₂ H ₄	26.041	0.003
Propano	0.26	C ₃ H ₈	44.111	0.115
N-Butano	0.02	C ₄ H ₁₀	58.141	0.012
N-Pentano	0.02	C ₅ H ₁₂	72.171	0.014
Dióxido de carbono	0.01	CO ₂	44.0098	0.004
Nitrógeno	5.25	N ₂	28.013	1.471
Total	100			17.761

$$PM_{mezcla} = 17.761 \text{ Kmol/kg}$$

Se procedió a calcular el poder calorífico del Gas combustible considerando los valores calóricos bajos de los componentes del gas combustible:

Tabla 3.3. Valor calórico bajo de gases.

Componente(i)	HLV (VCi) en BTU/ft ³
Hidrogeno	274.9
Metano	914.5
Etano	1639.0
Etileno	1514.0
Propano	2372.0
N-Butano	3142.0
N-Pentano	3900.0
Dióxido de carbono	0.0
Nitrógeno	0.0

$$PC_i = \sum VC_i \cdot Y_i \quad (3.2)$$

Sustituyendo dichos valores, se obtiene un poder calorífico de 922.58 BTU/ft³.

Para la caracterización del aire de combustión, se considera la composición del aire atmosférico.

Tabla 3.4. Caracterización del aire atmosférico.

Aire	% Volumen	Formula	Peso molecular (PMi)	Rel. En volumen
Nitrógeno	79	N ₂	28.01	2.82
Oxígeno	21	O ₂	32.00	0.66
TOTAL	100			3.48

Se realizó el balance estequiométrico de la reacción de combustión con el coeficiente de exceso de aire de $\alpha=8\%$. Las calderas son de tiro forzado, por lo que $\alpha=0.8$ permanece constante a lo largo de las secciones de la caldera.

Se calcularon los volúmenes reales de gases de combustión con las siguientes ecuaciones.

Calculo del volumen teórico del aire seco, \dot{V}_a

$$\dot{V}_a = 0.0476(0.5(CO_2 + H_2) + 1.5H_2S - O_2) + \sum (m + \frac{n}{4}) \cdot C_m H_n \text{ en m}^3 / \text{m}^3 \quad (3.3.)$$

Volumen de gases producto de combustión:

Gases triatómicos, V_{RO_2}

$$V_{RO_2} = 0.01(CO_2 + CO + H_2S + \sum m \cdot C_m H_n) \text{ en m}^3 / \text{m}^3 \quad (3.4)$$

Volumen teórico del nitrógeno, \dot{V}_{N_2}

$$\dot{V}_{N_2} = 0.79 \cdot \dot{V}_a + 0.01 \cdot N_2 \text{ en m}^3 / \text{m}^3 \quad (3.5)$$

Volumen teórico del vapor de agua, \dot{V}_{H_2O}

$$\dot{V}_{H_2O} = 0.01(H_2 + H_2S + \sum \frac{n}{2} C_m H_n + 0.124 \cdot \dot{V}_g + 3.27 \cdot \dot{V}_a) \text{ en m}^3 / \text{m}^3 \quad (3.6)$$

Volumen real de gases secos, V_{gs}

$$V_{gs} = V_{RO_2} + \dot{V}_{N_2} + (\bar{\alpha} - 1) \cdot \dot{V}_a \text{ en m}^3 / \text{m}^3 \quad (3.7)$$

Coefficiente de exceso de aire medio

$$\bar{\alpha} = \frac{\alpha' + \alpha''}{2} \quad (3.8)$$

Donde

α' = coeficiente de exceso de aire a la entrada de la superficie.

α'' = coeficiente de exceso de aire a la salida de la superficie.

Volumen real de vapor de agua, V_{H_2O}

$$V_{H_2O} = \dot{V}_{H_2O} + 0.0327 \cdot (\alpha - 1) \cdot \dot{V}_a \text{ en m}^3 / \text{m}^3 \quad (3.9)$$

Volumen real de gases de combustión, V_g

$$V_g = V_{gs} + V_{H_2O} \text{ en m}^3 / \text{m}^3 \quad (3.10)$$

El volumen de gases de combustión de cada caldera se agrupó en dos partes: gases de combustión de calderas de baja y de alta presión.

A continuación se calculó la entalpía real de gases de combustión, con la finalidad de determinar las pérdidas de exergía en gases de combustión, La entalpía real de gases de combustión (I_g) se calcula a partir de

$$(I_g) = \dot{I}_g + (\alpha'' - 1) \cdot \dot{I}_a \text{ en kJ/m}^3 \quad (3.11)$$

Para lo que primero se procedió a calcular la entalpía teórica de los gases de combustión (\dot{I}_g) que es igual al producto de la sumatoria de los calores específicos de la mezcla gaseosa a presión constante, multiplicado por la diferencial de temperatura. La entalpía teórica de los gases productos de la combustión se calculó con la siguiente formula:

$$\dot{I}_g = (V_{RO_2} \cdot C_{RO_2} + \dot{V}_{N_2} \cdot C_{N_2} + V_{H_2O} \cdot C_{H_2O}) \cdot (T_g - 273) \text{ en kJ/m}^3 \quad (3.12)$$

La temperatura de chimenea T_g es de 150°C.

La entalpía teórica del aire se obtiene de

$$\dot{I}_a = \dot{V}_a \cdot C_{aire} \cdot (T_g - 273) \text{ en kJ/m}^3 \quad (3.13)$$

Se calculó el volumen real de gases de combustión de forma individual agrupándose en dos secciones: calderas de baja presión y calderas de baja presión.

Se determinó la exergía física de los gases de combustión de la siguiente manera

$$E^{PH} = (H - H_o) - T_o(S - S_o) \quad (3.14)$$

E^{PH} = exergía física, en kJ/kg

H = entalpía a condiciones actuales, en kJ/kg

H_o = entalpía a condiciones de referencia, en kJ/kg

S = entropía a condiciones actuales, en kJ/kg

S_o = entropía a condiciones de referencia, en kJ/kg

T_o = temperatura de referencia, en K

La exergía química de los gases de combustión se calculó individualmente para cada caldera, y posteriormente se agruparon los volúmenes correspondientes a las calderas de baja y a las de alta presión. La exergía química de formación de cada uno de componentes de los gases de combustión, se tomaron del Anexo A-1 del Apéndice. Entalpía y exergía de formación de compuestos químicos a las condiciones de referencia obtenidos del libro de Wöran Wall.²⁰

$$E^{CH\text{ mezcla}} = \sum m_{kmol\ i} \cdot e^{CH\ i} \quad (3.15)$$

$e^{CH\ i}$ = exergía química de formación del componente i, en kJ/kmol

$m_{kmol\ i}$ = masa del componente i, en Kmol

$E_{CH\ mezcla}$ = exergía química de la mezcla, en kJ

La exergía total se calculó como

$$E = E^{PH} + E^{CH} \quad (3.16)$$

E = exergía total en kJ/día

3.5.1. Tablas de Caracterización de corrientes de la planta de Servicios

Auxiliares.

Tabla 3.5. Caracterización de corrientes esquema actual

Condición de operación	1	2	3	4	5
Fluido	Agua alim. Calderas B.P.	Aire Calderas B.P.	Gas combustible calderas de B.P.	GPC de Calderas B.P.	Vapor 45 Calderas de B.P.
Flujo (Ton/día)	14,252.68			385.72	14,758.00
Flujo volum. (m ₃ /día)	15,016.00	272,618,286.98	1,255,218.00	213,083,912.10	
Temperatura (°C)	117.00	ambiente	42.20	150.00	347.00
Presión (bar _a)	76.00	Atm.	1.50		48.52
Vol. Esp. (m ₃ /kg)	0.0011				0.0533
Entalpía (KJ/kg)	496.24			59,362.36	3,064.10
Entropía (KJ/kg°C)	1.49			0.05	6.45
Calidad	0.00				1.00
Exergía física (KJ/kg)	56.98912851	0.00		49,577.64	1,144.14

CAPITULO III. METODOLOGÍA DE CÁLCULO PARA DETERMINAR LA FACTIBILIDAD TERMOECONÓMICA DEL PROYECTO.

Tabla 3.5. Caracterización de corrientes esquema actual (Continuación)

Condición de operación	1	2	3	4	5
Fluido	Agua alim. Calderas B.P.	Aire Calderas B.P.	Gas combustible calderas de B.P.	GPC de Calderas B.P.	Vapor 45 Calderas de B.P.
Exergía Quím.(KJ/kg)	0.00	0.00		954.12	0.00
Exergía total (KJ/kg)	56.99	0.00		50,531.77	1,144.14
Exergía total (KJ/día)	812,247,909.50	0.00	43,143,601,318.98	19,491,166,440.33	16,885,253,533.72

Condiciones de operación	6	7	8	9	10
Fluido	Agua de alim. Calderas A.P.	Aire Calderas de A.P.	Gas combustible Calderas de A.P.	GPC Calderas A.P.	Vapor 60 Calderas de A.P.
Flujo (Ton/día)	10,480.52		265.05	310.82	11,500.00
Flujo volum. (m3/día)	11,040.00	219,677,626.04	1,011,463.00	171,704,431.41	633,115.58
Temperatura (°C)	117.00	ambiente	42.20	150.00	480.00
Presión (bar_a)	79.20	Atm.	1.51		59.81
Vol. Esp. (m3/kg)	0.00				0.06
Entalpía (KJ/kg)	496.47			59,407.42	3,374.55
Entropía (KJ/kg°C)	1.49			-0.32	6.82
Calidad	0.00				1.00
Exergía física (KJ/kg)	57.30	0.00		49,730.77	1,345.95
Exergía química (KJ/kg)	0.00	0.00		766.61	0.00
Exergía total (KJ/kg)	57.30	0.00		50,497.38	1,345.95
Exergía total (KJ/día)	600,541,492.79	0.00	34,765,400,449.09	15,695,421,658.98	15,478,422,224.70

Condiciones de operación	11	12	13	14	15
Fluido	Vapor 60 a reductora	Vapor 60 a Turbinas	Extracción a 19.3 Kg./cm2	Vap. Exhausto a condensación	SAE a Condensadores
Flujo (Ton/día)	2,068.00	9,432.00	1960.80	7471.20	369,259.19
Flujo volum. (m3/día)			233506.32	87993082.91	370,668.00
Temperatura (°C)	480.00	480.00	275.00	50.50	29
Presión (bar_a)	59.81	59.81	19.93	0.13	4.91274
Vol. Esp. (m3/kg)	0.0551	0.0551	0.12	11.78	0.0010
Entalpía (KJ/kg)	3,374.5508	3,374.5508	2964.69	2592.96	
Entropía (KJ/kg°C)	6.8193	6.8193	6.66	8.07	
Calidad	1.0000	1.0000	1.00	1.00	
Exergía física (KJ/kg)	1,345.95	1,345.95	982.66	191.08	
Exergía química (KJ/kg)	0.00	0.00	0.00	0.00	
Exergía total (KJ/kg)	1,345.95	1,346.95	982.66	191.08	0.50
Exergía total (KJ/día)	2,783,424,100.93	12,704,430,123.77	1,926,806,024.32	1,427,607,484.59	184,703,066.38

Tabla 3.5. Caracterización de corrientes esquema actual (Continuación)

Condiciones de operación	16	17	18	19	20
Fluido	Salida de Cond. de TG's	RAE Condensadores	Vapor de 45 a BA-149/150/151	Condensado de turbos	Vapor 4.5 de BA-149/150/151
Flujo (Ton/día)	7471.2	369,259.1898	0	7471.2	0
Flujo volum. (m ³ /día)	7,563.69	370,668		7561.8930	
Temperatura (°C)	50.50	36	347	50.5048	165
Presión (bar_a)	0.12635	2.95274	48.5227	5.5	5.4027
Vol. Esp. (m ³ /kg)	0.0010	0.0010	0.0533	0.001012139	0.35867
Entalpía (KJ/kg)	211.42028	151.0971	3064.1036	211.88219	2775.7067
Entropía (KJ/kg°C)	0.7102381	0.5186	6.4548	0.70999	6.8496
Calidad	0	0	1	0	1
Exergía física (KJ/kg)	4.2210		1144.1424	4.75857	738.0464
Exergía Quím. (KJ/kg)	0		0	0	0
Exergía total (KJ/kg)	4.2210		1144.1424	4.758571	738.0464
Exergía total (KJ/día)	31,536,545.18		0	35,552,246.87	0

Condiciones de operación	21	22	23	24	25
Fluido	Cabezal Vapor 4.5 de Plantas	Condensado de Soloaires	Condensado Recup. de Ptas.	Condensado total	Vapor de 4.5 a ED-100C/D
Flujo (Ton/día)	957.39	957.39	10,796.07	18,023.64	98.06
Flujo volum. (m3/día)	343,390.48	1,048.16	11,827.08	18,326.70	
Temperatura (°C)	165.00	154.00	154.44	60.00	165.00
Presión (bar_a)	5.40	7.91	5.40	7.91	5.40
Vol. Esp. (m3/kg)	0.36	0.00	0.00	0.00	0.36
Entalpía (KJ/kg)	2,775.71	649.65	651.42	251.76	2,775.71
Entropía (KJ/kg°C)	6.85	1.88	1.89	0.83	6.85
Calidad	1.00	0.00	0.00	0.00	1.00
Exergía física (KJ/kg)	738.05	93.08	93.43	8.65	738.05
Exergía Quím. (KJ/kg)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Exergía total (KJ/kg)	738.05	93.08	93.43	8.65	738.05
Exergía total (KJ/día)	706,598,118.05	89,118,339.46	1,008,664,901.03	155,920,510.27	72,375,786.96

Condiciones de operación	26	27	28	29	30
Fluido	Condensado a ED-100C/D	Agua desm. A ED-100C/D	Ventoe atm. De ED-100C/D	Vapor 4.5 a ED-100A/B	Cond. Total a ED-100A/B
Flujo (Ton/día)	7,509.92	2,979.40	98.06	130.75	10,513.73
Flujo volum. (m3/día)	7,605.28	2,989.00	114,936.57	46,897.30	10,647.22
Temperatura (°C)	51.67	27.00	111.06	165.00	51.67
Presión (bar_a)	5.40	5.33	1.48	5.40	5.40
Vol. Esp. (m3/kg)	0.00	0.00	1.17	0.36	0.00
Entalpía (KJ/kg)	216.74	113.72	2,693.09	2,775.71	216.74
Entropía (KJ/kg°C)	0.72	0.40	7.23	6.85	0.72
Exergía física (KJ/kg)	5.14		542.82	738.05	5.14
Exergía Quím. (KJ/kg)	0		0	0	0
Exergía total (KJ/kg)	5.14		542.82	738.05	5.14
Exergía total (KJ/día)	38,603,658.29		53,231,572.64	96,501,049.29	54,041,412.01

Tabla 3.5. Caracterización de corrientes esquema actual (continuación)

Condiciones De operación	31	32	35	36	37
Fluido	Agua desm. ED-100A/B	Venteo a la atm. De ED-100A/B	Vapor de 45 a CT-101	Agua pretratada de rep. CT-101	Vapor de 4.5 de CT-101
Flujo (Ton/día)	3,753.90	130.75	750.00		750.00
Flujo volum. (m3/día)	3,766.00	153,248.76		6,054.00	
Temperatura (°C)	27.00	111.06	347.00		165.00
Presión (bar_a)	5.33	1.48	48.52		5.40
Vol. Esp. (m3/kg)	0.00100	1.17206	0.05334		0.35867
Entalpía (KJ/kg)		2,693.09	3,064.10		2,775.71
Entropía (KJ/kg°C)		7.23	6.45		6.85
Calidad		1.00	1.00		1.00
Exergía física (KJ/kg)		542.82	1,144.14		738.05
Exergía química (KJ/kg)		0.00	0.00		0.00
Exergía total (KJ/kg)		542.82	1,144.14		738.05
Exergía total (KJ/día)		70,975,430.19	858,106,799.72		553,534,836.67

Energía elec.	Cantidad (kJ/día)
W	7,058,880,000
W ₁	15,041,722
W ₂	12,713,777
W ₃	156,200,400
W ₄	8,097,408
W ₅	42,342,912
W ₆	25,660,800
W ₇	48,949,609
W ₈	48,949,609

3.5.2. Actualización de costo de equipo.¹⁶

Se actualizó el valor del costo de los equipos mediante el índice de costos. El índice utilizado fue el índice nacional precios al consumidor.

Costo en el año de referencia =

$$\text{costo original} \times \left(\frac{\text{índice de costo para el año de referencia}}{\text{índice de costo de año cuando el costo original fue obtenido}} \right) \quad (3.17)$$

El Índice de precios año original (Dic. 1997)=15.72, índice de precios del año de referencia (Ago-08) es de 5.57. La relación de índices es 0.3543.

Una vez actualizado el costo del equipo, se procedió a calcular el costo diario de operación por equipo. Se consideró una vida útil de 25 años=9,125 días.

3.6. Aplicación del método de Termoeconomía para costeo de los Servicios Auxiliares con el esquema actual.

El aire tomado de la atmósfera y de las corrientes residuales son consideradas con un costo asociado igual a cero.¹⁵

Los gases calientes y el aire caliente se consideran sin costo, debido a su inmediato mezclado con la atmósfera.¹³

De acuerdo a las entradas y salidas de las cajas negras, se obtuvieron las siguientes ecuaciones:

Calderas de Baja presión:

$$E_4 \cdot c_4 + E_5 \cdot c_5 = E_1 \cdot c_1 + E_2 \cdot c_2 + E_3 \cdot c_3 + W_1 \cdot c_w + Z_t \quad (3.18a)$$

c_1 = costo de agua de caldera, en \$ USD/kJ

c_2 = costo de aire, en \$USD/kJ

c_3 = costo del gas combustible, en \$USD/kJ

c_4 = costo de gases de combustión, en \$USD/kJ

c_5 = costo del vapor de 45kg/cm², en \$USD/kJ

c_w = costo de energía eléctrica, en \$USD/kJ

Sustituyendo:

$$c_2 = 0$$

$$c_4 = 0$$

La ecuación queda simplificada

$$-812,247909.5 \cdot c_1 + 16,885,253,533.72 \cdot c_5 - 15,041,721.60 \cdot c_w = 212.616.73 \quad (3.18)$$

Calderas de Alta presión:

$$E_9 \cdot c_9 + E_{10} \cdot c_{10} = E_6 \cdot c_6 + E_7 \cdot c_7 + E_8 \cdot c_8 + W_2 \cdot c_w + Z_t \quad (3.19a)$$

c_6 = costo de agua de caldera, en \$ USD/kJ

c_7 = costo de aire, en \$USD/kJ

c_8 = costo del gas combustible, en \$USD/kJ

c_9 = costo de gases de combustión, en \$USD/kJ

c_{10} = costo del vapor de 60 kg/cm², en \$USD/kJ

c_w = costo de energía eléctrica, en \$USD/kJ

Sustituyendo:

$$c_7 = 0$$

$$c_9 = 0$$

$$-600,541,492.79 \cdot c_6 + 15,478,422,224.70 \cdot c_{10} - 12,713.777.28 \cdot c_w = 219,342.74 \quad (3.19)$$

Turbogeneradores de Vapor:

$$E_{13} \cdot c_{13} + E_{14} \cdot c_{14} + W \cdot c_w = E_{12} \cdot c_{12} + z_i \quad (3.20a)$$

$$c_{10} = c_{11} = c_{12} = c_{13} = c_{14}$$

c_{13} = costo de la corriente de extracción, \$USD/kJ

c_{14} = costo de la corriente de exhausta, \$USD/kJ

c_{12} = costo del vapor de entrada a las turbinas de vapor, \$USD/kJ

$$-9,350,016,612 \cdot c_{10} + 7,058,880,000 \cdot c_w = 6216.54 \quad (3.20)$$

Condensadores CH-100/200/300:

$$E_{16} \cdot c_{16} + E_{17} \cdot c_{17} = E_{14} \cdot c_{14} + E_{15} \cdot c_{15} + z_i \quad (3.21a)$$

$$c_{17} = c_{15}$$

$$c_{14} = c_{10}$$

$$-1,427,608,484 \cdot c_{10} + 730,724,964.7 \cdot c_{15} + 31,536,545.18 \cdot c_{16} = 3108.27 \quad (3.21)$$

Torre de enfriamiento CT-101:

$$F_{15} \cdot c_{15} + E_{37} \cdot c_{37} = W_3 \cdot c_w + E_{35} \cdot c_{35} + z_i + F_{36} \cdot c_{36} \quad (3.22a)$$

F_{15} = Flujo de agua de enfriamiento, en m³ / día

c_{15} = costo del agua de enfriamiento, \$USD/m³

F_{16} = Flujo de agua de pretratada de repuesto, en m³ / día

c_{36} = costo del agua pretratada, \$USD/m³

$$c_{37} = c_{35} = c_5$$

$$C_{47} = C_{46} = C_{17} = C_{17A} = C_{15A} = C_{15}$$

Sustituyendo:

$$F_{15} \cdot C_{15} + (E_{37} - E_{35}) \cdot C_5 = E_{17} \cdot C_{15} + W_3 \cdot C_w + Z_{36} + Z_j$$

Reduciendo términos:

$$-304,571,963 \cdot C_5 + 370,668 \cdot C_{15} - 156,205,589 \cdot C_w - 6054 \cdot C_{36} = 319 \quad (3.22)$$

Bombas BA-149/150/151:

$$E_{19} \cdot C_{19} + E_{20} \cdot C_{20} = E_{16} \cdot C_{16} + E_{18} \cdot C_{18} + W_4 \cdot C_w + Z_t \quad (3.23a)$$

C_{19} = costo condensado bombeado de turbos

$$C_{20} = C_{18} = C_5$$

$$-31,536,545.18 \cdot C_{16} - 0 \cdot C_5 + 35,552,246.87 \cdot C_{19} + 0 \cdot C_5 - 8,097,408 \cdot C_w = 39.7$$

Reduciendo términos

$$-31,536,545.18 \cdot C_{16} + 35,552,246.87 \cdot C_{19} - 8,097,408 \cdot C_w = 39.7 \quad (3.23)$$

Soloaire-vapor CO-101A/B:

$$E_{22} \cdot C_{22} = E_{21} \cdot C_{21} + W_5 \cdot C_w + Z_t \quad (3.24a)$$

$$C_{21} = C_{20} = C_{18} = C_5$$

$$-706,598,118.05 \cdot C_5 + 89,118,339.46 \cdot C_{22} - 42,342,912 \cdot C_w = 16.47 \quad (3.24)$$

Almacenamiento y bombeo:

$$E_{24} \cdot C_{24} = E_{19} \cdot C_{19} + E_{23} \cdot C_{23} + E_{22} \cdot C_{22} + W_6 \cdot C_w + Z_t \quad (3.25a)$$

$$C_{23} = C_{20} = C_{18} = C_5$$

$$C_{26} = C_{24} = C_{30}$$

$$\begin{aligned} & -35,552,246 \cdot C_{19} - 89,118,339 \cdot C_{22} - 1,008,664,901 \cdot C_5 + 155,920,510 \cdot C_{24} \\ & - 25,660,800 \cdot C_w = 216.60 \end{aligned} \quad (3.25)$$

Deareador ED-100C/D:

$$E_6 \cdot C_6 + E_{28} \cdot C_{28} = E_{25} \cdot C_{25} + E_{26} \cdot C_{26} + W_7 \cdot C_w + Z_{27} + Z_j \quad (3.26a)$$

$$Z_{27} = \left(\frac{m^3}{día} \text{ Agua desmineralizada} \right) \cdot C_{27}$$

$$C_{27} = C_{34}$$

c_{34} = costo del agua desmineralizada, \$USD/m³

$$c_{28} = 0$$

$$\begin{aligned} -72,375,786.96 \cdot c_5 + 600,541,492.79 \cdot c_6 - 38,603,658.29 \cdot c_{24} \\ - 48,949,608.96 \cdot c_w - 2989 \cdot c_{34} = 199.73 \end{aligned} \quad (3.26)$$

Deareador ED-100A/B:

$$E_1 \cdot c_1 + E_{32} \cdot c_{32} = E_{29} \cdot c_{29} + E_{30} \cdot c_{30} + W_8 \cdot c_w + z_{31} + z_j \quad (3.27a)$$

$$c_{31} = c_{34}$$

$$c_{29} = 0$$

$$\begin{aligned} 812,247,909 \cdot c_1 - 96,501,049.29 \cdot c_5 - 54,041,412.01 \cdot c_{24} - 3766 \cdot c_{34} \\ - 48,949,608.96 \cdot c_w = 204.88 \end{aligned} \quad (3.27)$$

Agua pretratada:

$$\begin{aligned} \left(\frac{m^3}{dia} \text{ Agua pretratada} \right) \cdot c_{33} = \left(\frac{m^3}{dia} \text{ Agua cruda} \right) \cdot c_{\text{agua cruda}} + z_{\text{reactivos}} \\ + W_{\text{planta_pret.}} \cdot c_w \end{aligned} \quad (3.28a)$$

$$c_{33} = c_{36}$$

c_{36} = costo de agua pretratada, \$/m³

$$37,752 \cdot c_{33} - 3600 \frac{kJ}{kW} \cdot 5198 \cdot c_w = 19,428.63$$

$$37,752 \cdot c_{33} - 18,713,407.57 \cdot c_w = 19,428.63 \quad (\text{ec.3.28})$$

Agua desmineralizada:

$$\left(\frac{m^3}{dia} \text{ Agua desmineralizada} \right) \cdot c_{34} = \left(\frac{m^3}{dia} \text{ Agua cruda} \right) \cdot c_{\text{agua cruda}} + \quad (3.29a)$$

$$\left(\frac{Ton}{dia} \text{ vapor } 45 \right) \cdot 1000 \cdot \left(\frac{kJ_e}{kg} \text{ vapor de } 45 \right) \cdot c_5 + z_{\text{reactivos}} + W_{\text{planta_UDA}} \cdot c_w$$

$$-11,441,400 \cdot c_5 + 10,095 \cdot c_{34} - 2,656,332 \cdot c_w = 6284.19 \quad (3.29)$$

En resumen, se obtuvieron las siguientes ecuaciones las cuales fueron resueltas por el método de aproximaciones sucesivas.

$$-812,247,909.5 \cdot c_1 + 16,885,253,533.72 \cdot c_5 - 15,041,721.60 \cdot c_w = 301,038.16 \quad (3.18)$$

$$-600,541,492.79 \cdot c_6 + 15,478,422,224.70 \cdot c_{10} - 12,713,777.28 \cdot c_w = 242,244.948 \quad (3.19)$$

$$-9,350,016,612 \cdot c_{10} + 7,058,880,000 \cdot c_W = 6216.54 \quad (3.20)$$

$$-1,427,608,484 \cdot c_{10} + 730,724,964.7 \cdot c_{15} + 31,536,545.18 \cdot c_{16} = 3108.27 \quad (3.21)$$

$$-304,571,963 \cdot c_5 + 370,668 \cdot c_{15} - 156,205,589 \cdot c_W - 6054 \cdot c_{36} = 319 \quad (3.22)$$

$$-31,536,545.18 \cdot c_{16} + 35,552,246.87 \cdot c_{19} - 8,097,408 \cdot c_W = 39.7 \quad (3.23)$$

$$-706,598,118.05 \cdot c_5 + 89,118,339.46 \cdot c_{22} - 42,342,912 \cdot c_W = 16.47 \quad (3.24)$$

$$-35,552,246 \cdot c_{19} - 89,118,339 \cdot c_{22} - 1,008,664,901 \cdot c_5 + 155,920,510 \cdot c_{24} - 25,660,800 \cdot c_W = 216.60 \quad (3.25)$$

$$-72,375,786.96 \cdot c_5 + 600,541,492.79 \cdot c_6 - 38,603,658.29 \cdot c_{24} - 48,949,608.96 \cdot c_W - 2989 \cdot c_{34} = 199.73 \quad (3.26)$$

$$812,247,909 \cdot c_1 - 96,501,049.29 \cdot c_5 - 54,041,412.01 \cdot c_{24} - 3766 \cdot c_{34} - 48,949,608.96 \cdot c_W = 204.88 \quad (3.27)$$

$$37,752 \cdot c_{33} - 18,713,407.57 \cdot c_W = 19,428.63 \quad (3.28)$$

$$-11,441,400 \cdot c_5 + 10,095 \cdot c_{34} - 2,656,332 \cdot c_W = 6284.19 \quad (3.29)$$

3.7. Resultado de costos.

A partir del costo del agua cruda y del gas combustible:

CONCEPTO	UNIDAD	CANTIDAD
Agua cruda	\$ USD/m3	0.509
Gas combustible	\$ USD/MMBTU	6.58

Tabla 3.6. Costo de agua cruda y gas combustible.

Se calcularon los siguientes costos unitarios:

Tabla 3.7. Costo unitario de producción de los Servicios Auxiliares.

CONCEPTO	UNIDAD	CANTIDAD
Agua de caldera de Baja P.	\$ USD/m3	1.3680
Agua de caldera de Alta P.	\$ USD/m3	1.3835
Energía eléctrica	\$USD/kw-hr	0.0031
Agua pretratada	\$ USD/m3	0.5250
Agua desmineralizada	\$ USD/m3	0.6477
Agua de enfriamiento	\$ USD/m3	0.0328
Vapor de 60	\$USD/Ton	20.4246
Vapor de 45	\$USD/Ton	19.8857
Vapor de 19.3	\$USD/Ton	14.9118
Vapor de 4.5	\$USD/Ton	12.8276
Condensado	\$USD/Ton	2.4320

Tabla.3.8. Costos de operación, esquema actual de operación.

CONCEPTO	UNIDAD	ENTRADAS		EXERGIA (Kj/día)	CONCEPTO	UNIDAD	SALIDAS		EXERGIA (Kj/día)		
		CANTIDAD	COSTO UNITARIO				CANTIDAD	COSTO TOTAL (USD/día)			
Agua cruda	m ³ /día	37,752.00	0.5090	19,215.77	Planta Pretratamiento de Agua	m ³ /día	37,752.00	0.5250	19,821.26		
Energía eléctrica	KW-hr/día	5198.16877	0.0031	16.36							
Reactivos	\$USD/día			212.87							
CONCEPTO	UNIDAD	ENTRADAS		EXERGIA (Kj/día)	CONCEPTO	UNIDAD	SALIDAS		EXERGIA (Kj/día)		
		CANTIDAD	COSTO UNITARIO				CANTIDAD	COSTO TOTAL (USD/día)			
Agua cruda	m ³ /día	10,095.00	0.5090	5,138.36	Planta UDA	m ³ /día	10,095.00	0.6477	6,538.79		
Energía eléctrica	KW-hr/día	737.87	0.0031	2.32							
Vapor de 45 kg/cm ²	Ton/día	10	19.8857	198.86							
Reactivos	\$USD/día			1,145.84							
CONCEPTO	UNIDAD	ENTRADAS		EXERGIA (Kj/día)	CONCEPTO	UNIDAD	SALIDAS		EXERGIA (Kj/día)		
		CANTIDAD	COSTO UNITARIO				CANTIDAD	COSTO TOTAL (USD/día)			
1 Agua de alimentación	m ³ /día	14,252.68	1.3680	19,497.02	Calderas de Baja Presión	m ³ /día	213,083.912.10	0	0.0		
2 Aire	m ³ /día	272,618,286.98	0	0							
3 Gas combustible	m ³ /día	1,255,218.00	0	0							
w1 Energía Elect.	kw-hr/día	1,960,800.00	0.0031	6,170.91					14,758.00	19.8857	283,473.52
				15,041,721.60							16,885,253.533.72
CONCEPTO	UNIDAD	ENTRADAS		EXERGIA (Kj/día)	CONCEPTO	UNIDAD	SALIDAS		EXERGIA (Kj/día)		
		CANTIDAD	COSTO UNITARIO				CANTIDAD	COSTO TOTAL (USD/día)			
6 Agua de alim.	m ³ /día	11,040.00	1.3635	15,273.42	Calderas de Alta Presión	m ³ /día	171,704.431.41	0	0.0		
7 Aire	m ³ /día	219,677,626.04	0	0							
8 Gas combustible	m ³ /día	1,011,463.00	0	0							
w2 Energía Elect.	kw-hr/día	3,531.60	0.0031	11.11					11,500.00	20.4246	234,882.91
				34,765,400.449.09					15,478,422,224.70		
				12,713,777.28					15,695,421,658.98		
CONCEPTO	UNIDAD	ENTRADAS		EXERGIA (Kj/día)	CONCEPTO	UNIDAD	SALIDAS		EXERGIA (Kj/día)		
		CANTIDAD	COSTO UNITARIO				CANTIDAD	COSTO TOTAL (USD/día)			
12 Vapor de 60 kg/cm ²	Ton/día	9,432.00	20.4246	192,644.83	Turbogeneradores de vapor TG-1/2/3	Ton/día	1960.80	14.9118	29239.01402		
				12,704,430,123.77			1,960,800.00	0.0031	6,170.91		
									7,058,880,000.00		
									1427607485.14		

Tabla.3.8. Costos de operación, esquema actual de operación.(continuación)

CONCEPTO	UNIDAD	ENTRADAS			CONCEPTO	UNIDAD	SALIDAS		
		CANTIDAD	COSTO UNITARIO	TOTAL (USD/día)			CANTIDAD	COSTO UNITARIO	TOTAL (USD/día)
14 Vapor Exh.	Ton/día	7471.20			Condensadores CH-100/200/300	Ton/día	2.4320	18.170.24	16
15 SAE (m3/día)	m³/día	370.668.00	0.0328	12.146.86		m³/día	0.0328	12.146.86	17
EXERGIA (Kj/día)				1.427.607.484.59					31.536.545.18

CONCEPTO	UNIDAD	ENTRADAS			CONCEPTO	UNIDAD	SALIDAS		
		CANTIDAD	COSTO UNITARIO	TOTAL (USD/día)			CANTIDAD	COSTO UNITARIO	TOTAL (USD/día)
17 RAE	m³/día	370.668.00	0.0328	12.146.86	Torre de enfriamiento CT-101	m³/día	370.668.00	9.620.69	15
w3 E. Eléctrica	KW-hr/día	43.389.00	0.0031	136.55					184.703.066.38
35 Vapor de 45 kg/cm²	Ton/día	750.00	19.8857	14.914.29		Ton/día	750.00	12.8276	553.534.836.67
36 Agua pretratada	m³/día	6.054.00	0.5250	3.178.58					18.170.24
EXERGIA (Kj/día)				376.584.545.53					184.703.066.38

CONCEPTO	UNIDAD	ENTRADAS			CONCEPTO	UNIDAD	SALIDAS		
		CANTIDAD	COSTO UNITARIO	TOTAL (USD/día)			CANTIDAD	COSTO UNITARIO	TOTAL (USD/día)
16 Condensado de turbos	Ton/día	7.471.20	2.4320	18.170.24	Bombas BA-149/150/151	Ton/día	7.471.20	18.170.24	19
w4 E. Eléctrica	KW-hr/día	2.249.28	0.0031	7.08					35.552.246.87
18 Vapor de 45 kg/cm²	Ton/día	0	19.8857	0.00		Ton/día	0	12.8276	0.00
EXERGIA (Kj/día)				315.365.45.18					35.552.246.87

CONCEPTO	UNIDAD	ENTRADAS			CONCEPTO	UNIDAD	SALIDAS		
		CANTIDAD	COSTO UNITARIO	TOTAL (USD/día)			CANTIDAD	COSTO UNITARIO	TOTAL (USD/día)
21 Vapor de 4.5kg/cm²	Ton/día	957.39	12.8276	12.281.00	Solaires CO-100A/B/C	Ton/día	89118339.46	2.4320	216.739.178.11
w5 E. Eléctrica	KW-hr/día	11.761.92	0.0031	37.02					89.118.339.46
EXERGIA (Kj/día)				706.598.118.05					89.118.339.46

CONCEPTO	UNIDAD	ENTRADAS			CONCEPTO	UNIDAD	SALIDAS		
		CANTIDAD	COSTO UNITARIO	TOTAL (USD/día)			CANTIDAD	COSTO UNITARIO	TOTAL (USD/día)
19 Condensado de turbos	Ton/día	7.471.20	2.4320	18.170.24	Almacenamiento/Bombeo	Ton/día	18.023.64	2.4320	24
23 Condensado de plantas	Ton/día	10.796.07	2.4320	26.256.46					
22 Condensado de solaires	Ton/día	957.39	2.4320	2.328.41					
w6 Energía Elect.	KW-hr/día	7.128.00	0.0031	22.43					
EXERGIA (Kj/día)				26.256.46					

Tabla.3.8. Costos de operación, esquema actual de operación. (Continuación)

CONCEPTO	UNIDAD	ENTRADAS			EXERGIA (Kj/día)	CONCEPTO	UNIDAD	SALIDAS			EXERGIA (Kj/día)
		CANTIDAD	UNITARIO	TOTAL (USD/día)				CANTIDAD	UNITARIO	TOTAL (USD/día)	
29 Vapor de 4.5kg/cm ²	Ton/día	130.75	12.8276	1.677.23	Dearreadores ED-100A/B	Agua de alimentación	Ton/día	15,016.00	1.3680	20.541.20	812.247.909.50
30 Condensado total	Ton/día	10.513.73	2.4320	25.569.78		Venteo a la atmósfera	Ton/día	70.975.430.19	0	0	32
31 Agua desmineralizada	m ³ /día	3.766.00	0.6477	2.439.33							
w7 Energía Elect.	kW-hr/día	13.597.11	0.0031	42.79							
25 Vapor de 4.5kg/cm ²	Ton/día	98.06	12.8276	1.257.92	Dearreadores ED-100C/D	Agua de alimentación	Ton/día	11,040.00	1.3835	15,273.42	600541492.8
26 Condensado total	Ton/día	7.509.92	2.4320	18.264.41		Venteo a la atmósfera	Ton/día	98.064	0	0	28
27 Agua desmineralizada	m ³ /día	2.989.00	0.6477	1.936.05							
w7 Energía Elect.	kW-hr/día	13.597.11	0.0031	42.79							

3.8. Determinación del costo exergético de los Servicios Auxiliares con el esquema propuesto de operación.

3.8.1. Diagrama de bloques del proceso propuesto.

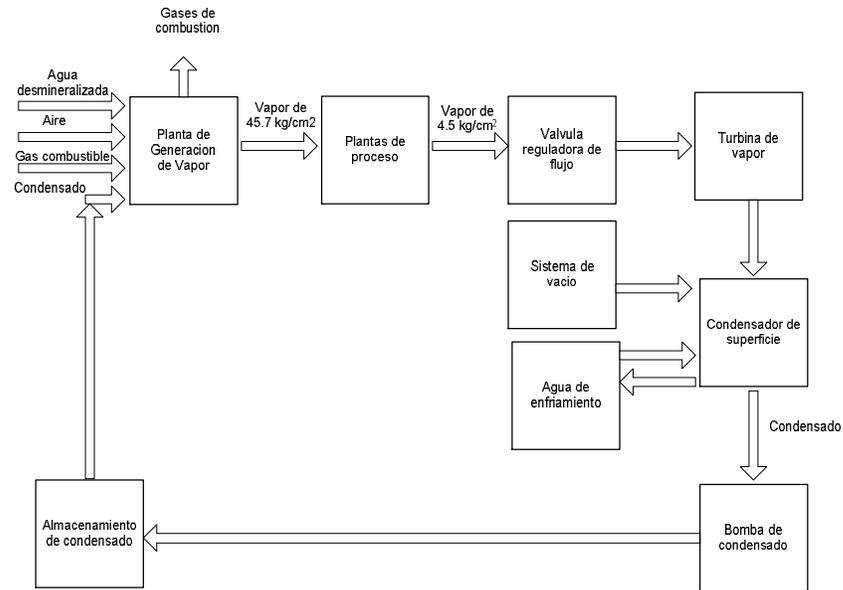


Figura 3.4. Diagrama de bloques del esquema propuesto.

3.8.2. Diagrama de flujo del sistema propuesto (parte nueva).

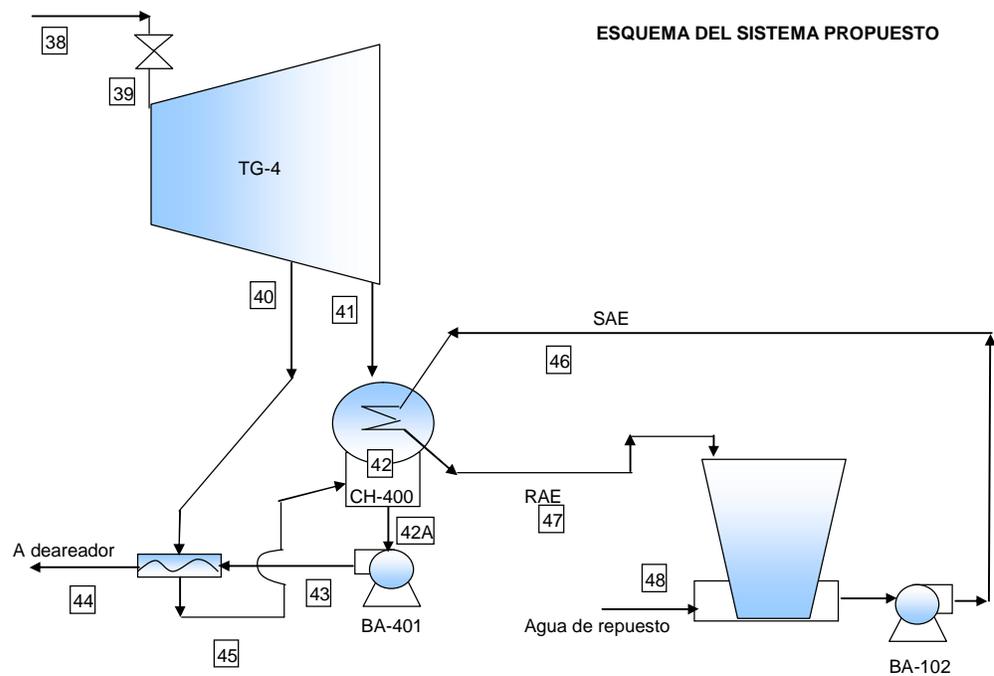


Figura 3.5. Diagrama de flujo del esquema propuesto (parte nueva)

3.9. Diseño térmico del sistema.

3.9.1. Condensador.

Los parámetros que afectan la selección del condensador son:

Carga térmica del condensador

Presión del condensador

Temperatura del agua fría

Velocidad del agua lado tubos del condensador

Longitud del tubo del condensador

Factor de ensuciamiento del condensador y materiales.

Los de mayor influencia económica en el diseño del condensador están dados por tres puntos:

1. Los pies cuadrados de superficie de condensación
2. El flujo de agua de enfriamiento
3. La potencia requerida para mover el agua de enfriamiento a través del circuito.

Aquí es donde entra el conflicto, cuando la superficie transferencia de calor es reducida, el flujo de agua requerido incrementará, así también la potencia de la bomba.

El efecto del cambio de diámetro de los tubos para una función de transferencia de calor usando una longitud de tubo constante y velocidad de agua de enfriamiento constante:

Con el incremento del diámetro de los tubos de agua, habrá menos superficie de transferencia de calor, mayor será el consumo de agua y mayor será la potencia de la bomba.

El efecto del cambio de velocidad del agua de enfriamiento dentro de un diámetro de tubo dado para un arreglo de longitud de tubería. Con velocidades más altas, la superficie de transferencia de calor es reducida, pero el agua de enfriamiento es incrementada y a lo largo con él, la pérdida hidráulica del condensador y potencia de la bomba.

El diseño térmico del condensador, considerará también los aspectos

económicos recomendados por los diseñadores, de acuerdo al libro de Kam Li.⁹

En la Figura 3.6 puede verse la influencia de longitud total del tubo y número de pasos del cambiador, contra el flujo de agua y la potencia de la bomba requeridos.

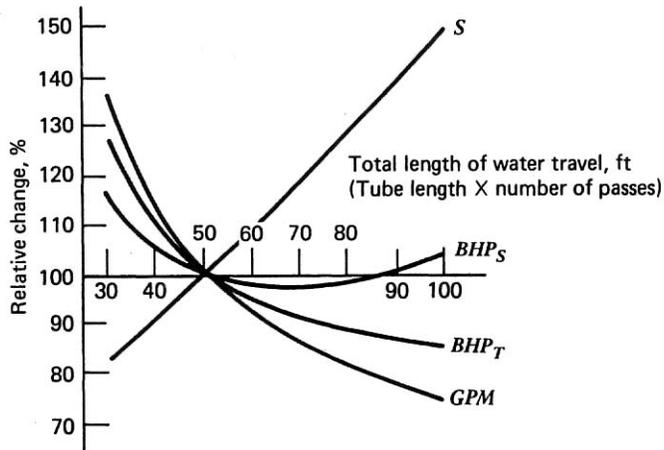


Figura 3.6. Influencia de la longitud total del tubo al paso de agua.

En la figura 3.7 puede verse como impacta la velocidad del agua dentro de los tubos del condensador, a mayor velocidad, mayor flujo y potencia de la bomba, por lo tanto, mayor consumo de energía eléctrica.

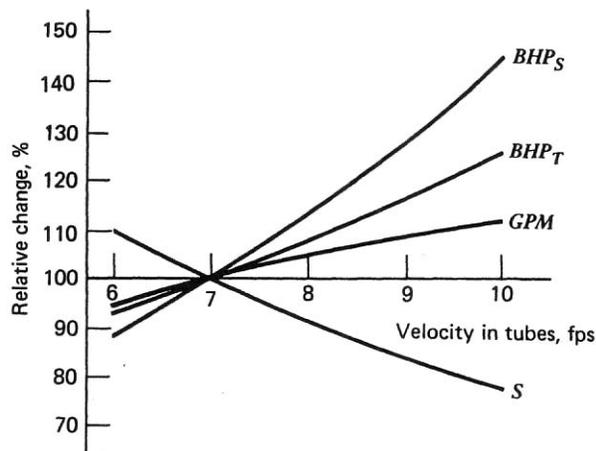


Figura 3.7. Influencia de la velocidad del agua dentro de los tubos del condensador.

En la Figura 3.8 puede verse el impacto que tiene el diámetro de los tubos del condensador contra el flujo y potencia de bomba requeridos.

Ecuaciones utilizadas para el cálculo:

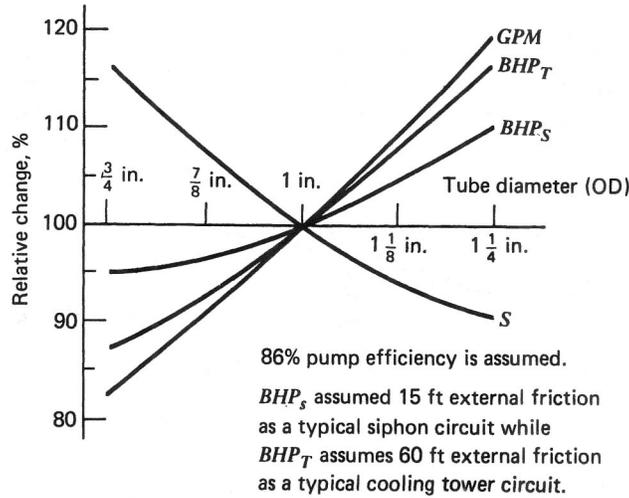


Figura 3.8. Influencia de los diámetros del tubo del condensador.

$$TR = T_2 - T_1 \quad (3.30)$$

$$ITD = T_s - T_1 \quad (3.31)$$

$$TTD = T_s - T_2 \quad (3.32)$$

$$MLDT = \frac{(ITD) - (TTD)}{\ln\left(\frac{ITD}{TTD}\right)} \quad (3.33)$$

$$MLDT = \frac{TR}{\ln\left(\frac{1}{1 - \frac{TR}{ITD}}\right)} \quad (3.34)$$

$$K = \frac{(C)(U)(NP)(L)(s)}{(500)(g)(V)} \quad (3.35)$$

$$q = CUA\Delta T_m \quad (3.36)$$

$$TR = q/(500)(GPM) \quad (3.37)$$

Donde,

(GPM) = flujo de agua de enfriamiento, (gpm)

(TR) = Diferencial de temperatura del agua de enfriamiento, (°F)

(q) = Carga térmica del condensador, (Btu/hr)

(*NT*) = Numero total de tubos del condensador

(*NP*) = Numero de pasos del agua de enfriamiento

(*g*) = flujo de agua de enfriamiento en gpm por tubo a 1 ft/s

(*s*) = pie cuadrado por pie lineal de tubo

(*A*) = Área de superficie total, (ft²)

(*L*) = Longitud del tubo efectivo, (ft)

(*V*) = Velocidad del agua de enfriamiento circulante, (ft/s)

*T*₁ = Temperatura de entrada del agua de enfriamiento, (°F)

*T*₂ = Temperatura de salida del agua de enfriamiento, (°F)

*T*_s = Temperatura de saturación del vapor, (°F)

ITD = Diferencia de temperatura inicial, (°F)

TTD = Diferencia de temperatura terminal, (°F)

C=factor de limpieza

U=coeficiente global de transferencia de calor

Para el diseño térmico del condensador se hicieron las siguientes consideraciones, comenzando por fijar la presión de operación del condensador, se calculó el flujo de agua requerida y el área de transferencia de calor.

Tabla 3.9. Datos de entrada del diseño térmico del condensador.

Datos de entrada	Cantidad
Flujo másico del vapor (Ton/día)	670.17
Presión diseño del condensador.(in Hg. abs.), Máximo 5 in Hg.	2
Temp. Entrada Agua Enfriamiento . <i>T</i> ₁ (°C) / (°F)	29
Carga térmica del condensador (<i>q</i>), BTU/hr	63,944,065.98
Longitud del tubo (<i>L</i>), m / ft	8
Num. Pasos (<i>NP</i>), (1 ó 2)	1
Material del tubo	Admiralty metal
BWG del tubo, (de 12 a 24 con incremento de 1)	18
Diámetro exterior del tubos (<i>D</i>),pulgadas, ((0.625) 5/8", (0.75) 3/4", (0.875) 7/8", 1", (1.125) 1 1/8", (1.25) 1 1/4")	1
Velocidad del agua dentro del tubo (<i>V</i>),ft/s	7
Factor de limpieza del tubo (<i>C</i>), (1=limpio, 0=sucio)	0.85

Se calcularon las condiciones de operación del condensador a la presión de 2 pulgadas de Hg. Absolutas.

Tabla 3.10. Condiciones de operación del condensador.

CONDENSADOR	Entrada	Salida
Presión (in Hg. abs.)	2.00	2.00
Temperatura de saturación (°C)	38.43	38.43
Volumen específico (m ³ /Kg.)	21.18	0.0010
Entalpía (KJ/Kg.)	2571.45	160.99
Entropía (KJ/kg°C)	8.28	0.55
Calidad del vapor	1.00	0.00

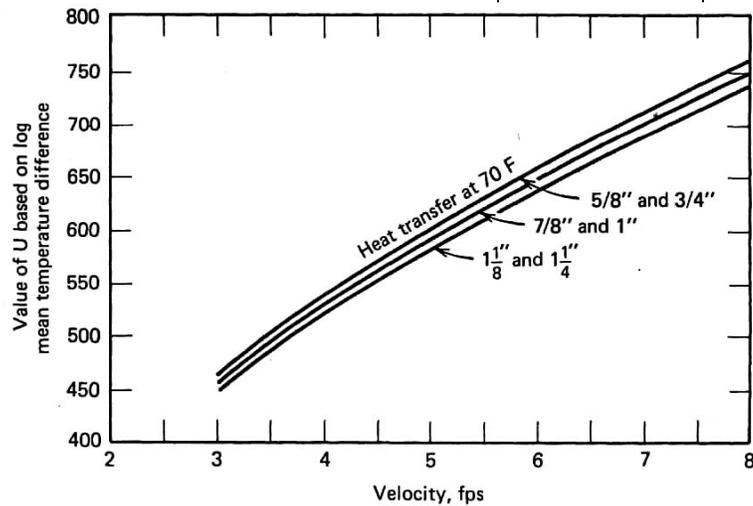


Figura 3.9 Coeficiente global de transferencia de calor del condensador.

Con la Figura 3.9 se determinó el coeficiente de transferencia basado en la media logarítmica de temperatura, con la velocidad del agua de 7 ft/s y diámetro de tubos del condensador de 1". El coeficiente de transferencia obtenido es de U=720.

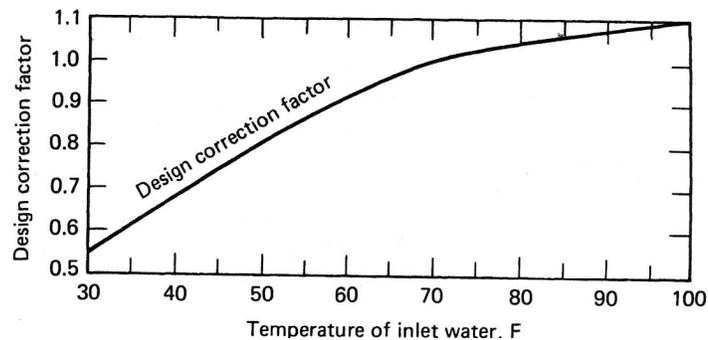


Figura 3.10. Factores de corrección para coeficientes globales de Transf. De calor

De la figura 3.10 se obtiene el factor de corrección por temperatura de entrada del agua de enfriamiento del coeficiente de transferencia de calor, $f_c=1.05$.

El coeficiente global de transferencia de calor también es corregido por material de los tubos y cedula del tubo, se acuerdo a la siguiente tabla:

Tabla 3.11. Factor de corrección para coeficientes globales de transferencia de calor

Tube Materials	Tube Wall Gauge (BWG)						
	24	22	20	18	16	14	12
Admiralty metal	1.06	1.04	1.02	1.00	0.96	0.92	0.87
Arsenical copper	1.06	1.04	1.02	1.00	0.96	0.92	0.87
Aluminum	1.06	1.04	1.02	1.00	0.96	0.92	0.87
Aluminum brass	1.03	1.02	1.00	0.97	0.94	0.90	0.84
Aluminum bronze	1.03	1.02	1.00	0.97	0.94	0.90	0.84
Muntz metal	1.03	1.02	1.00	0.97	0.94	0.90	0.84
90–10 Cu–Ni	0.99	0.97	0.94	0.90	0.85	0.80	0.74
70–30 Cu–Ni	0.93	0.90	0.87	0.82	0.77	0.71	0.64
Cold-rolled low carbon steel	1.00	0.98	0.95	0.91	0.86	0.80	0.74
Stainless steels							
Type 410/430	0.88	0.85	0.82	0.76	0.70	0.65	0.59
Type 304/316	0.83	0.79	0.75	0.69	0.63	0.56	0.49
Type 329	0.78	0.76	0.74	0.69	0.65	0.60	0.54
Titanium (tentative)	0.85	0.81	0.77	0.71	—	—	—

De acuerdo al material del tubo y con su cedula, $f_c=1.0$

Coficiente de global de Transf. De calor U corregido= $(920)(1.05)(1.0)$

U corregida= $U_o=756$

$U_o=756 \text{ Btu/hr-F-ft}^2$

A continuación se calcula la Diferencia de Temperatura Inicial (ITD).

Con la ecuación 3.39, se calcula el $ITD=16.9760^\circ\text{F}$.

De la tabla del anexo B-1 se obtienen (s) y (g), a partir del diámetro y BWG del tubo. La superficie externa del tubo es $s=0.2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$ del tubo y el flujo de agua a 1ft/s es $g=1.992$.

Se obtiene el valor de $k=0.6333$ de la ecuación 3.35.

Con estos datos es posible conocer el flujo de agua de enfriamiento requerido (GPM), combinando las ecuaciones 3.35 y 3.37 se obtiene

$$GPM = q / \left[(500)(ITD) \left(1 - \frac{1}{e^k} \right) \right] \quad (3.38)$$

Se obtiene $GPM=16,057 \text{ gpm}$ de agua de enfriamiento.

La media logarítmica de temperatura se calcula a partir de la ec. 3.34, obteniendo $MLDT=12.5764^{\circ}F$.

De la ecuación 3.36 se obtiene el área de transferencia de calor, $A=7912.2685 \text{ ft}^2$

De la ecuación 3.32 se calcula la Diferencia Terminal de Temperatura (TTD)= $9.011^{\circ}F$, cumple con el valor recomendado por los diseñadores $TTD>5^{\circ}F$.⁹

La temperatura de salida de agua de enfriamiento calculada $T_2= 98.53^{\circ}F$ ($36.9641^{\circ}C$) con la ecuación 3.30.

El numero de tubos $NT=1152$ fue obtenido con la ecuación

$$(NT) = (GPM)(NP)/(g)(V) \quad (3.39)$$

El diseño no quedaría completo si no se determina el tamaño de bomba para poder conocer el consumo de energía eléctrica por bombeo de agua de enfriamiento.

3.9.2. Dimensionamiento de la bomba del sistema de enfriamiento.

Se calcularon las pérdidas en el condensador por el lado del agua de enfriamiento: Las pérdidas se obtuvieron con la ayuda de varias figuras basadas en datos experimentales.

El factor de corrección de caída de presión en tubos del condensador, se obtiene con el calibre BWG y el diámetro del tubo de la tabla 3.12.

Gauge Correction Factor for Pressure Drop								
Tube O.D. In.	12 BWG	14 BWG	16 BWG	18 BWG	20 BWG	22 BWG	24 BWG	
0.625	1.38	1.21	1.10	1.00	0.94	0.91	0.89	
0.750	1.28	1.16	1.06	1.00	0.95	0.93	0.90	
0.875	1.25	1.13	1.06	1.00	0.96	0.94	0.92	
1.000	1.19	1.11	1.05	1.00	0.96	0.94	0.93	
1.125	1.16	1.09	1.04	1.00	0.97	0.95	0.94	
1.250	1.14	1.08	1.04	1.00	0.97	0.96	0.94	

Tabla 3.12. Factor de corrección de calibre del tubo por caída de presión.

La perdida por fricción dentro de los tubos del condensador (L_1) se obtiene de las figura 3.13a y 3.13b con la velocidad de 7ft/s y el diámetro del tubo de 1 pulgada. La pérdida es de 0.225 ft de H_2O/Ft lineal de tubo. Considerando los 8 m de largo del condensador (26.24 ft). $L_1 = 5.90 \text{ ft } H_2O$.

Las pérdidas por fricción al final del tubo (L_2), entrada a la caja de agua (L_3),

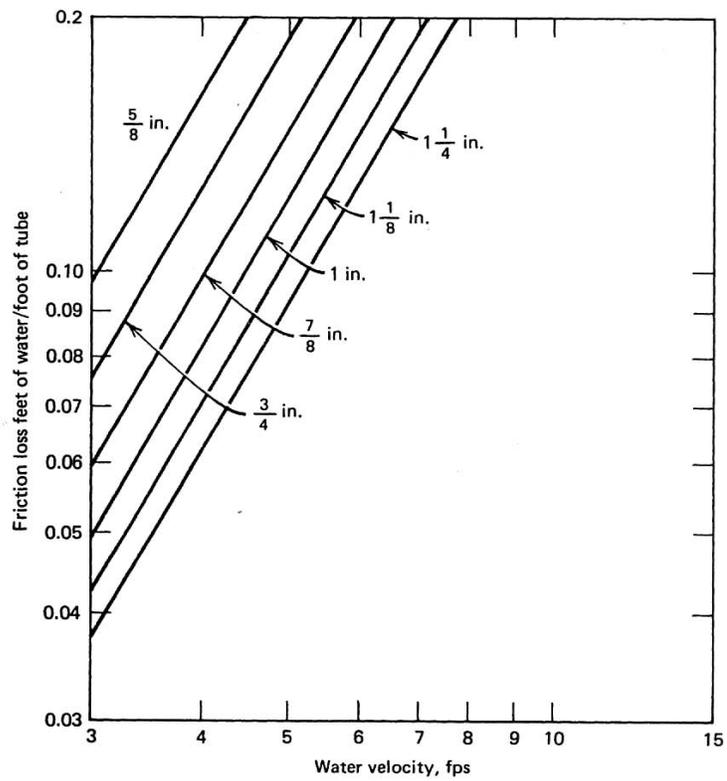


Figura 3.11a. Pérdidas hidráulicas de tubo del condensador.

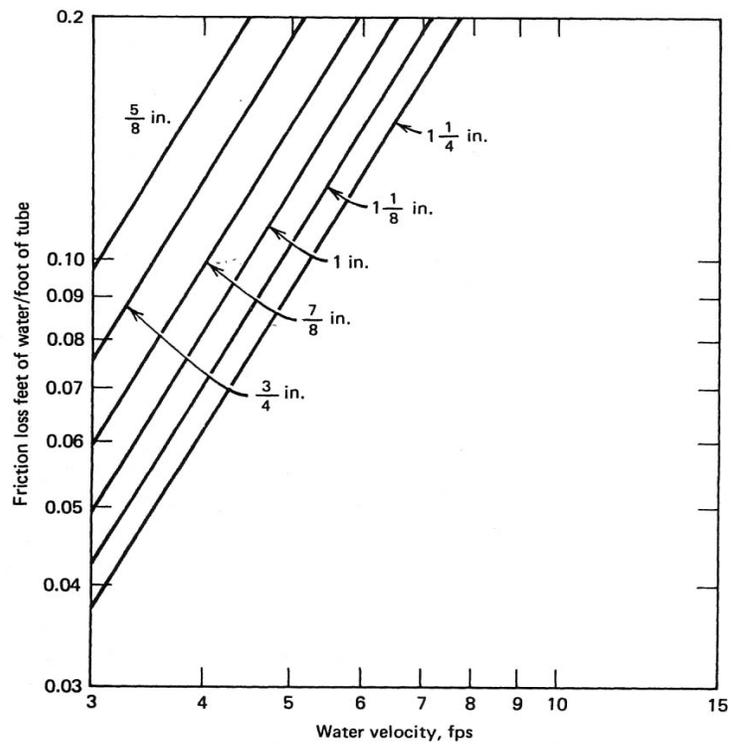


Figura 3.11b. Pérdidas hidráulicas de tubo del condensador.

salida de la caja de agua (L_4), se obtienen de las figura 3.12 con la velocidad del agua y diámetro del tubo.

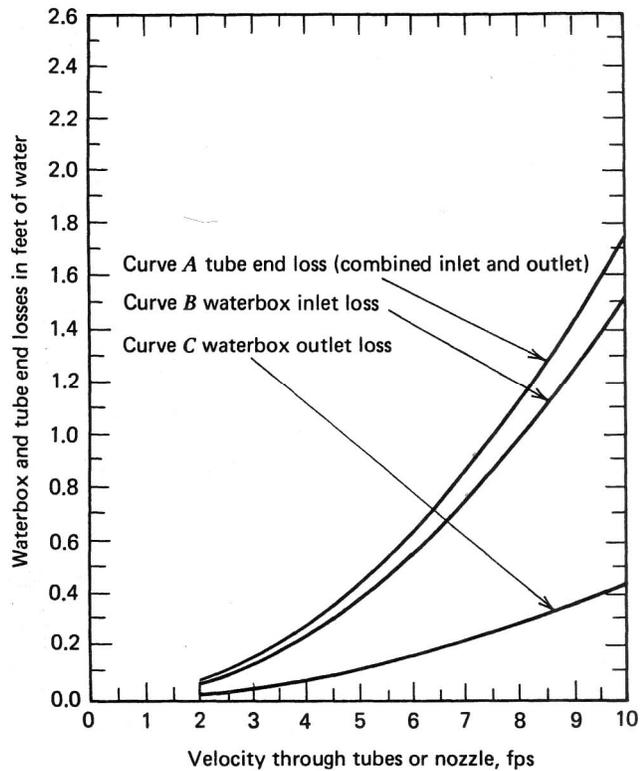


Figura 3.12. Pérdidas hidráulicas para condensadores de un paso.

Los valores obtenidos son los siguientes:

Lado tubos: Agua de enfriamiento.

Tabla 3.13. Pérdidas hidráulicas del condensador propuesto.

Perdidas internas del condensador	Ft H ₂ O
Pérdidas por fricción en tubo del condensador, L_1	5.90
Pérdidas por fricción a final del tubo, L_2	0.92
Pérdidas por fricción entrada a caja de agua, L_3	0.76
Pérdidas por fricción salida de la caja de agua, L_4	0.22
Total Perdidas hidráulicas del condensador (CL),	7.80

CL=7.8055 ft de agua son las pérdidas hidráulicas internas del condensador, para poder dimensionar el tamaño de la bomba, es necesario considerar las pérdidas por fricción externas en la tubería del circuito de enfriamiento.

Tabla 3.14. Datos conocidos para cálculo de pérdidas por fricción.

Datos iniciales	Cantidad
Velocidad del agua de enfriamiento (recomendada), ft/s	7
Volumen de Agua de enfriamiento, GPM	16057.9003
Temperatura del agua de enfriamiento, T ₄₆ , (°C)	29
Diámetro calculado, in	30.5932

El diámetro nominal del tubo se redondea a 32 pulgadas. A continuación se utilizará la ecuación 3.39 para determinar la caída de presión a través de la tubería.

$$\Delta P = 0.000216 \cdot f \cdot \frac{L \cdot \rho \cdot (GPM)^2}{d^5} \quad (3.40)$$

L = Longitud de tubería, en ft.

f = factor de fricción

ρ = densidad del fluido, en lb/ft³.

d = diametro interno de tubería, en pulgadas.

GPM = flujo volumétrico, en gpm.

Determinación de la caída de presión en la circuito de tubería suministro de agua de enfriamiento (SAE) .Las propiedades físicas del agua en este tramo están dadas a T₄₆.

$L=100$ metros= 328 ft.

Tabla 3.15. Datos iniciales de cálculo de pérdidas por fricción en el SAE.

Dato	Cantidad
Diámetro interno del tubo, in	31.376
Velocidad del agua, ft/s	6.655
Longitud de tubería, ft	328.083
Densidad del agua de enfriamiento.(lb/ft ³)	62.209
Viscosidad, (cp) a T ₄₆	1

Con el diámetro de tubería y el material se obtiene la rugosidad relativa igual a 0.00005, con el nomograma del Anexo C-1 del Apéndice. Posteriormente se calculó el número de Reynolds a partir de la ecuación

$$N_{RE} = 50.6 \frac{(GPM)(\rho)}{(d)(\mu)} \quad (3.41)$$

El número de Reynolds resultante es de 1, 611,013. Con la ayuda del nomograma del Anexo C-2 del Apéndice, con el numero de Reynolds y la rugosidad relativa podemos encontrar el factor de rozamiento, $f= 0.012$

Sustituyendo los valores encontrados en la ecuación 3.40 se obtiene una caída de presión $\Delta P_{36}=0.4934 \text{ lb/in}^2$. De forma análoga se calculó la caída de presión en el circuito de retorno de agua de enfriamiento (RAE) considerando la temperatura $T_{47}=36^\circ\text{C}$. La caída de presión obtenida $\Delta P_{36}=0.4934 \text{ lb/in}^2$. Se consideró una $\Delta P_{\text{rociadores}}=17.35 \text{ lb/in}^2$. Se calculó la perdida por presión hidrostática tomando en cuenta la altura $\Delta h=13.13 \text{ ft}$ de la torre, con la siguiente ecuación

$$\Delta P_h = S_{gr} \cdot \Delta h / 2.31 \quad (3.42)$$

El total de perdidas es $\Delta P_{\text{bomba}}=63.13 \text{ lb/in}^2$. A continuación se calculo la potencia hidráulica de la bomba

$$BHP = \frac{0.433 \cdot \Delta P_{\text{bomba}}}{1714} \quad (3.43)$$

La potencia hidráulica calculada fue de 256.11 BHP's. Considerando que la bomba y el motor tienen una eficiencia de $\eta_b=0.85$ y de $\eta_m=0.95$ respectivamente, se obtiene la potencia del motor de la bomba:

$$Potencia = \frac{BHP}{\eta_b \cdot \eta_m} \quad (3.44)$$

La potencia del motor de la bomba es de 300HP.

El consumo de energía por la bomba de agua de enfriamiento se obtuvo de la siguiente manera, tomando en cuenta los datos de la corriente de diseño de motores con características similares del censo de motores de la planta.

$$\text{Consumo kw - hr} = \frac{(\text{Amperaje})(\text{Corriente})(\text{Voltaje})(\text{Factor de potencia})}{3600} \quad (3.45)$$

Con Amperaje=230 A, Voltaje=440V, Factor de potencia=0.9, el consumo en Kw.-hr de la bomba es de 2,185.92.

3.9.3. Turbina de vapor.

Se tomó en cuenta el flujograma para el diseño térmico de una turbina de vapor del Anexo B-2 del Apéndice obtenido del libro de Kam Li.⁹

Se consideró diseñar la turbina con una extracción para incrementar su eficiencia. Y llevar esa extracción al colector de líquidos del condensador por tener baja presión sin necesidad de usar una bomba adicional.

Como ya establecimos para el condensador la condición de operación de 2 pulgadas de mercurio absolutas, diseñaremos la turbina con esta presión en la corriente de vapor exhausto. En este momento no tenemos dadas las condiciones de operación de la extracción. Por lo que se procede a calcular la temperatura del agua y del drenaje con los valores de Pinch del enfriador recomendados (entre -3 y 10°F).⁹

Se diseña la turbina con una extracción y un enfriador. La extracción se fija en que sea el 30% del flujo de entrada de vapor principal.

Con $P_{\text{cond}}=P_{41}=0.0677$ bar abs. Se encuentra la temperatura de saturación con el programa TPX, con $P_{41}=0.0677$ y $x=1$, se obtiene $T_{41}=38.43^{\circ}\text{C}$ (τ_c). Como se establece que solo será un enfriador, la temperatura que tiene que alcanzar el lado condensado debe ser similar a las condiciones de almacenamiento de condensado en cuanto a temperatura, se consideran $T_{44}=50^{\circ}\text{C}$.

Temperatura del agua	
τ_c	38.43
τ_i	11.57

$$\tau_i = (T_{44} - \tau_c) / \text{No. Enfriadores} \quad (3.46)$$

$$\text{TTD} = T_{\text{drain}} - T_y \quad (3.47)$$

El TTD o pinch considerado es de 5°C (9°F)

De la ecuación (3.47) despejamos

$$T_y = T_{44}, T_{\text{drain}} = T_{45}$$

$$T_{45} = 55^{\circ}\text{C}.$$

Temperatura del drenaje	
T_{45} ($^{\circ}\text{C}$)	55

Con $T_{45}=55^{\circ}\text{C}$ y $x=1$ en TPX calculamos la presión $P_{45}=P_{40}=0.1572$.

Para el calculo de las entalpías y entropías reales, se consideró una eficiencia de turbina $\eta_t=0.85$.

La entropía ideal se considera isentrópica (la misma de la etapa anterior), con P y T calculo S^{ideal} y H^{ideal} .

Para el cálculo de la entalpía real consideramos la siguiente ecuación, donde η puede ser la eficiencia de la etapa o de la turbina. ¹²

$$\eta = \frac{h_{39} - h_{40}^{real}}{h_{39} - h_{40}^{ideal}} \quad (3.48)$$

Despejando $h_{40}^{real} = 2313.18 \text{ kJ/kg}$,

Con $P_{40}=0.1573 \text{ bar}$ y $h_{40}^{real} = 2313.18 \text{ kJ/kg}$, se obtienen $T_{40}^{real} = 55^\circ\text{C}$ y $S_{40}^{real} = 7.11 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$.

De igual manera se calculan las condiciones reales en $h_{41}^{real}, T_{41}^{real}, S_{41}^{real}$.

Las condiciones de operación de la turbina, son las siguientes:

Tabla 3.16. Condiciones de operación de la turbina de vapor.

	P (bar)	T (°C)	H (KJ/Kg)	S (KJ/kg°C)	Calidad
h_{39}	5.238	165.00	2776.92216	6.86611	
h_{40}^{ideal}	0.1573	55.0000	2231.34437	6.86611	
h_{40}^{real}	0.1573	55.0000	2313.18104	7.11550	
h_{41}^{ideal}	0.0677	38.4311	2206.22143	7.11550	
h_{41}^{real}	0.0677	38.4311	2222.26538	7.16699	0.85513

Para determinar la potencia generada por la turbina hay que tomar en cuenta todavía las pérdidas en la última etapa a la salida de la turbina.

La salida de potencia de la turbina de baja presión es calculada a partir de la ecuación:

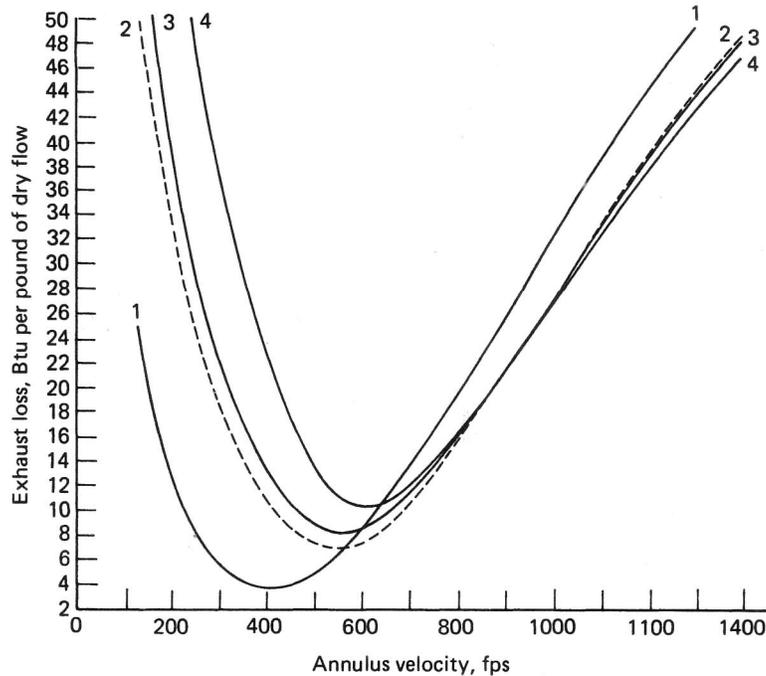
$$W_{LP} = \sum m_i h_i - \sum m_e \cdot h_e \quad (3.49)$$

Sustituyendo los encontrados en la ecuación (3.49) se calcula una salida de potencia de la turbina de 5,843 Kw.-hr /día.

Se tomaron en cuenta las pérdidas que se pudieran tener en la última etapa.

Donde m_i es el flujo másico en la entrada de la turbina, h_i es la entalpía del vapor de entrada, m_e es el flujo másico en la extracción o en la salida de la turbina y h_e es la entalpía del vapor en la extracción o en la última etapa.

Para la determinación de las pérdidas en la ultima etapa, se considera una longitud de alabe de 20 pulgadas.



Curve Number	Bucket Length (inches)	Pitch Diameter (inches)	Last Stage Annulus Area Single Flow (ft ²)	Exhaust Pressure (inches Hg absolute)	Saturated Dry Specific Volume (ft ³ /lb)
1	14.3	52.4	16.3	0.5	1256.4
1	16.5	57.5	20.7	1.0	652.3
1	17	52	19.3	1.5	444.9
1	20	60	26.2	2.0	339.2
2	23	65.5	32.9	2.5	274.9
3	26	72	41.1	3.0	231.6
4	30	85	55.6	3.5	200.0

Figura 3.13. Pérdidas del vapor exhausto, sección de condensación a 3600 r.p.m.

Con el largo del ultimo alabe que hemos establecido de 20 pulgadas de longitud, leemos de la tabla de la figura 3.13 que el área correspondiente a este largo es de $Q_a=26.2 \text{ ft}^2$ y a la curva No.1. Con los datos de la presión de operación del condensador $P_c=2.0$ pulgadas de Hg. absolutas, encontramos que el volumen especifico de vapor de agua seco es de $v=339.2 \text{ ft}^3/\text{lb}$. De la tabla 3.16. Se tiene una calidad de vapor de 0.85513 en las condiciones reales de salida de la turbina. Este valor es el equivalente a una $Y=14.48\%$ en el punto final de la línea de expansión.

Se calculó la velocidad del annulus con la ecuación:

$$V_{an} = \frac{Q_a v (1 - 0.01 \cdot Y)}{3600 A_{an}} \quad (3.50)$$

Donde

Q_a = flujo del condensador, en lb/hr

v = volumen específico de vapor seco, en ft^3/lb

Y = humedad en el punto final de la línea de expansión, en %

A_n = velocidad de annulus en ft/s

Sustituyendo los obtenidos en la ecuación (3.50) se obtiene una velocidad de annulus de 189.35 ft/s. Con éste valor y la curva No. 1 se lee en la figura 3.13 las pérdidas del vapor exhausto igual a 8 BTU/lb de vapor seco.

Pérdida punto final, vapor exhausto por lb de vapor =

$$= (\text{pérdidas vapor exhausto})(0.87)(1 - 0.01Y)(1 - 0.0065Y) \quad (3.51)$$

Sustituyendo los valores y convirtiendo las unidades, se obtuvo una pérdida de 199 kJ/kg de vapor. El flujo másico del vapor exhausto es igual a 7.76 kg/s.

La salida del generador se ve afectada por las pérdidas en la última etapa, por lo que finalmente se obtiene

$$W_{LP} = 5843.86 \text{ kJ/s} - (199 \text{ kJ/kg})(7.76 \text{ kg/s}) = 4298 \text{ kW}$$

3.9.3.1. Consideraciones en la selección de las turbinas.

Turbinas de condensación. Las unidades de condensación extraen a presiones entre 1 y 5 pulgadas de Hg. Abs.; con hasta dos extracciones controladas o hasta cinco extracciones descontroladas.¹⁹

a. Sistemas de extracción sin control. El sangrado o aberturas de extracción son simplemente boquillas en la carcasa de la turbina entre etapas por el cual cantidades limitadas de vapor pueden ser extraídas para calentamiento de agua de alimentación.

Tales aberturas añaden poco al costo de la turbina comparado con el costo de calentadores de agua de alimentación, tubería y controles. Las turbinas así equipadas son valuadas a una potencial nominal y tendrán eficiencias y desempeños

basados en la presión de extracción normal y cálculos de calentamiento de vapor regenerativos. Las presiones de apertura de extracción sin control variarán en proporción al flujo de la turbina, y el vapor extraído no será usado o redireccionado a algún uso sustancial excepto para el calentamiento de agua.

b. Extracción automática. Las turbinas de extracción automática o controlada son más elaboradas y equipadas con orificios internos variables o válvulas para modular flujos de vapor interno así como para mantener presiones de extracción dentro de rangos específicos.

Los gobernadores de maquinas de extracción automáticas proporcionan modulación contenida así misma de los orificios de flujo interno o válvulas, usando operadores hidráulicos. Los sistemas de gobernación de extracción automáticos pueden también ser adaptados para responder controles externos o parámetros de ciclo para permitir presiones de extracción con la finalidad de ajustar las condiciones del ciclo cambiante.

Selección de la turbina de extracción. Todas las turbinas de extracción automáticas son más caras que su contraparte de extracción sin control, de tamaño, capacidad y tipo similar: su selección y uso requiere estudios de planeación comprensivos y análisis económico para la justificación.

3.9.3.2. La influencia de la humedad en la eficiencia de la turbina de vapor húmedo.⁸

La cantidad de humedad del vapor afecta significativamente todas las características de la turbina: cantidad desprendida de energía, factores de cantidad de flujo, ángulos de salida de flujo. La presencia de humedad en el flujo de vapor cambia todas las características de las etapas de la turbina. Las gotas de vapor salen al canal de la boquilla con una velocidad que es menor a la velocidad del vapor, logrado debido a la expansión.

3.9.3.3. Protección de alabes en la ultima etapa contra la humedad.⁸

Para protección de alabes en la ultima etapa contra la humedad, las superficies pueden ser cubiertas por lamina Stellite (60-65% base Cobalto, también puede contener 25-28% Cromo, y 4-5% tungsteno), ya que tiene mayor dureza y muy

alta resistencia a la erosión. La resistencia a la erosión de la Stellite, excede del acero inoxidable en 8-9 veces y es 5-6 veces más alto comparado con los aceros de titanio (Titanium Alloys).

3.9.4. Determinación de la capacidad de la bomba de condensado del TG-4.

Tabla 3.17. Datos conocidos para cálculo de pérdidas por fricción.

Datos iniciales	Cantidad
Velocidad del agua de enfriamiento (recomendada), ft/s	7
Volumen de Agua de enfriamiento, GPM	177.76
Temperatura del agua de enfriamiento, T ₄₄ , (°C)	50
Diámetro calculado, pulgadas	3.21

El diámetro nominal del tubo se redondea a 3 ½” pulgadas. A continuación se utilizará la ecuación (3.39) para determinar la caída de presión a través de la tubería.

La presión establecida a la llegada del tanque de almacenamiento de condensado se fija en 1 kg/cm². Se calculó la pérdida por fricción a la descarga de la bomba de condensados, y la caída de presión ΔP₄₄ en ese tramo de tubería, con la ecuación

$$\Delta P = 0.000216 \cdot f \cdot \frac{L \cdot \rho \cdot (GPM)^2}{d^5} \quad (3.40)$$

Las propiedades físicas del condensado a las condiciones iniciales con T₄₄, pueden verse en la tabla 3.18. Con el diámetro de tubería y el material se obtiene la rugosidad relativa igual a 0.00005, a través del nomograma del Anexo C-1 del Apéndice. Posteriormente se calculó el número de Reynolds a partir de la ecuación (3.41). El número de Reynolds resultante es de 893,158.29.

$$N_{RE} = 50.6 \frac{(GPM)(\rho)}{(d)(\mu)} \quad (3.41)$$

Con la ayuda del nomograma del Anexo C-2 del Apéndice, con el numero de Reynolds y la rugosidad relativa se cae en la parte de flujo laminar y podemos encontrar el factor de rozamiento, f= 0.0128

Sustituyendo los valores encontrados en la ecuación (3.39) se obtiene una

Tabla 3.18. Datos iniciales para cálculo de pérdidas por fricción.

Dato	Cantidad
Diámetro interno del tubo, in	3.548
Velocidad del agua, ft/s	5.76
Longitud de tubería, ft	328.0839
Densidad del agua de enfriamiento.(lb/ft ³)	61.70283398
Viscosidad, (cp) a T ₄₆	0.95

caída de presión $\Delta P_{44}=2.42 \text{ lb/in}^2$. La presión requerida en la entrada del tanque de almacenamiento de condensado es de 1 kg/cm^2 .

El total de pérdidas por fricción $\Delta P_{bomba}= 3.42 \text{ lb/in}^2$. A continuación se calculo la potencia hidráulica de la bomba

$$BHP = \frac{0.433 \cdot \Delta P_{bomba}}{1714} \quad (3.43)$$

La potencia hidráulica calculada fue de 0.417 BHP's. Considerando que la bomba y el motor tienen una eficiencia de $\eta_b=0.85$ y de $\eta_m=0.95$ respectivamente, se obtiene la potencia del motor de la bomba:

$$Potencia = \frac{BHP}{\eta_b \cdot \eta_m} \quad (3.44)$$

El valor obtenido es de 0.42 HP, por lo que la potencia del motor de la bomba se lleva a 1 HP de capacidad.

El consumo de energía por la bomba de agua de enfriamiento se obtuvo de la siguiente manera, tomando en cuenta los datos de la corriente de diseño de motores con características similares del censo de motores de la planta.

$$\text{Consumo kw - hr} = \frac{(\text{Amperaje})(\text{Corriente})(\text{Voltaje})(\text{Factor de potencia})}{3600} \quad (3.45)$$

Con Amperaje= 1.50A, Voltaje=440V y factor de potencia=0.90, el consumo de energía eléctrica de la bomba de condensado es de 14.26 kW-h/hr.

3.9.5. Datos de equipo requeridos para el sistema propuesto.

En la tabla 3.19 pueden verse las características de los equipos nuevos calculados.

Tabla 3.19. Características de equipo nuevo del proyecto.

Válvula de admisión	
Fluido	Vapor de baja
Flujo, Ton/día	957.39
Presión de entrada, bar a	5.40
ΔP , bar	0.16

Turbina	
Fluido	Vapor de baja
Vapor principal	
Flujo, Ton/día	957.39
Temperatura de entrada del vapor, °C	165.00
Presión de entrada del vapor, bar a	5.24
Extracción regenerativa	
Flujo, Ton/día	287.22
Presión de extracción, bar a	0.1573
Temperatura de extracción, °C	
Vapor exhausto	
Flujo, Ton/día	670.17
Presión exhausta, bar a	0.0677
Temperatura exhausta, °C	38.4311
Enfriador de extracción	
Lado drenaje	
Flujo, Ton/día	287.22
Temperatura de salida del enfriador, °C	55
Lado tubos	
Flujo, Ton/día	957.39
Temperatura de salida del enfriador, °C	50
Eficiencia de la turbina	0.85
Potencia generada por la turbina, kW	4,297.99

Condensador	
Carga térmica, BTU/hr	63,944,065.98
Área de transferencia, ft ²	7912.268528
MLDT, °F	12.57646275
Coeficiente global de transferencia, U	756
Factor de ensuciamiento de diseño	0.85
Num. De pasos	1
Material de tubos	Admiralty metal
Calibre de los tubos	18
Diámetro del tubo, in	
Longitud del tubo, ft	26.247
Num. De tubos	1151.599276
Velocidad del agua dentro del tubo, ft/s	7

Condensador (Continuación)		
	Entrada	Salida
Lado tubos		
	Agua de enfriamiento	Agua de enfriamiento
Flujo, GPM	16057.9003	
Temperatura, °F	84.2	98.53553784
Presión, bar _abs.	4.9374	2.21
Lado coraza		
	Vapor de baja	Condensado
Flujo, Ton/día	670.17	670.17
Temperatura, °F	101.1761	101.1761
Presión, bar _abs	0.0677	0.0677

Bomba de agua de enfriamiento	
Succión	
Capacidad (GPM)	16,057.90
presión de succión, bar	atmosférico
Descarga	
Presión de descarga, bar	
Eficiencia de la bomba	
Potencia hidráulica (BHP)	256.12
Eficiencia del motor	
Potencia del motor (HP)	300.00
Voltaje (V)	440.00
Corriente (A)	230.00
Factor de potencia	0.90

Bomba de condensado	
Succión	
Capacidad (GPM)	177.76
Presión de succión, bar	0.0677
Descarga	
Presión de descarga, bar	2.00
Eficiencia de la bomba	0.85
Potencia hidráulica (BHP)	0.42
Potencia del Motor (HP)	1
Voltaje (V) Motor	440.00
Corriente (A) Motor	1.50

3.9.6. Determinación de las nuevas necesidades en los insumos de la torre de enfriamiento.

Calculo del flujo de agua de recirculada de la torre CT-101.

El agua recirculada total de la torre para el nuevo esquema se calcula como la suma del consumo de agua de la operación actual más la requerida para el

condensador del TG-4 propuesto. La sumatoria de flujos de agua es igual a 459,279.44 m³/día.

Calculo del flujo de agua de repuesto.

Ahora se necesita determinar el flujo de agua de agua pretratada de repuesto a la torre de enfriamiento, pero primero debemos conocer la cantidad de agua evaporada mediante la ecuación⁷

$$Evaporación = F_{vol} \times \left(\frac{T_2 - T_1}{560} \right) \quad (3.52)$$

F_{vol} = flujo de agua recirculada, en m³/día

T_1 = temperatura del suministro de agua de enfriamiento, en °C

T_2 = temperatura del retorno de agua de enfriamiento, en °C

F_{vol} es igual al flujo de la corriente 15 del sistema modificado.

Sustituyendo los valores, la cantidad de agua evaporada 5,727.37m³/día

El flujo de agua de pretratada de repuesto se calcula con la ecuación

$$Agua\ de\ repuesto = Evaporación \times \left(\frac{RC}{RC - 1} \right) \quad (3.53)$$

RC = ciclos de concentración

La relación de concentración considerada fue de 7 (entre 2.8 y 8.3 son los valores recomendados) dependiendo del componente que se esté considerando para su concentración.⁷

El flujo de agua de repuesto calculado fue de 6,681.94 m³/día.

$$Purga = Agua\ de\ repuesto - Evaporación \quad (3.54)$$

Purga=954 m³/día.

Requerimientos de energía eléctrica de la torre de enfriamiento.

Se está considerando que la torre tiene dos celdas disponibles, donde se encuentran dos ventiladores con consumo total de 3,003 Kw.-h/día en total, se asume este valor, por datos de equipo similar del que se conoce su capacidad y consumos. en esta planta. En resumen,

Flujo de agua recirculada=459,279.44 m³/día.

Purga=954 m³/día

Flujo de agua de repuesto=6,681.94 m³/día

Energía eléctrica=43390 Kw.-h/día

3.9.7. Método de escalamiento para determinación de costo de equipo nuevo.¹⁶

Puede predecirse el costo de un equipo o pieza, mediante la regla del factor de las seis décimas, para cuando conocemos el valor original de un equipo de características similares del que desconocemos su costo. El método consiste en aplicar la siguiente formula:

$$\text{Costo de equipo a} = (\text{Costo de equipo b}) \cdot X^{0.6} \quad (3.55)$$

Donde $X = (X_a/X_b)$

El costo del equipo b, es el costo del equipo conocido; el costo del equipo a, es el costo del equipo desconocido.

X es la relación o combinación de la variable principal de diseño.

X_a es la variable principal de diseño del equipo del que se desconoce su costo y X_b es la variable principal de diseño del equipo del que se conoce su costo.

Para mayor exactitud existen tablas con los exponentes de acuerdo del equipo que se trate, en este caso no se encontró un exponente en particular, por lo que se consideró 0.6 como exponente.

En la ecuación (3.55) se incorporó a su vez la relación de índices de costos (0.3543) obtenido en el punto 3.3.5.

Para estimar el monto total de la inversión se consideró, incluir el costo de tuberías equivalente al 13% del costo total de equipo. Y de instalación se consideró el 40% del costo total de equipos, de los valores recomendados entre 30 a 60% de la inversión.¹⁶

Tabla 3.20. Costo de inversión por equipo nuevo.

Datos de equipos Conocidos	Valor en Dic-1997	Capacidad	Unidad de medida	Exponente
Turbina	26,697,299.26 USD	4,789.12	Ton/día	0.60
Condensador	13,348,649.63 USD	3,382.00	m2	0.60
Bomba del condensador	170,408.29 USD	820.00	GPM	0.60
Bomba de agua de enfto.	265,136.19 USD	20,000.00	GPM	0.60

Costo de inversión equipo nuevo:	Capacidad	Unidad de medida	Valor en Septiembre-08	
Turbina	957.39	Ton/día	36,005.60	USD
Condensador	735.84	m ²	18,941.14	USD
Bomba del condensador	177.76	GPM	241.27	USD
Bomba de agua de enfriamiento.	16,057.90	GPM	823.51	USD
Válvula de entrada turbina			5,000	USD
Total de equipo			61,011.52	USD

El factor utilizado fue 0.35433. El monto total de inversión fue estimado en \$76,785 USD.

3.10. Cajas negras del esquema propuesto de operación.

Ver la Figura 3.14. Esquema propuesto de operación de la Planta de Servicios Auxiliares.

3.11. Caracterización de corrientes con nuevo esquema de operación.

En esta sección las caracterización de corrientes comprende la integración de las corrientes nuevas con las existentes.

Tabla 3.21. Caracterización de corrientes del nuevo esquema de operación.

Condiciones de operación	1	2	3	4	5	6
Fluido	Agua alim. Calderas B.P.	Aire Calderas B.P.	Gas comb. calderas B.P.	GPC de Calderas B.P.	Vapor 45 Calderas B.P.	Agua de alim. Calderas A.P.
Flujo (Ton/día)	14,252.68			385.72	14,758.00	10,480.52
Flujo volum. (m3/día)	15,016.00	272,618,286.98	1,255,218.00	213,083,912.10		11,040.00
Temperatura (°C)	117.00	ambiente	42.20	150.00	347.00	117.00
Presión (bar _a)	76.00	atm.	1.50		48.52	79.20
Vol. Esp. (m3/kg)	0.00				0.05	0.00
Entalpía (KJ/kg)	496.24			59,362.36	3,064.10	496.47
Entropía (KJ/kg°C)	1.49			0.05	6.45	1.49
Calidad	0.00				1.00	0.00
Exergía física (KJ/kg)	56.99	0.00		49,577.64	1,144.14	57.30
Exergía química (KJ/kg)	0.00	0.00		954.12	0.00	0.00
Exergía total (KJ/kg)	56.99	0.00		50,531.77	1,144.14	57.30
Exergía total (KJ/día)	812,247,909	0.00	43,143,601,318	19,491,166,440	16,885,253,533	600,541,492

Condiciones de operación	7	8	9	10	11	12
Fluido	Aire Calderas A.P.	Gas comb. Calderas A.P.	GPC Calderas A.P.	Vapor 60 Calderas A.P.	Vapor 60 a reductora	Vapor 60 a Turbinas
Flujo (Ton/día)		265.05	310.82	11,500.00	2,068.00	9,432.00

Figura 3.14. Doble carta.

Tabla 3.21. Caracterización de corrientes del nuevo esquema de operación. (Continuación)

Condiciones de operación	7	8	9	10	11	12
Fluido	Aire Calderas A.P.	Gas comb. Calderas A.P.	GPC Calderas A.P.	Vapor 60 Calderas A.P.	Vapor 60 a reductora	Vapor 60 a Turbinas
Flujo volum. (m3/día)	219,677,626.	1,011,463.00	171,704,431.41	633,115.58		
Temperatura (°C)	ambiente	42.20	150.00	480.00	480.00	480.00
Presión (bar_a)	Atm.	1.51		59.81	59.81	59.81
Vol. Esp. (m3/kg)				0.06	0.06	0.06
Entalpía (KJ/kg)			59,407.42	3,374.55	3,374.55	3,374.55
Entropía (KJ/kg°C)			-0.32	6.82	6.82	6.82
Calidad				1.00	1.00	1.00
Exergía física (KJ/kg)	0.00		49,730.77	1,345.95	1,345.95	1,345.95
Exergía química (KJ/kg)	0.00		766.61	0.00	0.00	1.00
Exergía total (KJ/kg)	0.00		50,497.38	1,345.95	1,345.95	1,346.95
Exergía total (KJ/día)	0.00	34,765,400,449	15,695,421,658	15,478,422,224	2,783,424,100	12,704,430,123

Condiciones de operación	13	14	15	16	17	18
Fluido	Extracción 19.3 kg/cm ²	Exhausto a conden.	SAE a Condensador	Salida de Cond. TG's	RAE Condensador	Vapor de 45 a BA149/150/151
Flujo (Ton/día)	1,960.80	7,471.20	456,448.52	7,471.20	456,448.52	0.00
Flujo volum. (m3/día)	233,506.32	87,993,082.91	458,189.98	7,563.69	459,279.44	
Temperatura (°C)	275.00	50.50	29.00	50.50	36.00	347.00
Presión (bar_a)	19.93	0.13	4.91	0.13	2.95	48.52
Vol. Esp. (m3/kg)	0.12	11.78	0.00	0.00	0.00	0.05
Entalpía (KJ/kg)	2,964.69	2,592.96	122.04	211.42	151.10	3,064.10
Entropía (KJ/kg°C)	6.66	8.07	0.42	0.71	0.52	6.45
Calidad	1.00	1.00		0.00		1.00
Exergía física (KJ/kg)	982.66	191.08		4.22		1,144.14
Exergía química (KJ/kg)	0.00	0.00		0.00		0.00
Exergía total (KJ/kg)	982.66	191.08		4.22		1,144.14
Exergía total (KJ/día)	1,926,806,024	1,427,607,485		31,536,545		0

Condiciones de operación	19	20	21	22	23	24
Fluido	Condensado de turbos	Vapor 4.5 BA-149/150/151	Cabezal Vapor 4.5 de Plantas	Condensado Soloaires	Condensado Recup. Ptas.	Condensado total
Flujo volum. (m3/día)	7,561.89		0.00	0.00	11,827.08	18,326.70
Temperatura(°C)	50.50	165.00	165.00	154.00	154.44	60.00
Presión (bar_a)	5.50	5.40	5.40	7.91	5.40	7.91
Vol. Esp. (m3/kg)	0.00	0.36	0.36	0.00	0.00	0.00
Entalpía (KJ/kg)	211.88	2,775.71	2,775.71	649.65	651.42	251.76

Tabla 3.21. Caracterización de corrientes del nuevo esquema de operación. (Continuación)

Condiciones de operación	19	20	21	22	23	24
Fluido	Condensado de turbos	Vapor 4.5 BA-149/150/151	Cabezal Vapor 4.5 de Plantas	Condensado Soloaires	Condensado Recup. Ptas.	Condensado total
Entropía (KJ/kg°C)	0.71	6.85	6.85	1.88	1.89	0.83
Calidad	0.00	1.00	1.00	0.00	0.00	0.00
Exergía física (KJ/kg)	4.76	738.05	738.05	93.08	93.43	8.65
Exergía química (KJ/kg)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Exergía total (KJ/kg)	4.76	738.05	738.05	93.08	93.43	8.65
Exergía total (KJ/día)	35,552,247	0	0	0	1,008,664,901	155,920,510

Condiciones de operación	25	26	27	28	29	30
Fluido	Vapor de 4.5 a ED-100C/D	Condensado a ED-100C/D	Agua desm. ED-100C/D	Venteo atm. ED-100C/D	Vapor 4.5 a ED-100A/B	Cond. total a ED-100A/B
Flujo (Ton/día)	98.06	7,509.92	2,979.40	98.06	130.75	10,513.73
Flujo volum. (m3/día)		7,605.28	2,989.00	114,936.57	46,897.30	10,647.22
Temperatura (°C)	165.00	51.67	27.00	111.06	165.00	51.67
Presión (bar_a)	5.40	5.40	5.33	1.48	5.40	5.40
Vol. Esp. (m3/kg)	0.36	0.00	0.00	1.17	0.36	0.00
Entalpía (KJ/kg)	2,775.71	216.74	113.72	2,693.09	2,775.71	216.74
Entropía (KJ/kg°C)	6.85	0.72	0.40	7.23	6.85	0.72
Calidad	1.00	0.00		1.00	0.36	0.00
Exergía física (KJ/kg)	738.05	5.14		542.82	738.05	5.14
Exergía química (KJ/kg)	0.00	0.00		0.00	0.00	0.00
Exergía total (KJ/kg)	738.05	5.14		542.82	738.05	5.14
Exergía total (KJ/día)	72,375,787	38,603,658		53,231,573	96,501,049	54,041,412

Condiciones de operación	31	32	35	36	37	38
Fluido	Agua desm. ED-100A/B	Venteo atm. ED-100A/B	Vapor de 45 a CT-101	Agua de rep. CT-101	Vapor 4.5 de CT-101	Vapor 4.5 Valvula.
Flujo (Ton/día)	3753.8998	130.7520	750.0000		750.0000	957.3898
Flujo volum. (m3/día)	3766.0000	153248.7557		6681.9372		15016.0000
Temperatura (°C)	27.0000	111.0561	347.0000		165.0000	165.0000
Presión (bar_a)	5.3261	1.4827	48.5227		5.4027	5.4000
Vol. Esp. (m3/kg)	0.0010	1.1721	0.0533		0.3587	0.3589
Entalpía (KJ/kg)	113.7184	2693.0910	3064.1037		2775.7068	2775.7271
Entropía (KJ/kg°C)	0.3952	7.2273	6.4549		6.8496	6.8499
Exergía física (KJ/kg)		542.8248	1144.1424		738.0464	737.9860
Exergía química (KJ/kg)		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000
Exergía total (KJ/kg)		542.8248	1144.1424		738.0464	737.9860
Exergía total (KJ/día)		70975430	858106800		553534837	706540276

CAPITULO III. METODOLOGÍA DE CÁLCULO PARA DETERMINAR LA FACTIBILIDAD TERMOECONÓMICA DEL PROYECTO.

Condiciones de operación	39	40	41	42	42A	43
Fluido	Entrada a TG-4	Extracción reg. TG-4	Exhausto a CH-400	Condensado CH-400	Condensado del colector	Condensado de BA-401
Flujo (Ton/día)	957.3898	287.2169	670.1728	670.1728	957.3898	957.3898
Flujo volum. (m3/día)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	964.2286
Temperatura (°C)	165.0000	55.0000	38.4311	38.4311	38.4311	38.4311
Presión (bar_a)	5.2380	0.1573	0.0677	0.0677	0.0677	2.0000
Vol. Esp. (m3/kg)	0.3705	0.0000	18.1125	0.0010	0.0010	0.0010
Entalpía (KJ/kg)	2,776.9222	2,313.1810	2,222.2654	160.9918	160.9918	176.5194
Entropía (KJ/kg°C)	6.8661	7.1155	7.1670	0.5515	0.5515	0.5987
Calidad	1.0000	1.0000	0.8551	0.0000	0.0000	0.0000
Exergía física (KJ/kg)	734.3485	196.2523	89.9843	1.1302	1.1302	2.5647
Exergía química (KJ/kg)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Exergía total (KJ/kg)	734.3485	196.2523	89.9843	1.1302	1.1302	2.5647
Exergía total (KJ/día)	703,057,725	56,366,991	60,305,048	757,444	1,082,063	2,455,427

Condiciones de operación	44	45	46	47	15A	17A
Fluido	Condensado del enfriador	Drenaje a cond.	SAE a TG-4	RAE a TG-4	SAE a TG-1/2/3	RAE a TG-1/2/3
Flujo (Ton/día)	957.3898	287.2169	87,189.3321	87,189.3321	369,259.1898	369,259.1898
Flujo volum. (m3/día)	968.9348	291.4014	87,521.8826	87,763.5390	370,668.0000	370,668.0000
Temperatura (°C)	50.0000	55.0000	29.0000	36.9642	29.0000	36.0000
Presión (bar_a)	2.0000	0.1573	4.9374	2.2103	4.9127	2.9527
Vol. Esp. (m3/kg)	0.0010	0.0010	0.0010	0.0010	0.0010	0.0010
Entalpía (KJ/kg)	209.4725	230.2046	122.0402	155.0569	122.0379	151.0971
Entropía (KJ/kg°C)	0.7036	0.7679	0.4229	0.5317	0.4229	0.5187
Exergía física (KJ/kg)	4.2438	5.8233				
Exergía química (KJ/kg)	0.0000	0.0000				
Exergía total (KJ/kg)	4.2438	5.8233				
Exergía total (KJ/día)	4,063,010	1,672,546				

Energía elec.	Cantidad (kJ/día)
W_1	15,041,722
W_2	12,713,777
W_3	156,205,589
W_4	8,097,408
W_5	0
W_6	25,660,800
W_7	48,949,609
W_8	48,949,609
W_9	7,058,880,000
W_{10}	15,163,310
W_{11}	51,322
W	7,074,043,310

3.12. Aplicación del método termoeconomía para costeo de los servicios auxiliares del esquema propuesto de operación.

Calderas de Baja presión:

$$E_4 \cdot c_4 + E_5 \cdot c_5 = E_1 \cdot c_1 + E_2 \cdot c_2 + E_3 \cdot c_3 + W_1 \cdot c_w + z_t \quad (3.52a)$$

c_1 = costo de agua de caldera, en \$ USD/kJ

c_2 = costo de aire, en \$USD/kJ

c_3 = costo del gas combustible, en \$USD/kJ

c_4 = costo de gases de combustión, en \$USD/kJ

c_5 = costo del vapor de 45kg/cm², en \$USD/kJ

c_w = costo de energía eléctrica, en \$USD/kJ

Sustituyendo:

$$c_2 = 0$$

$$c_4 = 0$$

La ecuación simplificada queda:

$$-812,247909.5 \cdot c_1 + 16,885,253,533.72 \cdot c_5 - 15,041,721.60 \cdot c_w = 301,056. \quad (3.52)$$

Calderas de Alta presión:

$$E_9 \cdot c_9 + E_{10} \cdot c_{10} = E_6 \cdot c_6 + E_7 \cdot c_7 + E_8 \cdot c_8 + W_2 \cdot c_w + z_t \quad (3.53a)$$

c_6 = costo de agua de caldera, en \$ USD/kJ

c_7 = costo de aire, en \$USD/kJ

c_8 = costo del gas combustible, en \$USD/kJ

c_9 = costo de gases de combustión, en \$USD/kJ

c_{10} = costo del vapor de 60 kg/cm², en \$USD/kJ

c_w = costo de energía eléctrica, en \$USD/kJ

Sustituyendo:

$$c_7 = 0$$

$$c_9 = 0$$

$$-600,541,492.79 \cdot c_6 + 15,478,422,224.70 \cdot c_{10} - 12,713.777.28 \cdot c_w = 242,259 \quad (3.53)$$

Turbogeneradores de Vapor TG-1/2/3:

$$E_{13} \cdot c_{13} + E_{14} \cdot c_{14} + W_9 \cdot c_{w9} = E_{12} \cdot c_{12} + Z_i \quad (3.54a)$$

c_{w9} = costo de energía eléctrica, de TG - 1/2/3, \$USD/kJ

$$c_{10} = c_{11} = c_{12} = c_{13} = c_{14}$$

c_{13} = costo de la corriente de extracción, \$USD/kJ

c_{14} = costo de la corriente de exhausta, \$USD/kJ

c_{12} = costo del vapor de entrada a las turbinas de vapor, \$USD/kJ

$$-9,350,016,612 \cdot c_{10} + 7,058,880,000 \cdot c_w = 6216.54 \quad (3.54)$$

Condensadores CH-100/200/300:

$$E_{16} \cdot c_{16} = E_{14} \cdot c_{14} + F_{15A} \cdot c_{15A} + Z_i \quad (3.55a)$$

F_{15A} = Flujo de agua de enfriamiento, en m³ / día

$$c_{15A} = c_{15}$$

$$c_{14} = c_{10}$$

$$-1,427,608,484 \cdot c_{10} - 370,668 \cdot c_{15} + 31,536,545.18 \cdot c_{16} = 3108.27 \quad (3.55)$$

Torre de enfriamiento CT-101:

$$F_{15} \cdot c_{15} + E_{37} \cdot c_{37} = W_3 \cdot c_w + E_{35} \cdot c_{35} + Z_i + F_{36} \cdot c_{36} \quad (3.56a)$$

F_{15} = Flujo de agua de enfriamiento, en m³ / día

c_{15} = costo del agua de enfriamiento, \$USD/m³

F_{16} = Flujo de agua de pretratada de repuesto, en m³ / día

c_{36} = costo del agua pretratada, \$USD/m³

$$c_{37} = c_{35} = c_5$$

$$c_{47} = c_{46} = c_{17} = c_{17A} = c_{15A} = c_{15}$$

Sustituyendo:

$$F_{15} \cdot c_{15} + (E_{37} - E_{35}) \cdot c_5 = E_{17} \cdot c_{15} + W_3 \cdot c_w + Z_{36} + Z_i$$

Reduciendo términos:

$$-304,571,963 \cdot c_5 + 459,279 \cdot c_{15} - 156,205,589 \cdot c_w - 6681 \cdot c_{36} = 319 \quad (3.56)$$

Bombas BA-149/150/151:

$$E_{19} \cdot c_{19} + E_{20} \cdot c_{20} = E_{16} \cdot c_{16} + E_{18} \cdot c_{18} + W_4 \cdot c_w + Z_t \quad (3.57a)$$

c_{19} = costo del agua bombeada de turbos

$$c_{20} = c_{18} = c_5$$

$$-31,536,545.18 \cdot c_{16} - 0 \cdot c_5 + 35,552,246.87 \cdot c_{19} + 0 \cdot c_5 - 8,097,408 \cdot c_w = 39.7$$

Reduciendo términos:

$$-31,536,545.18 \cdot c_{16} + 35,552,246.87 \cdot c_{19} - 8,097,408 \cdot c_w = 39.7$$

$$-31,536,545.18 \cdot c_{16} - 0 \cdot c_5 + 35,552,246.87 \cdot c_{19} + 0 \cdot c_5 - 8,097,408 \cdot c_w = 39.7 \quad (3.57)$$

Turbogenerador de vapor TG-4 nuevo:

$$W_{10} \cdot c_{w_{10}} + E_{40} \cdot c_{40} + E_{41} \cdot c_{41} = E_{39} \cdot c_{39} + Z_t \quad (3.58a)$$

c_w = costo de la energía eléctrica de TG - 4, \$USD/kJ

$$c_{41} = c_{40} = c_{39}$$

$$c_{39} \cong c_{38} = c_5$$

Reduciendo términos:

$$-586,385,685 \cdot c_5 + 25,344,119 \cdot c_w = 4.45 \quad (3.58)$$

Potencia:

$$W \cdot c_w = W_9 \cdot c_{w9} + W_{10} \cdot c_{w10}$$

c_w = costo energía eléctrica, \$USD/kJ

Condensador CH-400 nuevo: (3.59a)

$$E_{42} \cdot c_{42} = E_{41} \cdot c_{41} + F_{46} \cdot c_{46} + Z_i$$

$$c_{47} = c_{46} = c_{15}$$

$$c_{41} = c_5$$

$$-60,305,048 \cdot c_5 - 87,521 \cdot c_{15} + 757,444 \cdot c_{42} = 3.17 \quad (3.59)$$

Bomba de condensado nueva:

$$E_{43} \cdot c_{43} = E_{42A} \cdot c_{42A} + W_{11} \cdot c_{11} + Z_j \quad (3.60a)$$

$$c_{42A} = c_{42}$$

$$-1,082,063 \cdot c_{42} + 2,455,427 \cdot c_{43} = 0.0365 \quad (3.60)$$

Almacenamiento de condensado y bombeo:

$$E_{24} \cdot c_{24} = E_{19} \cdot c_{19} + E_{23} \cdot c_{23} + E_{44} \cdot c_{44} + W_6 \cdot c_w + z_t \quad (3.61a)$$

$$c_{44} = c_{43}$$

$$-1,088,664,901 \cdot c_5 - 35,552,246 \cdot c_{19} - 4,063,009 \cdot c_{43} - 25,660,800 \cdot c_w = 216.20 \quad (3.61)$$

Deareador ED-100C/D:

$$E_6 \cdot c_6 + E_{28} \cdot c_{28} = E_{25} \cdot c_{25} + E_{26} \cdot c_{26} + W_7 \cdot c_w + z_{27} + z_i \quad (3.62a)$$

$$z_{27} = \left(\frac{m^3}{día} \text{ Agua desmineralizada} \right) \cdot c_{27}$$

$$c_{26} = c_{24}$$

$$c_{25} = c_5$$

c_{27} = costo del agua desmineralizada, \$USD/m³

$$c_{28} = 0$$

$$600,541,492.79 \cdot c_6 - 72,375,786.96 \cdot c_5 - 38,603,658.29 \cdot c_{24} - 2989 \cdot c_{27} - 48,949,608.96 \cdot c_w = 199.73 \quad (3.62)$$

Deareador ED-100A/B:

$$E_1 \cdot c_1 + E_{32} \cdot c_{32} = E_{29} \cdot c_{29} + E_{30} \cdot c_{30} + W_8 \cdot c_w + z_{31} + z_i \quad (3.63a)$$

$$c_{31} = c_{27}$$

$$c_{32} = 0$$

$$c_{30} = c_{26} = c_{24}$$

$$c_{29} = c_5$$

$$812,247,909 \cdot c_1 - 96,501,049.29 \cdot c_5 - 54,041,412.01 \cdot c_{24} - 3766 \cdot c_{34} - 48,949,608.96 \cdot c_w = 204.88 \quad (3.63)$$

Agua pretratada, planta pretratamiento de agua:

$$\left(\frac{m^3}{día} \text{ Agua pret.} \right) \cdot c_{33} = \left(\frac{m^3}{día} \text{ Agua cruda} \right) \cdot c_{a. cruda} + z_{react.} + W_{planta_pret.} \cdot c_w \quad (3.64a)$$

$$c_{33} = c_{36}$$

$$c_{36} = \text{costo de agua pretratada, } \$/\text{m}^3$$

$$38,379 \cdot c_{33} - 3600 \frac{\text{kJ}}{\text{kW}} \cdot 234 \cdot c_w = 19,862$$

$$3,3798 \cdot c_{33} - 156,205,589 \cdot c_w = 19,862 \quad (\text{ec.3.64})$$

Agua desmineralizada, planta UDA:

$$\left(\frac{\text{m}^3}{\text{día}} \text{ Agua desmineralizada} \right) \cdot c_{27} = \left(\frac{\text{m}^3}{\text{día}} \text{ Agua cruda} \right) \cdot c_{\text{agua cruda}} + \quad (3.65a)$$

$$\left(\frac{\text{Ton}}{\text{día}} \text{ vapor 45} \right) \cdot 1000 \cdot \left(\frac{\text{kJ}_e}{\text{kg}} \text{ vapor de 45} \right) \cdot c_5 + z_{\text{reactivos}} + W_{\text{planta_UDA}} \cdot c_w$$

$$- 11,441,400 \cdot c_5 + 10,095 \cdot c_{34} - 2,656,332 \cdot c_w = 6284.19 \quad (3.65)$$

3.13. Resultado de costos.

A partir del costo del agua cruda y del gas combustible:

Tabla 3.22. Costos de materia prima.

CONCEPTO	UNIDAD	CANTIDAD
Agua cruda	\$ USD/m3	0.509
Gas combustible	\$ USD/MMBTU	6.58

Se calcularon los siguientes costos unitarios:

Tabla 3.23. Costo unitario de la producción de los servicios auxiliares.

CONCEPTO	UNIDAD	CANTIDAD
Agua de caldera de Baja P.	\$ USD/m3	1.9918
Agua de caldera de Alta P.	\$ USD/m3	1.9967
Energía eléctrica	\$USD/kw-hr	0.0935
Agua pretratada	\$ USD/m3	0.6209
Agua desmineralizada	\$ USD/m3	0.6516
Agua de enfriamiento	\$ USD/m3	0.0316
Vapor de 60	\$USD/Ton	23.0116
Vapor de 45	\$USD/Ton	22.4526
Vapor de 19.3	\$USD/Ton	16.8005
Vapor de 4.5	\$USD/Ton	14.4834
Condensado	\$USD/Ton	3.8554

Los costos de operación quedaron de la siguiente manera:

Para visualizar los costos de operación en cada una de las cajas negras puede verse la tabla 3.24.

Tabla 3.24. Costos de operación con el sistema propuesto.

CONCEPTO	UNIDAD	ENTRADAS			EXERGIA (KJ/día)	CONCEPTO	UNIDAD	SALIDAS			EXERGIA (KJ/día)	
		CANTIDAD	COSTO UNITARIO	TOTAL (USD/día)				CANTIDAD	COSTO UNITARIO	TOTAL (USD/día)		
Planta de Tratamiento de Agua												
Agua cruda	m3/día	37752	0.509	19215.768	Pretratamiento de Agua	Agua pretrata	m3/día	37752	0.6208518	23438.397	33	
Energía elec	KW-hr/día	5198.16877	0.0935393	486.233087								
Reactivos	\$USD/día			212.866604								
Planta de Agua y UDA												
Tratamiento de Agua desm.												
Planta de Agua y UDA												
Agua cruda	m3/día	10,095.00	0.51	5,138.36	Tratamiento de Agua y UDA	Agua desm.	m3/día	10,095.00	0.65	6,577.75	34	
E. electrica	KW-hr/día	737.87	0.09	69.02								
Vapor 45 kg/cm ²	Ton/día	10.00	22.45	224.53								
Reactivos	\$USD/día			1,145.84								
Calderas de Baja Presión												
Calderas de Baja Presión												
1 Agua de alimen.	m3/día	15,016	1.99	29,908.86	Calderas de Baja Presión	Gases de combustión	m3/día	213,083.912	0.00	0	19,491,166,440	
2 Aire	m3/día	272,618,287	0.00	0.00			Vapor 45 kg/cm ²	Ton/día	14,758	22.45	331,356	5
3 Gas combustible	m3/día	1,255,218	269,059.71	43,143,601,319								
w1 Energía Elect.	kw-hr/día	4,178	0.09	390.83								
Calderas de Alta Presión												
Calderas de Alta Presión												
6 Agua de alim.	m3/día	11,040	1.9967	22043.9	Calderas de Alta Presión	Gases de combustión	m3/día	171,704,431	0.00	0.00	15,695,421,659	
7 Aire	m3/día	219,677,626	0	0.0			Vapor de 60 kg/cm ²	Ton/día	11,500	23.01	264,633.69	10
8 Gas combustible	m3/día	1,011,463	216810.1	34765400449								
w2 Energía Elect.	kw-hr/día	3,532	0.0935	330.3								
Turbo generadores TG-1/2-3												
Turbo generadores TG-1/2-3												
12 Vapor de 60 kg/cm ²	Ton/día	9,432	23.0116	217,045.57	Turbo generadores TG-1/2-3	Extracción 19.3 kg/cm ²	Ton/día	1,961	16.80	32,942.48	13	
							Vapor Exhausto	Ton/día	7,471		1,427,607,485	14
							Energía Elect.	KW-hr/día	1,960,800	0.0935	183,411.87	7,058,880,000

Tabla 3.24. Costos de operación con el sistema propuesto. (continuación)

CONCEPTO	UNIDAD	ENTRADAS		EXERGIA (Kj/día)	CONCEPTO	UNIDAD	CANTIDAD	SALIDAS		EXERGIA (Kj/día)	
		CANTIDAD	COSTO					UNITARIO	TOTAL (USD/día)		UNITARIO
14 Vaport Exh.	Ton/día	7.471		1.427.607,485	Condensa. dores CH-	100/200/300	7.471	3.8554	28.804,62	31.536,545	
15 A SAE (m3/día)	m3/día	370,668	0,0316	11.705,17	RAE		370,668	0,0316	11.705,17	17A	
17 RAE	m3/día	459,279		0	Torre de enfriamiento CT-101		458,190	0,03	14.503,40	0,15	
w3 E. Electrica	kW-hr/día	43,390	0,09	4.058,71		Suministro Agua Enfo.	m3/día	553,534,837	14,48	8.017,068,817,68	553,534,837
35 Vapor 45 kg/cm2	Ton/día	750	22,45	16.839,47		Vapor de 4.5 kg/cm2	Ton/día				
36 Agua preturada	m3/día	6,682	0,62	4.148,49							
16 Condensado	Ton/día	7,564	3,8554	29,161,23	Bombas BA-149/150/151		7,471	3,86	28,804,62	35,552,247	
w4 E. Electrica	kW-hr/día	2,249	0,0935	210,40		Condensado de turbos	Ton/día	0	14,48	0,00	0
18 Vapor 45 kg/cm2	Ton/día	0	22,4526	0,00		Vapor 4.5kg/cm2	Ton/día				
19 Cond. de turbos	Ton/día	7,471,20	3,8554	28,804,62	Almacenamiento y bombeo		18,023,64	3,86		24	
23 Cond. de Ptas.	Ton/día	10,796,07	3,8554	41,623,41		Condensado	Ton/día				
441 Cond. turbo	Ton/día	957,39	3,8554	3,691,14							
w6 Energia Elect.	kW-hr/día	7,128,00	0,0935	666,75							
29 Vapor 4.5kg/cm2	Ton/día	131	14,4834	1,893,73	Deaeradores ED-100A/B		15,016	1,9918	29,908,98	812,247,910	
30 Condensado total	Ton/día	10,514	3,8554	40,534,84		Agua de alimentación	Ton/día	70,975,430	0,0000	0,00	32
31 Agua desm.	m3/día	3,766	0,6516	2,453,87		Venteo a la atmósfera	Ton/día				
w8 Energia Elect.	kW-hr/día	13,597	0,0935	1,271,86							

Tabla 3.24. Costos de operación con el sistema propuesto.(Continuación)

CONCEPTO	UNIDAD	ENTRADAS		EXERGIA (Kj/día)	CONCEPTO	UNIDAD	CANTIDAD	SALIDAS		EXERGIA (Kj/día)	
		CANTIDAD	COSTO UNITARIO					CANTIDAD	COSTO UNITARIO		
25 Vapor 4.5kg/cm ²	Ton/día	98	14.4834	72,375,787	Deaeradores ED-100C/D	Ton/día	11,040	1.9967	22,043,899	600,541,493	
26 Condensado total	Ton/día	7,510	3.8554	38,603,658		Venteo a la atmósfera	Ton/día	98	0.0000		
27 Agua desm.	m ³ /día	2,989	0.6516								
w7 Energía Elect.	kW-hr/día	13,597	0.0935	48,949,609							

CONCEPTO	UNIDAD	ENTRADAS		EXERGIA (Kj/día)	CONCEPTO	UNIDAD	CANTIDAD	ENTRADAS		EXERGIA (Kj/día)	
		CANTIDAD	COSTO UNITARIO					CANTIDAD	COSTO UNITARIO		
39 Vapor de 4.5kg/cm ²	Ton/día	957	22.45	703,057,725	Turbo generador TG-4	Ton/día	670	0.00	60,305,048	41	
						Extracción	Ton/día	287	0.00	56,366,991	40
						Energía eléctrica	kW-hr/día	4,212	0.09	393.99	15,163,310

CONCEPTO	UNIDAD	ENTRADAS		EXERGIA (Kj/día)	CONCEPTO	UNIDAD	CANTIDAD	ENTRADAS		EXERGIA (Kj/día)
		CANTIDAD	COSTO UNITARIO					CANTIDAD	COSTO UNITARIO	
41 Vapor exhausto	Ton/día	670	0.00	60,305,048	Condensador CH-100	Ton/día	670	3.86	2,583.80	757,444
46 IAE	m ³ /día	87,522	0.03158	2,763.82		RAE	m ³ /día	87,764		

CONCEPTO	UNIDAD	ENTRADAS		EXERGIA (Kj/día)	CONCEPTO	UNIDAD	CANTIDAD	ENTRADAS		EXERGIA (Kj/día)
		CANTIDAD	COSTO UNITARIO					CANTIDAD	COSTO UNITARIO	
42A Condensado	Ton/día	957	3.8554	3,691.14	Bomba de condensado del TG-4	Ton/día	957	3.8554	3,691.14	2,455,427
w11 Energía eléctrica	kW-hr/día	14	0.0935	51,322						

3.14. Diagramas de Sankey.

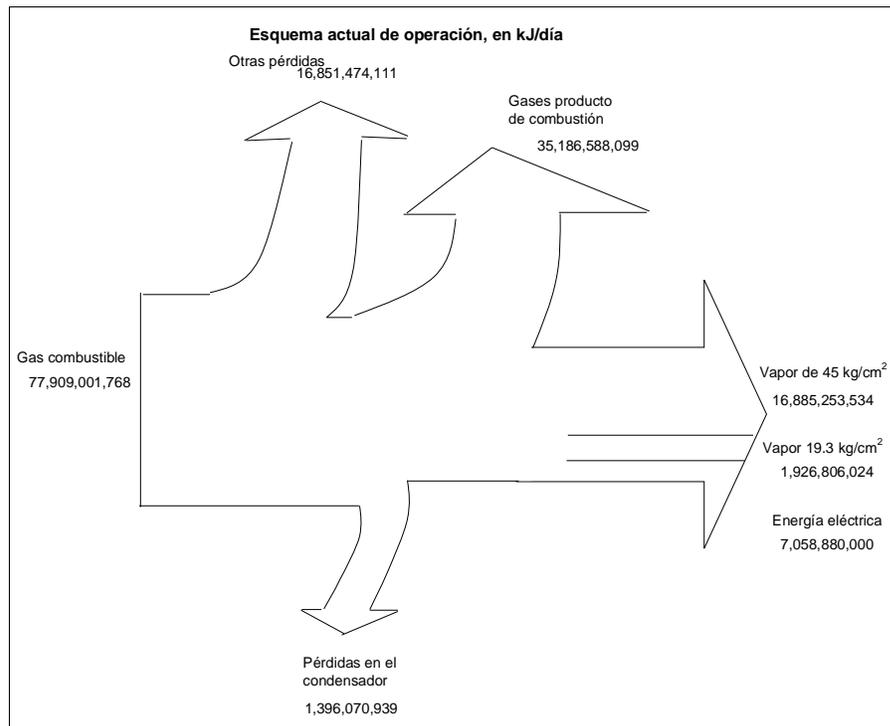


Figura 3.15. Diagrama de Sankey con el esquema de operación actual, en kJ/día.

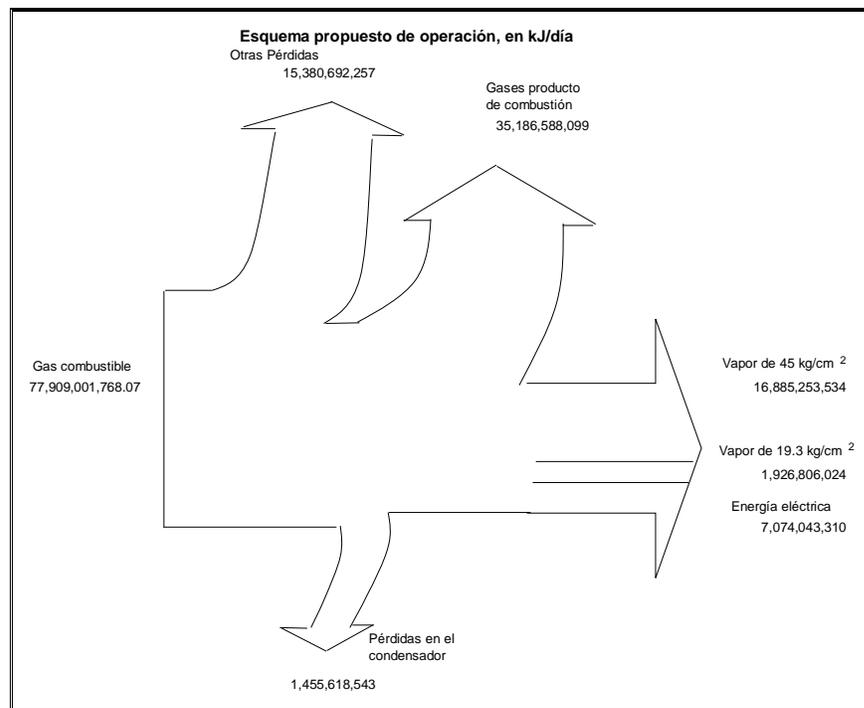


Figura 3.16. Diagrama de Sankey con el esquema de operación propuesto, en kJ/día.

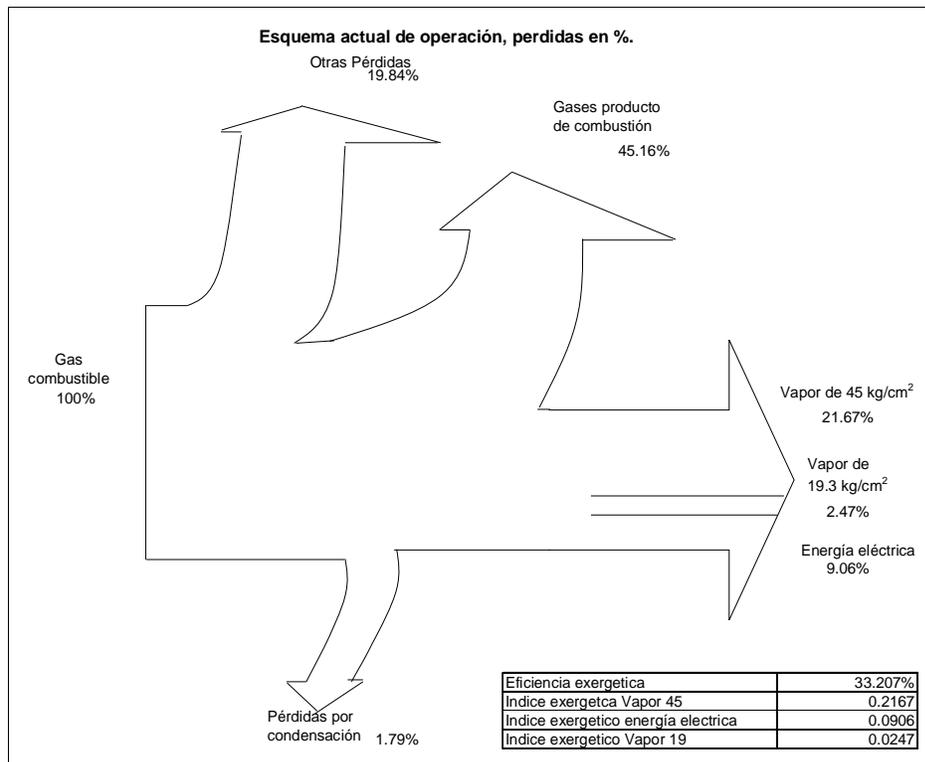


Figura 3.17. Diagrama de Sankey con el esquema de operación actual, en %.

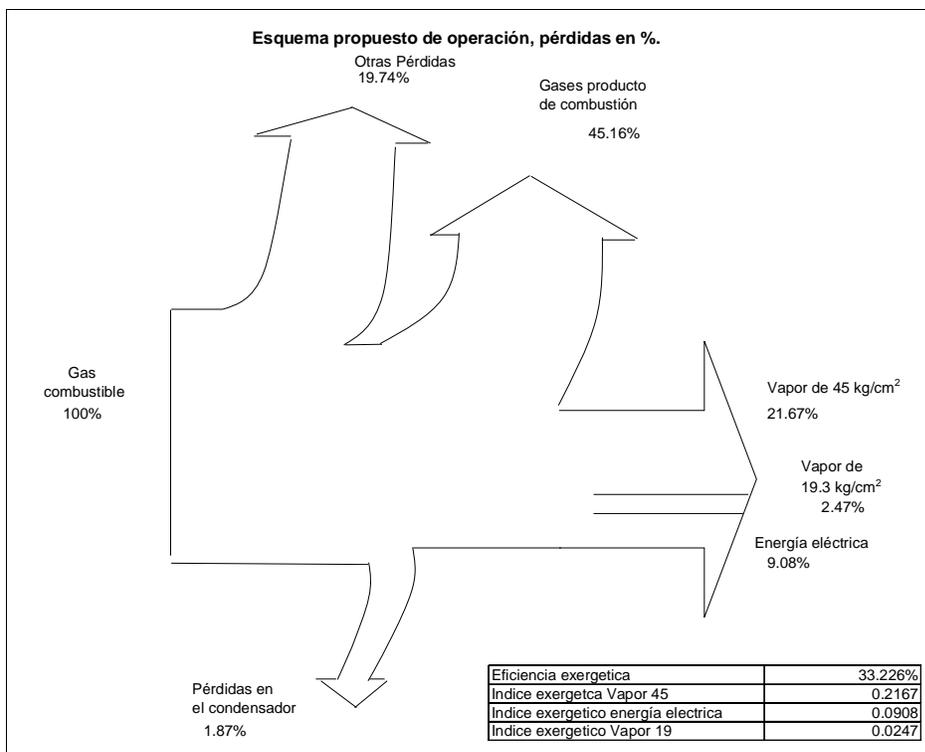


Figura 3.18. Diagrama de Sankey con el esquema de operación propuesto, en %.

3.15. Eficiencia exergética e Índices exergéticos.

Tabla 3.25. Eficiencia e índices exergéticos del sist. Actual y propuesto..

Sistema actual	Cantidad
Eficiencia exergética	33.207%
Índice exergético Vapor 45 kg/cm ²	0.2167
Índice exergético energía eléctrica	0.0906
Índice exergético Vapor 19 kg/cm ²	0.0247

Sistema propuesto	Cantidad
Eficiencia exergética	33.226%
Índice exergético Vapor 45 kg/cm ²	0.2167
Índice exergético energía eléctrica	0.0908
Índice exergético Vapor 19 kg/cm ²	0.0247

CAPÍTULO IV

CAPITULO IV. ANÁLISIS ECONÓMICO DE FACTIBILIDAD DEL PROYECTO.³

4.1. Estimación del valor actual neto.

El cálculo se realizó en Excel, mediante la sumatoria actualizada de los beneficios netos y el monto de inversión, para cuando el beneficio esperado para todos los años es el mismo, obedeciendo a la siguiente formula:

$$VPN = -BN_o + BN \left(\frac{(1+i)^n - 1}{i(1+i)^n} \right) \quad (4.1)$$

BN, es el beneficio neto

BN_o, es el monto de la inversión

n, es el número de años del horizonte de inversión.

VPN, es el valor presente neto

i, es la tasa de recuperación.

4.2. Estimación de la tasa interna de retorno.

Se calculó con la función matemática de Excel, basada en la siguiente expresión, para cuando el valor actual neto se vuelve cero.

$$TIR = \frac{\sum_{j=0}^{j=n} BN_j}{(1+i)^j} = 0 \quad (4.2)$$

TIR=tasa interna de retorno

BN es el beneficio neto

i, es la tasa de recuperación.

4.3. Estimación del Periodo de recuperación.

$$\text{Periodo de recuperación} = \text{Beneficios/inversión} \quad (4.3)$$

El proyecto fue evaluado de dos formas:

Caso1. Para autoconsumo en la planta de generación eléctrica.

Se deja consumir la energía eléctrica (11,761.92 kW-hr/día) en los soloaires, ya que a la planta de generación de vapor no le interesa el vapor de 4.5 kg/cm², le interesa recuperar el condensado. Entonces con la turbina de vapor propuesta, se

genera 4212 kw-hr de energía eléctrica, pero para que opere dicha turbina necesita consumir 5,189.18 kW-hr/día para el sistema de enfriamiento. Resumiendo, se tiene un ahorro de 10,784 kw-hr/día en total.

Tabla 4.1. Beneficios y gastos del proyecto, caso 1.

Paridad \$USD	13.5
Precio venta de energía eléctrica (Precio IO, PEMEX), USD/Kw.-h	0.14
Monto de inversión del proyecto (\$USD)	76,785.67
Vida útil (años)	25.00
Días de operación anuales	320.00
Costo de energía eléctrica actual (TG-1/2/3) \$USD/kW-h	0.00315
Costo de Energía Eléctrica nuevo esquema (TG1/2/3/4), \$USD/kW-h	0.09354
Costo de vapor de 4.5, nuevo esquema, \$USD/Ton	14.48340
Costo de condensado nuevo esquema, \$USD/Ton	3.85542
Tasa de recuperación	0.12
Impuesto de rendimientos petroleros	30.00%

Estimación de beneficios:	
Se dejan de consumir en soloaires (kW-h/día): como consumo interno	11,761.92
Se generan en el turbogenerador nuevo (kW-h/día)	4,212.03
Disminuyen emisiones a la atmósfera por aprovechar vapor residual	0.00
Gastos de operación	
Consumo de energía por bombeo y vent. Adicional en torre (kW-h/día)	5,189.18
Consumo del energético (kJ/día)	2,455,427.46

Resultados	
Valor Presente Neto	7,174,047.28
Tasa interna de retorno	71%
Periodo de recuperación (años)	0.005364878

Caso 2. Para venta de la energía eléctrica generada en TG-4.

Se deja de consumir energía eléctrica en los soloaires (11,761 Kw.-hr/día), se consumen 5189 Kw.-hr/día del sistema de enfriamiento del TG-4 propuesto, y se venden los 4212 Kw.-hr/día producidos por el TG-4.

Tabla 4.2. Beneficios y gastos del proyecto, caso 2.

Paridad \$USD	13.5
Precio venta de energía eléctrica (Precio IO, PEMEX), USD/Kw.-h	0.14
Monto de inversión del proyecto (\$USD)	76,785.67
Vida útil (años)	25.00
Días de operación anuales	320.00
Costo de energía eléctrica actual (TG-1/2/3) \$USD/kW-h	0.00310
Costo de Energía Eléctrica nuevo esquema (TG1/2/3/4), \$USD/kW-h	0.09350
Tasa de recuperación	0.12
Impuesto de rendimientos petroleros	30.00%

CAPITULO IV. ANÁLISIS ECONÓMICO DE FACTIBILIDAD DEL PROYECTO.

Tabla 4.2. Beneficios y gastos del proyecto, caso 2. (Continuación)

Estimación de beneficios:		
Se dejan de consumir en soloaires (kW-h/día): como consumo interno		11,761.92
Se generan en el turbogenerador nuevo (kw-h/día)		4,212.03
Disminuyen emisiones a la atmósfera por aprovechar vapor residual		0.00
Gastos de operación		
Consumo de energía por bombeo y vent. Adicional en torre (kw-h/día)		5,189.18
Consumo del energético (kJ/día)		2,455,427.46

Resultados		
Valor Presente Neto=		7,001,751.59
Tasa interna de retorno		70%
Periodo de recuperación (años)		0.005364878

Tabla 4.3. Evaluación en horizonte de inversión a 20 años, caso 1.

Año			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
			2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
Desempeño												
Potencia Máxima	kW/día		4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03
Días de op. Al año	días		320.00	320.00	320.00	320.00	320.00	320.00	320.00	320.00	320.00	320.00
Energía / año	kWh/año		1,347,849.82	1,347,849.82	1,347,849.82	1,347,849.82	1,347,849.82	1,347,849.82	1,347,849.82	1,347,849.82	1,347,849.82	1,347,849.82
Consumo energético del Vapor/año	kJ/año		785,736,786.87	306,364.73	306,364.73	306,364.73	306,364.73	306,364.73	306,364.73	306,364.73	306,364.73	306,364.73
Precios												
Precio de la Energía Eléctrica	\$pesos/kWh		1.89	1.89	1.89	1.89	1.89	1.89	1.89	1.89	1.89	1.89
Precio del vapor	\$pesos/ kJ		0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01
Ingresos de operación												
Eliminación consumo en soloaires y Gen. En TG-4	\$pesos/año		9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37
Ingresos totales	\$pesos/año		9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37
Gastos de operación												
Pago del energético (se paga como condensado)	\$pesos/año		4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79
Operación & mantenimiento	\$pesos/año		3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48
Gastos de Administración	\$pesos/año		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Otros gastos	\$pesos/año		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Gastos totales	\$pesos/año		7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27
Ingresos de la operación												
	\$/año		1,795,230.09	1,795,230.09	1,795,230.09	1,795,230.09	1,795,230.09	1,795,230.09	1,795,230.09	1,795,230.09	1,795,230.09	1,795,230.09
PAGO DE DEUDA												
			414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62
DEPRECIACIÓN												
			41,464.26	41,464.26	41,464.26	41,464.26	41,464.26	41,464.26	41,464.26	0.00	0.00	0.00
BENEFICIO S/I												
			1,339,123.21	1,380,587.47	1,339,123.21	1,339,123.21	1,339,123.21	1,339,123.21	1,380,587.47	1,380,587.47	1,380,587.47	1,380,587.47
IMPUESTO												
			401,736.96	401,736.96	401,736.96	401,736.96	401,736.96	401,736.96	401,736.96	401,736.96	401,736.96	401,736.96
			937,386.25	978,850.51	937,386.25	937,386.25	937,386.25	937,386.25	978,850.51	978,850.51	978,850.51	978,850.51
RTU												
			937,386.25	978,850.51	937,386.25	937,386.25	937,386.25	937,386.25	978,850.51	978,850.51	978,850.51	978,850.51
actualización												
	\$/año		836,952.01	780,333.63	667,213.01	595,725.91	531,898.13	474,909.05	442,782.26	395,341.30	352,983.31	315,163.67

Año			11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
			2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026
Desempeño												
Potencia Máxima	kW/día		4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03
Días de op. Al año	días		320.00	320.00	320.00	320.00	320.00	320.00	320.00	320.00	320.00	320.00
Energía / año	kWh/año		1,347,849.82	1,347,849.82	1,347,849.82	1,347,849.82	1,347,849.82	1,347,849.82	1,347,849.82	1,347,849.82	1,347,849.82	1,347,849.82
Consumo energético del Vapor/año	kJ/año		306,364.73	306,364.73	306,364.73	306,364.73	306,364.73	306,364.73	306,364.73	306,364.73	306,364.73	306,364.73
Precios												
Precio de la Energía Eléctrica	\$pesos/kWh		1.89	1.89	1.89	1.89	1.89	1.89	1.89	1.89	1.89	1.89
Precio del vapor	\$pesos/ kJ		0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01
Ingresos de operación												
Eliminación consumo en soloaires y Gen. En TG-4	\$pesos/año		9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37
Ingresos totales	\$pesos/año		9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37	9,661,045.37
Gastos de operación												
Pago del energético (se paga como condensado)	\$pesos/año		4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79
Operación & mantenimiento	\$pesos/año		3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48
Gastos de Administración	\$pesos/año		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Otros gastos	\$pesos/año		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Gastos totales	\$pesos/año		7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27
Ingresos de la operación												
	\$/año		1,795,230.09	1,795,230.09	1,795,230.09	1,795,230.09	1,795,230.09	1,795,230.09	1,795,230.09	1,795,230.09	1,795,230.09	1,795,230.09
PAGO DE DEUDA												
			414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62
DEPRECIACIÓN												
			0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
BENEFICIO S/I												
			1,380,587.47	1,380,587.47	1,380,587.47	1,380,587.47	1,380,587.47	1,380,587.47	1,380,587.47	1,380,587.47	1,380,587.47	1,380,587.47
IMPUESTO												
			401,736.96	401,736.96	401,736.96	401,736.96	401,736.96	401,736.96	401,736.96	401,736.96	401,736.96	401,736.96
			978,850.51	978,850.51	978,850.51	978,850.51	978,850.51	978,850.51	978,850.51	978,850.51	978,850.51	978,850.51
RTU												
			978,850.51	978,850.51	978,850.51	978,850.51	978,850.51	978,850.51	978,850.51	978,850.51	978,850.51	978,850.51
actualización												
	\$/año		281,396.13	251,246.55	224,327.27	200,292.21	178,832.33	159,671.72	142,564.04	127,289.32	113,651.18	101,474.27

Tabla 4.3. Evaluación en horizonte de inversión a 20 años, caso 1. (Continuación)

Año		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
		2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016
Desempeño											
Potencia Máxima	kW/día	4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03
Días de op. Al año	días	320.00	320.00	320.00	320.00	320.00	320.00	320.00	320.00	320.00	320.00
Energía / año	kWh/año	1,347,849.60	1,347,849.60	1,347,849.60	1,347,849.60	1,347,849.60	1,347,849.60	1,347,849.60	1,347,849.60	1,347,849.60	1,347,849.60
Consumo energético del Vapor/año	kJ/año	785,736,786.97	306,364.73	306,364.73	306,364.73	306,364.73	306,364.73	306,364.73	306,364.73	306,364.73	306,364.73
Precios											
Precio de la Energía Eléctrica	\$pesos/kWh	1.89	1.89	1.89	1.89	1.89	1.89	1.89	1.89	1.89	1.89
Precio del vapor	\$pesos/kJ	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01
Ingresos de operación											
Ingresos por venta de energía eléctrica generada	\$pesos/año	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96
Ingresos totales	\$pesos/año	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96
Gastos de operación											
Pago del energético (kJ)	\$pesos/año	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79
Operación & mantenimiento	\$pesos/año	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48
Gastos de Administración	\$pesos/año	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Otros gastos	\$pesos/año	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Gastos totales	\$pesos/año	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27
Ingresos de la operación											
	\$/año	1,795,229.69	1,795,229.69	1,795,229.69	1,795,229.69	1,795,229.69	1,795,229.69	1,795,229.69	1,795,229.69	1,795,229.69	1,795,229.69
PAGO DE DEUDA		414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62
DEPRECIACIÓN		41,464.26	41,464.26	41,464.26	41,464.26	41,464.26	41,464.26	41,464.26	41,464.26	41,464.26	41,464.26
BENEFICIO S/I		1,339,122.80	1,339,122.80	1,339,122.80	1,339,122.80	1,339,122.80	1,339,122.80	1,339,122.80	1,339,122.80	1,339,122.80	1,339,122.80
IMPUESTO		401,736.84	401,736.84	401,736.84	401,736.84	401,736.84	401,736.84	401,736.84	401,736.84	401,736.84	401,736.84
RTU		937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96
BENEFICIO		937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96
actualización	\$/año	836,951.75	747,278.35	667,212.81	595,725.72	531,897.97	474,908.90	424,025.80	378,594.47	338,030.77	301,813.19

Año		11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
		2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026
Desempeño											
Potencia Máxima	kW/día	4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03	4,212.03
Días de op. Al año	días	320.00	320.00	320.00	320.00	320.00	320.00	320.00	320.00	320.00	320.00
Energía / año	kWh/año	1,347,849.60	1,347,849.60	1,347,849.60	1,347,849.60	1,347,849.60	1,347,849.60	1,347,849.60	1,347,849.60	1,347,849.60	1,347,849.60
Consumo energético del Vapor/año	kJ/año	306,364.73	306,364.73	306,364.73	306,364.73	306,364.73	306,364.73	306,364.73	306,364.73	306,364.73	306,364.73
Precios											
Precio de la Energía Eléctrica	\$pesos/kWh	1.89	1.89	1.89	1.89	1.89	1.89	1.89	1.89	1.89	1.89
Precio del vapor	\$pesos/kJ	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01
Ingresos de operación											
Ingresos por venta de energía eléctrica generada	\$pesos/año	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96
Ingresos totales	\$pesos/año	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96	9,661,044.96
Gastos de operación											
Pago del energético (kJ)	\$pesos/año	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79	4,727,396.79
Operación & mantenimiento	\$pesos/año	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48	3,138,418.48
Gastos de Administración	\$pesos/año	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Otros gastos	\$pesos/año	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Gastos totales	\$pesos/año	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27	7,865,815.27
Ingresos de la operación											
	\$/año	1,795,229.69	1,795,229.69	1,795,229.69	1,795,229.69	1,795,229.69	1,795,229.69	1,795,229.69	1,795,229.69	1,795,229.69	1,795,229.69
PAGO DE DEUDA		414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62	414,642.62
DEPRECIACIÓN		41,464.26	41,464.26	41,464.26	41,464.26	41,464.26	41,464.26	41,464.26	41,464.26	41,464.26	41,464.26
BENEFICIO S/I		1,339,122.80	1,339,122.80	1,339,122.80	1,339,122.80	1,339,122.80	1,339,122.80	1,339,122.80	1,339,122.80	1,339,122.80	1,339,122.80
IMPUESTO		401,736.84	401,736.84	401,736.84	401,736.84	401,736.84	401,736.84	401,736.84	401,736.84	401,736.84	401,736.84
RTU		937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96
BENEFICIO		937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96	937,385.96
actualización	\$/año	269,476.06	240,603.63	214,824.67	191,807.74	171,256.91	152,907.96	136,524.96	121,897.29	108,836.86	97,175.77

Con cualquiera de los casos el proyecto es económicamente es rentable. La Tasa interna de retorno en el caso No.1 fue de 71% y en el caso No. 2 fue de 70%. En ambos casos la tasa obtenida es mayor a la tasa de recuperación.

4.4. Análisis de sensibilidad.

Caso de sensibilidad No.1.

En este caso, la tasa térmica se incrementa en 2% esto indica una disminución de eficiencia, por lo que se disminuye en un 2% la generación de energía en TG-4 y para mantener la generación se incrementa el consumo del energético (vapor) de 2, 504,536.01 kJ/día a 2, 455,427.46kJ/día. La tasa interna de retorno es de 61%, por lo que proyecto continúa siendo factible.

Caso de sensibilidad No.2.

En este caso, el aumento en la inversión inicial disminuirá el Valor Presente Neto, en esta prueba se incrementa el valor de la inversión en un 10%. La factibilidad del proyecto no se ve afectada con este cambio. Su tasa es de 48%.

Caso de sensibilidad No.3.

En este caso, se presenta una disminución en la demanda eléctrica y esto llevará a menores ingresos. La demanda eléctrica se disminuye de 4212 Kw./día a 4001 Kw./día. La tasa interna de retorno es de 53%.

Puede observarse que el factor que mas puede afectar la factibilidad del proyecto es el monto de la inversión.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

El método de termoeconomía es recomendable para el cálculo de costos en la industria, debido a que considera de forma directa los costos asociados a los combustibles y a los productos, incluyendo además el capital, depreciación, gastos de mantenimiento y operación.

Al conocer el estado energético y exergético de cada corriente, se puede saber donde se presentan las mayores pérdidas o destrucciones de la exergía o en su caso, las mayores ineficiencias de los procesos.

El disponer de los costos de operación reales de cada corriente permite conocer el margen de utilidad en los servicios que proporciona la planta de Servicios Auxiliares a las plantas de Proceso.

Como se puede ver, ésta es un área de oportunidad para dejar de consumir energía eléctrica en los soloaires, por el contrario, la energía en este caso es generada. Al aprovechar ésta corriente residual no se generan emisiones de CO₂ adicionales a la atmósfera por consumo de combustibles fósiles. Esta corriente no había sido cuantificada y se desconocía su potencial.

El índice de eficiencia exergética se incrementa de 33.207% a 33.226%, por generar más energía eléctrica con la misma cantidad de energía del gas combustible suministrado.

Con esta propuesta de proyecto se generan en la turbina TG-4, 4,212kW-hr/día y se dejan de consumir al mismo tiempo 11,761 kW-hr/día de energía eléctrica en los soloaires. El incremento del consumo en la torre de enfriamiento es en 5,189 kW-hr-/día. A pesar de este incremento, se continúan ahorrando 10,784 kw-hr/día. Para ver las características del equipo requerido en ésta propuesta, ir la sección 3.9.5 y para ver los costos de los servicios con el esquema propuesto, ir a la sección 3.13.

El proyecto es termoeconómicamente factible, la tasa interna de retorno es de 70%. El proyecto fue factible en los 3 casos de análisis de sensibilidad realizados.

APÉNDICE

Anexo A-1. Entalpía y exergía de formación para sustancias orgánicas en el estado de referencia ($T_o=298.15$ K, $P_o=101.325$ kPa).²⁰

Chemical formula	Name	State	Molar mass kg/kmol	Enthalpy of formation [kJ/mol]	Exergy [kJ/mol]
CH ₂	Methylene	g	14.02709	1032.9	1030.5
CH ₃	Methyl	g	15.03506	889.9	900.5
Aliphatic saturated hydrocarbons C _n H _{2n+2}					
CH ₄	Methane	g	16.04303	802.33	831.65
C ₂ H ₆	Ethane	g	30.07012	1427.79	1495.84
C ₃ H ₈	Propane	g	44.09721	2045.4	2154.0
C ₄ H ₁₀	<i>n</i> -Butane	g	58.1243	2658.4	2805.8
C ₅ H ₁₂	<i>n</i> -Pentane	g	72.15139	3274.3	3463.3
		l		3247.2	3461.8
C ₆ H ₁₄	<i>n</i> -Hexane	g	86.17848	3889.3	4118.5
		l		3857.6	4114.5
C ₇ H ₁₆	<i>n</i> -Heptane	l	100.20557	4464.7	4761.7
C ₈ H ₁₈	<i>n</i> -Octane	l	114.23266	5074.4	5413.1
C ₉ H ₂₀	<i>n</i> -Nonane	l	128.25975	5684.2	6064.9
C ₁₀ H ₂₂	<i>n</i> -Decane	l	142.28684	6294.0	6716.8
C ₁₁ H ₂₄	<i>n</i> -Undecane	l	156.31393	6908.6	7376.9
C ₁₂ H ₂₆	<i>n</i> -Dodecane	l	170.34102	7518.8	8029.4
C ₁₃ H ₂₈	<i>n</i> -Tridecane	l	184.36811	8129.0	8682.0
C ₁₄ H ₃₀	<i>n</i> -Tetradecane	l	198.3952	8739.2	9334.5
C ₁₅ H ₃₂	<i>n</i> -Pentadecane	l	212.42229	9349.4	9984.8
C ₁₆ H ₃₄	<i>n</i> -Hexadecane	l	226.44938	9959.6	10639.7
Cycloparaffins C _n H _{2n}					
C ₃ H ₆	Cyclopropane	g	42.08127	1959.2	2043.2
C ₄ H ₈	Cyclobutane	g	56.10836	2388.7	2516.2
C ₆ H ₁₂	Cyclohexane	g	84.16254	3691.4	3914.3
		l		3658.3	3909.2
C ₆ H ₁₂	Methylcyclopentane	l	84.16254	3673.5	3910.8
C ₇ H ₁₄	Methylcyclohexane	g	98.18963	4295.5	4556.9
C ₈ H ₁₆	Ethylcyclohexane	g	112.21672	4914.3	5228.5
		l		4873.8	5205.9
C ₉ H ₁₈	<i>n</i> -Propylcyclohexane	l	126.24381	5483.3	5857.7
C ₁₀ H ₂₀	<i>n</i> -Butylcyclohexane	l	140.2709	6094.3	6511.5
Olefins (ethylenic hydrocarbons) C _n H _{2n}					
C ₂ H ₄	Ethylene	g	28.05418	1323.1	1361.1
C ₃ H ₆	Propylene	g	42.08127	1927.7	2003.9
C ₄ H ₈	1-Butylene	g	56.10836	2542.9	2659.7

Anexo A-1. Entalpía y exergía de formación para sustancias orgánicas en el estado de referencia ($T_0=298.15$ K, $P_0=101.325$ kPa). (Continuación).

Chemical formula	Name	State	Molar mass kg/kmol	Enthalpy of formation [kJ/mol]	Exergy [kJ/mol]
$C_{25}H_{20}$	Tetraphenylmethane	s	320.43815	12544.1	13231.6
Organic compounds containing oxygen					
CH_2O	Formaldehyde	g	30.02649	519.4	538.4
CH_2O_3	Formic acid	g	46.02589	259.1	301.3
		l		213.0	291.7
CH_4O	Methanol	l	32.04243	638.4	718.0
C_2H_6O	Ethyl alcohol	g	46.06952	1278.2	1363.9
		l		1235.9	1357.7
C_2H_6O	Dimethyl ether	g	46.06952	1328.1	1419.5
C_2H_4O	Acetic aldehyde	g	44.05358	1105.5	1163.3
C_2H_4O	Ethyleneoxyde	g	44.05358	1220.5	1284.4
$C_2H_6O_2$	Ethylene glycol	l	62.06892	1058.6	1207.3
$C_2H_4O_2$	Acetic acid	g	60.05298	834.1	919.0
		l		786.6	908.0
C_3H_8O	Propylalcohol-2	l	60.09661	1830.6	1998.6
C_3H_6O	Acetone	g	58.08067	1690.9	1791.5
		l		1659.6	1788.5
C_4H_8O	Butylaldehyde-1	l	72.10776	2296.5	2463.3
C_4H_8O	Butylketone-2	l	72.10776	2264.1	2432.6
C_4H_4O	Furane	g	68.07588	2024.4	2118.8
		l		1996.7	2118.2
$C_4H_8O_2$	Butyric acid	l	88.10716	2018.8	2215.8
$C_4H_8O_2$	Ethyl acetate	l	88.10716	2073.6	2269.6
$C_5H_{12}O$	Amyl alcohol	l	88.15079	3060.7	3311.7
$C_5H_{12}O$	2-Methylbutanol-2	l	88.15079	3017.2	3275.7
$C_5H_{10}O$	Cyclopentanol	l	86.13485	2878.7	3109.7
$C_5H_6O_2$	Furfuryl alcohol	l	98.10237	2418.6	2687.7
$C_6H_{14}O$	Hexyl alcohol-1	l	102.17788	3668.9	3961.1
$C_6H_{12}O$	Cyclohexanol	l	100.16194	3465.4	3750.8
$C_7H_{16}O$	Heptyl alcohol-1	l	116.20497	4285.6	4619.2
C_7H_8O	Benzyl alcohol	l	108.14121	3563.4	3795.8
$C_4H_{10}O_4$	Erythrite	s	122.1219	1874.7	2193.0
$C_4H_6O_4$	Succinic acid	s	118.09002	1356.9	1609.4
$C_4H_4O_4$	Malonic acid	s	116.07408	1271.3	1495.7
$C_4H_4O_4$	Fumaric acid	s	116.07408	1249.1	1471.5
C_6H_6O	Phenol	s	94.11412	2925.9	3128.5
$C_6H_{14}O_6$	Dulcitol	s	182.17488	2729.6	3196.3
$C_6H_{14}O_6$	Mannitol	s	182.17488	2739.6	3204.8
$C_6H_{12}O_6$	α -D-Galactose	s	180.15894	2529.6	2928.8
$C_6H_{12}O_6$	L-Sorbose	s	180.15894	2544.6	2939.0
$C_7H_6O_2$	Benzoic acid	s	122.12467	3097.2	3343.5
$C_7H_6O_3$	Hydroxybenzoic acid	s	138.12407	2888.1	3151.2
$C_8H_4O_3$	Phthalic acid anhydride	s	148.11928	3173.8	3434.8
$C_8H_6O_4$	Phthalic acid	s	166.13462	3094.3	3412.6

Anexo A-1. Entalpía y exergía de formación para sustancias orgánicas en el estado de referencia ($T_0=298.15$ K, $P_0=101.325$ kPa). (Continuación)

Chemical formula	Name	State	Molar mass kg/kmol	Enthalpy of formation [kJ/mol]	Exergy [kJ/mol]
C ₁₂ H ₁₀ O	Diphenyl ether	s	170.2129	5903.1	6282.4
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	β-Lactose	s	342.30254	5154.2	5988.1
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	Saccharose	s	342.30254	5166.2	6007.8
C ₁₂ H ₂₄ O ₁₂	α-Lactose monohydrate	s	360.31788	5152.2	6043.3
C ₁₂ H ₂₄ O ₁₂	β-Maltose monohydrate	s	360.31788	5173.2	6063.4
C ₁₆ H ₃₄ O	Cetyl alcohol	s	242.44878	9731.3	10493.9
C ₁₆ H ₃₂ O ₂	Palmitin acid	s	256.43224	9290.3	10052.3
C ₂ H ₂ O ₄	Oxalic acid	s	90.03584	202.7	368.7
Organic compounds containing nitrogen and oxygen					
C ₂ H ₄ N ₄	Dicyanodiamide	s	84.08098	1296.5	1477.4
C ₃ H ₆ N ₆	Melamine	s	126.12147	1835.6	2120.5
C ₅ H ₅ N ₅	Adenine	s	135.1291	2664.9	2941.0
C ₆ H ₄ N ₂	2-Cyanopyridine	s	104.11218	3106.1	3246.9
C ₁₂ H ₁₁ N	Diphenylamine	s	169.22817	6188.1	6540.7
CH ₄ ON ₂	Urea	s	60.05583	544.7	689.0
CH ₆ O ₂ N ₂	Ammonium urethane	s	78.06037	474.8	666.7
C ₂ H ₅ O ₂ N	Aminoacetic acid	s	75.06765	867.6	1049.5
C ₃ H ₇ O ₂ N	D,L-Alanine	s	89.09474	1462.4	1689.4
C ₄ H ₇ O ₄ N	L-Aspartic acid	s	133.10469	1445.2	1743.8
C ₄ H ₈ O ₃ N ₂	L-Asparagine	s	132.11996	1749.9	2061.3
C ₄ H ₂ O ₄ N ₂	Alloxan	s	142.07154	813.1	1053.8
C ₄ H ₇ ON ₃	Creatinine	s	113.11989	2179.7	2440.6
C ₄ H ₉ O ₂ N ₃	Creatine	s	131.13523	2123.1	2442.8
C ₄ H ₆ O ₃ N ₄	Allantoin	s	158.11742	1580.0	1909.9
C ₅ H ₉ O ₄ N	D-Glutamic acid	s	147.13178	2047.9	2393.2
C ₅ H ₄ ON ₄	Hypoxanthine	s	136.11383	2337.3	2602.4
C ₅ H ₄ O ₂ N ₄	Xanthine	s	152.11323	2068.8	2361.7
C ₅ H ₅ O ₃ N ₄	Uric acid	s	169.1206	1950.6	2289.1
C ₅ H ₅ ON ₅	Guanine	s	151.1285	2385.2	2691.2
C ₉ H ₉ O ₃ N	Hypuric acid	s	179.17698	4014.3	4388.1
C ₁₂ H ₅ O ₁₂ N ₇	1,3,5-Hexanitrodiphenylamine	s	439.21335	5397.2	6167.8
Organic compounds containing sulfur					
C ₂ H ₆ S	Ethyl mercaptan	l	62.134	2164.9	2134.0
C ₂ H ₆ S	Dimethyl sulfide	l	62.134	2173.2	2145.4
C ₃ H ₈ S	Propyl mercaptan	l	76.161	2784.3	2794.7
C ₃ H ₈ S	Methylethyl sulfide	l	76.161	2783.6	2795.0
C ₄ H ₁₀ S	Butyl mercaptan	l	90.188	3386.2	3438.7
C ₄ H ₁₀ S	2-Methylpropyl mercaptan	l	90.188	3378.9	3434.3
C ₄ H ₁₀ S	Diethyl sulfide	l	90.188	3392.9	3446.3
C ₄ H ₁₀ S	Methylpropyl sulfide	l	90.188	3386.2	3442.6

Anexo A-1. Entalpía y exergía de formación para sustancias orgánicas en el estado de referencia ($T_0=298.15$ K, $P_0=101.325$ kPa). (Continuación)

Chemical formula	Name	State	Molar mass kg/kmol	Enthalpy of formation [kJ/mol]	Exergy [kJ/mol]
C_4H_4S	Thiophene	1	84.140	2865.9	2847.0
$C_4H_{10}S_2$	Ethylbutyl disulfide	1	122.252	4117.1	4055.4
$C_5H_{12}S$	Amyl mercaptan	1	104.215	3994.8	4091.3
C_5H_6S	2-Methylthiophene	1	98.168	3374.5	3396.5
C_5H_6S	3-Methylthiophene	1	98.168	3376.1	3398.2
C_6H_6S	Thiophenol	1	110.179	3876.6	3916.1
$C_6H_{14}S_2$	Dipropyl disulfide	1	150.306	5336.5	5358.4
$C_6H_{10}O_4S_2$	Milk acid β, β' -dithiane	s	210.272	4053.1	4168.6
C_3H_7OSN	1-Cysteine	s	105.159	2219.3	2285.8
$C_6H_{12}O_4S_2N_2$	1-Cystine	s	240.302	4212.8	4415.5

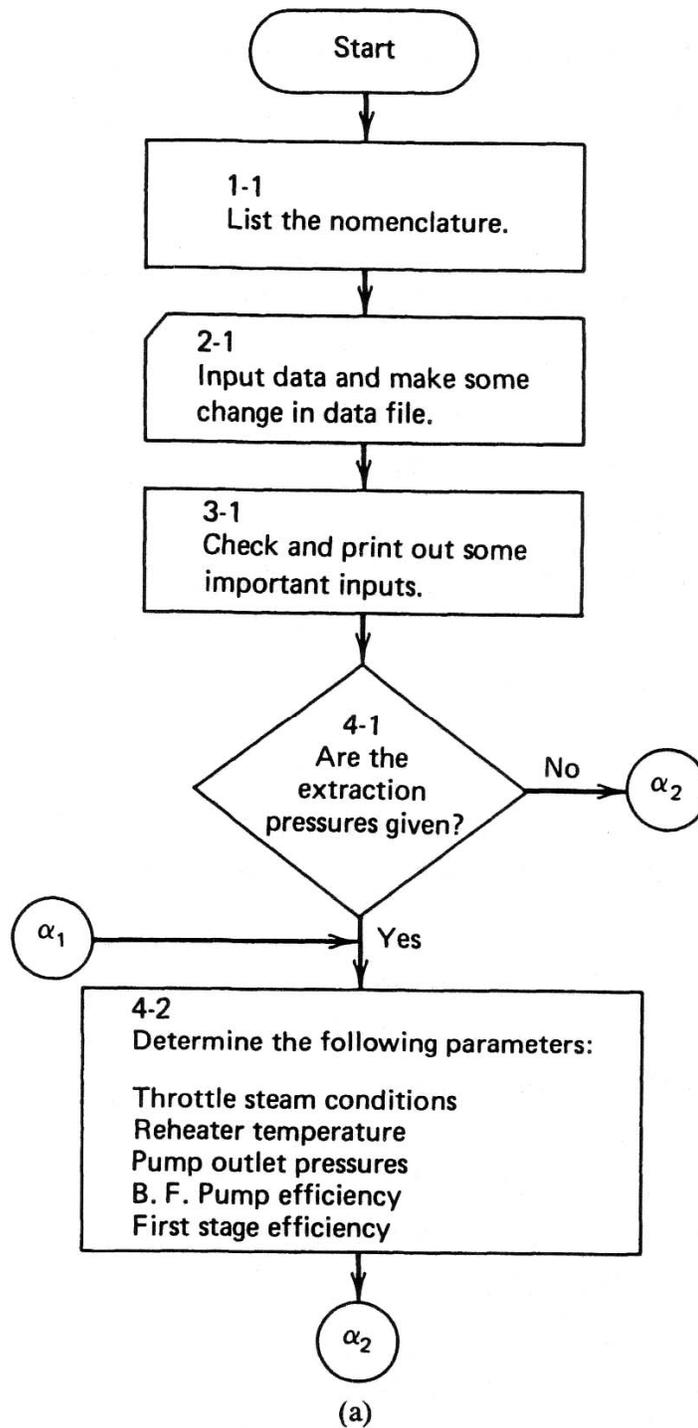
Anexo B-1. Características de tubo.⁹

OD of Tubing Inches	Bwg	Thickness	Inside Diameter	Surface External, Sq Ft per Linear Foot	Length in Feet for 1 sq ft Surface	Water-GPM at 1 Foot per Sec Velocity
$\frac{5}{8}$	12	0.109	.407	.1636	6.112	.406
	13	0.095	.435	.1636	6.112	.463
	14	0.083	.459	.1636	6.112	.516
	15	0.072	.481	.1636	6.112	.566
	16	0.065	.495	.1636	6.112	.600
	17	0.058	.509	.1636	6.112	.634
	18	0.049	.527	.1636	6.112	.680
	19	0.042	.541	.1636	6.112	.716
	20	0.035	.555	.1636	6.112	.754
	21	0.032	.561	.1636	6.112	.770
	22	0.028	.569	.1636	6.112	.793
	23	0.025	.575	.1636	6.112	.809
$\frac{3}{4}$	24	0.022	.581	.1636	6.112	.826
	12	0.109	.532	.1963	5.094	.693
	13	0.095	.560	.1963	5.094	.768
	14	0.083	.584	.1963	5.094	.835
	15	0.072	.606	.1963	5.094	.899
	16	0.065	.620	.1963	5.094	.941
	17	0.058	.634	.1963	5.094	.984
	18	0.049	.652	.1963	5.094	1.041
	19	0.042	.666	.1963	5.094	1.086
	20	0.035	.680	.1963	5.094	1.132
	21	0.032	.686	.1963	5.094	1.152
	22	0.028	.694	.1963	5.094	1.179
$\frac{7}{8}$	23	0.025	.700	.1963	5.094	1.200
	24	0.022	.706	.1963	5.094	1.220
	12	0.109	.657	.2291	4.367	1.057
	13	0.095	.685	.2291	4.367	1.149
	14	0.083	.709	.2291	4.367	1.231
	15	0.072	.731	.2291	4.367	1.308
	16	0.065	.745	.2291	4.367	1.359
	17	0.058	.759	.2291	4.367	1.410
	18	0.049	.777	.2291	4.367	1.478
	19	0.042	.791	.2291	4.367	1.532
	20	0.035	.805	.2291	4.367	1.586
	21	0.032	.811	.2291	4.367	1.610
1	22	0.028	.819	.2291	4.367	1.642
	23	0.025	.825	.2291	4.367	1.666
	24	0.022	.831	.2291	4.367	1.690
	12	0.109	.782	.2618	3.817	1.497
	13	0.095	.810	.2618	3.817	1.606
	14	0.083	.834	.2618	3.817	1.703

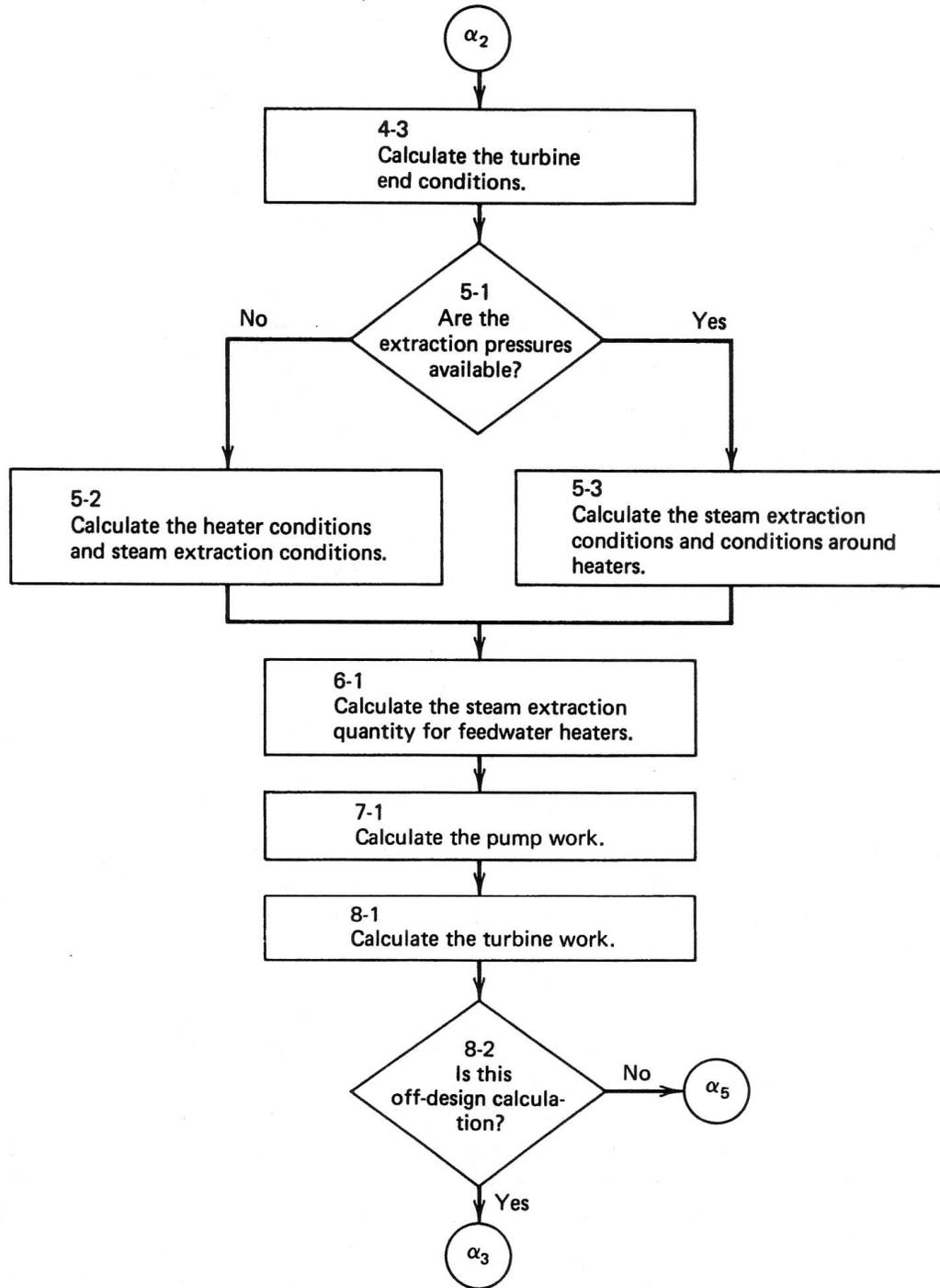
Anexo B-1. Características del tubo. (Continuación)

OD of Tubing Inches	Bwg	Thickness	Inside Diameter	Surface External, Sq Ft per Linear Foot	Length in Feet for 1 sq ft Surface	Water-GPM at 1 Foot per Sec Velocity
1 1/8	15	0.072	.856	.2618	3.817	1.794
	16	0.065	.870	.2618	3.817	1.853
	17	0.058	.884	.2618	3.817	1.992
	18	0.049	.902	.2618	3.817	1.992
	19	0.042	.916	.2618	3.817	2.054
	20	0.035	.930	.2618	3.817	2.117
	21	0.032	.936	.2618	3.817	2.145
	22	0.028	.944	.2618	3.817	2.182
	23	0.025	.950	.2618	3.817	2.209
	24	0.022	.956	.2618	3.817	2.237
	12	0.109	.907	.2944	3.397	2.014
	13	0.095	.935	.2944	3.397	2.140
	14	0.083	.959	.2944	3.397	2.251
	15	0.072	.981	.2944	3.397	2.356
	16	0.065	.995	.2944	3.397	2.424
	17	0.058	1.009	.2944	3.397	2.492
	18	0.049	1.027	.2944	3.397	2.582
	19	0.042	1.041	.2944	3.397	2.653
	20	0.035	1.055	.2944	3.397	2.725
	21	0.032	1.061	.2944	3.397	2.756
	22	0.028	1.069	.2944	3.397	2.797
	23	0.025	1.075	.2944	3.397	2.829
	24	0.022	1.081	.2944	3.397	2.861
	1 1/4	12	0.109	1.032	.3271	3.057
13		0.095	1.060	.3271	3.057	2.751
14		0.083	1.084	.3271	3.057	2.877
15		0.072	1.106	.3271	3.057	2.994
16		0.065	1.120	.3271	3.057	3.071
17		0.058	1.134	.3271	3.057	3.148
18		0.049	1.152	.3271	3.057	3.249
19		0.042	1.166	.3271	3.057	3.328
20		0.035	1.180	.3271	3.057	3.409
21		0.032	1.186	.3271	3.057	3.443
22		0.028	1.194	.3271	3.057	3.490
23		0.025	1.200	.3271	3.057	3.525
24	0.022	1.206	.3271	3.057	3.560	

Anexo B.2. Flujograma para diseño térmico de una turbina de vapor.⁹

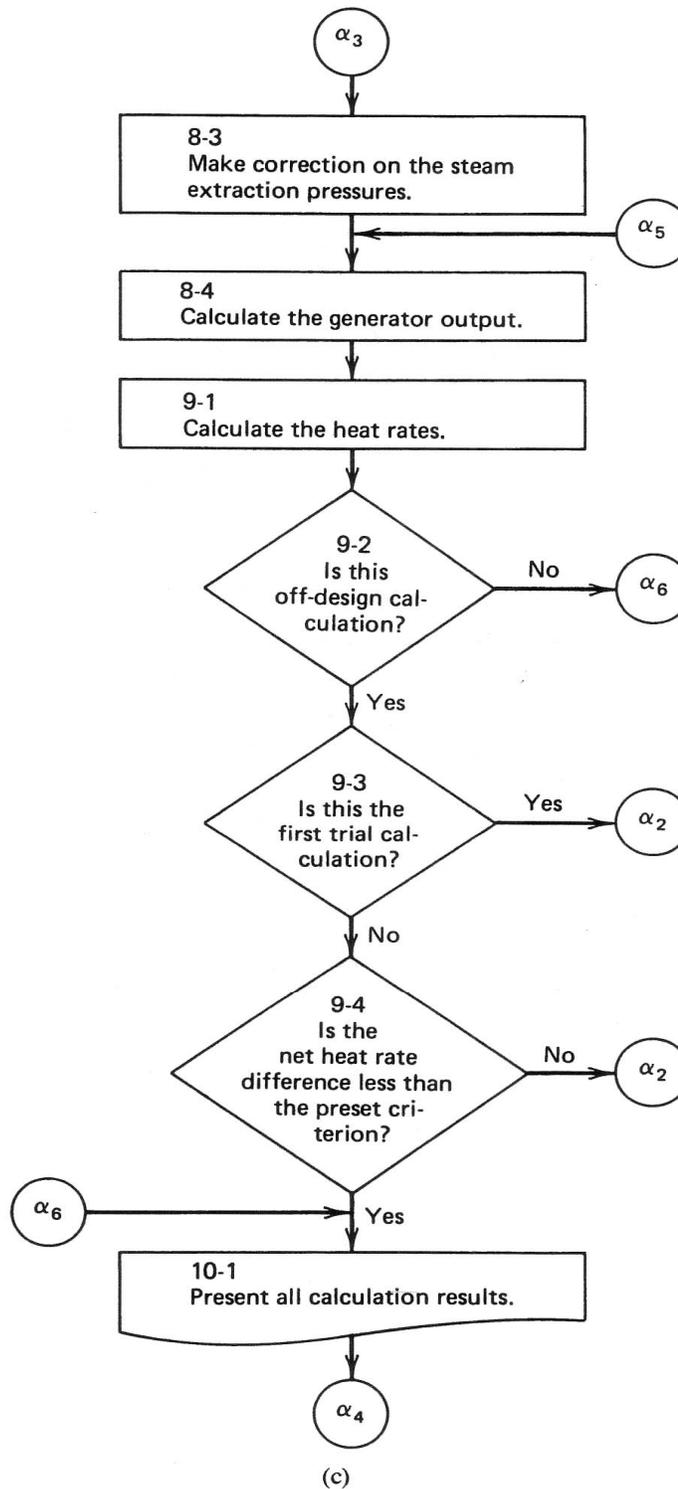


Anexo B.2. Flujograma para diseño térmico de una turbina de vapor.
(Continuación).

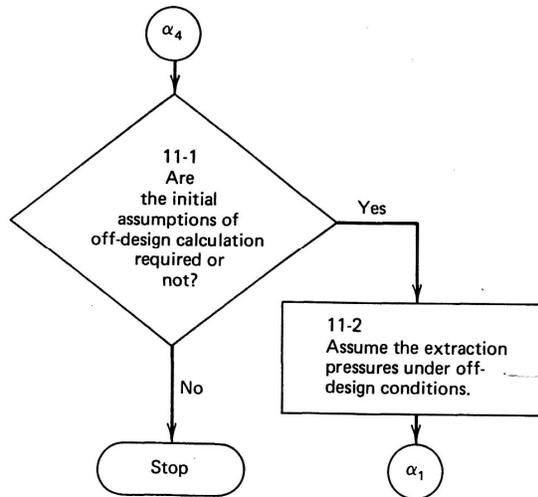


(b)

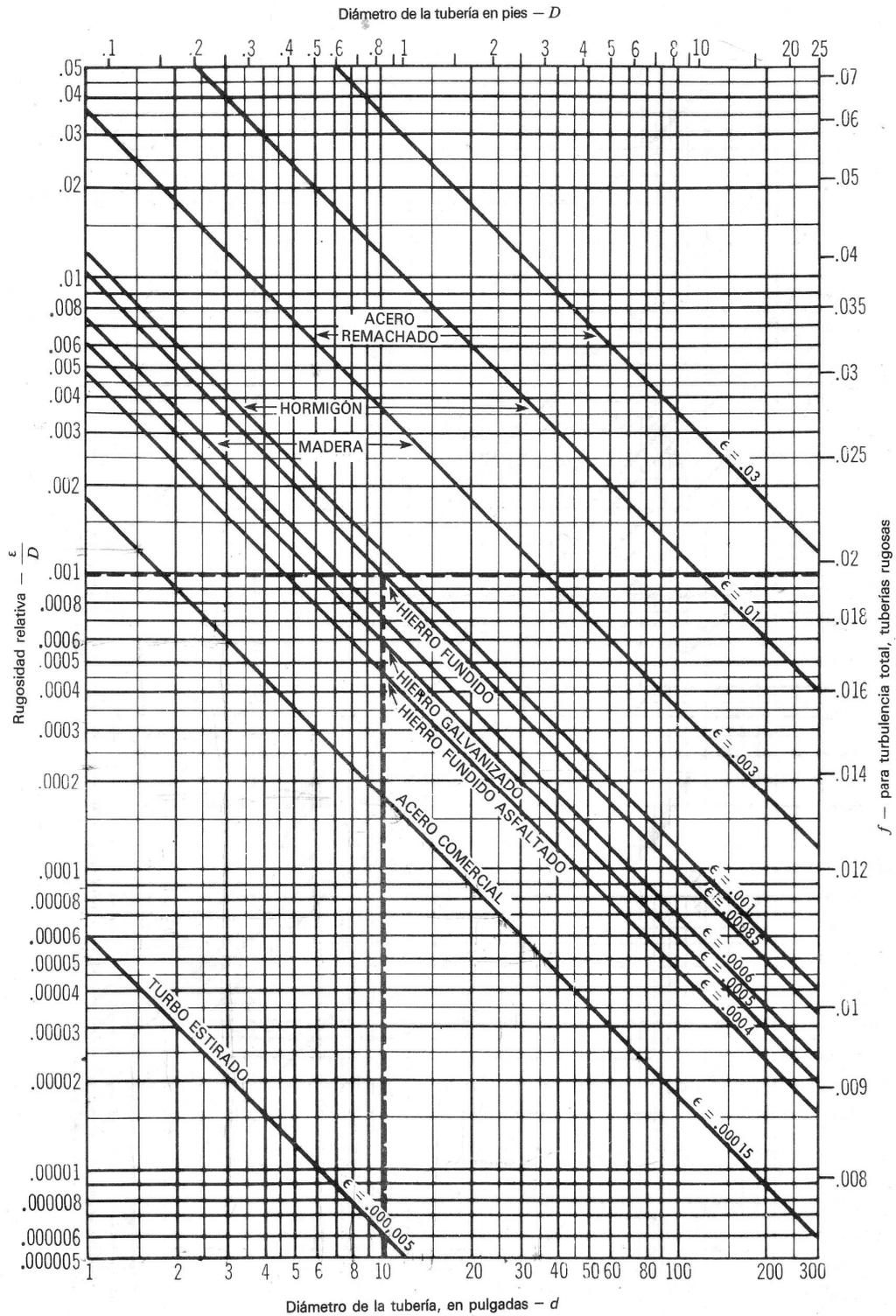
Anexo B.2. Flujograma para diseño térmico de una turbina de vapor.
(Continuación).



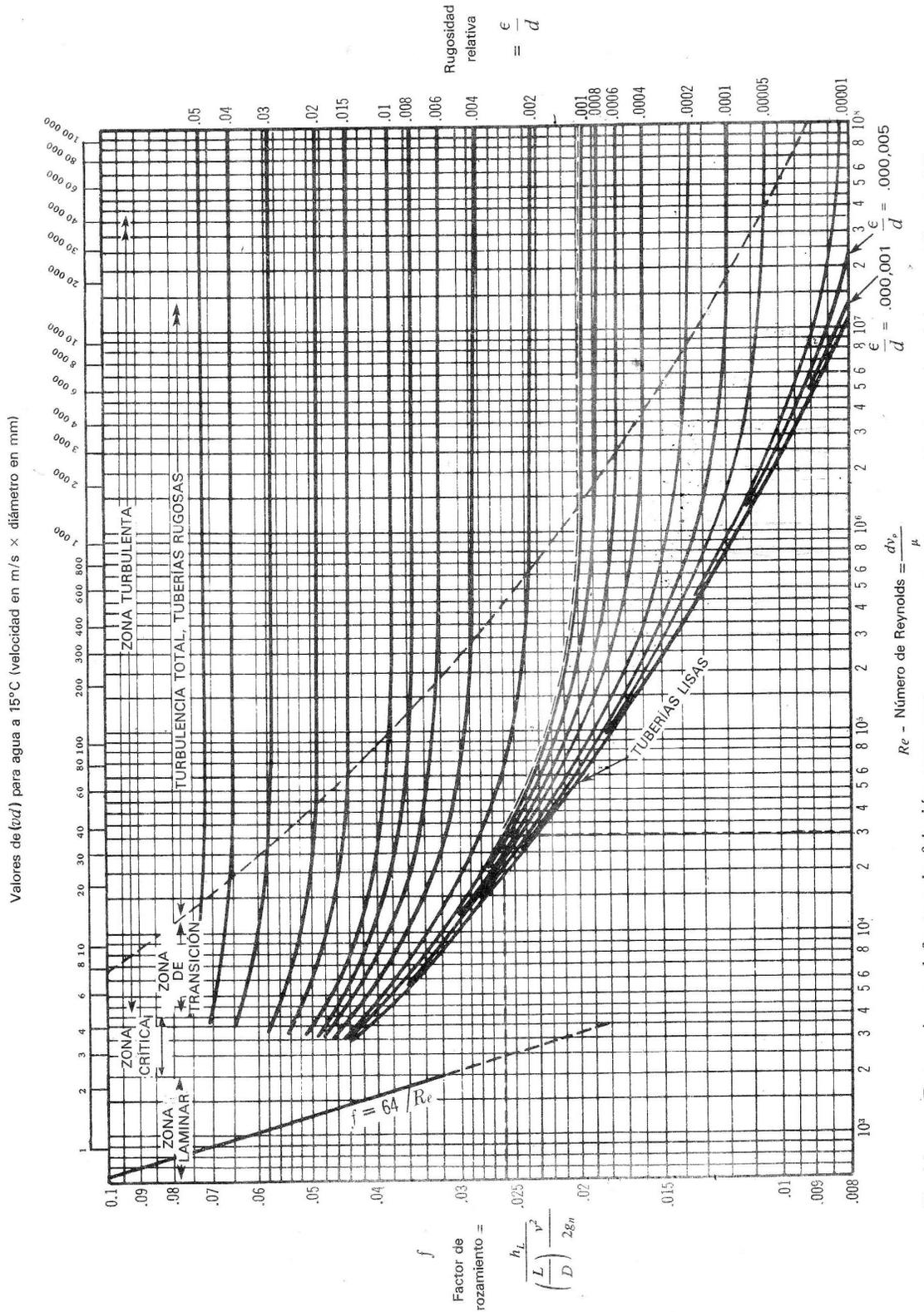
Anexo B.2. Flujograma para diseño térmico de una turbina de vapor.
(Continuación).



Anexo C-1. Rugosidad relativa de los materiales de las tuberías y factor de fricción para flujo en régimen de turbulencia total. ⁴



Anexo C-2. Factores de fricción para cualquier tipo de tubería comercial. ⁴



Anexo C-3. Datos tubería de acero comercial. ¹⁰

Commercial Wrought Steel Pipe Data
(Based on ANSI B36.10 wall thicknesses)

	Nominal Pipe Size Inches	Outside Diameter Inches	Thick-ness Inches	Inside Diameter		Inside Diameter Functions (In Inches)				Transverse Internal Area	
				<i>d</i>	<i>D</i>	<i>d</i> ²	<i>d</i> ³	<i>d</i> ⁴	<i>d</i> ⁵	<i>a</i>	<i>A</i>
				Inches	Feet					Sq. In.	Sq. Ft.
Schedule 10	14	14	0.250	13.5	1.125	182.25	2460.4	33215.	448400.	143.14	0.994
	16	16	0.250	15.5	1.291	240.25	3723.9	57720.	894660.	188.69	1.310
	18	18	0.250	17.5	1.4583	306.25	5359.4	93789.	1641309.	240.53	1.670
	20	20	0.250	19.5	1.625	380.25	7414.9	144590.	2819500.	298.65	2.074
	24	24	0.250	23.5	1.958	552.25	12977.	304980.	7167030.	433.74	3.012
	30	30	0.312	29.376	2.448	862.95	25350.	744288.	21864218.	677.76	4.707
Schedule 20	8	8.625	0.250	8.125	0.6771	66.02	536.38	4359.3	35409.	51.85	0.3601
	10	10.75	0.250	10.25	0.8542	105.06	1076.9	11038.	113141.	82.52	0.5731
	12	12.75	0.250	12.25	1.021	150.06	1838.3	22518.	275855.	117.86	0.8185
	14	14	0.312	13.376	1.111	178.92	2393.2	32012.	428185.	140.52	0.9758
	16	16	0.312	15.376	1.281	236.42	3635.2	55894.	859442.	185.69	1.290
Schedule 30	8	8.625	0.277	8.071	0.6726	65.14	525.75	4243.2	34248.	51.16	0.3553
	10	10.75	0.307	10.136	0.8447	102.74	1041.4	10555.	106987.	80.69	0.5603
	12	12.75	0.339	12.09	1.0075	146.17	1767.2	21366.	258304.	114.80	0.7972
	14	14	0.375	13.25	1.1042	175.56	2326.2	30821.	408394.	137.88	0.9575
	16	16	0.375	15.25	1.2708	232.56	3546.6	54084.	824801.	182.65	1.268
Schedule 40	8	8.625	0.438	17.124	1.4270	293.23	5021.3	85984.	1472397.	230.30	1.599
	10	10.75	0.500	19.00	1.5833	361.00	6859.0	130321.	2476099.	283.53	1.969
	12	12.75	0.562	22.876	1.9063	523.31	11971.	273853.	6264703.	411.00	2.854
	14	14	0.625	28.75	2.3958	826.56	23764.	683201.	19642160.	649.18	4.508
	16	16	0.625	28.75	2.3958	826.56	23764.	683201.	19642160.	649.18	4.508
Schedule 60	1/8	0.405	0.068	0.269	0.0224	0.0724	0.0195	0.005242	0.00141	0.057	0.00040
	1/4	0.540	0.088	0.364	0.0303	0.1325	0.0482	0.01756	0.00639	0.104	0.00072
	3/8	0.675	0.091	0.493	0.0411	0.2430	0.1198	0.05905	0.02912	0.191	0.00133
	1/2	0.840	0.109	0.622	0.0518	0.3869	0.2406	0.1497	0.09310	0.304	0.00211
	3/4	1.050	0.113	0.824	0.0687	0.679	0.5595	0.4610	0.3799	0.533	0.00371
	1	1.315	0.133	1.049	0.0874	1.100	1.154	1.210	1.270	0.864	0.00600
	1 1/4	1.660	0.140	1.380	0.1150	1.904	2.628	3.625	5.005	1.495	0.01040
	1 1/2	1.900	0.145	1.610	0.1342	2.592	4.173	6.718	10.82	2.036	0.01414
	2	2.375	0.154	2.067	0.1722	4.272	8.831	18.250	37.72	3.355	0.02330
	2 1/2	2.875	0.203	2.469	0.2057	6.096	15.051	37.161	91.75	4.788	0.03322
	3	3.500	0.216	3.068	0.2557	9.413	28.878	88.605	271.8	7.393	0.05130
	3 1/2	4.000	0.226	3.548	0.2957	12.59	44.663	158.51	562.2	9.886	0.06870
	4	4.500	0.237	4.026	0.3355	16.21	65.256	262.76	1058.	12.730	0.08840
	5	5.563	0.258	5.047	0.4206	25.47	128.56	648.72	3275.	20.006	0.1390
	6	6.625	0.280	6.065	0.5054	36.78	223.10	1352.8	8206.	28.891	0.2006
Schedule 80	8	8.625	0.322	7.981	0.6651	63.70	508.36	4057.7	32380.	50.027	0.3474
	10	10.75	0.365	10.02	0.8350	100.4	1006.0	10080.	101000.	78.855	0.5475
	12	12.75	0.406	11.938	0.9965	142.5	1701.3	20306.	242470.	111.93	0.7773
	14	14.0	0.438	13.124	1.0937	172.24	2260.5	29666.	389340.	135.28	0.9394
	16	16.0	0.500	15.000	1.250	225.0	3375.0	50625.	759375.	176.72	1.2272
Schedule 100	8	8.625	0.406	7.813	0.6511	61.04	476.93	3725.9	29113.	47.94	0.3329
	10	10.75	0.500	9.750	0.8125	95.06	926.86	9036.4	88110.	74.66	0.5185
	12	12.75	0.562	11.626	0.9688	135.16	1571.4	18268.	212399.	106.16	0.7372
	14	14.0	0.593	12.814	1.0678	164.20	2104.0	26962.	345480.	128.96	0.8956
	16	16.0	0.656	14.688	1.2240	215.74	3168.8	46544.	683618.	169.44	1.1766
Schedule 120	8	8.625	0.406	7.813	0.6511	61.04	476.93	3725.9	29113.	47.94	0.3329
	10	10.75	0.500	9.750	0.8125	95.06	926.86	9036.4	88110.	74.66	0.5185
	12	12.75	0.562	11.626	0.9688	135.16	1571.4	18268.	212399.	106.16	0.7372
	14	14.0	0.593	12.814	1.0678	164.20	2104.0	26962.	345480.	128.96	0.8956
	16	16.0	0.656	14.688	1.2240	215.74	3168.8	46544.	683618.	169.44	1.1766
Schedule 150	8	8.625	0.406	7.813	0.6511	61.04	476.93	3725.9	29113.	47.94	0.3329
	10	10.75	0.500	9.750	0.8125	95.06	926.86	9036.4	88110.	74.66	0.5185
	12	12.75	0.562	11.626	0.9688	135.16	1571.4	18268.	212399.	106.16	0.7372
	14	14.0	0.593	12.814	1.0678	164.20	2104.0	26962.	345480.	128.96	0.8956
	16	16.0	0.656	14.688	1.2240	215.74	3168.8	46544.	683618.	169.44	1.1766
Schedule 200	8	8.625	0.406	7.813	0.6511	61.04	476.93	3725.9	29113.	47.94	0.3329
	10	10.75	0.500	9.750	0.8125	95.06	926.86	9036.4	88110.	74.66	0.5185
	12	12.75	0.562	11.626	0.9688	135.16	1571.4	18268.	212399.	106.16	0.7372
	14	14.0	0.593	12.814	1.0678	164.20	2104.0	26962.	345480.	128.96	0.8956
	16	16.0	0.656	14.688	1.2240	215.74	3168.8	46544.	683618.	169.44	1.1766
Schedule 240	8	8.625	0.406	7.813	0.6511	61.04	476.93	3725.9	29113.	47.94	0.3329
	10	10.75	0.500	9.750	0.8125	95.06	926.86	9036.4	88110.	74.66	0.5185
	12	12.75	0.562	11.626	0.9688	135.16	1571.4	18268.	212399.	106.16	0.7372
	14	14.0	0.593	12.814	1.0678	164.20	2104.0	26962.	345480.	128.96	0.8956
	16	16.0	0.656	14.688	1.2240	215.74	3168.8	46544.	683618.	169.44	1.1766
Schedule 300	8	8.625	0.406	7.813	0.6511	61.04	476.93	3725.9	29113.	47.94	0.3329
	10	10.75	0.500	9.750	0.8125	95.06	926.86	9036.4	88110.	74.66	0.5185
	12	12.75	0.562	11.626	0.9688	135.16	1571.4	18268.	212399.	106.16	0.7372
	14	14.0	0.593	12.814	1.0678	164.20	2104.0	26962.	345480.	128.96	0.8956
	16	16.0	0.656	14.688	1.2240	215.74	3168.8	46544.	683618.	169.44	1.1766
Schedule 420	8	8.625	0.406	7.813	0.6511	61.04	476.93	3725.9	29113.	47.94	0.3329
	10	10.75	0.500	9.750	0.8125	95.06	926.86	9036.4	88110.	74.66	0.5185
	12	12.75	0.562	11.626	0.9688	135.16	1571.4	18268.	212399.	106.16	0.7372
	14	14.0	0.593	12.814	1.0678	164.20	2104.0	26962.	345480.	128.96	0.8956
	16	16.0	0.656	14.688	1.2240	215.74	3168.8	46544.	683618.	169.44	1.1766
Schedule 600	8	8.625	0.406	7.813	0.6511	61.04	476.93	3725.9	29113.	47.94	0.3329
	10	10.75	0.500	9.750	0.8125	95.06	926.86	9036.4	88110.	74.66	0.5185
	12	12.75	0.562	11.626	0.9688	135.16	1571.4	18268.	212399.	106.16	0.7372
	14	14.0	0.593	12.814	1.0678	164.20	2104.0	26962.	345480.	128.96	0.8956
	16	16.0	0.656	14.688	1.2240	215.74	3168.8	46544.	683618.	169.44	1.1766
Schedule 900	8	8.625	0.406	7.813	0.6511	61.04	476.93	3725.9	29113.	47.94	0.3329
	10	10.75	0.500	9.750	0.8125	95.06	926.86	9036.4	88110.	74.66	0.5185
	12	12.75	0.562	11.626	0.9688	135.16	1571.4	18268.	212399.	106.16	0.7372
	14	14.0	0.593	12.814	1.0678	164.20	2104.0	26962.	345480.	128.96	0.8956
	16	16.0	0.656	14.688	1.2240	215.74	3168.8	46544.	683618.	169.44	1.1766
Schedule 1200	8	8.625	0.406	7.813	0.6511	61.04	476.93	3725.9	29113.	47.94	0.3329
	10	10.75	0.500	9.750	0.8125	95.06	926.86	9036.4	88110.	74.66	0.5185
	12	12.75	0.562	11.626	0.9688	135.16	1571.4	18268.	212399.	106.16	0.7372
	14	14.0	0.593	12.814	1.0678	164.20	2104.0	26962.	345480.	12	

Anexo C-3. Datos tubería de acero comercial. (Continuación)

(Continued). Commercial Wrought Steel Pipe Data
(Based on ANSI B36.10 wall thicknesses)

Nominal Pipe Size	Outside Diameter	Thick-ness	Inside Diameter		Inside Diameter Functions (In Inches)				Transverse Internal Area		
			<i>d</i>	<i>D</i>	<i>d</i> ²	<i>d</i> ³	<i>d</i> ⁴	<i>d</i> ⁵	<i>a</i>	<i>A</i>	
Inches	Inches	Inches	Inches	Feet					Sq. In.	Sq Ft.	
Schedule 80—cont.	1½	1.900	0.200	1.500	0.1250	2.250	3.375	5.062	7.594	1.767	0.01225
	2	2.375	0.218	1.939	0.1616	3.760	7.290	14.136	27.41	2.953	0.02050
	2½	2.875	0.276	2.323	0.1936	5.396	12.536	29.117	67.64	4.238	0.02942
	3	3.5	0.300	2.900	0.2417	8.410	24.389	70.728	205.1	6.605	0.04587
	3½	4.0	0.318	3.364	0.2803	11.32	38.069	128.14	430.8	8.888	0.06170
	4	4.5	0.337	3.826	0.3188	14.64	56.006	214.33	819.8	11.497	0.07986
	5	5.563	0.375	4.813	0.4011	23.16	111.49	536.38	2583.	18.194	0.1261
	6	6.625	0.432	5.761	0.4801	33.19	191.20	1101.6	6346.	26.067	0.1810
	8	8.625	0.500	7.625	0.6354	58.14	443.32	3380.3	25775.	45.663	0.3171
	10	10.75	0.593	9.564	0.7970	91.47	874.82	8366.8	80020.	71.84	0.4989
	12	12.75	0.687	11.376	0.9480	129.41	1472.2	16747.	190523.	101.64	0.7058
	14	14.0	0.750	12.500	1.0417	156.25	1953.1	24414.	305176.	122.72	0.8522
Schedule 100	16	16.0	0.843	14.314	1.1928	204.89	2932.8	41980.	600904.	160.92	1.1175
	18	18.0	0.937	16.126	1.3438	260.05	4193.5	67626.	1090518.	204.24	1.4183
	20	20.0	1.031	17.938	1.4948	321.77	5771.9	103536.	1857248.	252.72	1.7550
	24	24.0	1.218	21.564	1.7970	465.01	10027.	216234.	4662798.	365.22	2.5362
	8	8.625	0.593	7.439	0.6199	55.34	411.66	3062.	22781.	43.46	0.3018
	10	10.75	0.718	9.314	0.7762	86.75	807.99	7526.	69357.	68.13	0.4732
	12	12.75	0.843	11.064	0.9220	122.41	1354.4	14985.	165791.	96.14	0.6677
	14	14.0	0.937	12.126	1.0105	147.04	1783.0	21621.	262173.	115.49	0.8020
Schedule 120	16	16.0	1.031	13.938	1.1615	194.27	2707.7	37740.	526020.	152.58	1.0596
	18	18.0	1.156	15.688	1.3057	246.11	3861.0	60572.	950250.	193.30	1.3423
	20	20.0	1.281	17.438	1.4532	304.08	5302.6	92467.	1612438.	238.83	1.6585
	24	24.0	1.531	20.938	1.7448	438.40	9179.2	192195.	4024179.	344.32	2.3911
	4	4.50	0.438	3.624	0.302	13.133	47.595	172.49	625.1	10.315	0.07163
	5	5.563	0.500	4.563	0.3802	20.82	95.006	433.5	1978.	16.35	0.1136
Schedule 140	6	6.625	0.562	5.501	0.4584	30.26	166.47	915.7	5037.	23.77	0.1650
	8	8.625	0.718	7.189	0.5991	51.68	371.54	2671.	19202.	40.59	0.2819
	10	10.75	0.843	9.064	0.7553	82.16	744.66	6750.	61179.	64.53	0.4481
	12	12.75	1.000	10.750	0.8959	115.56	1242.3	13355.	143563.	90.76	0.6303
	14	14.0	1.093	11.814	0.9845	139.57	1648.9	19480.	230137.	109.62	0.7612
	16	16.0	1.218	13.564	1.1303	183.98	2495.5	33849.	459133.	144.50	1.0035
	18	18.0	1.375	15.250	1.2708	232.56	3546.6	54086.	824804.	182.66	1.2684
	20	20.0	1.500	17.000	1.4166	289.00	4913.0	83521.	1419857.	226.98	1.5762
Schedule 160	24	24.0	1.812	20.376	1.6980	415.18	8459.7	172375.	3512313.	326.08	2.2645
	8	8.625	0.812	7.001	0.5834	49.01	343.15	2402.	16819.	38.50	0.2673
	10	10.75	1.000	8.750	0.7292	76.56	669.92	5862.	51291.	60.13	0.4176
	12	12.75	1.125	10.500	0.8750	110.25	1157.6	12155.	127628.	86.59	0.6013
	14	14.0	1.250	11.500	0.9583	132.25	1520.9	17490.	201136.	103.87	0.7213
	16	16.0	1.438	13.124	1.0937	172.24	2260.5	29666.	389340.	135.28	0.9394
Schedule 80	18	18.0	1.562	14.876	1.2396	221.30	3292.0	48972.	728502.	173.80	1.2070
	20	20.0	1.750	16.5	1.3750	272.25	4492.1	74120.	1222981.	213.82	1.4849
	24	24.0	2.062	19.876	1.6563	395.06	7852.1	156069.	3102022.	310.28	2.1547
	½	0.840	0.187	0.466	0.0388	0.2172	0.1012	0.04716	0.02197	0.1706	0.00118
	¾	1.050	0.218	0.614	0.0512	0.3770	0.2315	0.1421	0.08726	0.2961	0.00206
	1	1.315	0.250	0.815	0.0679	0.6642	0.5413	0.4412	0.3596	0.5217	0.00362
	1¼	1.660	0.250	1.160	0.0966	1.346	1.561	1.811	2.100	1.057	0.00734
	1½	1.900	0.281	1.338	0.1115	1.790	2.395	3.205	4.288	1.406	0.00976
	2	2.375	0.343	1.689	0.1407	2.853	4.818	8.138	13.74	2.241	0.01556
	2½	2.875	0.375	2.125	0.1771	4.516	9.596	20.39	43.33	3.546	0.02463
	3	3.50	0.438	2.624	0.2187	6.885	18.067	47.41	124.4	5.408	0.03755
	Schedule 160	4	4.50	0.531	3.438	0.2865	11.82	40.637	139.7	480.3	9.283
5		5.563	0.625	4.313	0.3594	18.60	80.230	346.0	1492.	14.61	0.1015
6		6.625	0.718	5.189	0.4324	26.93	139.72	725.0	3762.	21.15	0.1469
8		8.625	0.906	6.813	0.5677	46.42	316.24	2155.	14679.	36.46	0.2532
10		10.75	1.125	8.500	0.7083	72.25	614.12	5220.	44371.	56.75	0.3941
12		12.75	1.312	10.126	0.8438	102.54	1038.3	10514.	106461.	80.53	0.5592
14		14.0	1.406	11.188	0.9323	125.17	1400.4	15668.	175292.	98.31	0.6827
16		16.0	1.593	12.814	1.0678	164.20	2104.0	26961.	345482.	128.96	0.8956
18		18.0	1.781	14.438	1.2032	208.45	3009.7	43454.	627387.	163.72	1.1369
20		20.0	1.968	16.064	1.3387	258.05	4145.3	66590.	1069715.	202.67	1.4074
24		24.0	2.343	19.314	1.6095	373.03	7204.7	139152.	2687582.	292.98	2.0346

BIBLIOGRAFÍA

BIBLIOGRAFÍA

1. Bejan, Adrian “Advanced Engineering Thermodynamics” Second Edition, John Wiley & Son, Inc. 1997.
2. Bejan, Adrian, Tsatsaronis George, Moran Michael “Thermal Design & Optimization”, John Wiley & Son, Inc. 1996.
3. Casados Arturo, Apuntes de clase, Módulo: Economía Energética, en el ITM, 2006.
4. Reza, Clemente, “Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías”, División de ingeniería de Crane, Mc. Graw Hill, 1992.
5. Cengel, Yunus “Termodinámica”, Mc. Graw-Hill, 5a. edición, 2006
6. Kehlhofer, Rolf H; Warner, Judy “Combined cycle gas steam turbine power plants”, 1999, 2a.edición Penwell.
7. Kremmer Frank, Mc Callion John, “Manual del Agua, su naturaleza, tratamiento y aplicaciones, Nalco Chemical Company”, Mc. Graw-Hill Tomo III, 1989.
8. Leyzerovich, Dr. Alexander. “Wet-steam turbines for nuclear plants”, Penwell Corporation, 2005..
9. Li, Kam; Priddy, Paul, “Power Plant system design”, John Wiley & Sons, 1985.
10. Ludwig Ernest, “Applied Process design for chemical and petrochemical plants”, Volume 1, Gulf Publishing Company, 3a. Edición, 1999.
11. Manual de operación de la planta de Servicios Auxiliares, Planta de Generación de vapor y planta eléctrica, 1981.
12. Ramírez, Roberto, Apuntes de clase, Modulo: Centrales térmicas y cogeneración, en el ITM, 2007.

13. Rivero, R.; Hernández, R. Determinación de costos de producción de vapor y electricidad en una Refinería utilizando el método de exergía, revista del IMIQ ISSN: 0180-7313, Año XXXVII Vol. /-8, Julio-Agosto, Pág. 35-41.
14. Rivero, Ricardo, Application of the exergy concept in the petroleum refining and petrochemical industry, Energy Conversion and Management, Vol. 43, No. 9-12, 2002.
15. Paulus, David; Tsatsaronis, George; Specific exergy costs and revenues in two-pressure combined cycle plant, Int. J. of Thermodynamics. Vol.9 (No.2), Pág. 66, June 2006.
16. Peters Max S., Timmerhaus Klaus D., West Ronald E., "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", Mc. Graw-Hill. 2004, 5a edición, 2004.
17. Tsatsaronis George. "Thermoeconomic analysis and optimization of energy systems". Center for Electric Power, Tennessee Technological University, P.O. Box 5032, Cookeville, TN 38505, USA.
18. <http://www.pemex.com>
19. Autor no conocido. Steam turbine power plant design. Chapter 3.3 de la página: www.usace.army.mil/publications/.
20. Wöran Wall. "Exergetics", Mölndal 1998.