



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA
(ENERGÍA) – (PROCESOS Y USO EFICIENTE DE ENERGÍA)

ANÁLISIS EXERGOECONÓMICO PARA SELECCIÓN DE SISTEMAS DE
COGENERACIÓN EN UNA REFINERÍA

MODALIDAD DE GRADUACIÓN: TESIS
QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:
MAESTRO EN INGENIERÍA

PRESENTA:
ALCARAZ CALDERÓN AGUSTÍN MOISÉS

TUTOR PRINCIPAL
MANUEL MARTÍNEZ FERNÁNDEZ, INSTITUTO DE ENERGÍAS RENOVABLES

MÉXICO, D. F. OCTUBRE 2014



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO:

Presidente: Dr. Rivera Gómez Franco Wilfrido

Secretario: Dr. Martínez Fernández Manuel

Vocal: Dr. Herrera Velarde Jose Ramón

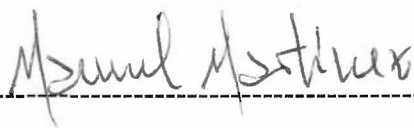
1 er. Suplente: Dr. Cuevas García Sergio

2 d o. Suplente: Dr. Franco Nava José Manuel

Lugar o lugares donde se realizó la tesis: Temixco, Morelos.

TUTOR DE TESIS:

Dr. Martínez Fernández Manuel



CONTENIDO

| | Página |
|---|------------|
| NOMENCLATURA | III |
| RESUMEN | I |
| 1 INTRODUCCIÓN | 1 |
| 1.1 ANTECEDENTES..... | 1 |
| 1.1.1 <i>¿Qué es la cogeneración?</i> | 1 |
| 1.1.2 <i>Cogeneración en refinerías</i> | 2 |
| 1.1.2.1 Generador de vapor-turbina de vapor | 2 |
| 1.1.2.2 Turbina de gas-recuperador de calor (TG-HRSG por sus siglas en inglés) | 3 |
| 1.1.2.3 Motor de combustión interna | 4 |
| 1.1.3 <i>¿Qué es la exergoeconomía?</i> | 5 |
| 1.2 PLANTEAMIENTO Y DELIMITACIÓN DEL PROBLEMA..... | 6 |
| 1.3 OBJETIVOS..... | 13 |
| 1.3.1 <i>GENERALES</i> | 13 |
| 1.3.2 <i>ESPECÍFICOS</i> | 13 |
| 1.3.3 <i>HIPÓTESIS</i> | 14 |
| 1.4 MOTIVACIÓN PARA ELABORAR LA INVESTIGACIÓN..... | 14 |
| 2 MARCO TEÓRICO | 16 |
| 2.1 MÉTODOS ALGEBRAICOS..... | 16 |
| 2.1.1 <i>Teoría del costo exergético (TEC por sus siglas en inglés)</i> | 16 |
| 2.1.2 <i>Teoría del costo exergético – Metodología de desagregación (TECD por sus siglas en inglés)</i> 17 | 17 |
| 2.1.3 <i>Método de análisis exergoeconómico (EEA por sus siglas en inglés)</i> | 17 |
| 2.1.4 <i>Lo último en entrar es lo primero en salir (principio LIFO por sus siglas en inglés)</i> | 18 |
| 2.1.5 <i>Costeo de exergía específico/costo promedio (Enfoque SPECO/AVCO por sus siglas en inglés)</i> . 18 | 18 |
| 2.1.6 <i>Análisis de Estructura Productiva Modificada (Enfoque MOPSA)</i> | 18 |
| 2.1.7 <i>Costo de Producción Exergético (EPC por sus siglas en inglés)</i> | 19 |
| 2.2 MÉTODOS DE CÁLCULO..... | 19 |
| 2.2.1 <i>Enfoque Termoeconómico Funcional (TFA por sus siglas en inglés)</i> | 19 |
| 2.2.2 <i>Análisis funcional de ingeniería (EFA por sus siglas en inglés)</i> | 20 |
| 2.2.3 <i>La teoría estructural de la termoeconomía (STT por sus siglas en inglés)</i> | 20 |
| 3 METODOLOGÍA DEL COSTO DE PRODUCCIÓN EXERGÉTICO (EXERGETIC PRODUCTION COST (EPC)) | 23 |
| 3.1 COSTO DE PRODUCCIÓN EXERGÉTICO..... | 23 |
| 3.1.1 <i>Modelo de generador de vapor-turbina de vapor extracción condensación</i> | 23 |
| 3.1.2 <i>Modelo de turbina de gas con recuperador de calor (TG-HRSG)</i> | 26 |
| 3.1.3 <i>Modelo económico</i> | 35 |
| 3.2 MODIFICACIÓN DEL MODELO PARA APLICACIÓN EN REFINERÍA..... | 37 |
| 3.2.1 <i>Cálculo de propiedades</i> | 39 |
| 3.2.2 <i>Cálculo de costos de inversión</i> | 39 |
| 3.2.3 <i>Modificación al caso de generador de vapor con recalentamiento</i> | 41 |
| 3.2.4 <i>Caso de turbina de gas y recuperador de calor con turbina de vapor a extracción condensación</i> | 42 |
| 3.3 VALIDACIÓN DE MODELOS | 43 |
| 3.4 FORMULAS COMPLEMENTARIAS PARA EVALUACIÓN EXERGOECONÓMICA..... | 45 |
| 3.4.1 <i>Límites de frontera para cálculo de eficiencias</i> | 46 |

| | | |
|----------|---|-----------|
| 3.5 | RESULTADOS | 49 |
| 4 | EVALUACIÓN EXERGONOMICA | 50 |
| 4.1 | BASES DE DISEÑO | 50 |
| 4.1.1 | <i>Datos de sitio o generales</i> | 50 |
| 4.1.2 | <i>Premisas técnicas y económicas</i> | 51 |
| 4.2 | CASOS ANALIZADOS | 52 |
| 4.2.1 | <i>Caso 1</i> | 52 |
| 4.2.2 | <i>Caso 2</i> | 54 |
| 4.2.3 | <i>Caso 3</i> | 56 |
| 4.2.4 | <i>Caso 4</i> | 57 |
| 4.2.5 | <i>Caso 5</i> | 59 |
| 4.2.6 | <i>Caso 6</i> | 60 |
| 5 | RESULTADOS | 62 |
| 6 | ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD | 71 |
| 7 | CONCLUSIONES, PROPUESTAS Y RECOMENDACIONES | 80 |
| | REFERENCIAS | 84 |
| | ANEXOS | 88 |
| | ANEXO 1. MODELO DESARROLLADO DE UN CICLO COMBINADO EN EL SOFTWARE GT PRO..... | 88 |

NOMENCLATURA

| | |
|---------------|--|
| C | Costo (US\$/h) |
| c | Valor de costo específico (US\$/kWh) |
| C_p | Calor específico a presión constante (kJ/kg K) |
| E_{COMB} | Energía del combustible en base al poder calorífico bajo (kW) |
| $E_{COMBQPC}$ | Energía de combustible de postcombustión (kW) |
| EE_{Neta} | Energía eléctrica neta del sistema (MW) |
| EPC | Costo de Producción Exergético (US\$/h) |
| E_{vap} | Exergía transferida al vapor (kW) |
| E_{vap} | Exergía transferida al vapor (kW) |
| EX_{COMB} | Exergía del combustible consumido por el sistema (MW) |
| f_a | Factor de anualización (Adimensional) |
| f_m | Factor de mantenimiento (Adimensional) |
| h | Entalpía (kJ/kg) |
| H | Periodo de operación (h) |
| h_{vapp} | Entalpía del vapor a proceso (kJ/kg) |
| h_{vaa} | Entalpía del agua de alimentación (kJ/kg) |
| I_B | Inversión de bomba (US\$) |
| I_{CA} | Inversión del compresor de aire (US\$) |
| I_{CC} | Inversión de la cámara de combustión (US\$) |
| I_{GEN} | Inversión del generador eléctrico (US\$) |
| I_{GV} | Inversión del generador de vapor (US\$) |
| I_{GVRC} | Inversión del generador de vapor de recuperación de calor (US\$) |
| i | Tasa de interés (%/año) |
| I_{Neta} | Energía eléctrica neta del sistema (MW) |
| I_{TG} | Inversión de la turbina de gas (US\$) |
| I_{TV} | Inversión de la turbina de vapor (US\$) |
| k | Periodo de amortización (años) |
| m | Flujo másico (kg/s) |
| m_{aa} | Flujo de agua de alimentación neto al generador de vapor o recuperador de calor (kg/s) |
| P | Presión (MPa) |
| PCI | Poder calorífico del combustible (kJ/kg) |
| P_{COMB} | Precio del combustible (US\$/kWh) |
| P_{ELEC} | Costo de la energía eléctrica (US\$/kWh) |
| P_G | Potencia generada (kW) |
| P_r | Relación de presiones (adimensional) |

| | |
|---------------|--|
| P_{req} | Potencia requerida (kW) |
| P_{VEN} | Precio de venta de la energía eléctrica (US\$/kWh) |
| Q_{PC} | Calor de postcombustión (kW) |
| R | Constante universal (kJ/kgK) |
| s | Entropía (kJ/kg K) |
| s_{vaa} | Entropía del agua de alimentación (kJ/kg°C) |
| s_{vaap} | Entropía del vapor a proceso (kJ/kg°C) |
| T | Temperatura (°C) |
| T_{0C} | Temperatura de referencia (°C) |
| TC | Periodo de construcción (años) |
| ti | Tasa de inflación (%/año) |
| W_B | Trabajo de flecha de la bomba (kW) |
| W_{CA} | Trabajo de flecha del compresor de aire (kW) |
| W_{TG} | Trabajo de flecha de la turbina de gas (kW) |
| δ | Relación de calores específicos (adimensional) |
| η_{CA} | Eficiencia del compresor de aire (%) |
| η_{CC} | Eficiencia de la cámara de combustión (%) |
| η_{CCOG} | Eficiencia combinada de cogeneración (%) |
| η_{ECO} | Eficiencia exergética de cogeneración (%) |
| η_{GEN} | Eficiencia del generador eléctrico (%) |
| η_{GV} | Eficiencia del generador de vapor (%) |
| η_{MTV} | Eficiencia mecánica de la turbina de vapor (%) |
| η_{QPC} | Eficiencia de la postcombustión (%) |
| η_{REG} | Eficiencia del regenerador (%) |
| η_{TG} | Eficiencia de la turbina de gas (%) |

RESUMEN

En el presente trabajo se evalúan diversas opciones de cogeneración para una refinería típica mexicana desde el punto de vista exergoeconómico, utilizando la metodología del costo de producción exergético (EPC por sus siglas en inglés), y se comparan contra un análisis tradicional por primera ley de la termodinámica. La evaluación considera que la refinería se encuentra interconectada a la red pública de energía eléctrica para compra o venta de ésta.

Se plantea esta tesis, debido a que las evaluaciones de sistemas de cogeneración por primera ley de la termodinámica, siempre han tenido el inconveniente de que consideran a la energía térmica y la energía eléctrica de la misma calidad, y sabemos que la energía térmica es una energía con usos mas limitados y no es 100% utilizable como lo es la energía eléctrica (sin considerar las pérdidas por efecto Joule). La metodología exergoeconómica utilizada en esta tesis elimina ese inconveniente, ya que para la energía térmica se considera solamente la energía disponible.

El documento contiene seis capítulos. En el primer capítulo se presenta la introducción, en donde se explican antecedentes, planteamiento y delimitación del problema, objetivos e hipótesis y motivación de la investigación. En el segundo capítulo se muestran el marco teórico bajo el cual se desarrolló la tesis mostrándose las metodologías existentes. El tercer capítulo, incluye la metodología utilizada en este trabajo. Se presentan las modificaciones necesarias a los casos de estudio, así como también la validación del modelo. El cuarto capítulo muestra la evaluación exergoeconómica de los diversos casos mencionados anteriormente. El quinto capítulo muestra los resultados del análisis exergoeconómico mostrado en el cuarto capítulo. El sexto capítulo muestra un análisis de sensibilidad del EPC respecto a las principales variables tales como precio del combustible y precio de venta de la energía eléctrica. En el séptimo capítulo se muestran las conclusiones y por último se listan las referencias utilizadas en este trabajo.

A continuación se enuncian los principales logros de esta tesis:

En esta tesis se desarrollo con éxito un modelo exergoeconómico, para evaluar sistemas de cogeneración para refinerías, el cual se basó en la metodología denominada Costo de Producción Exergético (EPC por sus siglas en inglés). Este modelo se acopló con el software comercial Thermoflow TM para determinación de propiedades termodinámicas y costos de inversión.

También, se determinó que en las refinerías es conveniente utilizar motores eléctricos como accionadores en lugar de accionadores de turbinas de vapor, esto sin considerar aspectos de confiabilidad de la operación. Otra conclusión de esta tesis, fue que los casos evaluados que utilizan las turbinas de gas como tecnología de generación

presentan grandes excedentes eléctricos y son los que tienen los menores EPC's.

Otra conclusión de esta tesis, es que existe una diferencia importante en evaluar los casos por primera o por segunda ley, los resultados con un tipo y otro de eficiencia prácticamente se invierte. Utilizando las premisas iniciales del proyecto, por primera ley se recomienda producir el mínimo de energía eléctrica y comprar el resto de la red y por segunda ley se recomienda producir el máximo de energía eléctrica y el sobrante se mandaría a la red eléctrica.

Debemos de aclarar, que esta tesis es solamente un ejercicio limitado. Para que se pudiera utilizar el modelo que se presenta en esta tesis en forma práctica, se deben de considerar otros aspectos propios de cada proyecto, como son: Disponibilidad de espacios, distancias para transmitir el vapor a la refinería o centros de consumo, capacidad de transmisión de la red eléctrica pública, etc.

Para trabajos posteriores, sería interesante ampliar esta tesis estudiando el mismo tipo de esquemas pero con la posibilidad de mezclar combustibles como coque, carbón, combustóleo y gas natural, debido a que estos presentan diferentes costos y se obtendrían resultados diferentes. Por ejemplo, sería interesante explorar con coque, debido a que tiene precios más bajos que el gas natural.

1 INTRODUCCIÓN

En este capítulo, se mostrará primeramente antecedentes, planteamiento y delimitación del problema, objetivos e hipótesis y motivación de la investigación.

1.1 Antecedentes

Como antecedentes explicaremos que es la cogeneración, como aplica la cogeneración en refinerías, se explicarán cuales son los principales esquemas para cogeneración y se dará una explicación de lo que es la exergonomía.

1.1.1 ¿Qué es la cogeneración?

La cogeneración es la producción de más de una forma útil de energía (energía térmica de proceso, electricidad, hidrógeno, etc., etc.) a partir de la misma fuente de energía. Los sistemas de cogeneración aprovechan frecuentemente energía térmica de desecho, típicamente de algún equipo que produce electricidad, por ejemplo turbina de gas, turbina de vapor, motor diesel, y utilizan ese calor de desecho para calentamiento de agua y edificios, calentamiento de procesos industriales, o como fuente de energía térmica para otros componentes del sistema [1].

La principal ventaja técnica de los sistemas de cogeneración es la capacidad para mejorar la eficiencia global del uso del combustible en la producción de energía eléctrica y energía térmica. Se requiere menos combustible para producir una cantidad determinada de energía eléctrica y de energía térmica en un sistema de cogeneración que lo que se necesita para generar las mismas cantidades de ambos tipos de energía con tecnologías convencionales separadas, por ejemplo generadores de vapor y turbogeneradores de gas, esto se debe a que el calor del turbogenerador a gas, el cual utiliza una gran cantidad de combustible para operar la turbina, se vuelve energía térmica útil en un sistema de cogeneración en vez de ser calor residual [2].

Los diferentes tipos de sistemas cogeneradores utilizan combustibles diversos (se puede utilizar gas natural, combustóleo, carbón, etc.), así como también tienen diferentes proporciones de energía eléctrica y vapor o energía térmica. La tasa térmica se refiere a las proporciones relativas de electricidad y energía térmica producida por un cogenerador [3].

Las ventajas técnicas de la cogeneración nos llevan a importantes ventajas ambientales. Esto significa que el incremento en eficiencia y correspondiente decremento en el uso del combustible por el uso de un sistema de cogeneración comparado con otros procesos convencionales para producción de energía térmica y eléctrica, normalmente nos llevan a grandes reducciones de gas de efecto invernadero

Estas reducciones pueden ser en ocasiones hasta del 50% en algunas situaciones, suministrando los mismos servicios de energía térmica y eléctrica que dos sistemas separados [4].

En varios de los casos los sistemas de cogeneración tienen ventajas económicas en costos de inversión respecto a los procesos separados de producción de energía eléctrica y térmica, en otras ocasiones los costos de los esquemas de cogeneración y no cogeneración son similares, pero las ventajas en la reducción de emisiones y uso de combustible pueden permitir que la cogeneración sea la mejor opción, en otras ocasiones los costos de los esquemas de cogeneración pueden ser mucho mayores que los de los sistemas independientes, pero las ventajas por reducción de emisiones y uso de combustible son tan grandes, que la cogeneración resulta la mejor opción. [5]

1.1.2 Cogeneración en refinerías

Las refinerías son centros de trabajo que requieren para su operación cantidades importantes de energía eléctrica y vapor, esta energía puede ser suministrada con sistemas independientes o con sistemas integrados. Entre las tecnologías de suministro de vapor y energía eléctrica independiente se encuentran: generadores de vapor de diversas presiones y temperaturas, turbogeneradores a gas, turbogeneradores a vapor, motores de combustión interna, generadores de vapor de lecho fluidizado, gasificación integrada a ciclos combinados, celdas solares, aerogeneradores, etc. Entre los esquemas de cogeneración se encuentran los sistemas: generador de vapor-turbina de vapor, turbina de gas-recuperador de calor, motor de combustión interna, generador de vapor de lecho fluidizado-turbina de vapor, ciclos combinados en base a gas natural y gasificación integrada a ciclos combinados. [5]

Como se mencionó líneas arriba algunos tipos de sistemas de cogeneración producen energía eléctrica y vapor simultáneamente, lo que resulta en esquemas mucho más eficientes que los independientes, lo que representa grandes ahorros en costos de operación. Para el caso de las refinerías son preferibles los sistemas de cogeneración debido a que se requiere tanto del suministro de vapor como de energía eléctrica, en cantidades variables (dependiendo del tipo de diseño). A continuación, se describen las tecnologías de cogeneración para el suministro de vapor y energía eléctrica más utilizadas en las refinerías mexicanas. [5]

1.1.2.1 Generador de vapor-turbina de vapor

En este esquema se genera vapor en el generador de vapor, utilizando gas de refinería y/o combustóleo como combustible. El vapor de alta presión es inyectado a 500 °C aproximadamente a una turbina de vapor de alta y media presión para la

generación de electricidad y vapor para su uso en las plantas de proceso de la refinería. El vapor de proceso se obtiene a través de un sangrado (extracción) de la turbina antes mencionada a la temperatura y presión requerida por el proceso, el vapor excedente es enviado a la turbina de baja presión para posteriormente ser enviado a condensación para su recuperación a través de un sistema de enfriamiento con un condensador de superficie trabajando en vacío (aproximadamente a 0.1 bar y 50 °C) y torre de enfriamiento. Después que se recupera el condensado, tanto del proceso como de la turbina de vapor de baja presión, el condensado es impulsado por una bomba para ser enviado a un deareador, donde el condensado se acondiciona para eliminar gases atrapados en el líquido (típicamente, aire y oxígeno), así como para acercar el condensado a condiciones de líquido saturado, para eficientar el sistema, y finalmente ser enviado nuevamente al generador de vapor e iniciar otra vez el ciclo. En la Figura 1.1 se muestra este esquema de generación. Otra posibilidad para el suministro de vapor a proceso, es mediante una derivación de la línea de alimentación a la turbina de vapor de alta presión. [5]

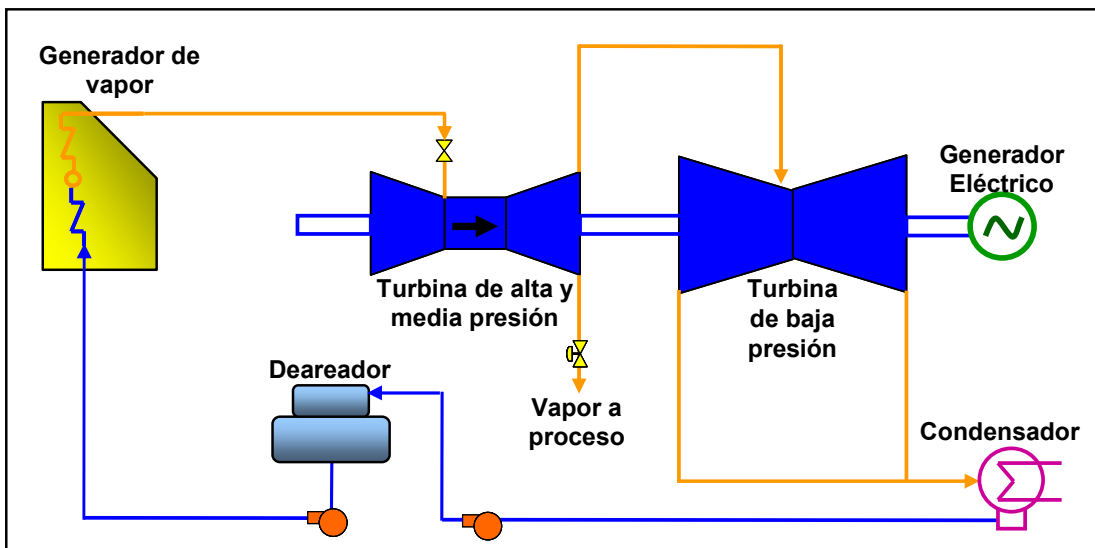


Figura 1.1. Sistema generador de vapor-turbina de vapor [5].

1.1.2.2 Turbina de gas-recuperador de calor (TG-HRSG por sus siglas en inglés)

En este esquema se genera energía eléctrica mediante una turbina de gas, generalmente utilizando gas natural como combustible. La turbina de gas está compuesta básicamente de 3 componentes: compresor de aire, cámara de combustión y turbina de expansión. Primeramente el compresor succiona aire del ambiente y lo comprime hasta aproximadamente 30 bar (dependiendo la tecnología y tipo de turbina), este aire a alta presión es inyectado a una cámara de combustión, donde también se inyecta combustible para quemarse, posteriormente los gases de combustión generados en la cámara de combustión son enviados a la turbina de expansión, la cual aprovecha la energía de los gases para generar energía eléctrica.

Es importante aclarar que la turbina de expansión y el compresor de aire se encuentran acopladas en la misma flecha, por lo que la turbina de expansión además de generar energía eléctrica también proporciona el movimiento al compresor de aire. En la descarga de la sección de expansión de la turbina, se obtienen todavía gases de combustión remanentes con temperaturas altas, los cuales son enviados hacia un recuperador de calor para aprovechar su energía térmica generando vapor de alta, media o baja presión, el cual es enviado a proceso. Este esquema se muestra en la Figura 1.2. [5]

1.1.2.3 Motor de combustión interna

En este esquema se genera energía eléctrica en un motor de combustión interna, el cual quema generalmente diesel o combustóleo. El motor de combustión interna convierte la energía térmica del combustible e impulsa un generador eléctrico, el cual genera la energía eléctrica. El motor de combustión interna tiene parte en movimiento, las cuales se encuentran en fricción generando calor, el cual es necesario disipar para el buen funcionamiento de este, el calor es aprovechado para generar agua caliente o vapor a aproximadamente 150 °C. Este esquema tiene la desventaja de que produce sólo agua caliente o vapor saturado, los cuales tiene un uso muy limitado en refinerías. La Figura 1.3 muestra este esquema. [5]

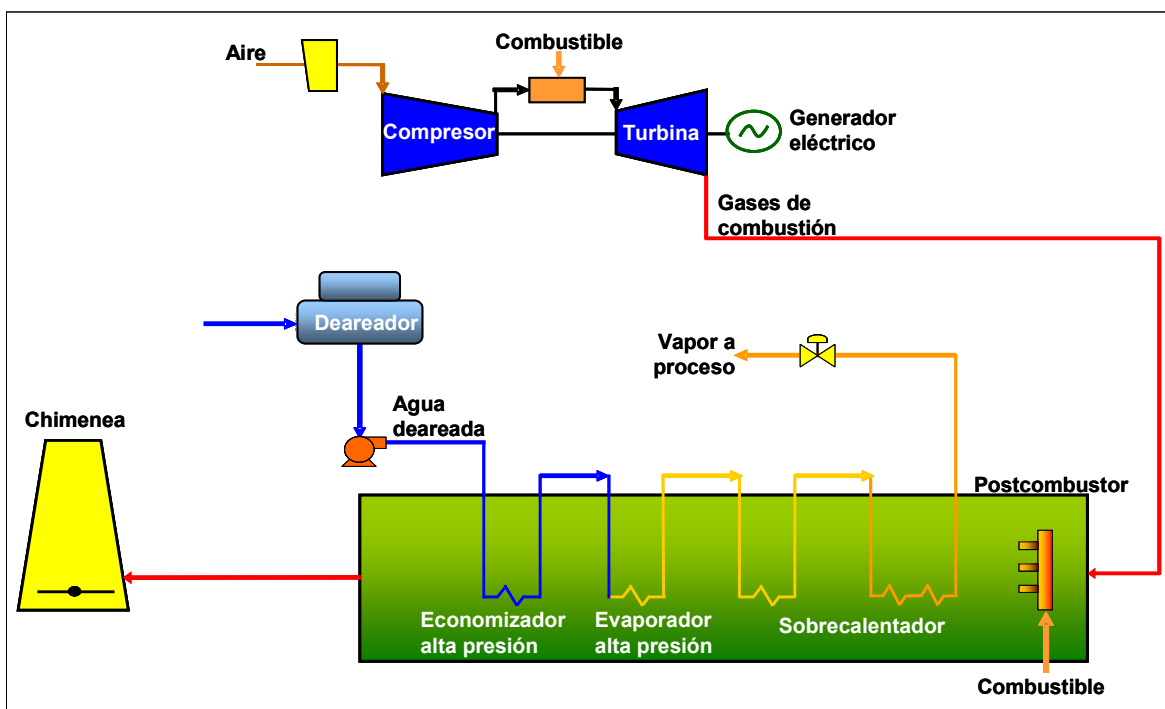


Figura 1.2. Sistema turbina de gas-recuperador de calor [5].

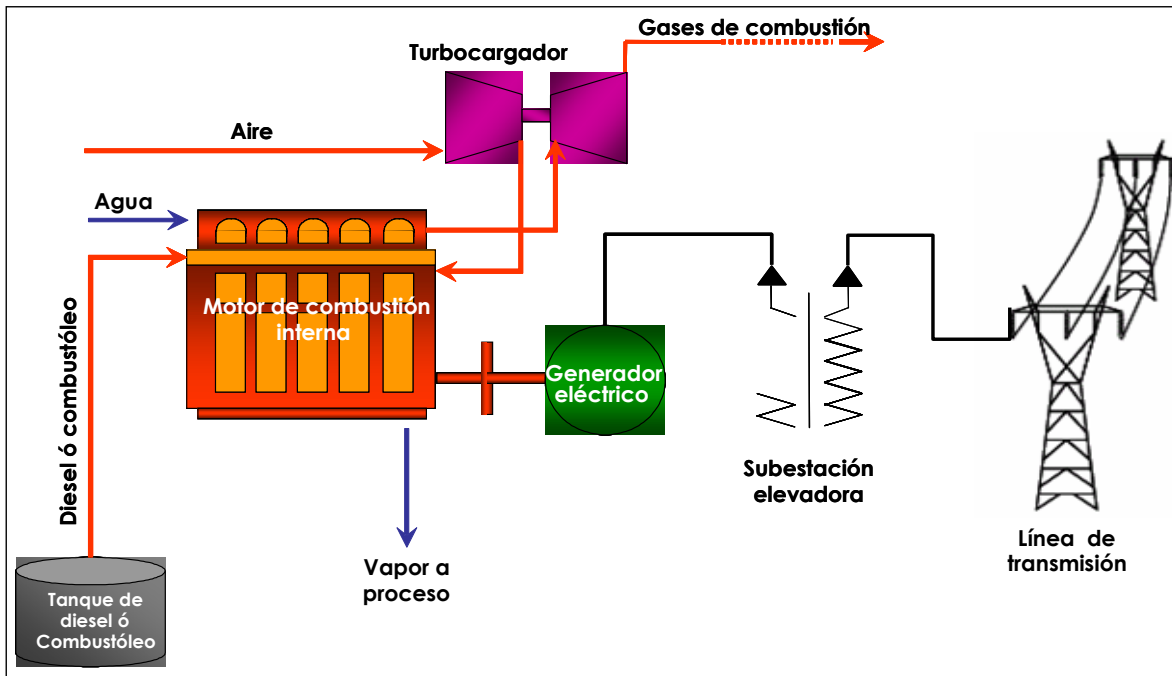


Figura 1.3. Sistema motor de combustión interna [5]

1.1.3 ¿Qué es la exergoeconomía?

La exergoeconomía combina los análisis de exergía (2da ley de la termodinámica) con análisis convencionales de costos con la finalidad de evaluar y mejorar el desempeño de los sistemas de energía [6]. La principal contribución de un análisis exergético para la evaluación de un sistema de energía viene a través de la evaluación exergoeconómica, el cual considera no solo las ineficiencias, sino que también los costos asociados con estas ineficiencias y los gastos de inversión requeridos para reducir estas. El objetivo de la optimización termodinámica es minimizar las ineficiencias en cada etapa del proceso dentro del sistema, mientras que el objetivo de la optimización exergoeconómica de un sistema es estimar la estructura de costo óptima y los valores óptimos de costo de las eficiencias termodinámicas en cada componente. [7, 8 y 9]

La idea de acoplar la exergía con las corrientes de costos fue primeramente discutida por Keenan en 1932 [10]. Posteriormente, en los años 1950's los estudios de costeos por segunda ley comenzaron en dos lugares independientemente. Tribus y Evans [11] estudiaron procesos de desalinación por análisis de exergía, el cual los llevó a la idea del costeo de exergía y sus aplicaciones para ingeniería económica; para lo cual ellos acuñaron la palabra "termoeconomía". [12]. Sus procedimientos o metodologías eran seguir el flujo del dinero, el costo del combustible y operación y costo de capital a través de toda la planta, asociando la utilización de cada corriente con su exergía.

En Europa muchos trabajos importantes sobre metodologías de análisis de segunda ley o de exergía fueron desarrollados durante las décadas de los 50s, 60s y 70s.

Bergman y Schmidt asignaron costos a la destrucción de exergía en cada componente de una planta de vapor y optimizaron el tren de calentadores [13]. Algunos de los trabajos sobre análisis exergoeconómico antes mencionados fueron colectados en un libro en 1985 por Kotas [14] que aún sigue siendo aceptado como una de las referencias básicas en análisis de exergía y exergoeconomía de sistemas térmicos.

En la década de los 80s el interés y estudios relacionados a las técnicas de análisis exergoeconómico y aplicaciones se incrementaron considerablemente. Las mayores contribuciones fueron hechas en la década de los 90s, hasta alcanzar una mayor estandarización y formalismo en esta área de los estudios. La idea fue proponer un estándar y formulación matemática común para todas las metodologías exergoeconómicas empleando formalismos que pudieran ser empleados con modelos lineales [15]. Uno de los trabajos más interesante en la década de los 90s fue el problema CGAM [16] desarrollado originalmente por Frangopoulos, Tsatsaronis, Valero y Spakovsky. El problema CGAM utilizando las iniciales de cada uno de los investigadores involucrados. El objetivo del problema era mostrar como las metodologías fueron aplicadas, que conceptos fueron usados y que resultados fueron obtenidos en un problema específico simple. Otro importante proyecto llamado TADEUS (en honor a Tadeus Kotas) [17] se inicio en 2001. El objetivo principal de esos proyectos fue aplicar procedimientos de diferentes grupos de investigadores en análisis exergoeconómico al diagnóstico de las ineficiencias de los sistemas de energía y establecer conceptos y nomenclaturas comunes y comparar los resultados y características de cada metodología.

Otra de las metodologías desarrolladas es la llamada Costo de Producción Exergético [18]. Este método combina la segunda ley de la termodinámica a través de los conceptos de exergía asociados a una aproximación económica de los sistemas térmicos. Esta tesis se basa en dicha metodología para determinar la mejor opción de una planta de cogeneración que alimente una refinería mexicana.

1.2 Planteamiento y delimitación del problema

Se plantea esta tesis, debido a que las evaluaciones de sistemas de cogeneración por primera ley termodinámica, siempre han tenido el inconveniente de que consideran a la energía térmica y la energía eléctrica de la misma calidad, y sabemos que la energía térmica es una energía con usos más limitados y no es 100% utilizable como lo es la energía eléctrica [32].

La metodología exergoeconómica utilizada en esta tesis elimina ese inconveniente, ya que para la energía térmica se considera solamente la energía disponible.

Las opciones analizadas son las siguientes:

- **Caso 1.** Arreglo actual con generadores y turbinas de vapor a extracción y condensación (ver Figura 1.4).
- **Caso 2.** Arreglo actual sin accionadores de alta y media presión con generadores y turbinas de vapor a extracción y condensación (ver Figura 1.5).
- **Caso 3.** Arreglo con generador y turbina de vapor a condensación a 130 bar con recalentamiento (ver Figura 1.6).
- **Caso 4.** Arreglo con generador y turbina de vapor a contrapresión a 130 bar con recalentamiento (ver Figura 1.7).
- **Caso 5.** Arreglo de turbina de gas con recuperador de calor (TG-HRSG por sus siglas en inglés), se elimina el generador de vapor y se queda el resto del sistema actual (ver Figura 1.8).
- **Caso 6.** Arreglo con Turbina de gas y recuperador de calor, se eliminan generadores y turbinas de vapor (ver Figura 1.9).

En la Figura 1.4 podemos observar el caso 1. Este esquema es un sistema de cogeneración en ciclo Rankine, el cual es el arreglo típico que se utiliza en refinerías mexicanas. En este esquema, se alimenta agua a través de una bomba al generador de vapor (11), el generador de vapor convierte el agua en vapor sobrecalentado (1), el cual es enviado a una turbina de vapor, en esta turbina se expande el vapor generando energía eléctrica, así como también vapor para proceso y deareador (2, 3 y 8), el vapor que ya no puede generar trabajo en la turbina, es enviado en forma de vapor saturado al condensador (4) con la finalidad de recuperar el agua (9), esta agua se mezcla con el agua proveniente de proceso (8) para enviarse a la bomba (7), la cual envía el agua hacia el deareador, en donde se eliminan oxígeno y gases incondensables, para volverse a enviar a la primera bomba mencionada, e iniciar nuevamente el ciclo.

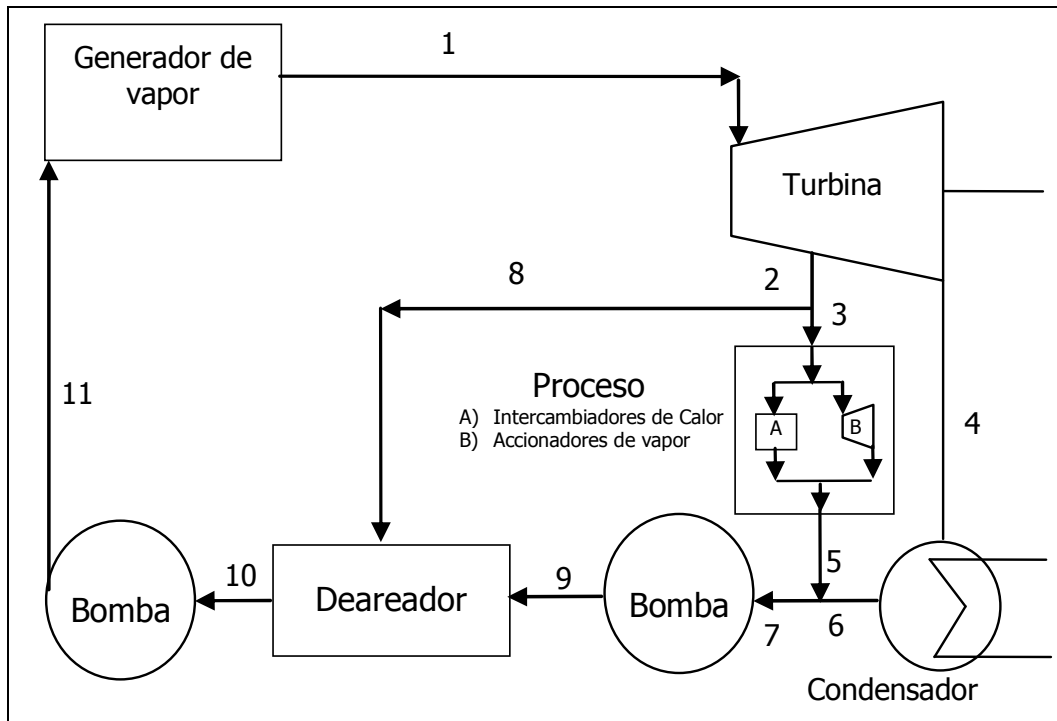


Figura 1.4 Esquema del caso 1.

En la Figura 1.5 podemos ver el caso 2. A simple vista, parecieran que el caso 1 y 2 son iguales. Debemos aclarar que la diferencia radica en las cantidades de vapor y energía eléctrica que se genera en cada caso. El caso 1 genera una cantidad menor de energía eléctrica que el caso 2 y una cantidad mayor de vapor a proceso que el caso 2. Esta diferencia, se debe a que en el caso 2 se consideró el uso de vapor en proceso, solamente con fines de calentamiento, sustituyéndose los actuadores o turbinas de vapor de proceso por motores eléctricos, por lo que también se incrementa la cantidad de energía eléctrica. Esto lo podemos ver más claro, si observamos en la Figura 1.4 y Figura 1.5 el rubro denominado "Proceso", en la Figura 1 vemos que este rubro está compuesto por A) Intercambiadores de calor y B) Accionadores de vapor y en la Figura 1.5, por A) Intercambiadores de calor y B) Accionadores eléctricos. Para el caso 1.4, los intercambiadores de calor y los accionadores de vapor, son los consumidores de vapor de proceso, mientras que en el caso 1.5, solamente los intercambiadores de calor.

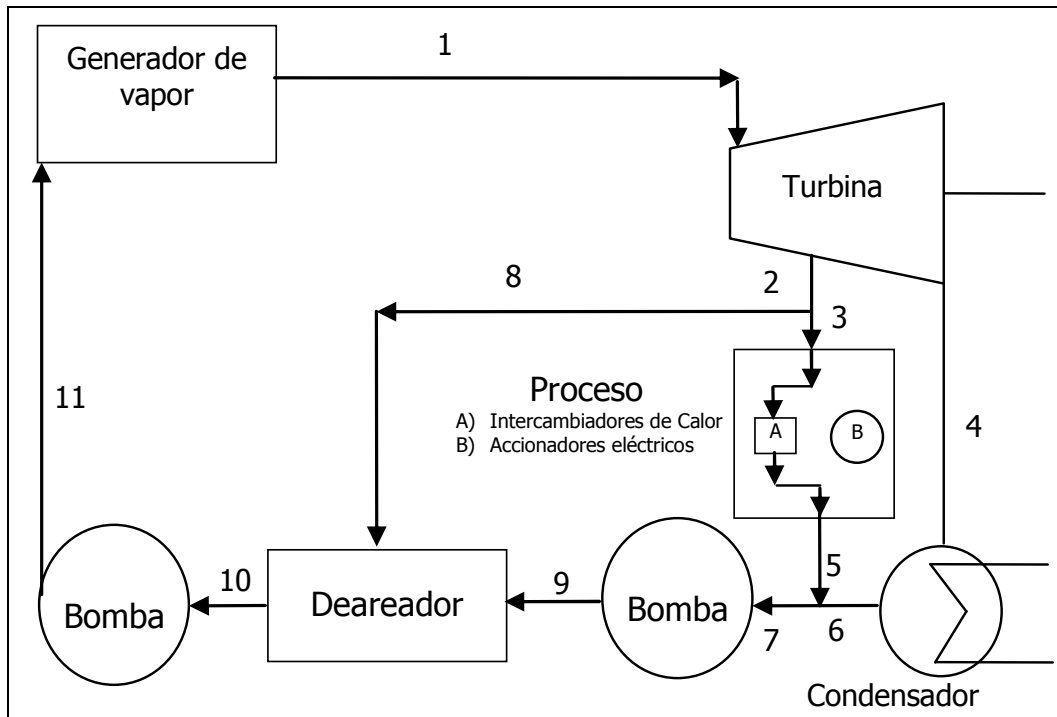


Figura 1.5. Esquema del caso 2.

En la Figura 1.6 podemos observar el caso 3, este es un sistema de cogeneración en ciclo Rankine con recalentamiento. En este esquema, se alimenta agua al generador de vapor (13), el generador convierte el agua en vapor sobrecalentado a alta presión (1), este vapor se envía a la turbina de vapor de alta presión (1) donde se expande a una menor presión y temperatura, generando energía eléctrica. El vapor descargado de la turbina de vapor de alta presión, se retorna al generador de vapor (2) para recalentarlo y darle un mayor sobrecalentamiento, este vapor recalentado es enviado a la turbina de vapor de baja presión (3) para expandirse, esta turbina genera energía eléctrica y vapor, el vapor es enviado a consumo del proceso y al deareador (4, 5 y 6), el vapor que no puede generar trabajo en la turbina, es enviado en forma de vapor saturado al condensador (7) con la finalidad de recuperar el agua, esta agua se mezcla con el agua proveniente de proceso para enviarse a la bomba (8,9 y 10), la cual envía el agua hacia el deareador (11), en donde se eliminan oxígeno y gases incondensables para volverse a enviar a la bomba e iniciar nuevamente el ciclo.

En la Figura 1.7 podemos observar el caso 4, este es un esquema muy similar al caso 3, pero la diferencia radica que en el caso 4 se utiliza una turbina de vapor de baja presión a contrapresión, es decir no existe condensador en la turbina y se envía de esta descarga vapor a proceso.

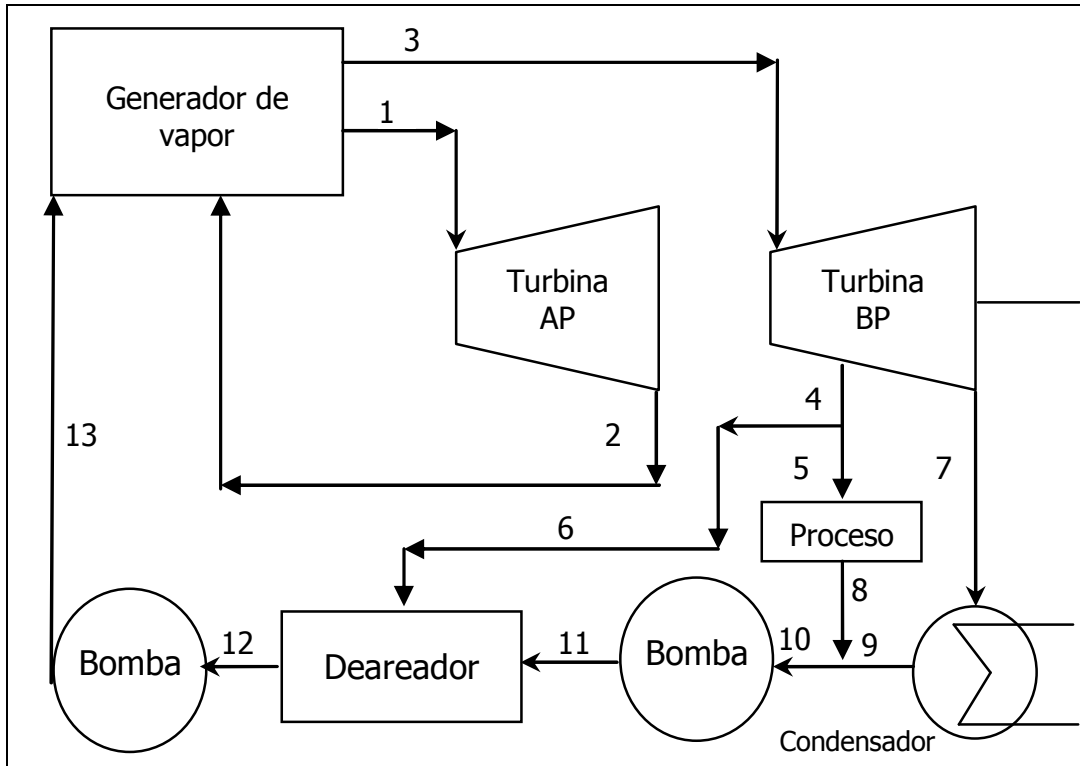


Figura 1.6. Esquema del caso 3.

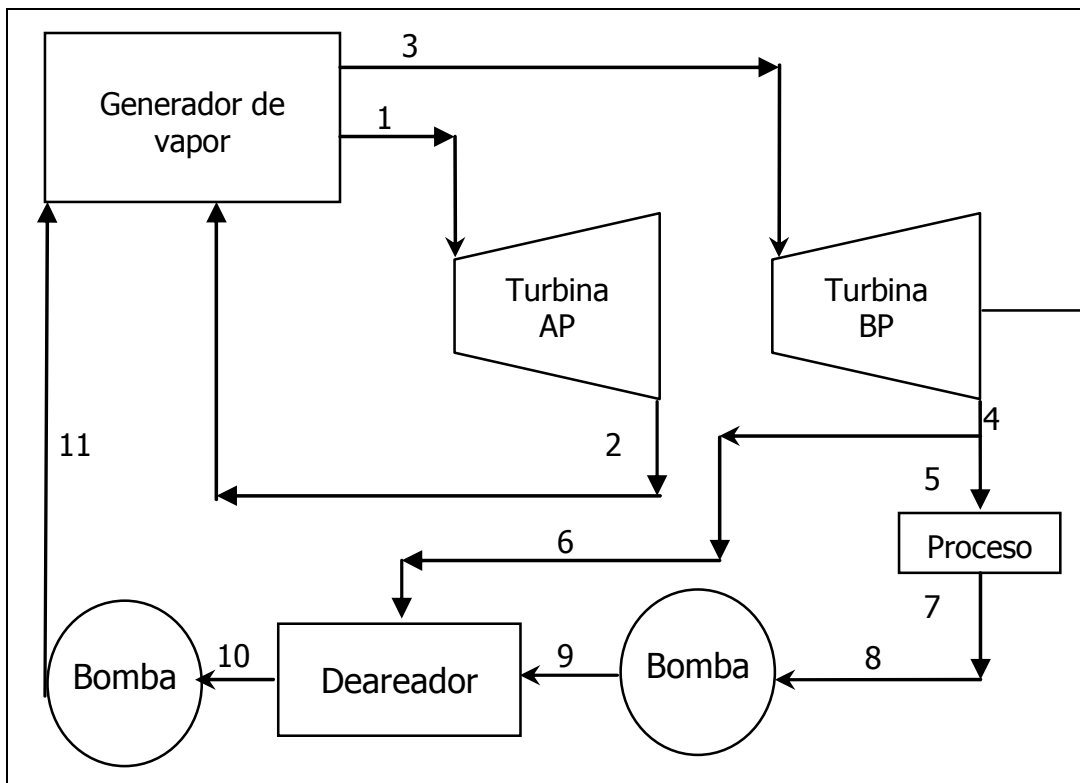


Figura 1.7. Esquema del caso 4.

En la Figura 1.8 podemos observar el caso 5, este esquema es un sistema de cogeneración en ciclo combinado. Se denomina ciclo combinado debido a que se utiliza simultáneamente el ciclo Rankine y el ciclo Brayton. En este esquema se introduce aire atmosférico al compresor de aire (m_{aer}), este aire se comprime en el compresor y es enviado a un precalentador de aire (2) del lado frío, posteriormente de pasar por el precalentador de aire es enviado a la cámara de combustión (3), en donde hace combustión a alta presión con el combustible que se inyecta a la cámara, de la cámara de combustión salen gases a alta presión (4) los cuales son expandidos en una turbina de gas, esta turbina de gas genera energía mecánica para accionar al compresor y un generador eléctrico, los cuales se encuentran acoplados en la misma flecha, de la turbina de gas se descargan gases de combustión calientes (m_G , 5), los cuales son enviados a un precalentador de aire del lado caliente, con la finalidad de calentar la corriente de aire que se inyecta a la cámara de combustión, después de transferirse calor en el precalentador de aire, los gases de combustión son enviados al generador de vapor de recuperación de calor (6) para generar vapor sobrecalentado a alta presión, hasta esta parte se ha explicado solamente el ciclo Brayton.

El vapor generado en el generador de vapor de recuperación de vapor se genera por el intercambio de calor entre los gases de combustión (6) y el agua inyectada por la bomba (8), este vapor se genera en dos condiciones: vapor de media y vapor de alta presión. El vapor de media presión (m_s) se envía directamente a consumo de proceso y el vapor de alta presión se envía a una turbina de vapor (9), donde se genera energía eléctrica y vapor para enviar a proceso y al deareador (11, 12 y 13), el vapor que ya no puede generar trabajo es enviado a un condensador (14) para recuperar el agua, después de recuperada el agua (15), se mezcla con el agua procedente de proceso (17) y se envía a una bomba (16) para posteriormente mandarse al deareador (18) para eliminar oxígeno y gases incondensables y por último ser enviada a una bomba para iniciar nuevamente el ciclo.

En la Figura 1.9 podemos observar el caso 6, este esquema es un sistema de cogeneración en ciclo simple. Se denomina ciclo simple ya que solamente utiliza el ciclo Brayton para la generación de vapor y energía eléctrica. El caso 6 opera exactamente igual que el caso 5, a excepción de que este caso no cuenta con el ciclo Rankine para la generación de vapor y energía eléctrica, por lo que el vapor a proceso es enviado directamente del generador de vapor de recuperación de calor.

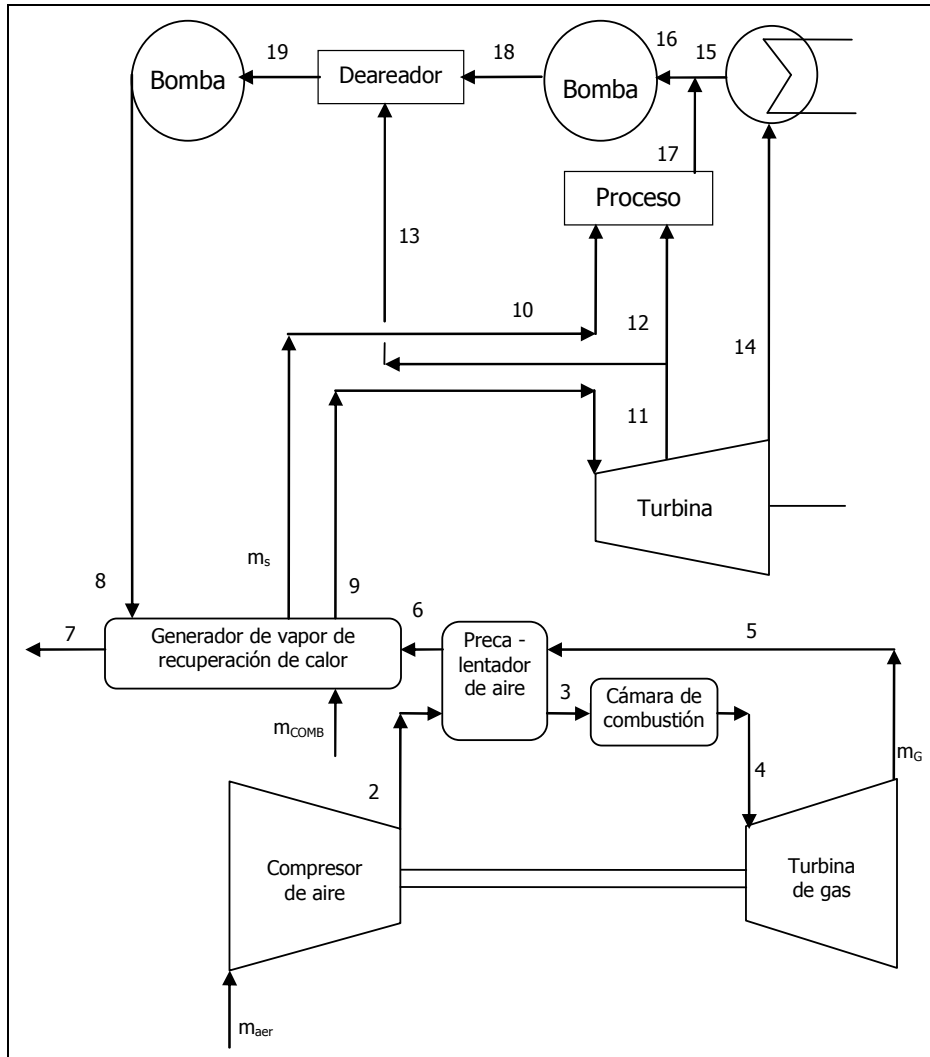


Figura 1.8. Esquema del caso 5.

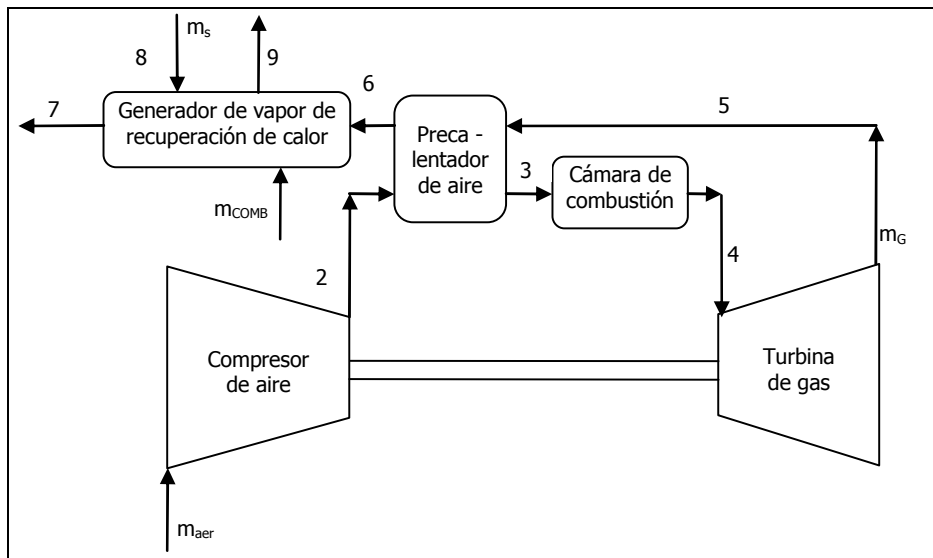


Figura 1.9. Esquema del caso 6.

De forma general, estos casos fueron seleccionados debido a las relaciones altas de consumos de energía térmica respecto a energía eléctrica, que tienen típicamente las refinerías. En forma particular estos casos se seleccionaron por las siguientes razones:

- **Caso 1.** Este sistema se propuso debido a que es el esquema que actualmente utilizan la mayoría de las refinerías mexicanas.
- **Caso 2.** Este esquema se propuso debido a que en las refinerías existen equipos de potencia en las plantas de proceso con accionadores de vapor como turbo bombas, turbo compresores, turbo ventiladores, etc., y resultaba de especial interés explorar el cambio de estos accionadores de vapor por motores eléctricos.
- **Caso 3.** Este sistema se propuso debido a que si se utilizan esquemas de mayor presión y temperatura, la eficiencia aumenta, aunque también los costos de inversión y resultaba interesante su exploración.
- **Caso 4.** Este sistema se propuso por la misma razón que el caso 3, con la variante de que el utilizar turbina a contrapresión aumenta más la eficiencia, disminuyen los costos de inversión y por lo tanto resultaba interesante explorarla.
- **Caso 5.** Este sistema se propuso debido a que los sistemas de turbinas de gas con recuperadores de calor y turbinas de vapor presentan altas eficiencias, y tienen relaciones de energía térmica y energía eléctrica aceptables, aunque tienen altos costos de inversión.
- **Caso 6.** Este sistema se propuso debido a que los sistemas de turbinas de gas con recuperadores de calor presentan altas eficiencias, aunque con la desventaja de que la relación entre la energía térmica y la energía eléctrica es baja respecto a los esquemas con generador de vapor y turbina de vapor

1.3 OBJETIVOS

1.3.1 GENERALES

Evaluar diversas opciones de cogeneración para una refinería típica mexicana, desde el punto de vista exergoeconómico, utilizando la metodología del costo exergético (EPC por sus siglas en inglés) y compararlo contra un análisis tradicional por primera ley de la termodinámica. La evaluación considera que la refinería se encuentra interconectada a la red pública de energía eléctrica para compra o venta de esta.

1.3.2 ESPECÍFICOS

1. Desarrollar un modelo el cual permita evaluar diferentes esquemas de cogeneración basados en generadores de vapor, turbinas de vapor, turbinas de gas y recuperadores de calor.

2. Determinar si resulta conveniente en refinerías típicas mexicanas cambiar accionadores o turbinas de vapor por motores eléctricos.
3. Evaluar diversos casos de cogeneración para una refinería típica mexicana basado en la metodología de Costo de Producción Exergético y considerando que se puede interconectar a la red pública y vender o comprar electricidad.

1.3.3 HIPÓTESIS

1. La utilización de motores eléctricos en vez de accionadores y turbinas de vapor es más conveniente en sistemas de cogeneración como los de las refinerías mexicanas.
2. Esquemas de generadores de vapor y turbinas de vapor con recalentamiento presentan mejores costos de energía eléctrica y vapor que para los esquemas actuales.
3. Es conveniente utilizar turbinas de gas y recuperadores de calor en sistemas de cogeneración para obtener precios de vapor y energía eléctrica menores que los actuales.
4. Con esquemas de cogeneración basados en turbinas de gas deben de existir cantidades de energía eléctrica disponible para exportar a la red pública.
5. Existen mejores esquemas de cogeneración desde el punto de vista de eficiencia y económico que los esquemas actualmente utilizados en refinerías mexicanas.

1.4 MOTIVACIÓN PARA ELABORAR LA INVESTIGACIÓN

Actualmente en México se está implementando la cogeneración a gran escala en centros productivos petroleros como refinerías y centros procesadores de gas. Concretamente en el Centro Procesador de Gas Nuevo Pemex se arrancó una planta de cogeneración de 277 MW para alimentar 190 centros de trabajo de PEMEX y suministrar 800 T/h de vapor al Centro Procesador de Gas Nuevo Pemex, utilizando un esquema de 2 turbinas de gas General Electric con su respectivo recuperador de calor [34]. En la refinería de Salamanca se tiene previsto el arranque de otra planta de cogeneración para el 2014 con un esquema de 3 turbinas de gas General Electric con su respectivo recuperador de calor, esta planta de cogeneración generará 430.2 MW eléctricos para ser enviados al servicio público, así como 662 T/h para ser enviadas a la refinería Ing. Antonio M. Amor [35]. Adicional a lo anterior, se tiene

contemplado en México continuar con este tipo de proyectos, en PEMEX para los próximos años [36].

Como se mencionó anteriormente los esquemas que se están utilizando para los proyectos de Nuevo Pemex y Salamanca, son esquemas de cogeneración simple, los cuales utilizan turbinas de gas con su respectivo recuperador de calor. Por lo anterior, se consideró importante desarrollar una investigación para estudiar diversos esquemas que aplicarán para este tipo de centros utilizando alguna metodología novedosa

La finalidad de este capítulo fue mostrar un panorama general de la cogeneración, su uso en refinerías mexicanas, así como explicar lo que es la exergoeconomía, para de esta forma dar el preámbulo para el análisis exergoeconómico para selección de sistemas de cogeneración en una refinería. Como se mencionó anteriormente la metodología en que se basó esta tesis es la del Costo de Producción Exergético (Exergetic Production Cost (EPC)), la cual se muestra en el capítulo siguiente.

2 MARCO TEÓRICO.

En este capítulo se explicarán las metodologías exergoeconómicas existentes aproximadamente desde los años 60, en qué consisten a grandes rasgos y cual se seleccionó para esta tesis.

De acuerdo con El Sayed y Gaggioli [37, 38] los métodos exergoeconómicos se pueden clasificar en dos grupos: métodos algebraicos y métodos de cálculo. Veamos estas dos categorías con sus subcategorías básicas y obras relacionadas.

2.1 Métodos algebraicos

Los métodos algebraicos utilizan ecuaciones algebraicas de equilibrio de costos, las cuales se derivan de análisis económicos convencionales y ecuaciones auxiliares de costeo para cada subcomponente de cualquier sistema que se vaya a analizar [7]. Estos métodos están relacionados con el proceso de formación de costos de los sistemas a analizar con la finalidad de poder investigar los costos promedio. A continuación explicaremos los principales métodos algebraicos.

2.1.1 Teoría del costo exergético (TEC por sus siglas en inglés)

Esta teoría fue desarrollada por Lozano y Valero [15,39]. La metodología que se presenta en esta teoría está basada en un conjunto de proposiciones. Esta teoría permite la introducción de un nuevo concepto termodinámico llamado costo exergético. Para un determinado sistema cuyos límites, nivel de desagregación, y objetivo de producción de los subsistemas han sido definidos, el costo exergético E^* de un flujo físico está definido como la cantidad de exergía necesaria para producir este flujo. El primer paso a desarrollarse en la aplicación de esta metodología es la división del sistema en unidades, las cuales pueden ser adaptadas o ajustadas a un componente o a un conjunto de componentes. Un único producto y combustible debe de definirse para cada uno de los componentes. Con lo anterior, se puede construir un sistema de ecuaciones con ecuaciones de balance de costos para cada una de las unidades (proposición 1), ecuaciones de asignación de costos para los flujos externos a el sistema, para lo cual los costos son externamente definidos (proposición 2), y pérdidas para los cuales los costos son igual a cero (proposición 3). Sin embargo este procedimiento típicamente es insuficiente. La solución se puede dar cuando dos de las siguientes proposiciones se consideran: (1) Si la definición del combustible de un componente incluye una corriente que va hacia otro componente y se usa en este, entonces el costo unitario de la corriente que fluye hacia dentro y hacia fuera del componente es la misma (proposición 4a). (2) Si el producto de un componente es compuesto de dos o más corrientes, entonces el costo unitario de estas corrientes son iguales (proposición 4b). Usando las definiciones de combustible, productos y

pérdidas, se pueden desarrollar matrices correspondientes. A partir de estas matrices y usando datos de diseño y operación de alguna planta de potencia térmica, es posible llevar a cabo el análisis energético y exergético. El costo exergético unitario obtenido del procedimiento puede ser usado para la optimización de algunas plantas térmicas. Esta metodología es sencilla en su aplicación permitiendo mejoras y modificaciones.

2.1.2 Teoría del costo exergético – Metodología de desagregación (TECD por sus siglas en ingles)

Esta teoría fue propuesta por Valero y por Lozano [39] buscando la unificación de la teoría de costo exergético con la metodología desarrollada por Frangopolous denominada Análisis Funcional Termoeconómico (TFA por sus siglas en ingles). El costo exergético que se determina se distribuye entre todos los otros componentes, de acuerdo a la variación de entropía dentro de cada uno.

2.1.3 Método de análisis exergoeconómico (EEA por sus siglas en ingles)

El enfoque exergoeconómico fue propuesto por Tsatsaronis y colaboradores. Existen 2 posibles variantes en esta metodología: El costo específico y el costo promedio. El concepto de costo promedio es muy similar a la aplicación de la teoría del costo exergético. En el método de costos específicos el costo de la adición de la exergía a una corriente se carga a la unidad que hace uso de esa exergía. Esto significa que un componente obtendrá la exergía de una corriente con diferentes costos, dependiendo de los componentes que suministren la exergía a esa corriente. La división entre los subcomponentes de la planta principal se puede realizar dependiendo del propósito de la planta de conversión de energía (por ejemplo una planta de potencia o una central de cogeneración). Si la potencia producida es un producto primario, el costo de todas las irreversibilidades externas se le atribuye a la electricidad. Si el calor es producido como producto primario, se utiliza un procedimiento similar al anterior para el vapor de la planta. El procedimiento de optimización está basado en un procedimiento iterativo de mejora del diseño que no tiene por objeto calcular el óptimo global de una función objetivo, como lo realizan los métodos de optimización convencionales, pero trata de encontrar una buena solución para el diseño general del sistema. Los métodos incluyen algunos parámetros característicos de análisis exergoeconómico, así como una diferencia de costos relativa, factor exergoeconómico y eficiencia exergética. Estos métodos pueden ser agrupados en tres clases: (i) Lo último en entrar es lo primero en salir (LIFO por sus siglas en inglés), (ii) Costeo de exergía específico/Costo promedio (Enfoques SPECO/AVCO), y (iii) Análisis de la estructura modificada (Enfoque MOPSA).

2.1.4 Lo último en entrar es lo primero en salir (principio LIFO por sus siglas en inglés).

Este enfoque fue desarrollado por Tsatsaronis. El principio LIFO de contabilidad de costos es usado por las unidades de exergía para calcular el costo del suministro de exergía a cargarse, el método elimina la necesidad de suposiciones en los análisis exergoeconómicos de sistemas de energía y mejora la imparcialidad del proceso de costeo. Este enfoque está basado en una idea simple, la cual está directamente ligado con el manejo de activos y métodos de valoración. Las unidades de exergía que entran al último en la corriente de material es la que se utiliza primero. Por lo tanto, es sencillo calcular el costo asociado con las unidades de exergía removidas de una corriente de material en una etapa del proceso previniendo que este costo sea calculado en los pasos previos, durante los cuales las unidades de exergía actualmente removidas de la corriente son entonces suministradas a ella.

2.1.5 Costeo de exergía específico/costo promedio (Enfoque SPECO/AVCO por sus siglas en inglés).

Este enfoque fue presentado primeramente por Lazzaretto y Tsatsaronis. Posteriormente se le hicieron mejoras a la metodología por parte de Tsatsaronis y colaboradores, los cuales lo combinaron con sistemas de interferencia difusa para obtener una evaluación exergoeconómica más exacta de los componentes de la planta y mejoras sistemáticas de la metodología SPECO. De acuerdo con este enfoque, los combustibles y productos son definidos sistemáticamente registrando adiciones de exergía y subtracciones de masa y energía de cada corriente. Los registros de las adiciones de costos y subtracciones de la misma corriente en conjunto con la aplicación del principio de LIFO son utilizados para calcular los costos promedio locales. Este método principalmente en 3 etapas: (1) Identificación de corrientes de exergía, (2) definición del combustible y producto de cada componente del sistema, y (3) ecuaciones de balance de costos. Este método ha sido amplia y exitosamente utilizado y aplicado a sistemas térmicos por los investigadores en el área de la termoeconomía.

2.1.6 Análisis de Estructura Productiva Modificada (Enfoque MOPSA).

Este enfoque fue primero presentado por Kim y colaboradores. El método está basado en el enfoque de costeo de la exergía sin hacer cálculos de los costos de las corrientes. Lozano y Valero presentaron la técnica de evaluación de costo de un sistema térmico, el cual proporcionó la base teórica para el método de costeo de exergía. En el método MOPSA, se obtienen ecuaciones de balances de costo por asignación de costos de exergía unitaria para cada exergía desagregada en la corriente de algún estado. Las evaluaciones monetarias de varios costos de exergía, así como también los costos de producción de electricidad para un sistema térmico, son obtenidos resolviendo el conjunto de ecuaciones para los costos

exergoeconómicos. Este método ha sido aplicado y comparado con el enfoque SPECO para el análisis exergoeconómico y optimización de plantas de cogeneración.

2.1.7 Costo de Producción Exergético (EPC por sus siglas en inglés).

Este método es un método desarrollado para el análisis y optimización de sistemas de generación de energía térmica y eléctrica. La técnica desarrollada tiene como objetivo minimizar los costos totales de operación de la planta de cogeneración, asumiendo cantidades fijas de energía eléctrica y vapor.

2.2 Métodos de cálculo.

Los métodos de cálculo son desarrollados con ecuaciones diferenciales. Los flujos de costos en un sistema son desarrollados ligando procedimientos de optimización que están basados en los multiplicadores de Lagrange y se utilizan para determinar costos marginales. La principal dificultad en la aplicación de los métodos de cálculo para sistemas complejos como por ejemplo plantas de cogeneración, es el hecho de que los multiplicadores de Lagrange varían de iteración en iteración cuando el aislamiento termoeconómico de un componente no es alcanzado. Los siguientes enfoques son utilizados en los métodos de cálculo.

2.2.1 Enfoque Termoeconómico Funcional (TFA por sus siglas en inglés)

Este enfoque fue estudiado como tesis de doctorado por Frangopoulos, la primera aplicación importante de este enfoque fue el problema CGAM. Esta metodología esta basada en el método de Lagrange de optimización matemática. Su implementación completa requiere la existencia de una simulación lo suficientemente precisa del sistema con el fin de determinar el primer orden de las derivadas de la función objetivo. El método está basado en la descomposición del sistema en subcomponentes, los cuales pueden o no pueden corresponder al componente fijo del sistema. Cada componente tiene un solo producto, y los costos pueden ser determinados con la solución de los balances de costos de los componentes del sistema: La optimización TFA está basada en el uso directo de un algoritmo de optimización (generalmente no lineal) ya que requiere menor esfuerzo en el análisis de sistemas complejos. El método introduce el concepto de diagrama funcional y asigna solo una función y un producto a cada componente de tal forma que las ecuaciones auxiliares no son necesarias para el proceso de solución. Este método no proporciona alguna información acerca de las interrelaciones físicas y económicas entre los componentes del sistema. Por otra parte se requiere la escalación de las variables y de la función objetivo para poder lograr la convergencia al punto óptimo. Las discrepancias que llegan a existir en la convergencia para obtener la optimización global se puede resolver buscando puntos iniciales diferentes en el problema. Con la finalidad de encontrar la solución optima de sistemas más complejos, Frangopoulos

formuló el enfoque funcional inteligente (IFA por sus siglas en inglés) el cual fue un desarrollo posterior al TFA.

2.2.2 Análisis funcional de ingeniería (EFA por sus siglas en inglés).

Las bases de la teoría EFA fue desarrollada por von Spakovsky y Evans. El primer problema laborioso del método fue el problema CGAM. El algoritmo de descomposición básico del método EFA es la variación del algoritmo propuesto por Frangopoulos. Este se basa en una versión multifuncional del método modificado de la regla falsa. En el enfoque EFA, algunos modelos existen en dos niveles: Como modelos básicos de sistema y como un conjunto de subgrupo de modelos detallados. Estos dos modelos incluyen información sobre la geometría interna y composición de la masa de cada subgrupo. El grado en que la optimización de los subgrupos individuales sea consistente con la optimización global del sistema depende de que también el aislamiento de los subgrupos se estableció en la optimización del modelo base del sistema. Los procedimientos de optimización de los dos modelos interrelacionados mencionados es posible con un cierto número de iteraciones las cuales ocurren en el ligado entre los modelos y la economía interna del sistema presentado. La estrategia de descomposición utilizada en los métodos de cálculo en termoeconomía está basada en el principio de aislamiento termoeconómico de Evans. La idea se establece como sigue: un componente de un sistema térmico es termoeconómicamente aislado del resto del sistema si su producción P_i y el costo unitario de los recursos R_i son cantidades conocidas e independientes del resto de las variables del componente. La descomposición sólo puede aproximarse al óptimo global debido al grado de aislamiento termoeconómico de las variables independientes, la elección de los subgrupos y sus funciones, y la naturaleza de las variables dependientes.

2.2.3 La teoría estructural de la termoeconomía (STT por sus siglas en inglés)

Esta teoría fue propuesta como un estándar y formulación matemática para todas las metodologías termoeconómicas empleando modelos termoeconómicos que pueden ser expresados por ecuaciones lineales. La Teoría del Costo Exergético (TEC), el enfoque SPEC/AVCO y el Análisis Funcional Termoeconómico (TFA) puede ser tratado con la teoría estructural. El enfoque lo último en entrar es lo primero en salir (LIFO) puede también ser reproducido con la teoría estructural.

A continuación en la Tabla 2.1 se muestran algunos principales trabajos con las diversas metodologías.

Tabla 2.1. Principales trabajos sobre análisis exergoeconómico y optimización de sistemas de producción de calor y potencia.

| Autor | Metodología Exergoeconómica | Tipo de Sistema |
|---------------------------------|------------------------------------|---|
| Tsatsaronis y colaboradores [6] | LIFO | Cogeneración con turbina de gas simple |
| Tsatsaronis and Ho-Park [9] | SPECO/AVCO | Cogeneración con turbina de gas simple |
| Frangopoulos [40] | TFA | Sistema térmico complejo |
| Frangopoulos [27] | TFA | Cogeneración de ciclo de vapor |
| Frangopoulos [41] | IFA | Cogeneración de ciclo de vapor |
| Frangopoulos [42] | TFA y optimización | Cogeneración de ciclo de vapor |
| von Spakovsky and Curti [43] | EFA | Cogeneración con bomba de calor |
| von Spakovsky and Evans [44] | EFA | Cogeneración de ciclo combinado |
| Tsatsaronis and Winhold [45] | EEA | Cogeneración de ciclo combinado |
| Lozano and Valero [39] | TEC | Central termoeléctrica simple |
| Erlach y colaboradores [15] | STT | Cogeneración de ciclo combinado |
| Valero y colaboradores. [16] | Solución convencional | Problema CGAM |
| Tsatsaronis and Pisa [46] | SPECO/AVCO | Problema CGAM |
| Frangopoulos [47] | TFA | Problema CGAM |
| von Spakovsky [48] | EFA | Problema CGAM |
| Valero y colaboradores [49] | TEC | Problema CGAM |
| Lazzaretto y colaboradores [50] | Diagnóstico termoeconómico (TD) | Problema TADEUS |
| Verda [51] | TD | Problema TADEUS |
| Verda and Borchiellini [52] | STT and TD | Cogeneración de ciclo combinado |
| Hua y colaboradores [53] | EEA | Sistema de cogeneración de turbina de gas |
| Kim y colaboradores [54] | MOPSA | Turbina de gas de cogeneración simple |
| Cerqueira and Nebra [55] | SPECO/TFA/TEC/TECD | Sistema de cogeneración industrial |
| Manolas y colaboradores [56] | TFA y algoritmo genético (GA) | Cogeneración de ciclo combinado |
| Lazzaretto and Tsatsaronis [57] | EEA | Sistema de cogeneración de turbina de gas |
| Kwon y colaboradores | SPECO/MOPSA | Cogeneración de ciclo combinado |

| Autor | Metodología Exergoeconómica | Tipo de Sistema |
|---------------------------------|------------------------------------|---|
| [58] | | |
| Lazzaretto and Tsatsaronis [59] | SPECO/EEA | Central termoeléctrica |
| Cziesla and Tsatsaronis [60] | IEA—lógica difusa | Central termoeléctrica |
| Kwak y colaboradores [61] | EEA | Problema CGAM |
| Kwak y colaboradores [62] | MOPSA | Central termoeléctrica |
| Valdes y colaboradores [63] | TFA y GA | Planta de turbina de gas de ciclo combinado |
| Silveira and Tuna [18,19] | EPC | Cogeneración de ciclo combinado |
| Vieira y colaboradores [64,65] | STT | Problema CGAM |
| Zhang y colaboradores [66] | STT | Carboeléctrica |
| Erdil [67] | EEA y optimización | Cogeneración de ciclo combinado |
| Mazur [68] | EEA—lógica difusa | Cogeneración de ciclo combinado |
| Bonnet y colaboradores [69] | EEA | Micro-cogeneración |
| Colpan and Yesin [70] | SPECO | Cogeneración de ciclo combinado |
| Li y colaboradores [71] | TFA y optimización | Dist. sistemas multi-generación |
| Ozgener y colaboradores. [72] | SPECO | Sistema de calefacción (calentamiento) geotérmico |
| Zaleta-Aquilar et al. [73] | EEA | Turbina de vapor |
| Unver and Kilic [74] | TEA | Cogeneración ciclo combinado |
| Abusoglu and Kanoglu [75] | SPECO | Cogeneración con motores a diesel |

La metodología que seleccionó para esta tesis es una que se encuentra clasificada como método algebraico y se denomina Costo Exergético de Producción (EPC por sus siglas en ingles), se seleccionó esta metodología por ser la que más se adaptaba a sistemas de cogeneración en refinerías. Esta metodología se detalla en el capítulo siguiente.

3 METODOLOGÍA DEL COSTO DE PRODUCCIÓN EXERGÉTICO (EXERGETIC PRODUCTION COST (EPC))

En este capítulo se mostrará la metodología utilizada en esta tesis, la cual se denomina Costo de Producción Exergético (Exergetic Production Cost (EPC)).

3.1 Costo de Producción Exergético

Las premisas que fueron hechas para el desarrollo de esta metodología son las siguientes:

- El sistema opera en estado estable.
- El principio de los gases ideales se aplica a las corrientes de aire y productos de combustión.
- Se consideran reacciones de combustión completas.
- Todos los componentes se consideran adiabáticos, excepto la cámara de combustión.

3.1.1 Modelo de generador de vapor-turbina de vapor extracción condensación

La metodología es aplicada a un ciclo Rankine simple en donde el condensador es cambiado por una unidad de proceso. La estructura se muestra en la Figura 3.1.

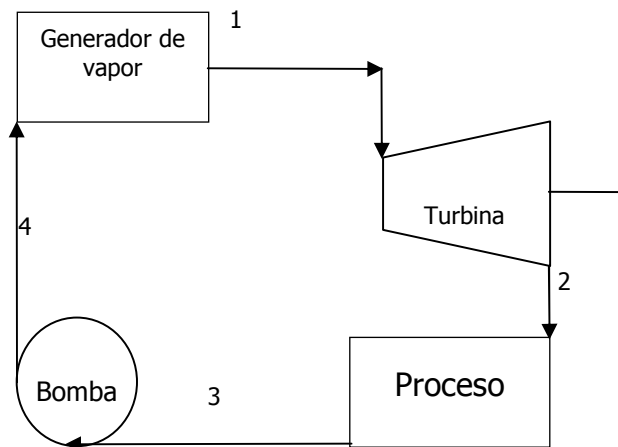


Figura 3.1. Sistema de cogeneración de vapor. [19]

En la operación de la bomba, el costo de la corriente de salida es la suma del costo de la corriente de entrada, el costo del trabajo de la bomba y su costo de inversión y mantenimiento. Para este caso el trabajo de la bomba será restado del trabajo de la

turbina, debido a que la turbina produce la potencia del sistema. Por lo tanto para la bomba:

$$C_4 = C_3 + \frac{f_m f_a I_B}{H} \quad (1)$$

Donde:

- C_4 Costo de la corriente 4 (US\$/h)
- C_3 Costo de la corriente 3 (US\$/h)
- f_m Factor de mantenimiento (adimensional)
- f_a Factor de anualización (adimensional)
- I_B Inversión de la bomba de agua (US\$)
- H Periodo de operación (h)

De la misma manera para el generador de vapor, el costo de la corriente de salida es el costo de la corriente de entrada, el costo de combustible consumido y el costo de inversión y mantenimiento.

$$C_1 = C_4 + P_{COMB} E_{COMB} + \frac{f_m f_a I_B}{H} \quad (2)$$

Donde:

- C_1 Costo de la corriente 1 (US\$/h)
- P_{COMB} Precio del combustible (US\$/kWh)
- E_{COMB} Energía del combustible (kW)

$$E_{COMB} = \frac{m_v (h_1 - h_4)}{\eta_{GV}} \quad (3)$$

Donde:

- E_{COMB} Energía del combustible (kW)
- m_v Flujo másico de vapor principal (kg/s)
- h_1 Entalpía del vapor principal (kJ/kg)
- h_4 Entalpía del agua de alimentación al generador de vapor (kJ/kg)
- η_{GV} Eficiencia del generador de vapor (%)

C_I es el costo del vapor C_{ev} y puede ser expresado por el producto del flujo másico en kg/s, el valor energético de la corriente kJ/kg, y el costo específico, en US\$/kWh. Se insertan la ecuación 1 en la ecuación 2 y usando los costos específicos:

$$m_v e_1 c_{ev} = \frac{f_m f_a (I_{GV} + I_B)}{H} + P_{COMB} E_{COMB} + m_v c_3 e_3 \quad (4)$$

Donde:

- m_v Flujo másico de vapor principal (kg/s)
- e_1 Flujo exergético de la corriente 1 (kJ/kg)
- c_{ev} Costo específico exergético de la corriente de vapor principal (USD/kWh)
- I_{GV} Inversión del generador de vapor (USD)
- c_3 Costo específico exergético de la corriente 3 (USD/kWh)
- e_3 Flujo exergético de la corriente 3 (kJ/kg)

En la corriente de salida del generador de vapor, se considera toda la generación de presión y calor. Por lo tanto se asume que el valor de la exergía específica en US\$/kWh es el mismo para la corriente de la turbina de vapor y de salida de proceso ($c_v = c_1 = c_2 = c_3$), y por lo tanto la ecuación (4) toma la siguiente forma

$$c_{ev} = \frac{\frac{f_m f_a (I_{GV} + I_B)}{H} + P_{COMB} E_{COMB}}{m_v (e_1 - e_3)} \quad (5)$$

Si analizamos la ecuación 5, nos damos cuenta que el costo específico del vapor es igual al costo total dividido por la exergía total consumida en la producción de energía eléctrica y vapor a proceso.

En la turbina de vapor el costo de la electricidad producida son el costo del vapor producido en el generador de vapor más los costos de mantenimiento e inversión menos los costos del vapor de proceso.

$$c_{ELE} = \frac{f_m f_a (I_{TV} + I_{GEN})}{HP_G} + \frac{c_{ev} m_v (e_1 - e_2)}{P_G} \quad (6)$$

Donde:

- c_{ELE} Costo específico exergético de la energía eléctrica generada (USD/kWh)
- I_{TV} Costo de inversión de la turbina de vapor (USD)
- I_{GEN} Costo de inversión del generador de vapor (USD)
- P_G Potencia neta generada por el sistema (kW)

$$P_G = m_v (h_1 - h_2) \eta_{MTV} \eta_{GEN} - W_B \quad (7)$$

Donde:

- η_{MTV} Eficiencia mecánica de la turbina de vapor (%)

η_{GEN} Eficiencia del generador eléctrico (%)

W_B Trabajo de la bomba (kW)

Considerándose en base a energía, nos queda como la ecuación 8 y 9.

$$c_{hv} = \frac{\frac{f_m f_a (I_{GV} + I_B)}{H} + P_{COMB} E_{COMB}}{m_v (h_1 - h_3)} \quad (8)$$

Donde:

c_{hv} Costo específico energético de la energía eléctrica generada (USD/kWh)

$$c_{hEL} = \frac{f_m f_a (I_{TV} + I_{GEN})}{HP_G} + \frac{c_{ev} m_v (h_1 - h_2)}{P_G} \quad (9)$$

Donde:

c_{hEL} Costo específico energético de la energía eléctrica generada (USD/kWh)

3.1.2 Modelo de turbina de gas con recuperador de calor (TG-HRSG)

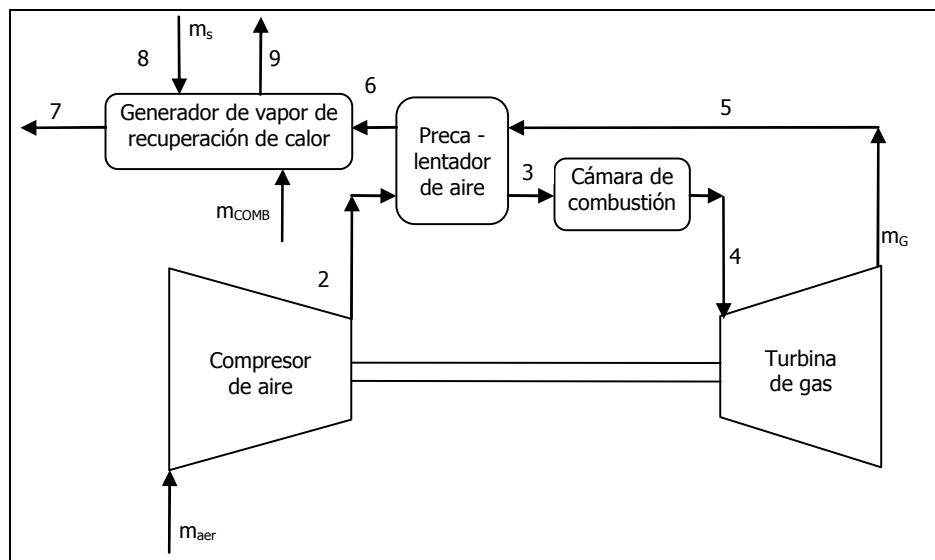


Figura 3.2. Sistema de cogeneración con turbina de gas [19].

Ahora se utiliza el mismo procedimiento para un ciclo de cogeneración con turbina de gas, cuyo esquema se muestra en la Figura 3.1. . P_1 y P_7 son la presión ambiente, y ΔP_{CG} , ΔP_{PA} , ΔP_{GVRC} representan los porcentajes de pérdidas de presión en la cámara de combustión, precalentador de aire y en el generador de vapor de recuperación de calor, respectivamente. De esta forma la distribución de presiones en todo el sistema es fácilmente deducida. La temperatura de entrada a la turbina de gas y el valor de

δ_G , el cual es la relación de los calores específicos (C_p/C_v) están definidos por [20]:

$$T_4 = \frac{T_5}{\left\{1 - \eta_{TG} \left[1 - ((P_r)^{(1-\delta_G)/\delta_G})\right]\right\}} \quad (10)$$

Donde:

T_4 Temperatura de descarga de la cámara de combustión (°C)

T_5 Temperatura de descarga de la turbina de gas (°C)

η_{TG} Eficiencia de la turbina de gas (%)

P_r Relación de presiones entre la descarga y entrada del compresor de aire (adimensional)

δ_G Tasa de calor específico de los gases de combustión (adimensional)

$$\delta_G(T) = \frac{1}{1 - \frac{R_G}{Cp_G(T)}} \quad (11)$$

R_G Constante universal de los gases (kJ/kg K)

Cp_G Capacidad calorífica a presión constante de los gases de combustión (kJ/kg K)

La energía específica de las corrientes de gas ($i= 4 - 7$) y el trabajo de la turbina de gas se calcula con las siguientes ecuaciones:

$$h_i(T) = Cp_G(T_i - T_0) \quad (12)$$

Donde:

h_i Entalpía de los gases en la corriente i (kJ/kg)

T_i Temperatura de la corriente i (°C)

T_0 Temperatura de referencia (ambiental) (°C)

$$W_{TG} = m_G \int_{T_5}^{T_4} Cp_G(T) dT \quad (13)$$

Donde:

W_{TG} Trabajo desarrollado por la turbina de gas (kW)

m_G Flujo de gases de combustión a la descarga de la turbina de gas (kg/s)

La temperatura del aire que abandona el precalentador de aire (T_3), se obtiene utilizando la eficiencia del regenerador y se define como:

$$T_3 = T_2 + \eta_{REG}(T_5 - T_2) \quad (14)$$

Donde:

T_3 Temperatura de descarga del precalentador de aire del lado aire y de entrada a la cámara de combustión (°C)

T_2 Temperatura de descarga del compresor de aire y de entrada al precalentador de aire (°C)

η_{REG} Eficiencia del precalentador de aire (%)

La temperatura T_2 y entalpía de la corriente del aire (i=2,3) son obtenidas de:

$$T_2 = T_1 \left\{ 1 + \frac{1}{\eta_{CA}} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(\delta_{aire}-1)/\delta_{aire}} - 1 \right] \right\} \quad (15)$$

Donde:

T_1 Temperatura ambiental o de entrada al compresor de aire (°C)

η_{CA} Eficiencia del compresor de aire (%)

P_1 Presión de entrada al compresor de aire (MPa)

P_2 Presión de descarga del compresor de aire (MPa)

δ_{aire} Tasa de calor específico del aire

$$\delta_{aire}(T) = \frac{1}{1 - \frac{R_{aire}}{Cp_{aire}(T)}} \quad (16)$$

Donde:

R_{aire} Constante universal del aire (kJ/kg K)

Cp_{aire} Capacidad calorífica a presión constante del aire (kJ/kg K)

$$h_{2,3} = Cp_{aer}(T)(T_{2,3} - T_0) \quad (17)$$

Donde:

$h_{2,3}$ Entalpía de las corrientes de aire en los puntos 2 y 3 (kJ/kg)

$T_{2,3}$ Temperatura de las corrientes de aire en los puntos 2 y 3 (°C)

El flujo del aire y combustible son calculados de la asociación del principio de la conservación de masa con la primera ley de la termodinámica.

$$m_{aire} = m_G - m_{COMB} \quad (18)$$

Donde:

m_{aire} Flujo másico del aire (kg/s)

m_G Flujo másico de los gases de combustión (kg/s)

m_{COMB} Flujo másico del combustible (kg/s)

$$m_{COMB} = \frac{m_G(h_4 - h_3)}{PCI\eta_{CC} - h_3} \quad (19)$$

Donde:

h_4 Entalpía de descarga de la cámara de combustión (kJ/kg)

h_3 Entalpía de entrada a la cámara de combustión (kJ/kg)

PCI Poder calorífico inferior del combustible (kJ/kg)

η_{CC} Eficiencia de la cámara de combustión (%)

Con lo anterior ya es posible encontrar el trabajo del compresor:

$$W_{CA} = m_{aire} \int_{T_1}^{T_2} C_{p_{aire}}(T) dT \quad (20)$$

Donde:

W_{CA} Trabajo que consume el compresor para comprimir el aire (kW)

Las temperaturas de las corrientes 6 y 7 se encuentran dadas por las ecuaciones 21 y 22:

$$T_6 = \frac{m_G C_{p_G}(T_5) T_5 - m_{aire} (h_3 - h_2)}{m_G C_{p_G}(T_5)} \quad (21)$$

Donde:

T_6 Temperatura de descarga del precalentador de aire del lado de los gases de combustión (°C)

$$T_7 = \frac{m_G C_{p_G}(T_6)T_6 - m_{aire}(h_3 - h_2)}{m_G C_{p_G}(T_5)} \quad (22)$$

Donde:

T_7 Temperatura de descarga del generador de vapor de recuperación de calor del lado de gases (°C)

Se considera que T_7 no puede ser menor a 142 °C (Esta temperatura depende básicamente de la cantidad de H₂S presente en el combustible) [21], debido a que temperaturas menores, algunos componentes de la corriente de gas podrían condensarse en el generador de vapor de recuperación de calor, dañando el equipo, cuando esto ocurre, una postcombustión es inicializada y el calor que proporciona la postcombustión se calcula con la ecuación 23:

$$Q_{PC} = h_v - m_G C_{p_G}(T_6)(T_6 - T_7) \quad (23)$$

Donde:

Q_{PC} Calor de postcombustión (kW)

h_v Entalpía del vapor generado por el recuperador de calor (kJ/kg)

Por último los costos de exergía específico de la corriente de gas que abandona la cámara de combustión, de la electricidad y del vapor se calculan con las siguientes ecuaciones:

$$c_{Ge} = \frac{E_{COMB} P_{COMB}}{m_G(e_4 - e_7)} \quad (24)$$

Donde

c_{Ge} Costo específico exergético de los gases de combustión (USD/kWh)

e_4 Flujo exergético de la corriente 4 (kJ/kg)

e_7 Flujo exergético de la corriente 7 (kJ/kg)

$$c_{ELE} = \frac{f_m f_a (I_{CA} + I_{CC} + I_{TG} + I_{GEN})}{HP_G} + \frac{c_{Ge} m_G (e_4 - e_6)}{P_G} \quad (25)$$

Donde

c_{ELE} Costo específico exergético de los gases de la energía eléctrica (USD/kWh)

- I_{CA} Inversión del compresor de aire (USD)
 I_{CC} Inversión de la cámara de combustión (USD)
 I_{TG} Inversión de la turbina de gas (USD)
 I_{GEN} Inversión del generador eléctrico (USD)
 e_6 Flujo exergético de la corriente 6 (kJ/kg)

$$c_{ev} = \frac{f_m f_a (I_{GVRC})}{HE_v} + \frac{c_{Ge} m_G (e_6 - e_7)}{E_v} + \frac{E_{COMBQ_{PC}} P_{COMB}}{E_v} \quad (26)$$

Donde

- c_{ev} Costo específico exergético de la corriente de vapor principal (USD/kWh)
 $E_{COMBQ_{PC}}$ Energía del combustible utilizado en la postcombustión (kW)
 e_6 Flujo exergético de la corriente 6 (kJ/kg)
 e_7 Flujo exergético de la corriente 7 (kJ/kg)
 I_{GVRC} Inversión del generador de vapor de recuperación de calor (USD)
 E_v Exergía transferida al vapor (kW)

$$c_{Gh} = \frac{E_{COMB} P_{COMB}}{m_G (h_4 - h_7)} \quad (27)$$

Donde

- c_{Gh} Costo específico energético de los gases de combustión (USD/kWh)
 h_4 Entalpía de la corriente 4 de gases de combustión (kJ/kg)
 h_7 Entalpía de la corriente 7 de gases de combustión (kJ/kg)

$$c_{ELh} = \frac{f_m f_a (I_{CA} + I_{CC} + I_{TG} + I_{GEN})}{HP_G} + \frac{c_{Gh} m_G (h_4 - h_6)}{P_G} \quad (28)$$

Donde:

- h_6 Entalpía de la corriente 6 de gases de combustión (kJ/kg)

$$c_{hv} = \frac{f_m f_a (I_{GVRC})}{Hh_v} + \frac{c_{Ge} m_G (h_6 - h_7)}{h_v} + \frac{E_{COMBQ_{PC}} P_{COMB}}{h_v} \quad (29)$$

Donde:

- c_{hv} Costo específico energético de la energía eléctrica generada (USD/kWh)

$$E_{COMB} = m_{COMB} PCI \quad (30)$$

$$P_G = (W_{TG} - W_{CA}) \eta_{GEN} \eta_{MTG} \quad (31)$$

Donde:

η_{GEN} Eficiencia del generador eléctrico (kW)

η_{MTG} Eficiencia mecánica de la turbina de gas (%)

$$E_{COMBQ_{PC}} = \frac{Q_{PC}}{\eta_{Q_{PC}}} \quad (32)$$

Donde:

Q_{PC} Calor exportado por la postcombustión (kW)

$\eta_{Q_{PC}}$ Eficiencia del postcombustor (%)

$$E_v = m_v (e_9 - e_8) \quad (33)$$

Donde:

m_v Flujo másico del vapor generado por el recuperador de calor (kW)

$\eta_{Q_{PC}}$ Eficiencia del postcombustor (%)

$$h_v = m_v (h_9 - h_8) \quad (34)$$

Donde:

h_8 Entalpía del agua de alimentación (kJ/kg)

h_9 Entalpía bruta del vapor producido por el recuperador de calor (kJ/kg)

El Costo de Producción Exergético (EPC), es la función que se tiene que minimizar, y se define por el costo de producción de electricidad, más el costo del vapor consumido, más el costo de la compra de electricidad al concesionario en situación de déficit o menos las ganancias recibidas de la venta de electricidad al concesionario, en situación de excedentes, de acuerdo a las ecuaciones 35 y 36. En el artículo no se indica el método utilizado para minimizar el EPC. En esta tesis no se minimiza la función EPC sino que se hacen los modelos a través de casos, comparándose entre ellos.

$$EPC_e = P_G c_{ELE} + c_{ev} E_v + (P_{req} - P_G) P_{ELEC} \quad (35)$$

Donde:

EPC_e Costo de Producción Exergético (USD/h)

P_{req} Potencia eléctrica requerida por el centro de trabajo (kW)

P_{ELEC} Costo de la energía eléctrica de la red general (USD/kWh)

$$EPC_e = P_G c_{ELE} + c_{ev} E_v - (P_G - P_{req}) P_{VEN} \quad (36)$$

Donde:

P_{VEN} Precio de venta de la energía eléctrica excedente a de la red general (USD/kWh)

En base a energía

$$EPC_h = P_G c_{ELE} + c_{vh} h_v + (P_{req} - P_G) P_{ELEC} \quad (37)$$

Donde:

EPC_h Costo de Producción Exergético en base a energía (USD/h)

$$EPC_h = P_G c_{ELE} + c_{vh} h_v - (P_G - P_{req}) P_{VEN} \quad (38)$$

La exergía del vapor está definida por la ecuación 39. [22]

$$e_i = [(h_i - h_0) - T_0 (s_i - s_0)] \quad (39)$$

Donde:

e_i Flujo exergético de la corriente de vapor i (kJ/kg)

h_i Entalpía de la corriente de vapor i (kJ/kg)

h_0 Entalpía de vapor a la temperatura de referencia (kJ/kg)

T_0 Temperatura de referencia (°C)

s_i Entropía de la corriente de vapor i (kJ/kg)

s_0 Entropía de vapor a la temperatura de referencia (kJ/kg)

La exergía para las corrientes de gases de combustión y aire se definen por la ecuación 40 [23].

$$e_i = Cp_{aire,G}(T_i)[(T_i - T_0) - T_0 \ln\left(\frac{T_i}{T_0}\right)] + R_{aire,G} T_0 \ln\left(\frac{P_i}{P_0}\right) \quad (40)$$

Donde:

- e_i Flujo exergético de la corriente de aire o gases de combustión i (kJ/kg)
- $Cp_{aire,G}(T_i)$ Flujo exergético de la corriente de aire o gases de combustión (kJ/kg)
- T_i Temperatura de la corriente del aire o gases de combustión i (kJ/kg)
- $R_{aire,G}$ Constante universal del aire y gases de combustión (kJ/kgK)
- P_i Presión del aire o gases de combustión (MPa)
- P_0 Presión de referencia (MPa) (kJ/kg)

Para el cálculo de la capacidad calorífica específica del aire se utiliza la ecuación 41 que queda en función de la temperatura [24].

$$Cp_{aire}(T) = 1.04841 - 0.0003837T + \frac{9.45378T^2}{10^7} - \frac{5.49031T^3}{10^{10}} + \frac{7.9298T^4}{10^{14}} \quad (41)$$

Donde:

T Temperatura a evaluar ($^{\circ}C$)

Se asume que la reacción química para los gases de combustión se lleva a cabo en forma completa con gas natural y con un 100% de exceso de aire. Después del balance estequiométrico de esta reacción, las composiciones de masa que se obtuvieron son: 11.908% de CO_2 , 4.496% de H_2O , 71.351% de N_2 atmosférico 12.245% de O_2 . Resultando en una tasa de 54.082 de aire/combustible, la capacidad de calor específico de los gases de combustión es una composición de las ecuaciones de cada componente en su porcentaje másico, por lo tanto:

$$Cp_G(T) = 0.991615 + \frac{6.99703T}{10^5} + \frac{2.71298T^2}{10^7} + \frac{1.22442T^3}{10^{10}} \quad (42)$$

La composición del gas natural utilizado se muestra en la Tabla 3.1.

Tabla 3.1. Características del gas natural sin azufre [19]

| Componente | Volumen (%) | Masa (%) | Poder Calorífico Inferior (kJ/kg) |
|--------------------------------|-------------|----------|-----------------------------------|
| CH ₄ | 89.35 | 80.92 | 50,000 |
| C ₂ H ₆ | 8.03 | 13.64 | 47,525 |
| C ₃ H ₈ | 0.78 | 1.94 | 46,390 |
| C ₄ H ₁₀ | 0.07 | 0.23 | 45,775 |
| C ₅ H ₁₂ | 0.01 | 0.04 | 45,400 |
| CO ₂ | 0.48 | 1.20 | - |
| N ₂ | 1.28 | 2.03 | - |

| | | | |
|-------|--------|--------|--------|
| Total | 100.00 | 100.00 | 47,966 |
|-------|--------|--------|--------|

3.1.3 Modelo económico

En esta metodología es necesario estimar el costo anual asociado con la compra y operación de cada uno de los componentes de las plantas. Las expresiones de costos de compra de los componentes y factores de amortización se presentan en este apartado [25]. El formato es ampliamente utilizado por Boehm [26], Frangopoulos [27], Lazzaretto [28] y Valero [16], pero algunos coeficientes fueron adaptados a través de cotizaciones realizadas por fabricantes. Los nuevos coeficientes tomaron en cuenta los costos de instalación, equipo eléctrico, sistema de control, tuberías y ensamblado en campo.

$$I_{GV} = 740(h_v)^{0.8} \exp\left(\frac{P-2}{14.29}\right) \exp\left(\frac{T-350}{446}\right) \quad (43)$$

Donde:

I_{GV} Costo de inversión del generador de vapor (USD)
 h_v Entalpía del vapor generado por el generador de vapor (kJ/kg)
 P Presión de trabajo del generador de vapor (MPa)
 T Temperatura de trabajo del generador de vapor (°C)

$$I_{TV} = 6000P_G^{0.7} \quad (44)$$

Donde:

I_{TV} Inversión de la turbina de vapor (USD)
 P_G Potencia neta generada por la turbina de vapor (kW)

$$I_{COND} = 1773m_v \quad (45)$$

Donde:

I_{COND} Inversión del condensador de la turbina de vapor (USD)
 m_v Flujo másico del vapor enviado hacia el condensador de la turbina de vapor (kg/s)

$$I_{BOMB} = 3540W_{BOMB}^{0.71} \quad (46)$$

Donde:

I_{BOMB} Inversión de la bomba de agua de alimentación (USD)

W_{BOMB} Potencia consumida por la bomba de agua de alimentación (kW)

$$I_{CA} = \left(\frac{75m_{aire}}{0.9 - \eta_{CA}} \right) \left(\frac{P_2}{P_1} \right) \ln \left(\frac{P_2}{P_1} \right) \quad (47)$$

Donde:

- I_{CA} Inversión del compresor de aire (USD)
 m_{aire} Flujo másico del aire que entra al compresor de aire (kg/s)
 η_{CA} Eficiencia del compresor de aire (%)
 P_2 Presión de descarga del compresor de aire (MPa)
 P_1 Presión de entrada del compresor de aire (MPa)

$$I_{CC} = \left(\frac{48.64m_{aire}}{0.995 - \frac{P_4}{P_3}} \right) (1 + \exp(0.018T_4 - 26.4)) \quad (48)$$

Donde:

- I_{CC} Inversión de la cámara de combustión (USD)
 m_{aire} Flujo másico del aire que entra a la cámara de combustión (kg/s)
 P_4 Presión de descarga de la cámara de combustión (MPa)
 P_3 Presión de entrada de la cámara de combustión (MPa)

$$I_{TG} = \left(\frac{1536m_G}{0.92 - \eta_{TG}} \right) \ln \left(\frac{P_4}{P_5} \right) (1 + \exp(0.036T_4 - 54.4)) \quad (49)$$

Donde:

- I_{TG} Inversión de la turbina de gas (USD)
 m_G Flujo másico de los gases de combustión que entran a la turbina de gas (kg/s)
 η_{TG} Eficiencia de la turbina de gas (%)
 P_4 Presión de los gases de combustión de entrada a la turbina de gas (MPa)
 P_5 Presión de los gases de combustión de descarga de la turbina de gas (MPa)
 T_4 Temperatura de los gases de combustión de entrada a la turbina de gas (MPa)

$$I_{GEN} = 60P_G^{0.95} \quad (50)$$

Donde:

I_{GEN} Inversión del generador eléctrico de la turbina de gas o turbina de vapor (USD)
 P_G Potencia neta generada por el generador eléctrico (kW)

$$I_{GVRG} = 4745 \left(\frac{h_v}{\log(T_6 - T_7)} \right)^{0.8} + 11820m_v + 658m_G \quad (51)$$

Donde:

I_{GVRG} Inversión del generador de vapor de recuperación de calor (USD)
 h_v Entalpía del vapor producido por el generador de vapor de recuperación de calor (kJ/kg)
 m_v Flujo másico del vapor producido por el generador de vapor de recuperación de calor (kg/s)
 m_G Flujo másico de los gases de combustión que entran al generador de vapor de recuperación de calor (kg/s)

$$f = \left[\frac{q^{(k+TC)} - 1}{(q-1)q^{(k+TC)}} - \frac{q^{TC} - 1}{(q-1)q^{TC}} \right]^{-1} \quad (52)$$

Donde:

f Factor de anualización (Adimensional)
 q Factor de ajuste por inflación e intereses (Adimensional)
 k Periodo de amortización (años)
 TC Periodo de construcción (años)

$$q = \left(1 + \frac{in}{100} \right) \left(1 + \frac{ti}{100} \right) \quad (53)$$

Donde:

q Factor de ajuste por inflación e intereses (Adimensional)
 in Tasa de interés (%/año)
 ti Tasa de inflación (%/año)

3.2 Modificación del modelo para aplicación en refinería

Los modelos mostrados anteriormente son los que se publicaron en el artículo "Thermoeconomic analysis method for optimization of combined heat and power systems. Part I" [19], para la aplicación de estos modelos en la tesis es necesaria su

adecuación por las siguientes 2 razones:

1. Es de interés analizar casos a 130 kg/cm^2 con recalentamiento, lo cual el modelo base no lo permite.
2. Es de interés analizar un caso mezclando turbinas de gas, recuperadores de calor, turbinas de vapor y generadores de vapor, por lo que es necesario mezclar los modelos presentados en el artículo de referencia, ya que los presenta en forma independiente.

En esta tesis se analizan 6 casos para la refinería en cuestión, estos casos fueron seleccionados bajo los siguientes criterios:

El caso 1, es el arreglo típico de una refinería mexicana. El caso 2, se escogió debido a que en otros países se utilizan básicamente accionadores de motor eléctrico y no accionadores de turbina de vapor como se hace en México, y se consideró conveniente explorar el comportamiento. El caso 3 y 4, se seleccionaron para explorar el comportamiento de este tipo de sistemas. Los casos 5 y 6 se seleccionaron debido a que utilizan sistemas de las mayores eficiencias actualmente, pero con el inconveniente de que en muchas ocasiones no proporcionan la totalidad de energía térmica requerida en las refinerías.

- a) Caso 1. Arreglo actual con generadores y turbinas de vapor a extracción y condensación.
- b) Caso 2. Arreglo actual sin accionadores de alta y media presión con generadores y turbinas de vapor a extracción y condensación.
- c) Caso 3. Se instala generador y turbina de vapor a condensación a 130 kg/cm^2 con recalentamiento.
- d) Caso 4. Se instala generador y turbina de vapor a contrapresión a 130 kg/cm^2 con recalentamiento.
- e) Caso 5. Se instala TG-HRSG, se elimina el generador de vapor y se queda el resto del sistema actual.
- f) Caso 6. Se instala TG-HRSG, se eliminan generadores y turbinas de vapor.

Estos casos se explicarán con mucho mas detalle y gráficamente en el capítulo 3, para el caso 1 y caso 2 podemos aplicar la metodología explicada en el punto 2.1.1 de este capítulo, para el caso 3 y 4 se debe de aplicar una modificación a la metodología, ya que se está considerando generadores de vapor con recalentamiento, para el caso 5 se debe de aplicar una mezcla de los modelos explicados en los puntos 2.1.1 y 2.1.2 ya que para este caso se aplican los dos modelos al mismo tiempo. Para el caso 6, se aplica el modelo mostrado en el punto 2.1.2.

La finalidad de este punto 2.2 es explicar las modificaciones realizadas a los modelos. Primeramente explicaremos las modificaciones generales realizadas a los modelos, y posteriormente entraremos en detalle a las modificaciones para cada uno de los casos

mencionados en el párrafo anterior.

Modificaciones generales:

- Cálculo de propiedades.
- Cálculo de costos de inversión.

Modificaciones a casos:

- Caso de generador de vapor con recalentamiento
- Caso de turbina de gas y recuperador de calor con turbina de vapor a extracción condensación

3.2.1 Cálculo de propiedades

Para el la aplicación de los modelos es necesario el cálculo de propiedades termodinámicas, tales como la entropía, entalpías y calores específicos. Para el cálculo de estas propiedades existen subrutinas las cuales están basadas, ya sea en relaciones termodinámicas o en normas. Para el cálculo de propiedades el artículo utilizó las ecuaciones 11, 12, 16, 17, 39, 40, 41 y 42. En esta tesis se utilizó el software Thermoflow™, que utiliza la norma IAPWS-IF97 para la determinación de estas propiedades.

3.2.2 Cálculo de costos de inversión

Para el cálculo de costos de inversión se decidió utilizar también el software Thermoflow, ya que se revisaron algunos proyectos en donde se determinó que tiene una buena precisión, por lo que se optó para su utilización en los modelos desarrollados. A modo de ejemplo mencionaremos 2 proyectos recientes en México: Proyecto de cogeneración en Salamanca y proyecto de turbinas aeroderivadas en Baja California.

El proyecto de cogeneración de Salamanca fue asignado a la empresa ganadora Iberdrola en 319,948,549 de dólares [29], mientras que el software Thermoflow calculó 335,211,472 dólares, lo cual nos da una diferencia de 4.7%, lo cual se considera de muy buena precisión.

Tabla 2.2. Costos calculados por Thermoflow™ para el proyecto de cogeneración de Salamanca [29].

| Resumen Costo Proyecto | Costo estimado | |
|-------------------------------|-----------------------|--|
|-------------------------------|-----------------------|--|

| Resumen Costo Proyecto | Costo estimado | |
|--|-----------------------|------------|
| I Equipo Especializado | 239,588,000 | USD |
| II Otros Equipos | 6,407,748 | USD |
| III Civil | 13,530,653 | USD |
| IV Mecánica | 18,919,849 | USD |
| V Montaje eléctrico & Cableado | 2,654,746 | USD |
| VI Edificios & Estructuras | 5,559,647 | USD |
| VII Ingeniería & puesta en marcha | 11,847,064 | USD |
| Subtotal - Costo interno del Contratista | 298,507,708 | USD |
| VIII Costos blandos & Misceláneos de Contratista | 36,703,765 | USD |
| Precio del Contratista | 335,211,472 | USD |
| IX Costos blandos & Misceláneos del Dueño | 16,760,574 | USD |
| Total - Costo del Dueño | 351,972,046 | USD |
| | | |
| Potencia Planta de placa | 369.2 | MW |
| Costo por kW - Contratista | 908 | USD per kW |
| Costo por kW - Dueño | 953 | USD per kW |

El otro ejemplo que se consideró es el proyecto CT-TG Baja California II, este proyecto consistió de la instalación de 3 turbinas aeroderivadas con una capacidad mínima de 130 MW y una capacidad máxima de 180 MW, en esta licitación el ganador fue la empresa "ACCIONA Ingeniería Industrial/Servicios & Soluciones Electromecánicas", la cual cotizó 103,865,800 dólares[30], mientras el software Thermoflow calculó 100,148,392 dólares, dando una diferencia de 3.5%, lo cual también se considera de muy buena precisión

Debemos aclarar que en las Tablas, 2.2 y 2.3 se muestra el desglose de costos que muestra Thermoflow, el valor que se toma como referencia es el denominado Precio del contratista, ya que este considera todos los gastos del contratista.

Tabla 2.3. Costos calculados por Thermoflow™ para el proyecto CT-TG Baja California II [30]

| Resumen Costo Proyecto | Costo estimado | |
|-----------------------------------|-----------------------|-----|
| I Equipo Especializado | 72,754,344 | USD |
| II Otros Equipos | 1,225,040 | USD |
| III Civil | 3,575,036 | USD |
| IV Mecánica | 2,575,274 | USD |
| V Montaje eléctrico & Cableado | 750,214 | USD |
| VI Edificios & Estructuras | 726,763 | USD |
| VII Ingeniería & puesta en marcha | 3,188,984 | USD |

| Resumen Costo Proyecto | Costo estimado | |
|---|-----------------------|------------|
| Subtotal - Costo interno del Contratista | 84,795,656 | USD |
| VIII Costos blandos & Misceláneos del Contratista | 15,352,736 | USD |
| Precio del Contratista | 100,148,392 | USD |
| IX Costos blandos & Misceláneos del Dueño | 9,013,355 | USD |
| Total - Costo del Dueño | 109,161,747 | USD |
| Potencia Planta de placa | 132.7 | MW |
| Costo por kW - Contratista | 755 | USD per kW |
| Costo por kW - Dueño | 823 | USD per kW |

3.2.3 Modificación al caso de generador de vapor con recalentamiento

El esquema para el caso de generador de vapor con recalentamiento se muestra en la Figura 3.3, la diferencia con el modelo 2.1, radica en que se introducen dos corrientes adicionales: 1) Extracción de la turbina de alta presión y 2) Vapor recalentado, estas corrientes se tienen que introducir debido a que el proceso con recalentamiento requiere de estas corrientes.

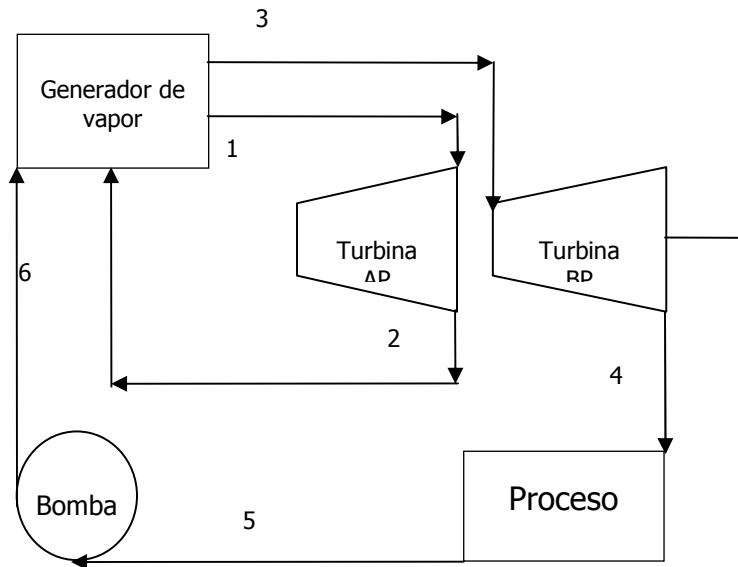


Figura 3.3. Sistema de cogeneración de vapor. [19]

Respecto al modelo propuesto en el artículo "Thermoeconomic analysis method for optimization of combined heat and power systems. Part I", el cual se explica en el punto 2.1.1 de esta tesis, se realizaron las siguientes modificaciones: a la ecuación 3

de consumo de combustible se le tuvo que agregar la entrada de vapor de recalentado frío y la salida del recalentado caliente.

$$E_{COMB} = \frac{m_v(h_1 + h_3 - h_2 - h_4)}{\eta_{GV}} \quad (54)$$

Para la ecuación 4 y 5 también tuvo efecto el agregar las corrientes de recalentado frío y recalentado caliente, quedando de la siguiente manera:

$$m_3 e_3 c_3 + m_1 e_1 c_1 = \frac{f_m f_a (I_{GV} + I_B)}{H} + P_{COMB} E_{COMB} + m_5 c_5 e_5 + m_6 e_6 c_6 \quad (55)$$

$$c_{ev} = \frac{\frac{f_m f_a (I_{GV} + I_B)}{H} + P_{COMB} E_{COMB}}{m_v (e_3 + e_1 - e_5 - e_6)} \quad (56)$$

El resto del modelo fue utilizado como está desarrollado en el artículo mencionado en el capítulo 2 de esta tesis [19].

3.2.4 Caso de turbina de gas y recuperador de calor con turbina de vapor a extracción condensación

Para este caso realmente no se hizo ninguna modificación, si no que simplemente se utilizaron los dos modelos (modelos indicado en el punto 2.1.1 y 2.1.2 de esta tesis) simultáneamente, el esquema del modelo para nuestro caso 5, se puede visualizar en la Figura 3.4.

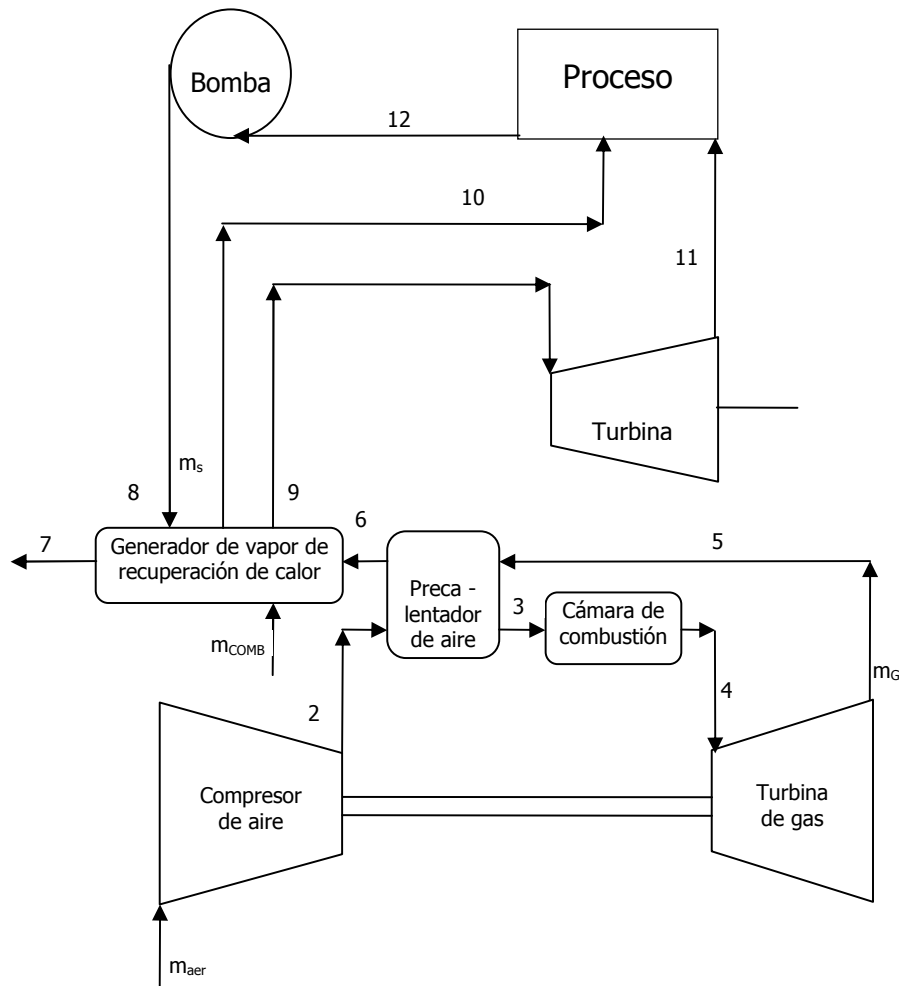


Figura 3.4. Sistema de cogeneración con turbina de gas y ciclo Rankine

3.3 Validación de modelos

Para poder validar que alguna metodología de cálculo es desarrollada y comprendida adecuadamente es necesario reproducirla, para efectos de esta tesis se procedió a validar el caso 1 (modelo del punto 2.1.1 de esta tesis), es decir el ciclo de cogeneración basado en ciclo Rankine.

Para la elaboración del modelo se utilizó una hoja de cálculo elaborada en Excel. Se utilizó el modelo termodinámico utilizado en el punto 2.1.1 y el modelo económico 2.1.3, entre las principales dificultades que se encontraron para el desarrollo de este

modelo fueron los cálculos de las propiedades de estado como la entalpía y la entropía, para el cálculo de estas propiedades se utilizó la biblioteca IF97BO.XLA, desarrollada por el Prof. Dr.-Ing. Wolfgang Wagner de la universidad RUHR-UNIVERSITÄT BOCHUM [31]. Esta librería calcula automáticamente las propiedades de estado del vapor basada en la norma IAPWS-IF97, solamente se tiene que utilizar el comando adecuado, para calcular la propiedad deseada. Esta librería fue de gran utilidad para el desarrollo del modelo ya que funciona en forma dinámica, por ejemplo si cambiamos la presión o temperatura de alguna corriente, instantáneamente se actualizan los valores de las propiedades, lo cual resulta de gran valor en la automatización del modelo.

En el modelo expuesto en el artículo mencionado en el capítulo 2, no se encontraban todas las variables explícitas, por lo que para varias de ellas se tuvo que suponer valores, las variables que se consideraron en el modelo y no se mencionaban en el artículo son principalmente las siguientes:

- Presiones de los diferentes condensados.
- Presión del agua de alimentación.
- Pérdidas de presión entre las diferentes corrientes de proceso.
- Purga de la caldera.

El modelo fue desarrollado en un libro de cálculo de Excel en donde se replicaron los modelos propuestos en el artículo de referencia principal de esta tesis. Después de desarrollar el modelo se procedió a introducir los valores de entrada proporcionados en el artículo y a verificar la precisión de este, llegándose a la conclusión de que el modelo se puede reproducir aceptablemente

En la Tabla 3.4 se muestran los datos de entrada para el modelo utilizado y en la Tabla 2.5 se muestran los resultados que se obtienen en el artículo y los obtenidos en la validación, así como los porcentajes de desviación. Podemos observar que la mayor desviación es del 6.7%, por lo que se considera que es un porcentaje adecuado considerando que existieron variables que no se conocían y se tuvieron que suponer.

Tabla 3.4. Parámetros o datos de entrada

| Parámetro | Valor | Parámetro | Valor |
|------------------------------------|--------------|-------------------------------------|--------------|
| Eficiencia de turbina de vapor | 98% | Periodo de construcción | 1 año |
| Eficiencia del generador eléctrico | 97% | Precio del combustible (US/kWh)LHV | 0.01092 |
| Eficiencia isentrópica de la | 85% | Precio de compra de la electricidad | 0.064 |

| Parámetro | Valor | Parámetro | Valor |
|--------------------------|--------|---|----------|
| turbina de vapor | | (US\$/kWh) | |
| Eficiencia de la bomba | 75% | Precio de venta de la electricidad (US\$/kWh) | 0.035 |
| Eficiencia de la caldera | 90% | To (oC) | 25 |
| Horas trabajadas por año | 8000 h | Po (MPa) | 0.101325 |
| Factor de mantenimiento | 1.06 | Poder calorífico combustible (kJ/kg) | 47,966 |
| Tasa de interés | 8% | Energía eléctrica requerida (kW) | 6,000 |
| Tasa de inflación | 5% | | |

Tabla 3.5. Comparación de resultados

| Parámetro | Artículo | Validación | Desviación (%) |
|-----------------------------|----------|------------|----------------|
| T (°C) | 500 | 500 | 0.0% |
| P (MPa) | 4.8 | 4.8 | 0.0% |
| EPC (US\$/h) | 510.6 | 513.4 | -0.6% |
| EP (kW) | 2,479 | 2559.3 | -3.2% |
| c _{sh} (US\$/kWh) | 0.016 | 0.015 | 3.9% |
| c _{Elh} (US\$/kWh) | 0.029 | 0.030 | -3.4% |
| c _{se} (US\$/kWh) | 0.035 | 0.032 | 6.7% |
| c _{Ele} (US\$/kWh) | 0.053 | 0.054 | -3.4% |
| m ₁ (kg/s) | 5.834 | 5.834 | 0.0% |
| m _{FUEL} (kg/s) | 0.368 | 0.368 | 0.0% |

3.4 Formulas complementarias para evaluación exergoeconómica

Adicional al modelo presentado en los subcapítulos anteriores, también se utilizaron otros parámetros como la eficiencia combinada de cogeneración y la eficiencia exergética de cogeneración. Estas fórmulas complementarias fueron obtenidas del artículo "Performance assessment of cogeneration plants" presentado por Mehmet Kanoglu y Ibrahim Dincer en la revista "Energy Conversion and Management" del 2009,

La fórmula de la eficiencia combinada de cogeneración se presenta en la ecuación 57 y la de eficiencia exergética de cogeneración se presenta en la ecuación 58.

$$\eta_{CCOG} = \frac{EE_{Neta} + m_{aa}(h_{vapp} - h_{aa})}{E_{COMB}} \quad (57)$$

Donde:

- η_{CCOG} Eficiencia combinada de cogeneración (%)
 EE_{Neta} Energía eléctrica neta del sistema (MW)
 m_{aa} Flujo de agua de alimentación neto al generador de vapor o recuperador de calor (kg/s)
 h_{vapp} Entalpía del vapor a proceso (kJ/kg)
 h_{vaa} Entalpía del agua de alimentación (kJ/kg)
 E_{COMB} Energía del combustible consumido por el sistema (MW)

$$\eta_{ECO} = \frac{EE_{Neta} + m_{aa}(h_{vapp} - h_{aa} - T_0(s_{vapp} - s_{aa}))}{EX_{COMB}} \quad (58)$$

- η_{ECO} Eficiencia exergética de cogeneración (%)
 EE_{Neta} Energía eléctrica neta del sistema (MW)
 m_{aa} Flujo de agua de alimentación neto al generador de vapor o recuperador de calor (kg/s)
 h_{vapp} Entalpía del vapor a proceso (kJ/kg)
 h_{vaa} Entalpía del agua de alimentación (kJ/kg)
 T_0 Temperatura de referencia (°C)
 s_{vapp} Entropía del vapor a proceso (kJ/kg°C)
 s_{vaa} Entropía del agua de alimentación (kJ/kg°C)
 EX_{COMB} Exergía del combustible consumido por el sistema (MW)

3.4.1 Límites de frontera para cálculo de eficiencias

Para la determinación del cálculo de eficiencias de sistemas siempre es importante establecer las fronteras de los esquemas para realizar cálculos objetivos, Las fronteras que se establecieron en para los casos evaluados se muestran en las Figuras 3.5, 3.6, 3.7, 3.8 y 3.9.

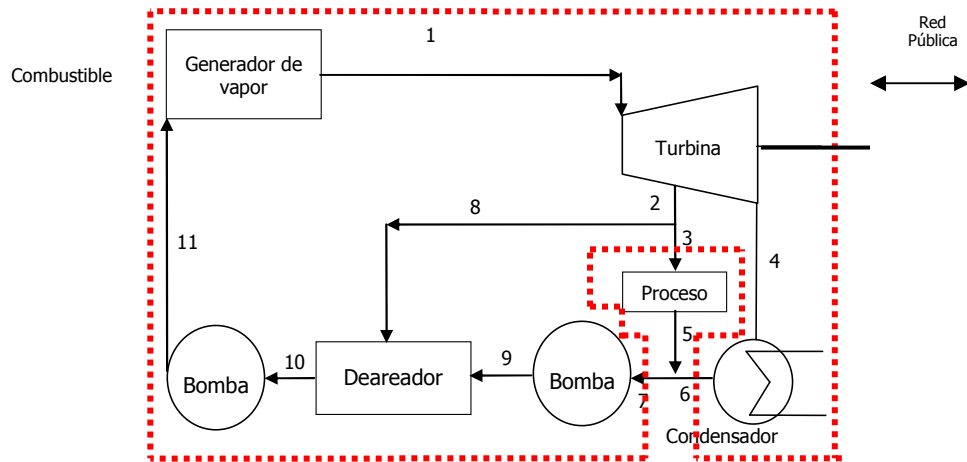


Figura 3.5. Límites de frontera para cálculo de eficiencia combinada y exergética para Caso 1 y2.

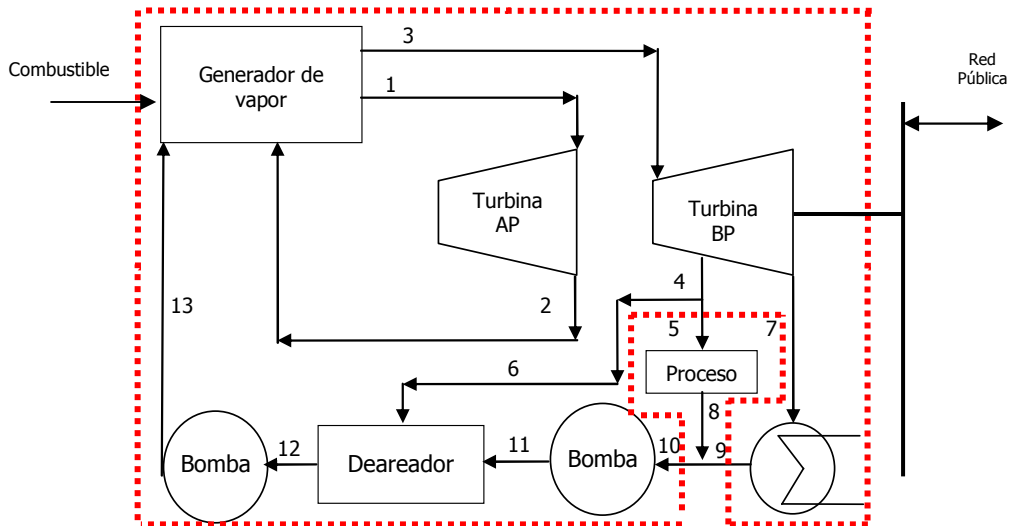


Figura 3.6. Límites de frontera para cálculo de eficiencia combinada y exergética para Caso 3.

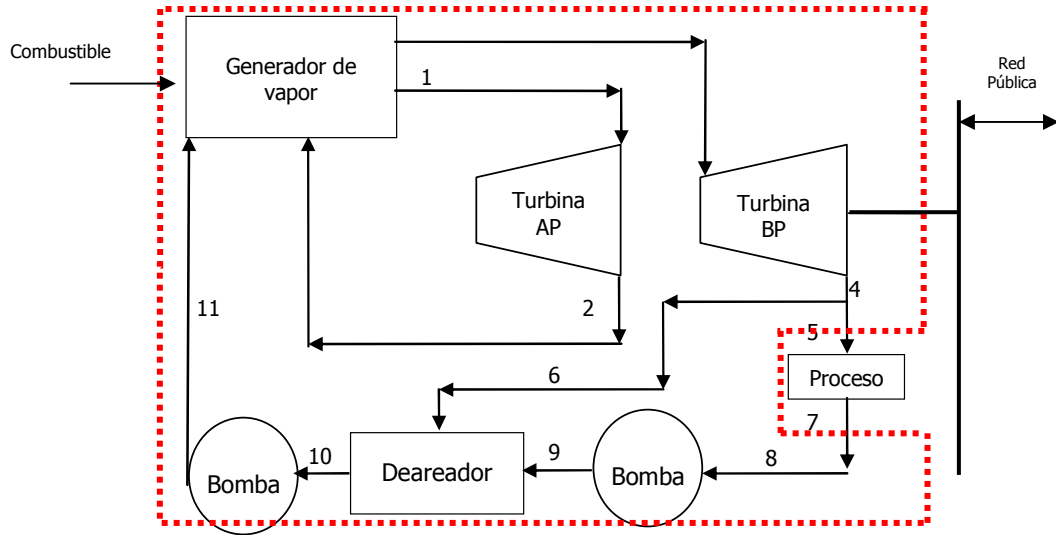


Figura 3.7. Límites de frontera para cálculo de eficiencia combinada y exergética para Caso 4.

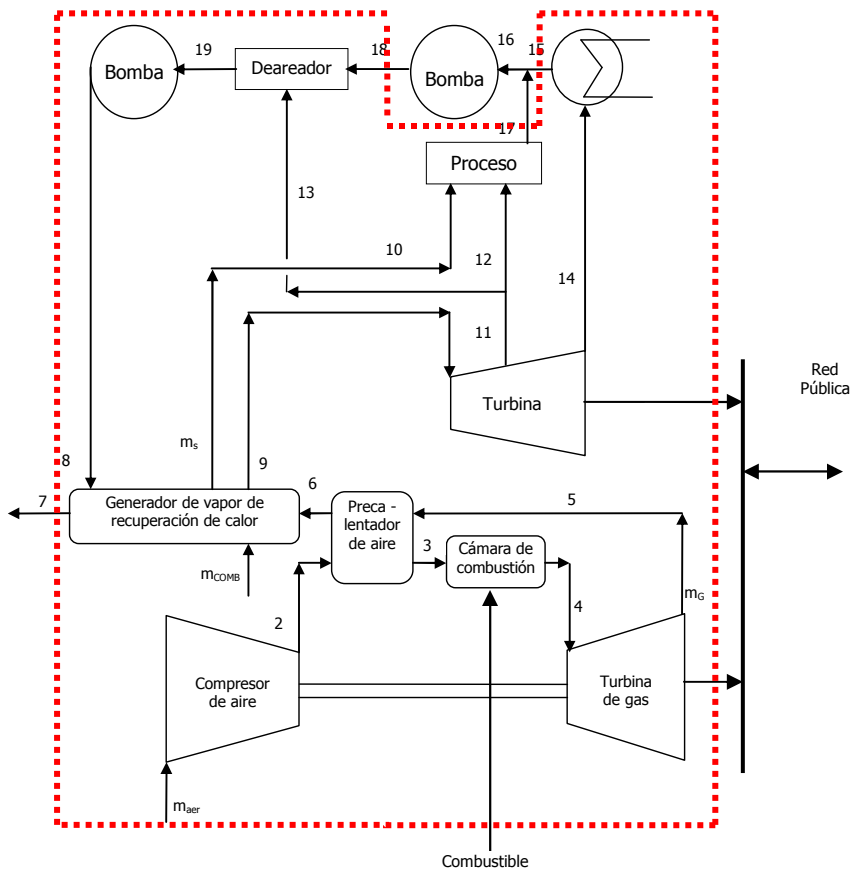


Figura 3.8. Límites de frontera para cálculo de eficiencia combinada y exergética para Caso 5.

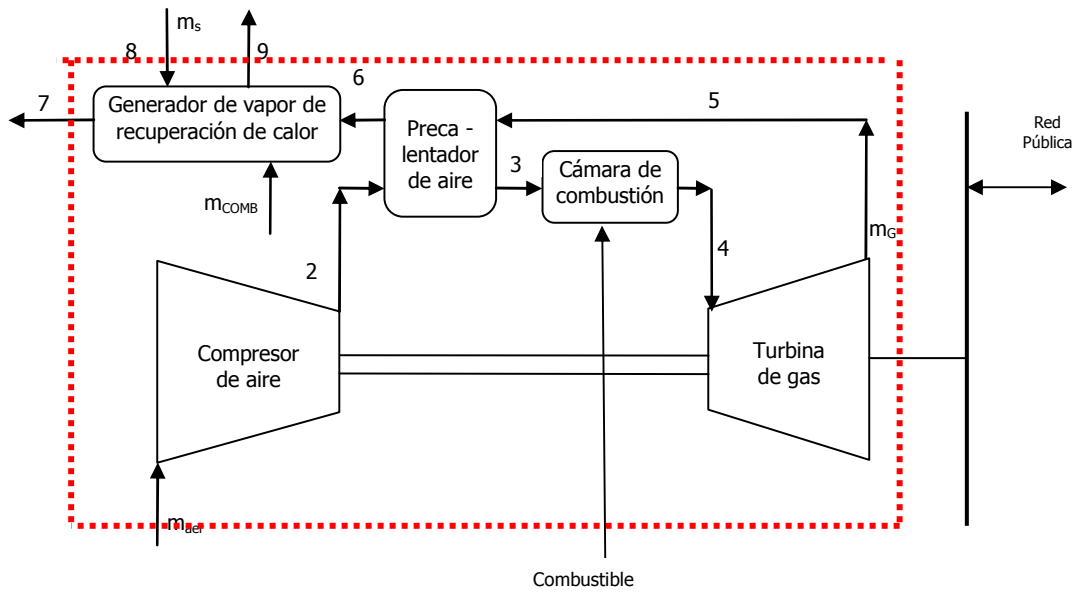


Figura 3.9. Límites de frontera para cálculo de eficiencia combinada y exergética para Caso 6.

3.5 Resultados

Con el desarrollo de este modelo, se pudo contar con las herramientas necesarias para el desarrollo de esta tesis. Para el desarrollo del modelo también se utilizaron ecuaciones complementarias, así como también el software Thermoflow™ para el cálculo de propiedades y costos de inversión.

Cabe mencionar que una de las actividades de este capítulo fue la validación del modelo antes mencionado, lográndose reproducir con buena precisión el modelo del artículo antes mencionado. Respecto a la parte de costos de inversión también se validó el modelo de Thermoflow™ con algunos ejemplos reales.

Para facilidad de manejo dinámico de la información se utilizó el software Excel, desarrollándose el modelo en un libro de cálculo. En este libro de cálculo se desarrolló la integración de todos los componentes del modelo como: Modelo de artículo base, modelo de fórmulas complementarias y modelo de propiedades termodinámicas. Con el modelo anterior se desarrollaron los siguientes 3 capítulos.

4 EVALUACIÓN EXERGOECONÓMICA

En este capítulo se abordara los casos analizados en esta tesis con la metodología mostrada, desarrollada y validada en el capítulo 2. Primeramente es importante establecer las bases de diseño sobre las que se harán todos los cálculos.

4.1 Bases de diseño

Debido a que en los casos propuestos se utilizan turbinas de gas y estas son máquinas volumétricas es importante establecer las condiciones de sitio, ya que estas impactan directamente sobre la capacidad y eficiencia de las turbinas de gas. Por otra parte debemos aclarar que las condiciones de sitio seleccionadas fueron las típicas del altiplano en el centro de México, tomando como referencias las refinerías Ing. Antonio M. Amor y Miguel Hidalgo. En las Tablas 4.1 y 4.2 podemos observar las condiciones de sitio y de composición del gas natural utilizado en esta tesis.

4.1.1 Datos de sitio o generales

Tabla 4.1. Condiciones de sitio

| Parámetro | Valor |
|-------------------------------------|--------------|
| Altura sobre el nivel medio del mar | 1,723 m |
| Temperatura Ambiente | 27.5 °C |
| Temperatura de bulbo húmedo | 15 °C |
| Humedad Relativa | 30% |
| Presión atmosférica | 0.08147 MPa |

Tabla 4.2. Composición del gas natural sin azufre

| Parámetro | Valor |
|---------------------------|--------------|
| Temperatura de suministro | 25 °C |
| Peso molecular | 17.74 |
| Poder calorífico inferior | 46,200 kJ/kg |
| Poder calorífico superior | 51,237 kJ/kg |
| Hidrógeno | 0.36% |
| Oxígeno | 0.07% |
| Nitrógeno | 3.65% |
| Monóxido de carbono | 0.09% |
| Dióxido de carbono | 0.34% |
| Metano | 87.00% |
| Etano | 8.46% |
| Etileno | 0.03% |
| Total | 100% |

4.1.2 Premisas técnicas y económicas

Es siempre importante establecer las premisas bajo las cuales se realiza el análisis, estas premisas las podemos ver en la Tabla 4.3.

Tabla 4.3. Premisas técnicas y económicas

| Parámetro | Valor | Parámetro | Valor |
|---|--------------|--|--------------|
| Eficiencia mecánica de turbina de vapor | 98% | Periodo de construcción | 2 años |
| Eficiencia del generador eléctrico | 95% | Precio del combustible (US\$/MMBTU (LHV)) | 6.1 |
| Eficiencia isentrópica de las turbinas de vapor | 79% | Precio de compra de la electricidad (US\$/kWh) | 0.064 |
| Eficiencia de turbinas de vapor de acción | 70% | Precio de venta de la electricidad (US\$/kWh) | 0.035 |
| Eficiencia de la bomba | 85% | To (oC) | 25 |
| Eficiencia de la caldera | 85% | Po (MPa) | 0.101325 |
| Horas trabajadas por año | 8000 h | Poder calorífico combustible (kJ/kg) | 46,200 |
| Factor de mantenimiento | 1.06 | Energía eléctrica requerida (kW) | 68,200 |
| Tasa de interés o descuento | 12% | Flujo de vapor requerido (T/h) | 618.3 |
| Tasa de inflación | 0% | Presión absoluta de vapor requerido (MPa) | 1.94 |
| Vida del proyecto | 20 años | Temperatura de vapor requerido (T/h) | 282 |

4.2 Casos analizados

En esta tesis se analizaron 6 casos (ya mencionados en el capítulo 2), en forma de resumen se muestran a continuación y posteriormente se explicarán a mayor detalle. Los casos son:

- a) Caso 1. Arreglo actual con generadores y turbinas de vapor a extracción y condensación.
- b) Caso 2. Arreglo actual sin accionadores de alta y media presión con generadores y turbinas de vapor a extracción y condensación.
- c) Caso 3. Se instala generador y turbina de vapor a condensación a 130 kg/cm² con recalentamiento.
- d) Caso 4. Se instala generador y turbina de vapor a contrapresión a 130 kg/cm² con recalentamiento.
- e) Caso 5. Se instala TG-HRSG, se elimina el generador de vapor y se queda el resto del sistema actual.
- f) Caso 6. Se instala TG-HRSG, se eliminan generadores y turbinas de vapor.

4.2.1 Caso 1

En el caso 1 se reproduce una refinería típica mexicana, la cual está compuesta básicamente de generadores de vapor (GVS) y turbinas de vapor como componentes principales. El esquema típico cuenta con 3 redes de distribución de vapor en 60, 20 y 3.5 bar de presión y 480, 282 y 181 °C de temperatura respectivamente. Un grupo de generadores de vapor, se encarga de alimentar la red de 60 bar, la cual a su vez se encarga de alimentar turbinas accionadoras de proceso, turbinas accionadoras de fuerza o auxiliares y válvulas reductoras de presión para niveles de presión mas bajos.

Las turbinas de vapor generan energía eléctrica y a su vez generan vapor de media presión que alimenta el cabezal de media presión, el cabezal de media presión también es alimentado por generadores de vapor y válvulas reductoras de presión. El cabezal de media presión alimenta a turbinas de proceso así como también calentamiento de proceso.

Por último existe el cabezal de baja presión el cual es alimentado por las expansiones de proceso, turbinas de fuerza y turbinas de proceso y a su vez alimenta la deareación del proceso, el excedente se envía a venteo o a recuperación. En la Figura 4.1 podemos ver un esquema detallado de lo anteriormente explicado y en la Figura 4.2 podemos ver el esquema simplificado.

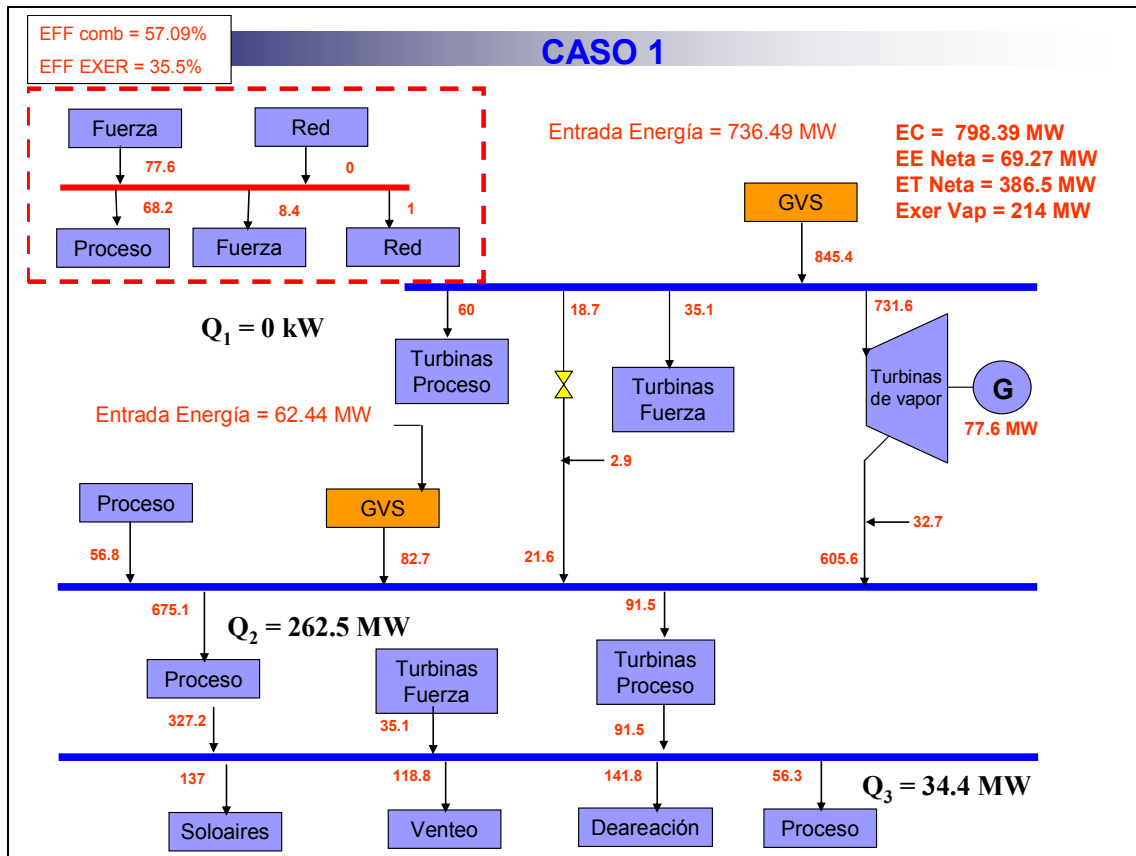


Figura 4.1. Esquema del Caso 1 detallado.

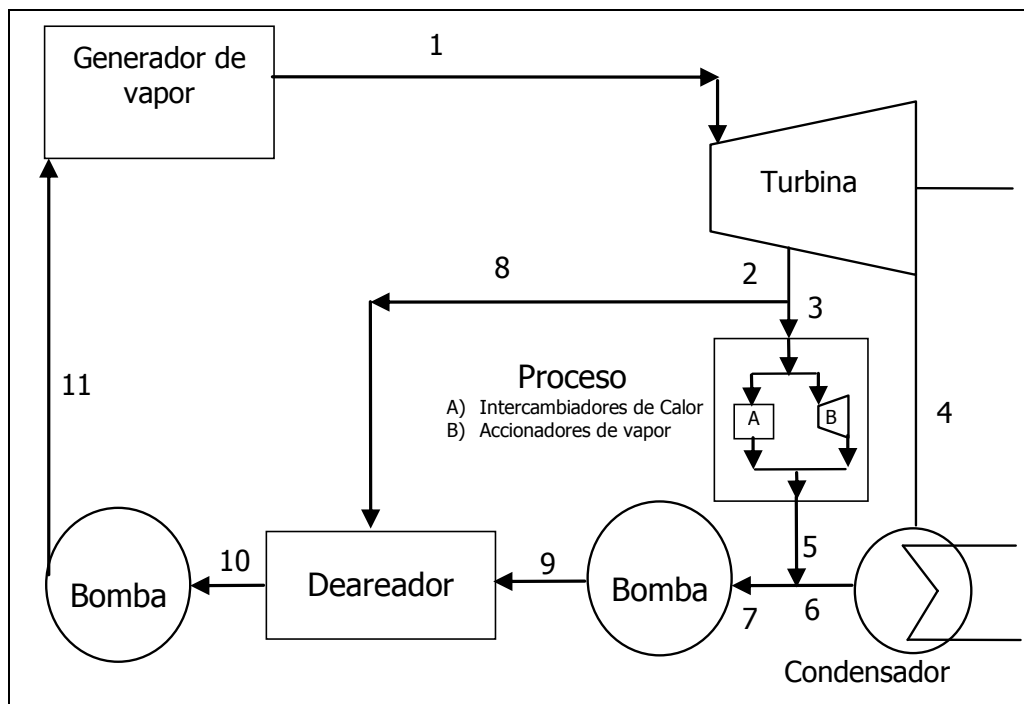


Figura 4.2. Esquema del Caso 1 simplificado.

4.2.2 Caso 2

En el caso 2 se representa el esquema actual de la refinería pero con la diferencia de que los accionadores de alta y media presión impulsados por vapor se substituyen por motores eléctricos, esto es con la finalidad de ver y analizar en la tesis la conveniencia o no conveniencia de utilizar accionadores con motor o turbina de vapor, debido a que esto es una práctica común en refinerías de otras partes del mundo.

En la Figura 4.3a podemos observar el esquema detallado para el caso 2. Si comparamos con el caso 1 vemos que el recuadro que dice turbinas de proceso en el cabezal de 60 bar, para el caso 1 tiene un consumo de 60 T/h y 0 T/h de vapor para el caso 2, también podemos ver que el recuadro de turbinas de fuerza en el cabezal de 60 bar para el caso 1 se indica un consumo de 35.1 T/h y para el caso 2 un consumo de 0 T/h. Por último en el cabezal de 20 bar vemos que para el caso 1 se indica un consumo de 91.5 T/h y 0 T/h para el caso 2. Estos 3 cambios de consumos de vapor nos indican que estamos cambiando la fuerza motriz del vapor por motores eléctricos, a lado de los recuadros de turbinas de proceso (cabezal de 60 bar), turbinas fuerza y turbinas de proceso (cabezal de 20 bar), podemos ver el equivalente eléctrico, para turbinas de proceso en 60 bar el equivalente eléctrico es e 13.9 MW, para turbinas fuerza es de 4.2 MW y para turbinas de proceso en 20 bar es de 4.4 MW. Estos cambios afectan directamente al balance de vapor y energía eléctrica, por ejemplo para la energía eléctrica el consumo de proceso aumenta de 68.2 MW a 86.5 MW, esto es se incrementa 18.3 MW que vendría siendo los 13.9 MW y 4.4 MW de los equivalentes eléctricos de turbinas de proceso en los cabezales de 60 y 20 bar. Respecto al vapor, en el cabezal de 60 bar la generación de vapor aumenta 70.6 T/h que viene siendo el balance entre la disminución de consumo de vapor en las turbinas de proceso y fuerza y el incremento en el consumo de las turbinas de generación.

En la Figura 4.3a podemos ver un esquema detallado de lo anteriormente explicado y en la Figura 4.3b podemos ver el esquema simplificado.

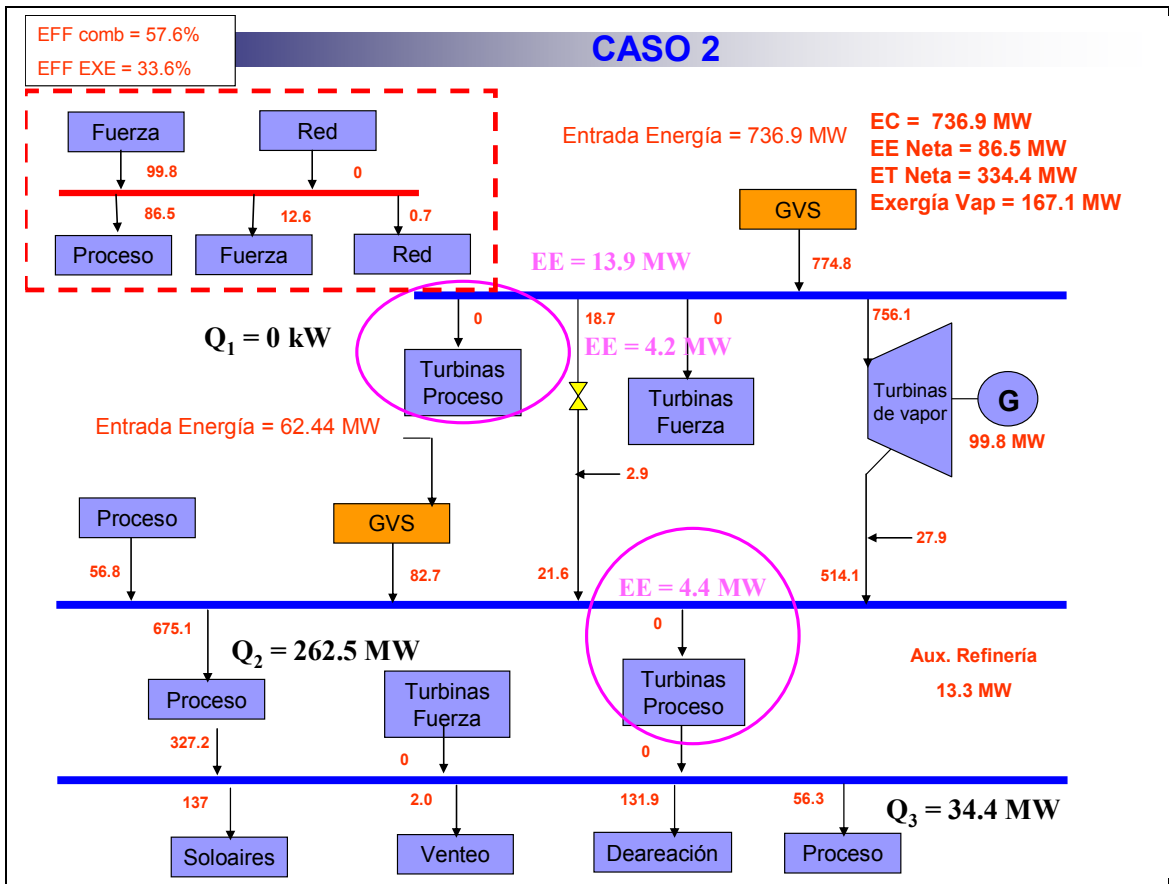


Figura 4.3a. Esquema del Caso 2 detallado.

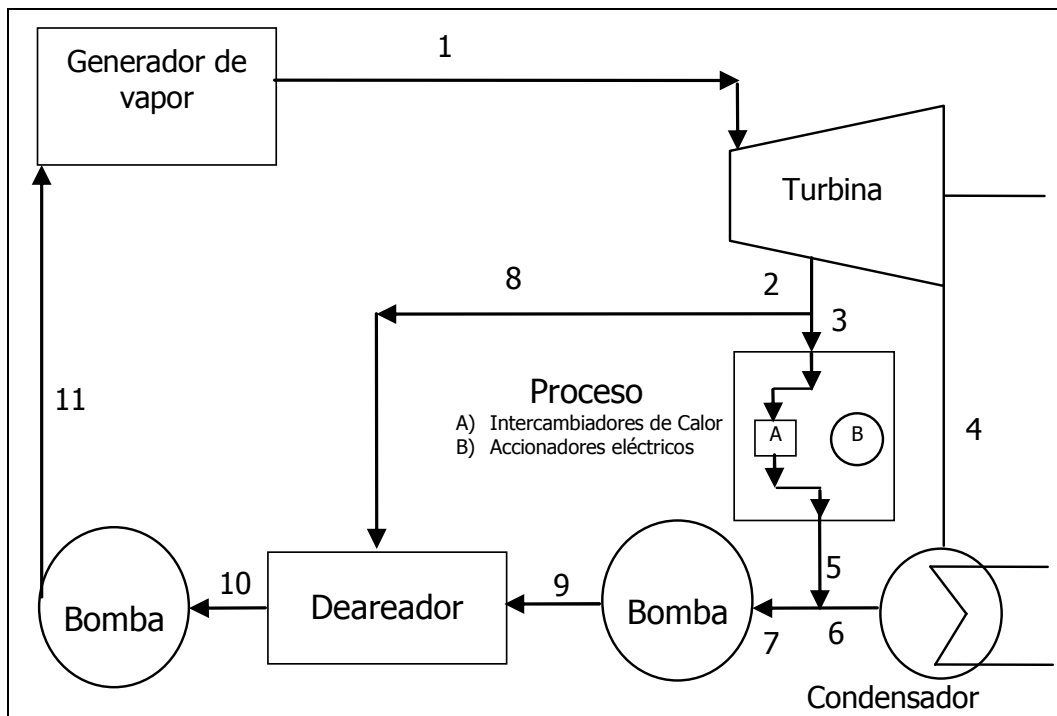


Figura 4.3b. Esquema del Caso 2 detallado.

4.2.3 Caso 3

Para el caso 3 el esquema se muestra en la Figura 4.4, en este caso podemos observar que los generadores de vapor del cabezal de 60 bar (GVS) dejan de generar vapor el cual alimenta a las turbinas de fuerza, proceso y turbinas generadoras de energía eléctrica. Se implementa un sistema de generación de vapor con turbina de vapor en 130 bar y 537 °C con recalentamiento, este sistema genera 95.4 MW, los cuales son enviados a proceso, el sistema antes mencionado también alimenta 535.6 T/h de vapor de 20 bar al cabezal.

El esquema simplificado de este sistema se muestra en la Figura 4.5

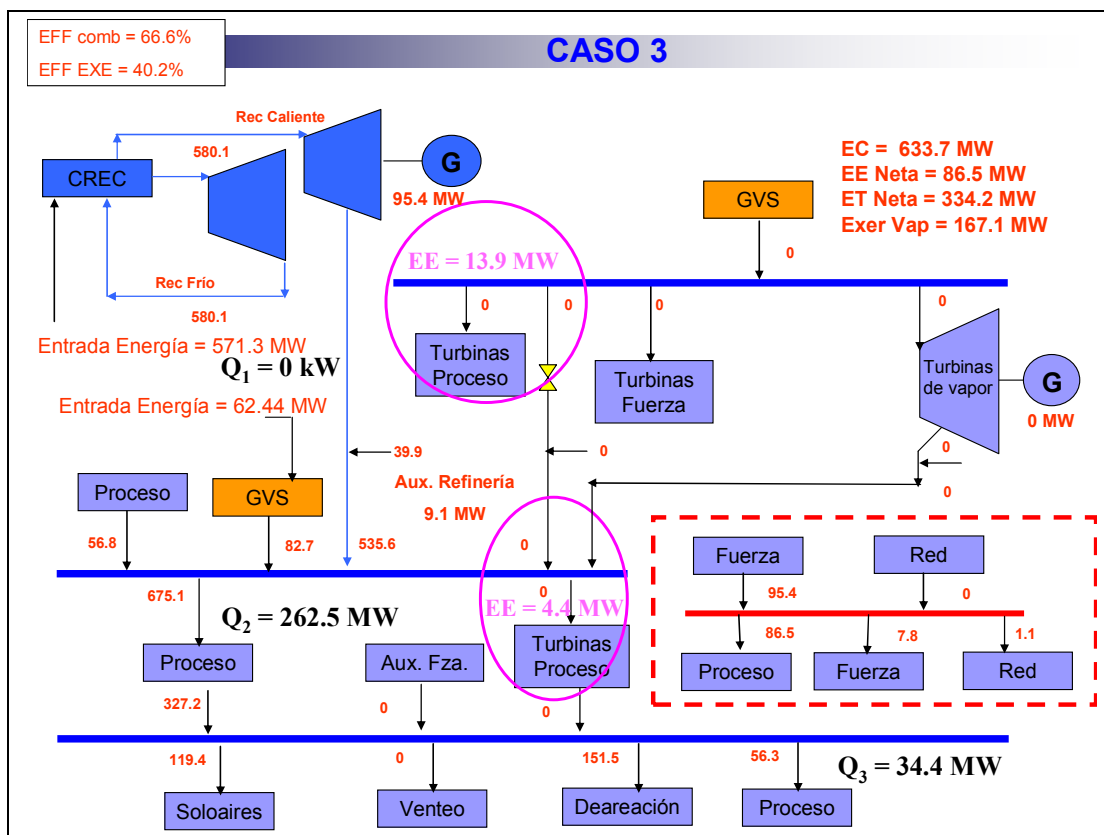


Figura 4.4. Esquema del Caso 3 detallado.

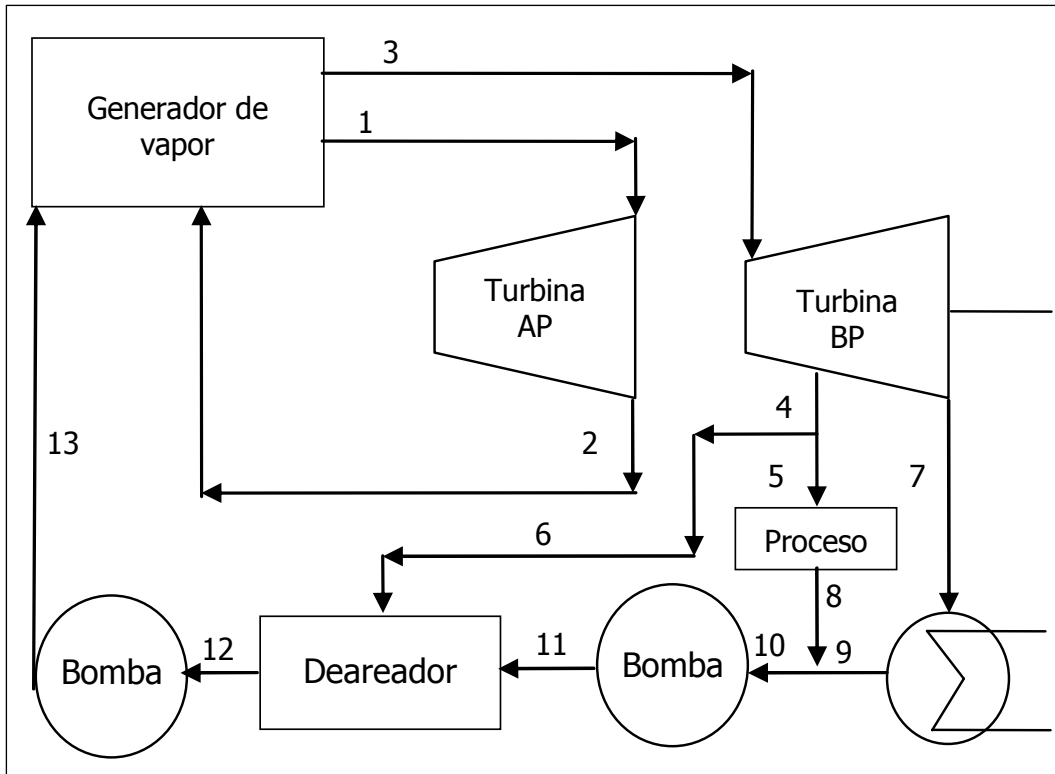


Figura 4.5. Esquema del caso 3 simplificado.

4.2.4 Caso 4

El esquema para el caso 4 se muestra en la Figura 3.6, este caso es similar al del caso 3, la diferencia radica en que en la turbina de vapor de recalentamiento no existe vapor a condensación, si no que se utiliza una turbina a contrapresión, la cual alimenta al cabezal de 20 bar. La peculiaridad principal de este tipo de esquemas es que debido a que existe un consumo determinado de vapor, esto limita el tamaño del generador de vapor de recalentamiento y a su vez también la capacidad de generación eléctrica, por lo que para este caso la potencia que puede generar el esquema es menor a lo que consumen la refinería por lo que es necesario comprar energía eléctrica de la red pública. El esquema detallado lo podemos ver en la Figura 4.6 y el esquema simplificado en la Figura 4.7.

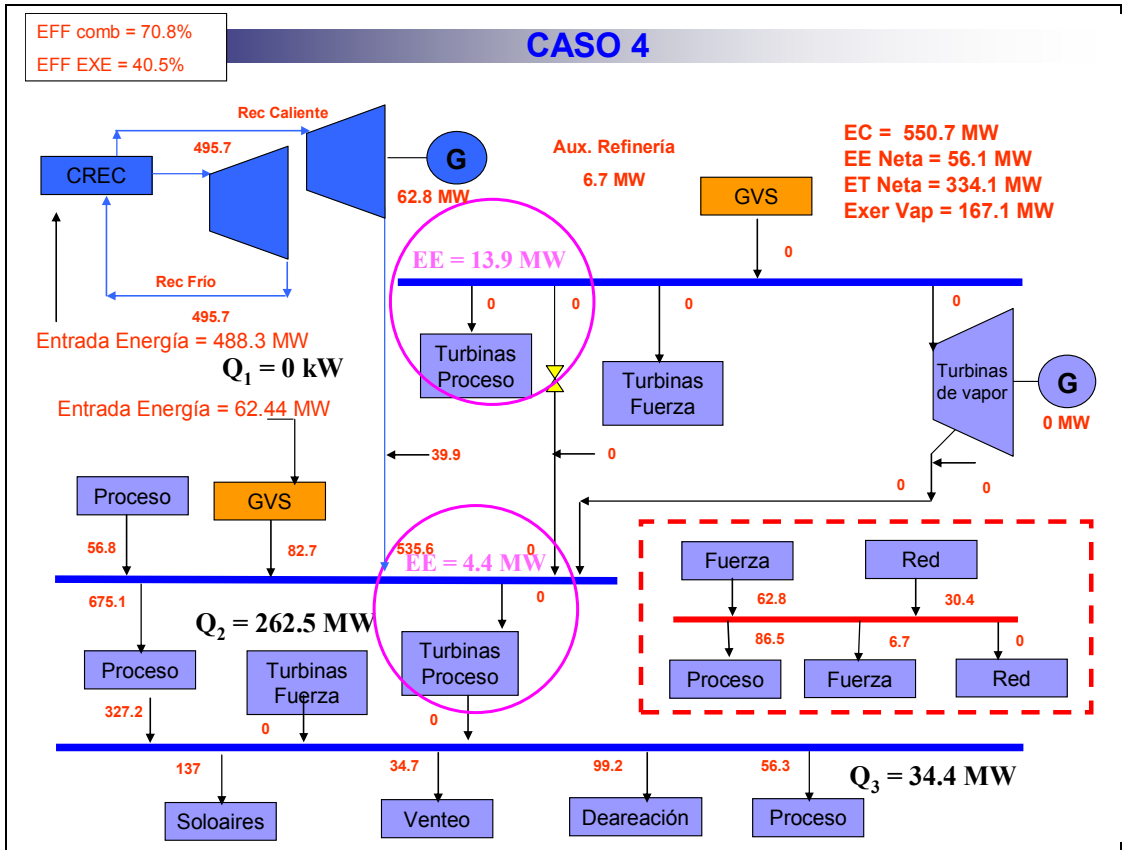


Figura 4.6. Esquema del Caso 4 detallado.

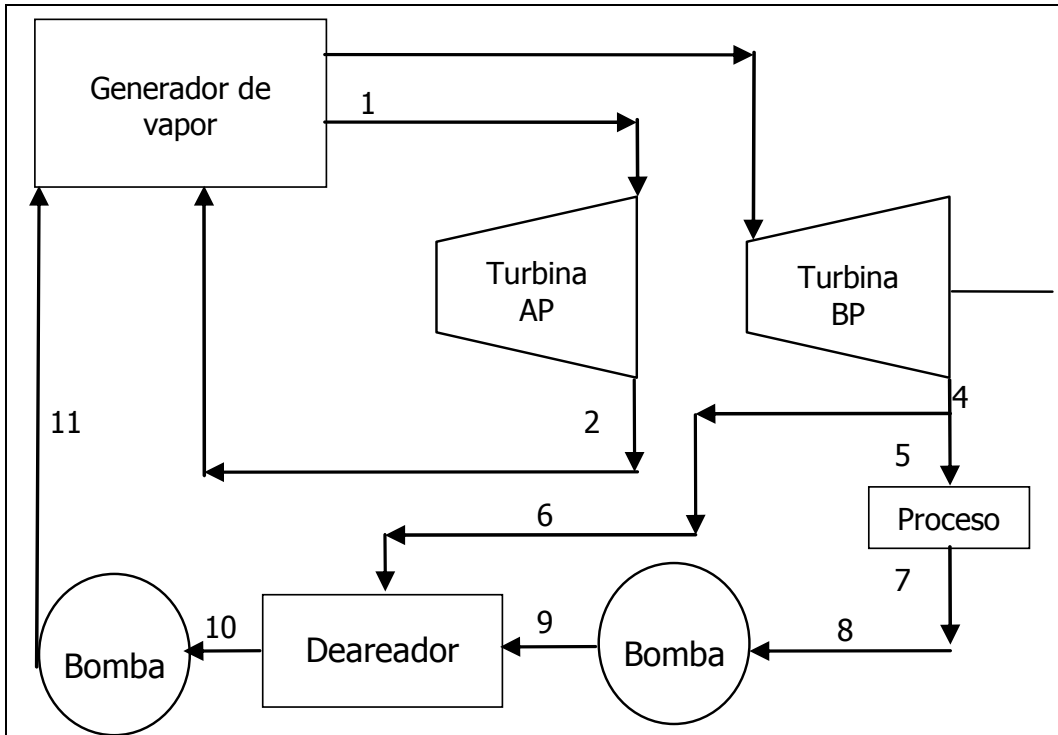


Figura 4.7. Esquema del caso 4 simplificado.

4.2.5 Caso 5

En la Figura 4.8 se muestra el esquema detallado para este caso, en este esquema se genera energía eléctrica y vapor en un sistema turbina de gas-recuperador de calor, la energía eléctrica generada se envía para consumo de la refinería, así como el excedente se envía a la red. El vapor generado es enviado a las turbinas de vapor para generar 86.9 MW de energía eléctrica adicional, así como también vapor de 20 bar, debemos también mencionar que para optimizar el esquema también se producen 104.3 T/h de vapor de media presión en el recuperador de calor. El esquema detallado se muestra en la Figura 4.8 y el esquema simplificado se muestra en la Figura 4.9

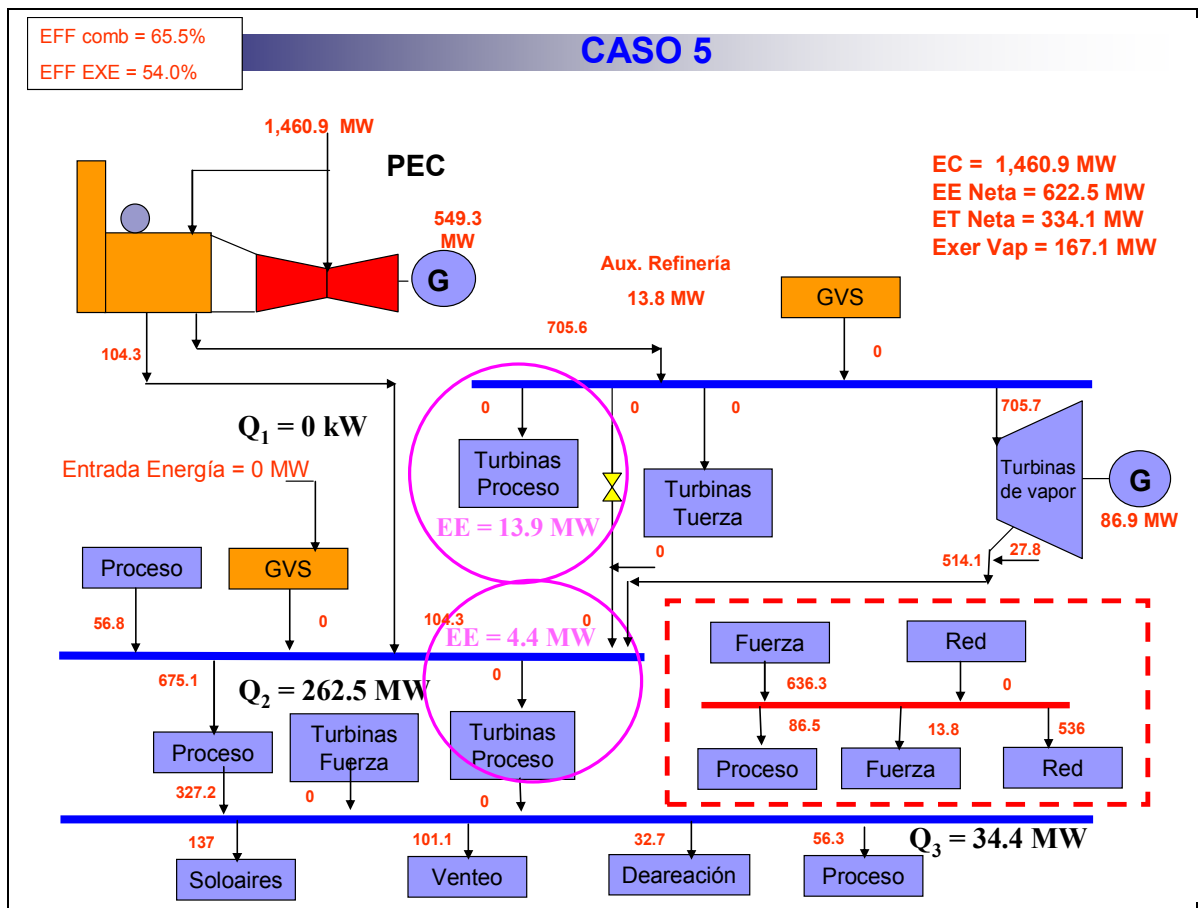


Figura 4.8. Esquema del Caso 5 detallado.

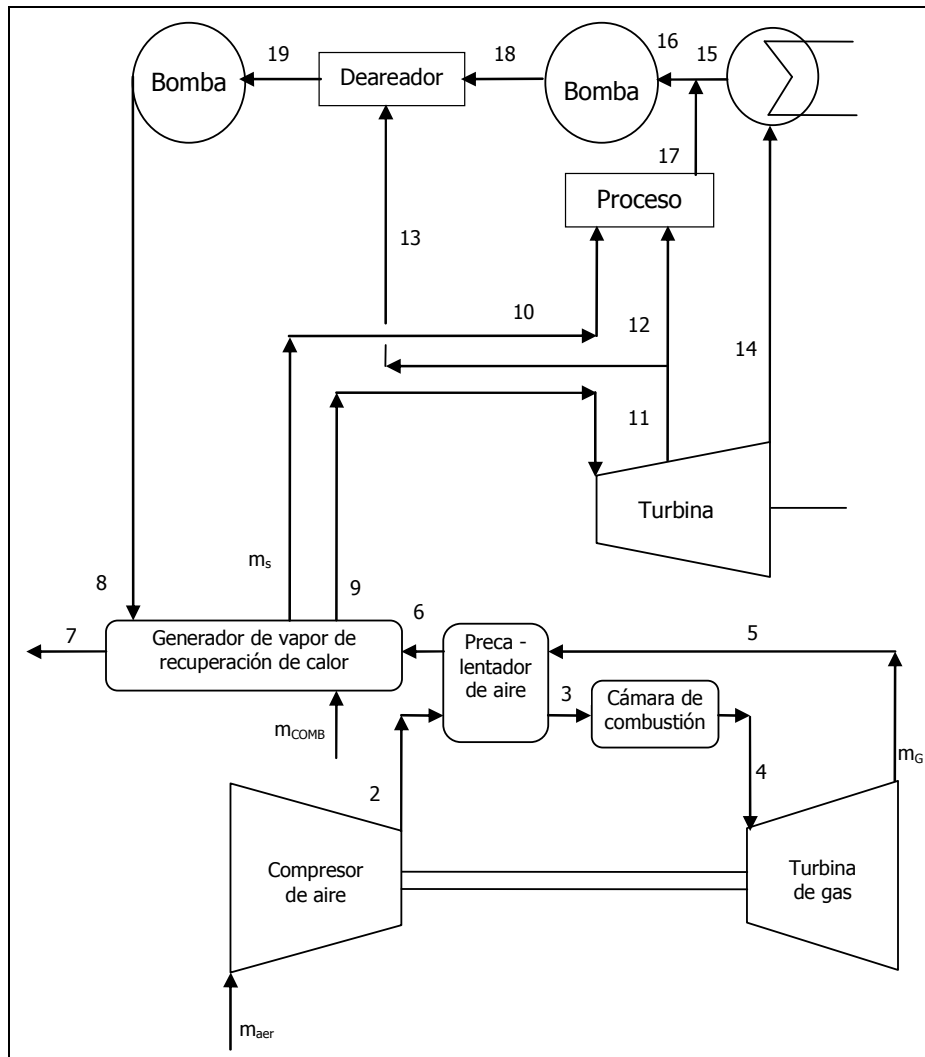


Figura 4.9. Esquema del Caso 5 simplificado

4.2.6 Caso 6

El caso 6 se muestra en la Figura 4.10, en este caso se utilizan únicamente turbina de gas con recuperador de calor para suministrar la energía eléctrica y el vapor a la refinería, debemos de señalar que en este tipo de esquema existe un excedente de energía eléctrica, es decir es un esquema donde existe una relación muy alta de energía eléctrica respecto a la energía térmica. Este esquema tiene que vender 178.6 MW de energía eléctrica a la red. El esquema detallado se muestra en la Figura 4.10 y el simplificado se muestra en la Figura 4.11.

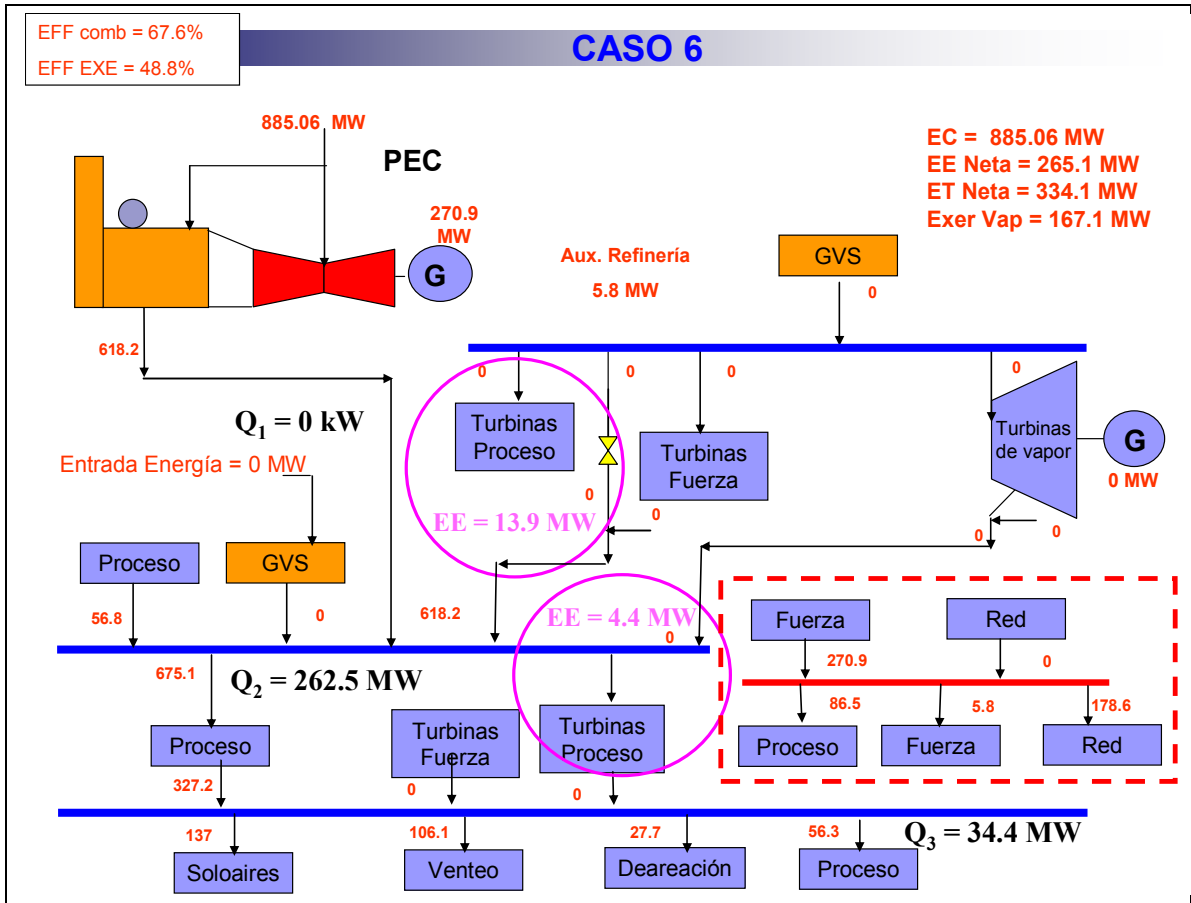


Figura 4.10. Esquema del Caso 6 detallado

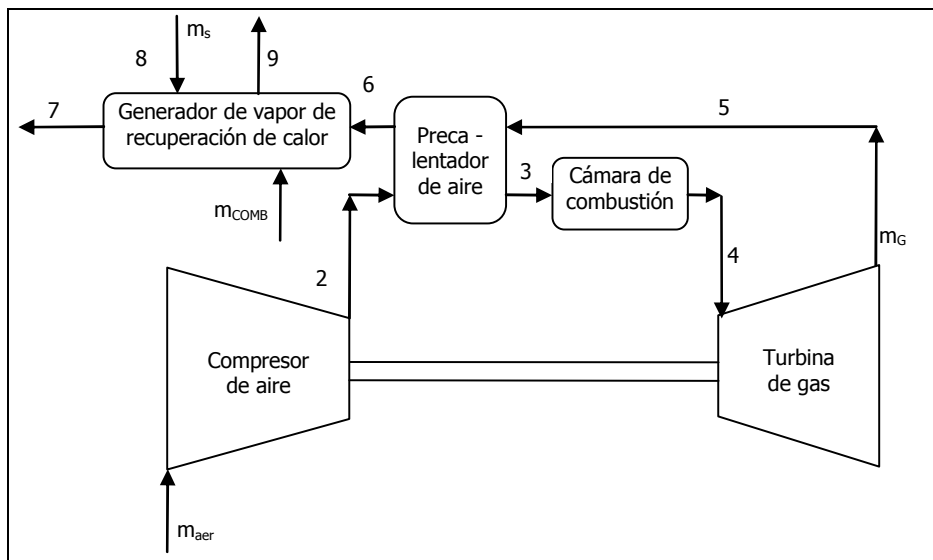


Figura 4.11. Sistema de cogeneración con turbina de gas [19].

5 RESULTADOS

En la Tabla 5.1 podemos observar los resultados que se obtuvieron para los 6 casos, con las premisas de las Tablas 4.1, 4.2 y 4.3, en las Figuras 5.11, 5.12, 5.13, 5.14, 5.15 y 5.16 podemos observar estos mismos resultados pero en forma de gráficos.

Tabla 5.1. Comparación de resultados

| CONCEPTO | Caso 1 | Caso 2 | Caso 3 | Caso 4 | Caso 5 | Caso 6 |
|---|--------|--------|--------|--------|---------|--------|
| E. Eléctrica Bruta (MW) | 77.6 | 99.8 | 95.4 | 62.8 | 636.2 | 270.9 |
| E. Eléctrica Neta (MW) | 69.2 | 87.2 | 87.6 | 56.1 | 622.5 | 265.1 |
| E. Eléctrica consumida de Proceso (MW) | 68.2 | 86.5 | 86.5 | 86.5 | 86.5 | 86.5 |
| E. Eléctrica consumida de Fuerza (Auxiliares) (MW) | 8.4 | 12.6 | 7.8 | 6.7 | 13.8 | 5.8 |
| E. Eléctrica a la red (MW) | 1.0 | 0.7 | 1.1 | 0.0 | 536 | 178.6 |
| E. Eléctrica de la red (MW) | 0.0 | 0 | 0 | 30.4 | 0.0 | 0.0 |
| Energía de Vapor (MW) | 386.5 | 334.2 | 334.2 | 334.1 | 334.1 | 334.1 |
| Exergía de Vapor (MW) | 214.0 | 167.1 | 167.1 | 167.1 | 167.1 | 167.1 |
| Consumo de combustible (MW) | 798.9 | 736.9 | 633.7 | 550.7 | 1,460.9 | 885.1 |
| Eficiencia Combinada (%) | 57.09% | 57.66% | 66.56% | 70.80% | 65.50% | 67.60% |
| Eficiencia Exergética (%) | 35.47% | 34.51% | 40.19% | 40.53% | 54.05% | 48.83% |
| Costo de Producción Exergético (USD/h) | 20,040 | 18,382 | 19,366 | 16,427 | 21,526 | 20,887 |

Las primeras variables que analizaremos serán las primeras 6 de la Tabla 5.1: Energía eléctrica bruta, energía eléctrica neta, energía eléctrica consumida de proceso, energía eléctrica consumida de fuerza, energía eléctrica a la red y energía eléctrica de la red. Las analizaremos en forma conjunta ya que están interrelacionadas.

La energía eléctrica bruta se refiere a la energía eléctrica total generada por el sistema de cogeneración sin contar la red pública. La energía eléctrica neta se refiere a la energía eléctrica que es capaz de enviarse ya sea para consumo de las plantas de proceso o a la red, esto se obtiene restando de la energía eléctrica bruta la energía eléctrica consumida de fuerza (auxiliares). La energía consumida de proceso es la energía requerida por las plantas de proceso de la refinería. La energía eléctrica consumida de fuerza (auxiliares) son los consumos eléctricos propios del sistema de cogeneración. La energía eléctrica a la red es la energía que se envía a la red en caso de que existan excedentes eléctricos. La energía eléctrica de la red es la energía que se recibe de la red pública, en caso de que exista un déficit de energía eléctrica.

Si analizamos la variable de energía eléctrica bruta, vemos que esta varía considerablemente entre cada caso, para el caso 1 tenemos una generación de 77.6 MW y para el caso 2 tenemos 99.8 MW, la diferencia entre estos dos casos se explica debido a que el caso 2 está considerando 18.3 MW eléctricos adicionales, los cuales se incrementan debido al cambio de accionadores de vapor por motores eléctricos, mencionado anteriormente. Si a los 99.8 MW del caso 2 le restamos los 77.6 MW del caso 1, nos da como resultado 22.2 MW, lo cual no coincide con el incremento de 18.3 MW adicionales, esto se debe a que como se genera mas energía eléctrica se requiere 4.2 MW adicionales de energía eléctrica en auxiliares, además que en el caso 2 se envían 0.7 MW a la red de CFE y no 1 MW como en el caso 1.

Es importante hacer un paréntesis en esta parte para aclarar que en los casos de autoconsumo como el caso 1, caso 2 y caso 3 se consideró alrededor de 1 MW de venta a la red, esto es una práctica muy común en los centros consumidores de energía eléctrica, debido a que se tiene que estar sincronizado con la red pública. La sincronización se refiere a que el punto de conexión de la red interna de la refinería con la red pública se encuentre en el mismo voltaje y misma frecuencia, esta conexión se realiza con la finalidad de aumentar la confiabilidad de la refinería, ya que si sale de operación algún generador eléctrico, automáticamente puede entrar en sustitución la red pública. También se pudo suponer que en vez de mandar 1 MW a la red, se recibieran, aunque la costumbre es realizar la sincronización enviando energía eléctrica, debido a los altos costos de la energía eléctrica de la red pública.

El caso 3 está generando 95.4 MW de energía eléctrica bruta, el cual es diferente a los 77.6 MW del caso 1, esto se explica al igual que en el caso 2, por los 18.3 MW eléctricos que aumentan en el consumo por cambio de accionadores de vapor por motores eléctricos. Si comparamos el caso 3 con el caso 2, vemos que la energía eléctrica bruta es muy parecida, 95.4 MW del caso 3 por 99.8 MW del caso 2. Esta

diferencia obedece principalmente a la diferencia de consumo de auxiliares, mientras que el caso 3 consume 7.8 MW de auxiliares, el caso 2 consume 12.6 MW, esta diferencia de consumo de auxiliares radica principalmente a que el caso 2 maneja 756.1 T/h de vapor a las turbinas mientras que el caso 3 maneja 580.1 T/h, esto se debe a que el caso 3 maneja temperaturas y presiones en generadores y turbinas de vapor mayores que el caso 2, este caso exporta 1.1 MW a la red pública.

El caso 4 está generando 62.8 MW de energía eléctrica bruta con un consumo de auxiliares de 6.7 MW, lo que nos da una generación de energía eléctrica neta de 56.1 MW. Este caso es el que genera la menor cantidad de energía eléctrica respecto a los casos hasta ahora analizados (caso 1, caso 2 y caso 3), esto es debido a que se tiene un esquema el cual está limitado por el consumo de vapor. Es decir, como el proceso de la refinería consume una determinada cantidad de vapor (334.2 MW) y no se puede mandar el excedente a una red pública de vapor, como la electricidad, esto limita la cantidad de vapor que puede entrar a las turbinas de vapor, ya que esta tiene que ser la misma que la que se envía al proceso de la refinería. Como se había mencionado antes, este caso produce 56.1 MW, los cuales son insuficientes para alimentar los 86.5 MW que requiere el proceso por lo que es necesario importar 30.4 MW de la red eléctrica pública. Si se hubiera tenido un requerimiento de vapor mayor se hubiera dado el caso de que se tuviera que importar menor cantidad de la red o incluso existieran excedentes a la red.

El caso 5 está generando 636.2 MW de energía eléctrica bruta, de los cuales se utilizan 13.8 MW en auxiliares, por lo que se tienen 622.5 MW de generación de energía eléctrica neta, de los cuales se envían 86.5 MW para consumo de proceso de la refinería y se tienen que exportar 536 MW de energía eléctrica a la red pública. Este caso es el que mayor consumo de auxiliares presenta debido al tamaño que tiene. Este caso es el que exporta la mayor cantidad de energía eléctrica a la red, esto se debe a que se tiene que enviar vapor a las turbinas de vapor para posteriormente expandirlo y enviarla a proceso, por lo que se tienen que utilizar turbinas de gas de mayor tamaño para suministrar este vapor.

El caso 6 está generando 270.9 MW de energía eléctrica bruta, consumiendo 5.8 MW de auxiliares generando una energía eléctrica neta de 265.1 MW, de los cuales se envían 86.5 MW para consumo de proceso y 178.6 MW para enviarlo a la red pública. Este caso es el que menos auxiliares consume, debido principalmente a que no utiliza potencia en la condensación del vapor de las turbinas. Este caso exporta también una cantidad grande de energía eléctrica a la red, aunque no tanto como el caso 5. Exporta una cantidad menor de energía eléctrica a la red que el caso 5, debido a que no utiliza turbinas de vapor.

Resumiendo el análisis de estas primeras 6 variables podemos determinar que los casos de generadores de vapor con turbinas de vapor (Caso 1, 2, 3 y 4) son sistemas de autoabastecimiento, es decir que proporcionan los consumos exactos de vapor y

energía eléctrica de la refinería. En este tipo de esquemas es importante mencionar el caso 4, ya que es el único de los de autoabastecimiento que tiene que comprar energía eléctrica de la red, debido a su estructura.

Por otra parte los casos de turbinas de gas con recuperador de calor son casos que proporcionan grandes excedentes los cuales pueden ser vendidos a la red. Debemos mencionar que el caso 5 es el que mas excedentes proporciona. El análisis de las 6 variables explicadas en los párrafos anteriores las podemos resumir en la Figura 5.1, en esta Figura, se agrupan los 6 casos por pares, en cada una de las primeras columnas de los 6 pares se grafica la energía eléctrica bruta producida por cada sistema, en la segunda columna de estos pares se apilan los datos de energía eléctrica consumida en proceso, energía eléctrica de auxiliares, energía eléctrica enviada a la red pública y la energía eléctrica de la red pública. Si observamos la gráfica nos damos cuenta que todos los pares de datos son del mismo tamaño, excepto el caso 4, ya que este caso como se mencionó anteriormente, es el único que importa de la red pública

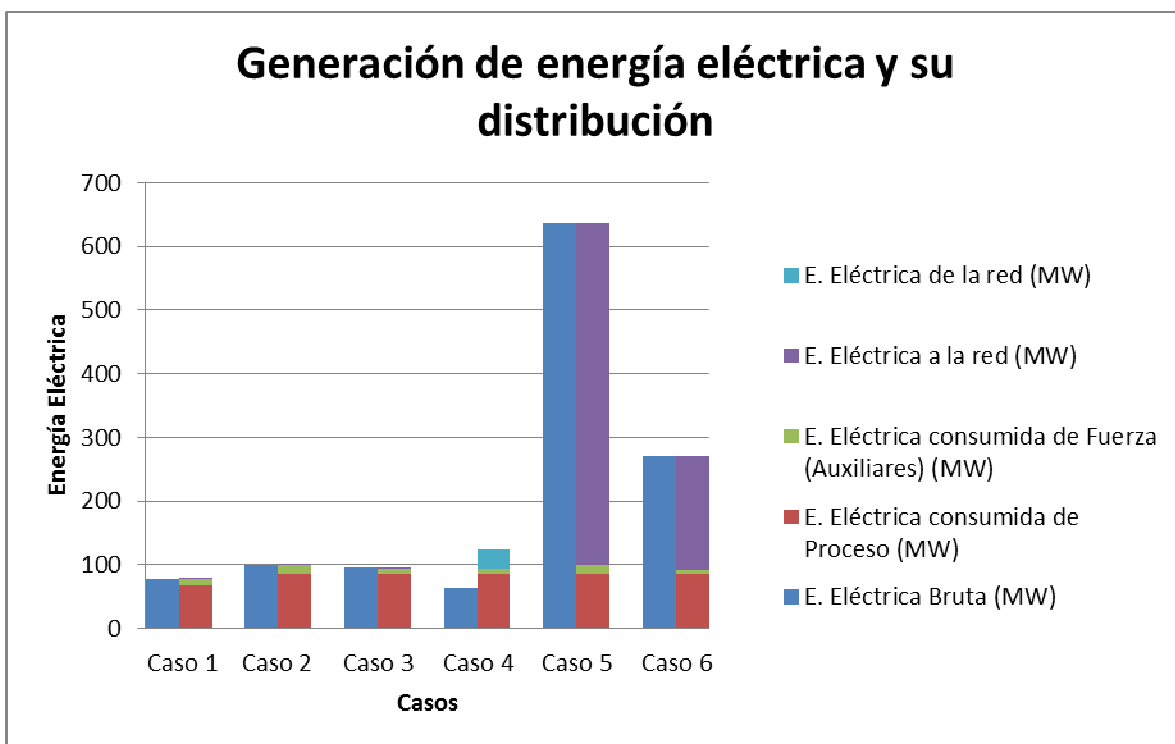


Figura 5.1. Gráfico de generación de la energía eléctrica y como se distribuye en los diferentes rubros.

Las siguientes variables que analizaremos serán la de energía de vapor y exergía de vapor. Para la variable de energía de vapor en el caso 1 se tienen 386.5 MW, mientras que para el resto de los casos se tienen 334.2 MW, esta diferencia se debe a que, como se mencionó anteriormente, en el caso 1 se utilizaron accionadores de vapor y para el resto de los casos se utilizaron motores eléctricos. Es por lo anterior, que

también la variable de exergía del vapor es de 214 MW para el caso 1 y 167.1 MW para el resto de los casos. Notemos que la exergía para todos los casos es aproximadamente el 50% de la energía del vapor. Es decir de acuerdo al concepto de exergía y dependiendo de las condiciones del vapor la exergía del vapor de proceso en una refinería está alrededor del 50%. Esta relación la podemos ver en la Figura 4.2, en donde se muestra la energía del vapor y exergía del vapor.

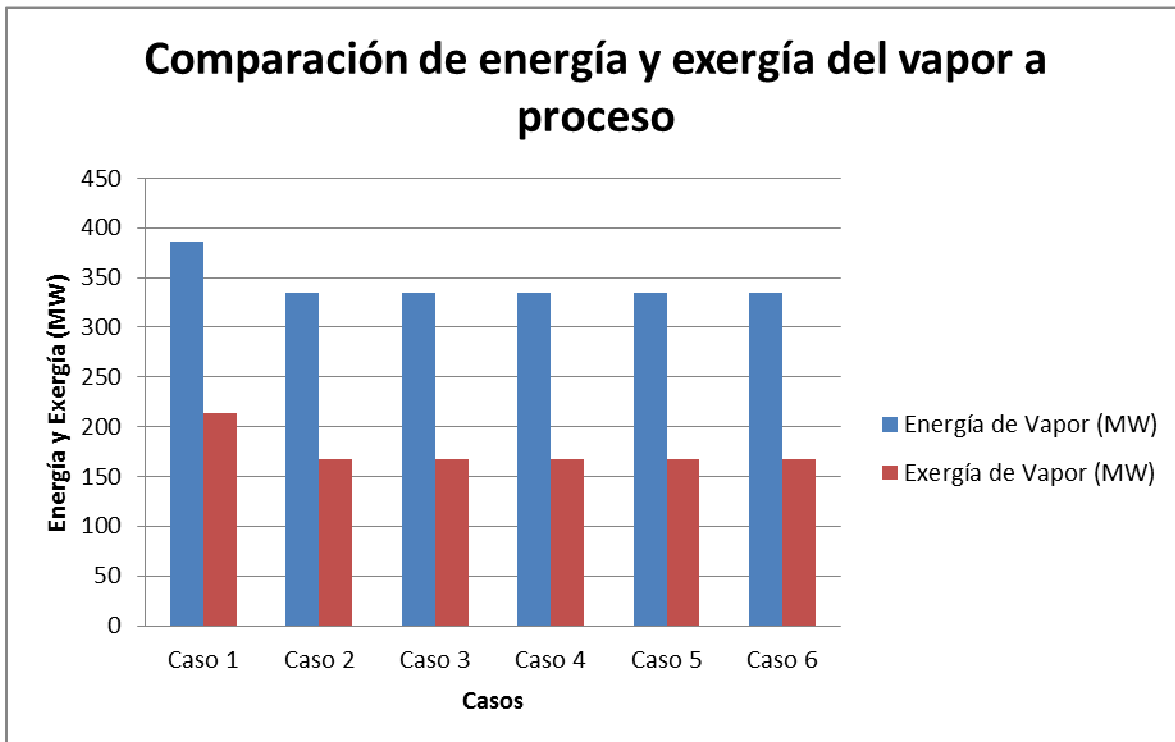


Figura 5.2. Gráfico de comparación de energías y exergías de vapor.

El siguiente grupo de variables que analizaremos será la de consumo de combustible, eficiencia combinada y eficiencia exergética. Respecto al consumo de combustible, notemos que estos son muy variados, el caso 1 y el caso 2 tienen consumos muy parecidos, para el caso 1 es de 798.9 MW y el caso 2 es de 736.9 MW, esta diferencia se debe al cambio de accionadores de vapor a motores eléctricos. El caso 3 tiene un consumo de combustible 633.7 MW, este menor consumo se debe principalmente a que el esquema utiliza un esquema con presión y temperatura mayor a los casos 1 y 2, así como también recalentamiento de vapor. El caso 4 es el que tiene el menor consumo de energía con 550.7 MW, esto se debe a que este caso no suministra la totalidad de requerimientos a la refinería e importa energía eléctrica de la red pública. Los casos 5 y 6 tienen los consumos de combustible más altos, el caso 5 de 1,460.9 MW y el caso 6 de 885.1 MW, estos consumos se deben a que también son los casos de mayores dimensiones, debido a las relaciones de calor/energía eléctrica que manejan estos esquemas, por lo cual tienen que exportar energía eléctrica a la red pública. Los comportamientos del consumo de combustible los podemos observar en la Figura 5.3, en esta gráfica se muestra también la generación de energía eléctrica

neta para ejemplificar el aprovechamiento del combustible en generación de energía eléctrica.

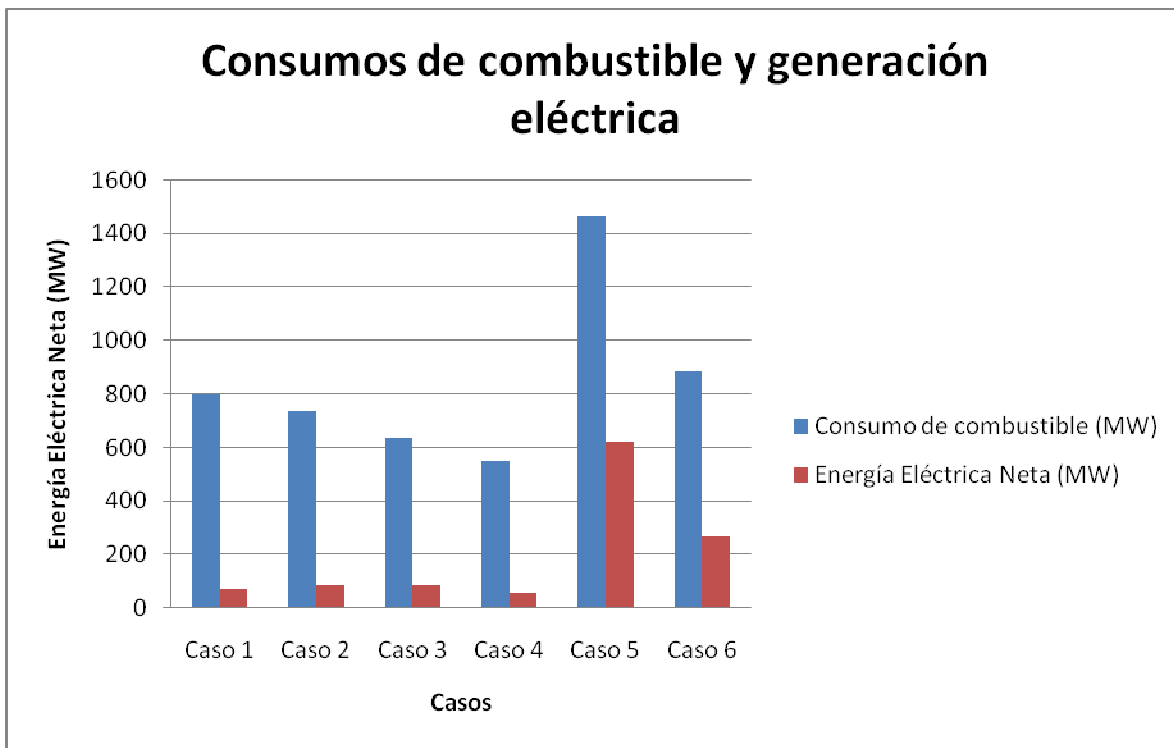


Figura 5.3. Gráfico de consumo de combustibles y generación eléctrica.

Para las variables de eficiencia combinada los casos 1 y 2, presentan datos muy similares, de alrededor de 57%. El caso 3 presenta una eficiencia combinada de 66.56%, esta es mayor que los casos 1 y 2, debido a, que como se mencionó anteriormente, el vapor se genera a presión y temperatura mayor que los casos 1 y 2, además de utilizar recalentamiento. El caso 4 es el caso que presenta la mayor eficiencia combinada, esto se debe a que genera poca electricidad, por lo que tiene relación de calor/energía eléctrica mayor que el resto de los casos. El caso 5 y caso 6 tienen eficiencias combinadas de alrededor de 66%, el caso 5 tiene una eficiencia de 65.5% y el caso 6 de 67.6%, esta eficiencia es alta con la ventaja de que estos sistemas generan una gran cantidad de energía eléctrica la cual se envía a la red.

Para la variable de eficiencia exergética el caso 1 y caso 2 tienen una eficiencia exergética de alrededor de 35%, el caso 1 tiene 35.47% y el caso 2 tiene 34.51%. El caso 3 y caso 4 se incrementan aproximadamente 6 puntos porcentuales a alrededor de 40%. Los casos 5 y 6 son los que tienen la eficiencia exergética mayor, de alrededor de 50%, para el caso 5 se tiene una eficiencia de 54.05% y para el caso 6 48.83%, es notorio que mientras mas energía eléctrica genera el sistema la eficiencia exergética se incrementa. El lugar de ubicación de los casos evaluados, para la eficiencia combinada y exergética se muestra en la Tabla 5.2. En la Figura 5.4

podemos observar en forma gráfica estas eficiencias o aprovechamientos del combustible, esta gráfica esta compuesta de 6 conjuntos con 3 barras, la primera barra de cada uno de estos conjuntos representa el consumo de combustible, la segunda barra representa el aprovechamiento desde el punto de vista de eficiencia combinada y la tercer barra representa el aprovechamiento energético desde el punto de vista exergético, esta gráfica representa datos absolutos o totales. Para hacer una mejor comparación de eficiencia combinada y exergética podemos ver la Figura 5.5, las cual nos muestra las diferencias ya comentada anteriormente entre cada caso.

Tabla 5.2. Resumen de eficiencias combinada (1era ley termodinámica) y exergética (2da ley termodinámica).

| Parámetro | Caso 1 | Caso 2 | Caso 3 | Caso 4 | Caso 5 | Caso 6 |
|----------------------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| Eficiencia Combinada (%) | 57.09% | 57.66% | 66.56% | 70.80% | 65.50% | 67.60% |
| Lugar | 6 | 5 | 3 | 1 | 4 | 2 |
| Eficiencia Exergética (%) | 35.47% | 34.51% | 40.19% | 40.53% | 54.05% | 48.83% |
| Lugar | 5 | 6 | 4 | 3 | 1 | 2 |

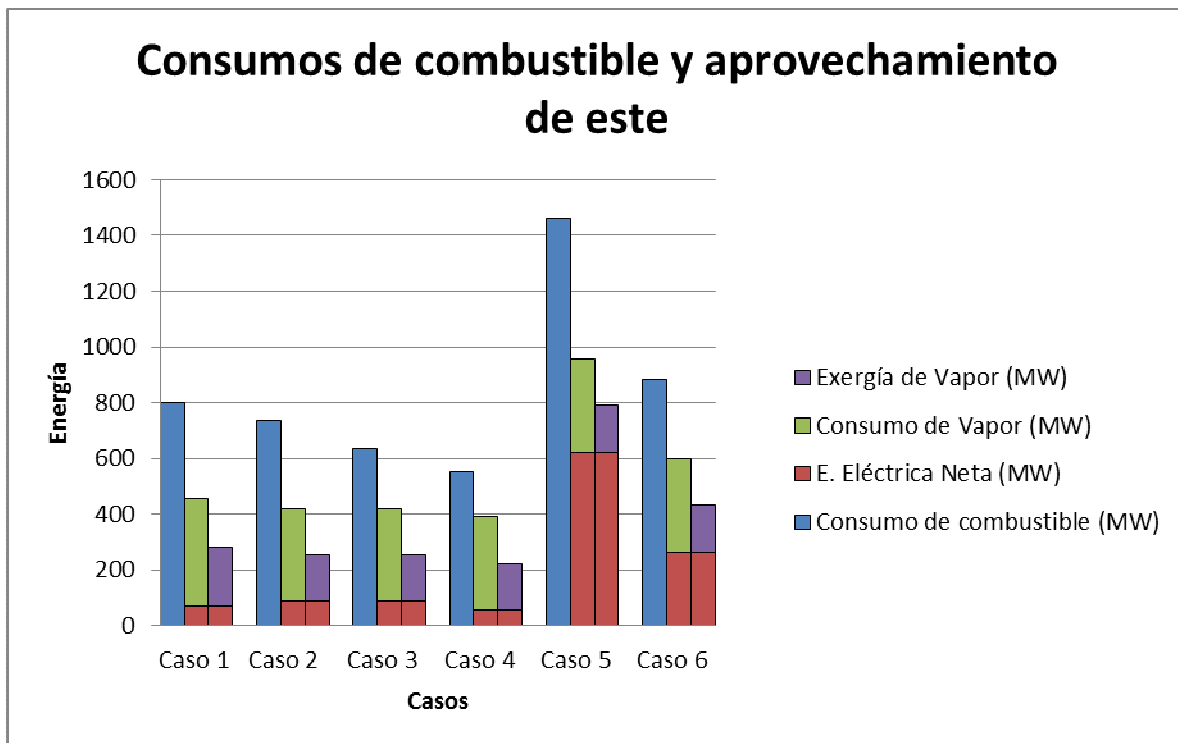


Figura 5.4. Gráfico de consumo de combustibles y aprovechamiento de este.

Si analizamos con cuidado nos damos cuenta que los casos 1, 2, 3 y 6 mantienen un

comportamiento similar en la evaluación de cualquiera de los 2 tipos de eficiencia, es decir no tienen ningún salto abrupto, por ejemplo el caso 6 se mantiene en segundo lugar, el caso 1 en eficiencia combinada está en sexto lugar y en eficiencia exergética en quinto lugar, el caso 2 está en quinto lugar en eficiencia combinada y en sexto en eficiencia exergética y el caso 3 está en tercer lugar en eficiencia combinada y en cuarto en eficiencia exergética.

Lo interesante del análisis son los casos 4 y 5, ya que cambian drásticamente de eficiencia combinada a eficiencia exergética, por ejemplo el caso 4 pasa del primer lugar al lugar tercero y el caso 5 del lugar 4 al primer lugar. Aquí lo que podemos concluir, como se mencionó líneas arriba, es que la eficiencia exergética se vuelve mucho mayor en cuanto los sistemas generan una mayor cantidad de energía eléctrica.

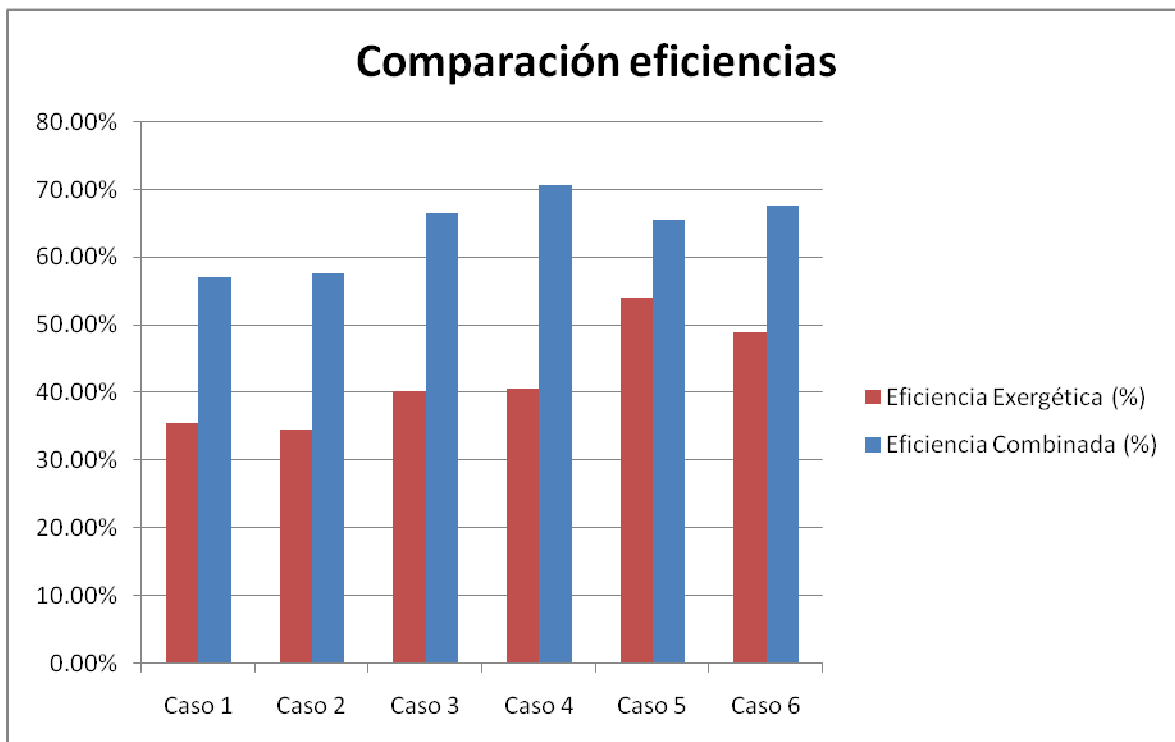


Figura 5.5. Gráfico de comparación de eficiencia energética y eficiencia combinada.

Por último analizaremos la variable de Costo de Producción Exergético (EPC), el caso 1, 2, 3, 5 y 6 tienen un valor de alrededor de \$20,000 USD/h, el caso 1 de \$20,040 USD/h, el caso 2 de \$18,382 USD/h, el caso 3 de \$19,366 USD/h, el caso 5 de \$21,256 USD/h y el caso 6 de \$20,887 USD/h. El caso 4 es el caso que presenta notoriamente el menor EPC con \$16,427 USD/h, el cual es 23.6% menor que el caso que presenta el EPC mayor, que es el caso 5. Hay que tener mucho cuidado con el análisis de resultados por que pareciera que los resultados son contradictorios, ya que el caso 5 es el que presenta la mayor eficiencia exergética, pero al mismo tiempo

presenta el EPC más alto. Lo anterior se repite con el caso 4 ya que presenta una eficiencia exergética relativamente baja pero presenta el menor EPC. Lo lógico pareciera que el caso 5 presentara el menor EPC y el caso 4 un EPC intermedio, pero, hay que recordar que la variable EPC lleva implícita el modelo económico, es decir lleva implícito los costos de inversión, precios de combustible, precio de compra y venta de electricidad, etc., por lo que será importante el análisis de sensibilidad respecto a estas variables. Este análisis se muestra en el siguiente punto. En la Tabla 5.3 podemos ver un resumen del lugar que ocupa cada caso en la evaluación del EPC. Por último los resultados gráficos comentados en este párrafo los podemos ver en la Figura 5.6.

Tabla 5.3. Resumen de Costo de Producción Exergético (EPC).

| Parámetro | Caso 1 | Caso 2 | Caso 3 | Caso 4 | Caso 5 | Caso 6 |
|--------------------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|
| EPC (USD/h) | 20040.33 | 18382.48 | 19366.37 | 16427.06 | 21526.26 | 20887.95 |
| Lugar | 4 | 2 | 3 | 1 | 6 | 5 |

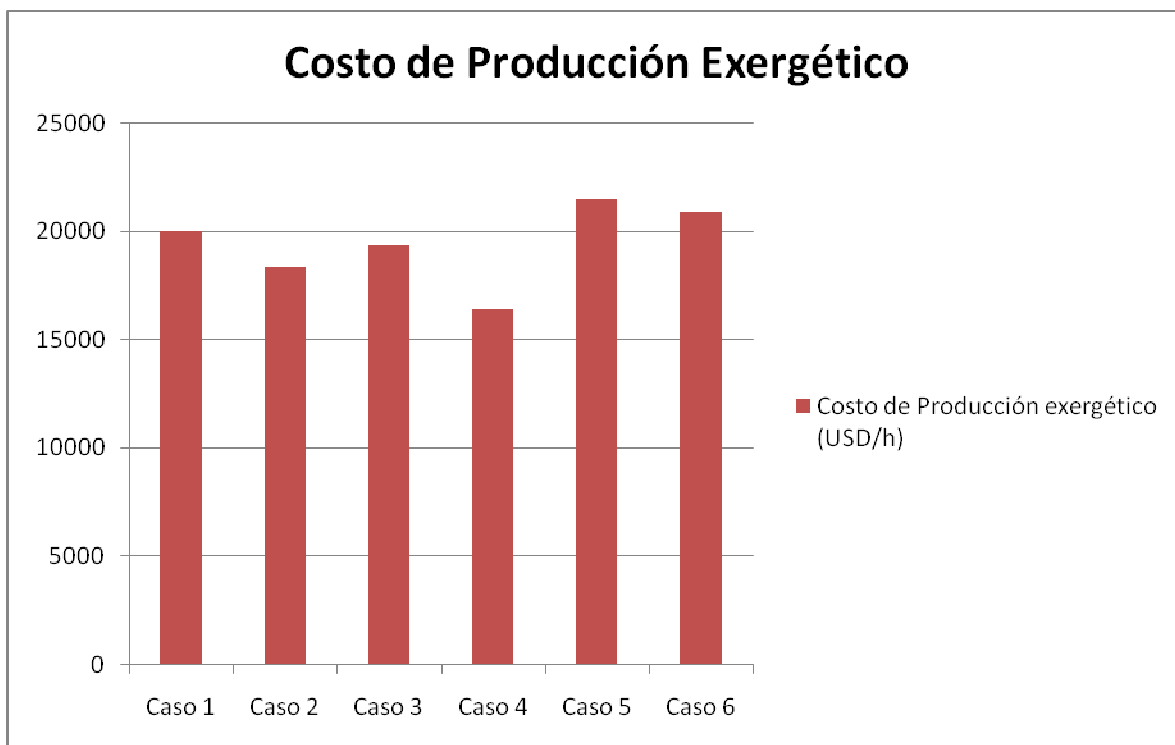


Figura 5.6. Gráfico de Costo de Producción Exergético.

6 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD.

Como se mencionó en la parte final del capítulo anterior, los resultados obtenidos con las premisas iniciales establecidas, parecieran hasta cierto punto ser contradictorias, ya que el caso 5 es el que tiene la mayor eficiencia exergética pero también el mayor EPC, cuando por sentido común debería de presentar el menor EPC. Con este análisis de sensibilidad demostraremos que los resultados si son congruentes.

Los datos numéricos del EPC, costo de energía eléctrica y costo de combustible con que fueron desarrolladas las Figuras 6.1, 6.2, 6.3, 6.5, 6.6, 6.7, 6.8 y 6.9 se muestran en las Tablas 6.1. Como se mencionó anteriormente, estos datos fueron con el modelo desarrollado para esta tesis

En la Tabla 6.2 podemos observar los datos del EPC, costo de energía eléctrica y costo de combustible con que se desarrolló la gráfica 6.4, estos tienen la característica de que el precio de la energía eléctrica está indexado al costo del combustible.

Tabla 6.1. Datos obtenidos con el modelo desarrollado en esta tesis para el análisis de sensibilidad

| Precio de Energía Eléctrica (USD/kWh) | Precio del combustible (USD/MMBTU) | Caso 1 (EPC) (USD/h) | Caso 2 (EPC) (USD/h) | Caso 3 (EPC) (USD/h) | Caso 4 (EPC) (USD/h) | Caso 5 (EPC) (USD/h) | Caso 6 (EPC) (USD/h) |
|---------------------------------------|------------------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| 0.035 | 3.080 | 13,421 | 12,554 | 12,370 | 11,681 | 6,276 | 10,588 |
| 0.035 | 4.619 | 16,731 | 15,468 | 15,868 | 14,054 | 13,901 | 15,738 |
| 0.035 | 6.159 | 20,040 | 18,382 | 19,366 | 16,427 | 21,526 | 20,888 |
| 0.035 | 9.239 | 26,660 | 24,211 | 26,362 | 21,173 | 36,776 | 31,188 |
| 0.035 | 12.318 | 33,279 | 30,040 | 33,358 | 25,919 | 52,027 | 41,488 |
| 0.070 | 3.080 | 13,385 | 12,529 | 12,330 | 11,681 | -12,485 | 4,335 |
| 0.070 | 4.619 | 16,694 | 15,443 | 15,828 | 14,054 | -4,859 | 9,485 |
| 0.070 | 6.159 | 20,004 | 18,358 | 19,326 | 16,427 | 2,766 | 14,635 |
| 0.070 | 9.239 | 26,623 | 24,186 | 26,322 | 21,173 | 18,016 | 24,935 |
| 0.070 | 12.318 | 33,242 | 30,015 | 33,319 | 25,919 | 33,266 | 35,235 |
| 0.105 | 3.080 | 13,348 | 12,504 | 12,290 | 11,681 | -31,245 | -1,918 |
| 0.105 | 4.619 | 16,658 | 15,418 | 15,788 | 14,054 | -23,620 | 3,232 |
| 0.105 | 6.159 | 19,967 | 18,333 | 19,287 | 16,427 | -15,995 | 8,382 |
| 0.105 | 9.239 | 26,587 | 24,162 | 26,283 | 21,173 | -745 | 18,682 |
| 0.105 | 12.318 | 33,206 | 29,990 | 33,279 | 25,919 | 14,505 | 28,982 |

Tabla 6.2. Datos obtenidos con el modelo desarrollado en esta tesis para el análisis de sensibilidad de la Figura 6.4.

| Precio de Energía Eléctrica (USD/kWh) | Precio del combustible (USD/MMBTU) | Caso 1 (EPC) (USD/h) | Caso 2 (EPC) (USD/h) | Caso 3 (EPC) (USD/h) | Caso 4 (EPC) (USD/h) | Caso 5 (EPC) (USD/h) | Caso 6 (EPC) (USD/h) |
|---------------------------------------|------------------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| 9.624 | 3.080 | 13,427 | 12,557 | 12,377 | 10,633 | 9,218 | 11,569 |
| 14.435 | 4.619 | 16,721 | 15,461 | 15,858 | 13,454 | 8,934 | 14,083 |
| 19.247 | 6.159 | 20,015 | 18,365 | 19,339 | 16,276 | 8,650 | 16,596 |
| 28.871 | 9.239 | 26,604 | 24,173 | 26,301 | 21,919 | 8,081 | 21,624 |
| 38.494 | 12.318 | 33,192 | 29,981 | 33,264 | 27,562 | 7,513 | 26,651 |

En la Figura 6.1 podemos ver la sensibilidad del EPC al cambio del costo del combustible, en esta gráfica se encuentran ubicado los resultados de los casos analizados en el capítulo anterior, estos 6 puntos los podemos ubicar colocándonos en el eje de las abscisas en el valor aproximado del combustible de 6 USD/MMBTU.

Analizando la Figura nos damos cuenta que en el rango de 5 a 13 USD/MMBTU de costo de combustible, el caso que presenta el menor EPC es el caso 4 (caso que genera la menor cantidad de energía eléctrica), es decir nos conviene generar lo menos posible de energía eléctrica y comprar la energía faltante de la red pública. Incluso, para un análisis más amplio, teniendo precios tan altos del combustible y manteniéndose las mismas condiciones de precios de energía eléctrica en la red, sería conveniente explorar el caso de la generación de vapor a proceso con calderas y la energía eléctrica comprarla a la red (este caso no se consideró en esta tesis ya que no es un sistema de cogeneración). Esta situación en la realidad es poco probable, ya que generalmente los costos de energía eléctrica de la red pública tienen implícito los costos del combustible, inversión y mantenimiento, tal vez podría suceder en algún país donde existieran grandes subsidios a la energía eléctrica.

Para el otro extremo de los casos, el caso 5, nos damos cuenta que en el rango de 5 a 13 USD/MMBTU de costo de combustible, nos presenta siempre el mayor EPC, es decir que con esas condiciones de precios de venta de energía eléctrica no nos conviene generar energía eléctrica para vender.

Lo anterior comentado lo podemos fortalecer con un cálculo rápido, sabemos que un precio del combustible de 6.1 USD/MMBTU es equivalente a 0.02102 USD/kWh, si sabemos que un ciclo combinado tiene una eficiencia de 54.16% [32], entonces el costo de la energía eléctrica en un ciclo combinado considerando únicamente el combustible sería de $0.02102/0.5416 = 0.0388$ USD/kWh. Esto quiere decir que con el precio 0.035 USD/kWh de venta que tiene la energía eléctrica no recuperaríamos ni el costo del combustible.

Como conclusión mas amplia de la Figura 6.1 podemos decir que los esquemas de

autoabastecimiento (Caso 1, 2, 3, y 4) son los que presentan los menores EPC's y los que exportan energía eléctrica a la red presentan los mayores EPC's (Caso 5, y 6).

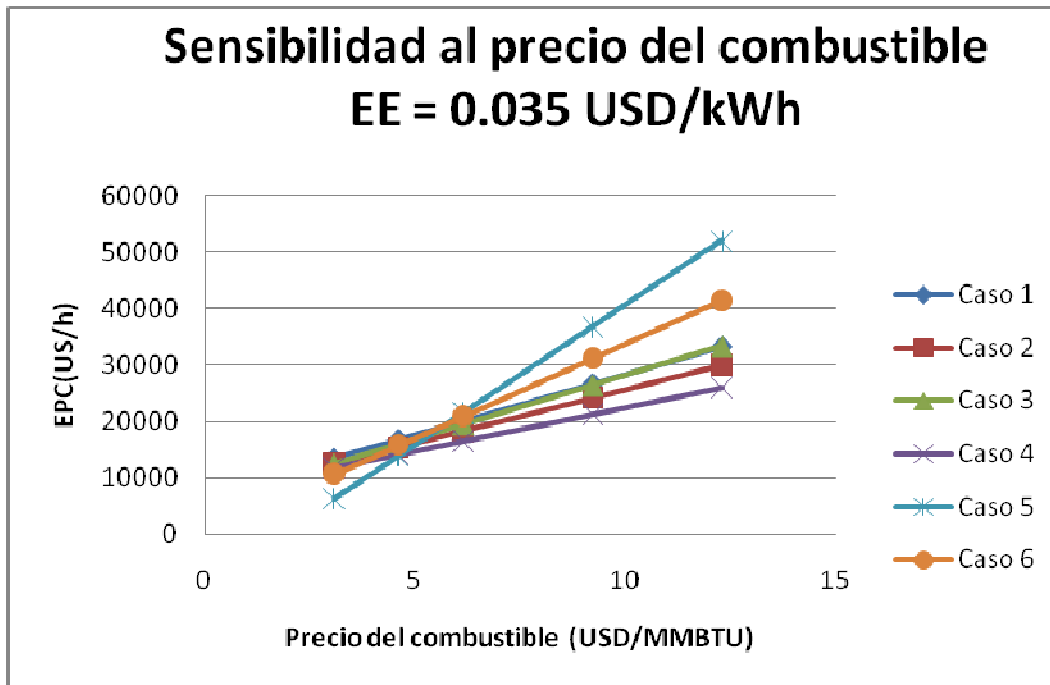


Figura 6.1. Sensibilidad del EPC al cambio del precio en el combustible manteniendo la energía eléctrica en un precio de venta de 0.035 USD/kWh

Continuando con el análisis de sensibilidad, en la Figura 6.2 podemos observar el mismo análisis que en la Figura 6.1, con la excepción de que el precio de venta de la energía eléctrica se incrementa a 0.070 USD/kWh, en esta gráfica podemos observar que los casos con menores EPC's, prácticamente en todo el rango que abarca la gráfica, son los casos 5 y 6. El que presenta menor EPC es el caso 5, esto se debe a que ese precio de venta de energía eléctrica a la red se comienza a tener ingresos mayores. Un comportamiento interesante es que para el caso 5 aparecen EPC's negativos, es decir se comienzan a tener ingresos en el proyecto.

Como conclusión general de la Figura 6.2 podemos decir que a precios de la energía eléctrica de 0.070 USD/kWh los casos que exportan a la red pública, se vuelven los de menor EPC en la mayor parte del rango analizado, esto se debe a los beneficios de la venta de energía eléctrica. El resto de los casos se mantienen prácticamente de la misma forma que en la Figura 6.1, ya que el caso 1, 2 y 3 exportan alrededor de 1 MW a la red lo cual es marginal y el caso 4 importa de la red con un precio de compra que se mantuvo constante.

Para la Figura 6.3 se realiza una sensibilidad similar a la de las Figuras 6.1 y 6.2, con la variante de que el precio de venta de la energía eléctrica se incrementa a 0.105 USD/kWh. En estas condiciones el caso 5 se vuelve infinitamente mejor que el resto

de los casos, debido a la gran cantidad de energía eléctrica que vende a la red pública. El caso que sigue en EPC es el caso 6, aunque con EPCs considerablemente menores que el caso 5. El resto de los casos se comportan de la misma manera que en las sensibilidades de la Figura 6.1 y 6.2, debido a lo que se mencionó en el párrafo anterior.

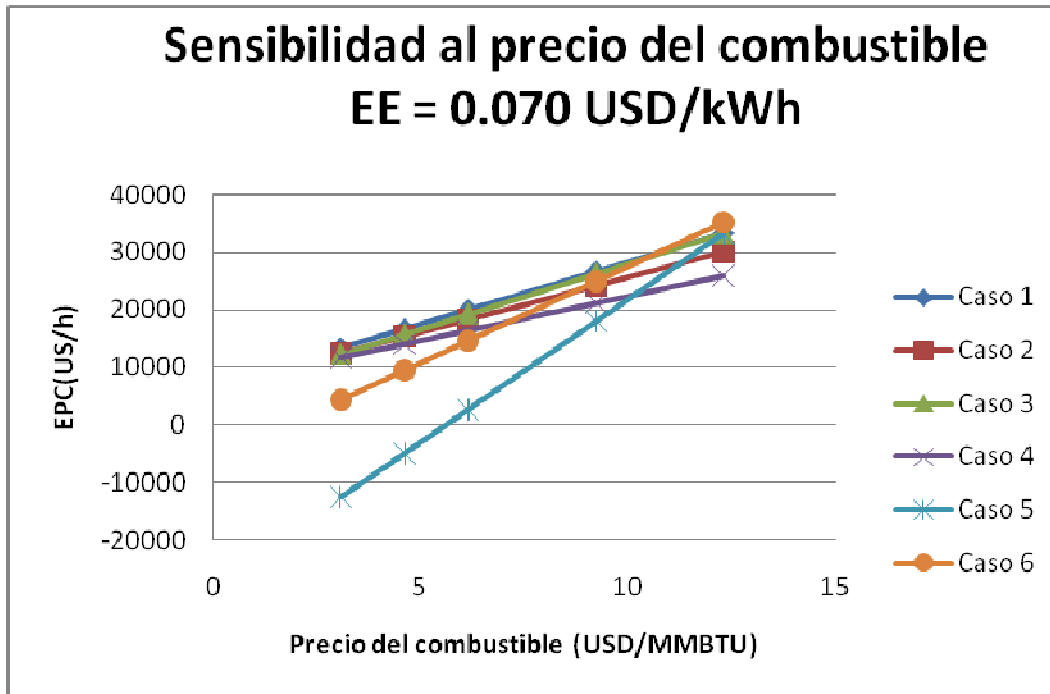


Figura 6.2. Sensibilidad del EPC al cambio del precio en el combustible manteniendo la energía eléctrica en un precio de venta de 0.070 USD/kWh

El cálculo de los datos para la elaboración de las Figuras 6.1, 6.2 y 6.3 desligan el precio de la energía eléctrica con el precio del combustible, por lo que se ve claramente que a mayores producciones de energía eléctrica menores EPCs. Un ejercicio interesante era ligar el precio de la energía eléctrica con el del precio del combustible, para lo anterior se consideró que en la producción de energía eléctrica el costo se debe 64% al combustible y se consideró un sobrecosto del 100% por transmisión. El resultado fue muy interesante ya que el caso 5 fue el único caso que en todas las condiciones mantuvo el EPC menor y siguió una tendencia diferente al resto de los casos, es decir es el único caso en el cual el EPC disminuye conforme el precio del combustible aumenta. El caso 6 es el segundo de menor EPC, aunque muy parecido a los casos de autoabastecimiento.

Como conclusión global de las Figuras 6.1, 6.2, 6.3 y 6.4, el caso 5 siempre va a ser el mejor prácticamente en cualquier condición, pero para esto se requieren que la red pública o la empresa pública tenga una buena oferta de pago en la energía eléctrica excedente o incluso el proyecto lo podría realizar la empresa pública de generación de energía eléctrica y vender el vapor a la refinería.

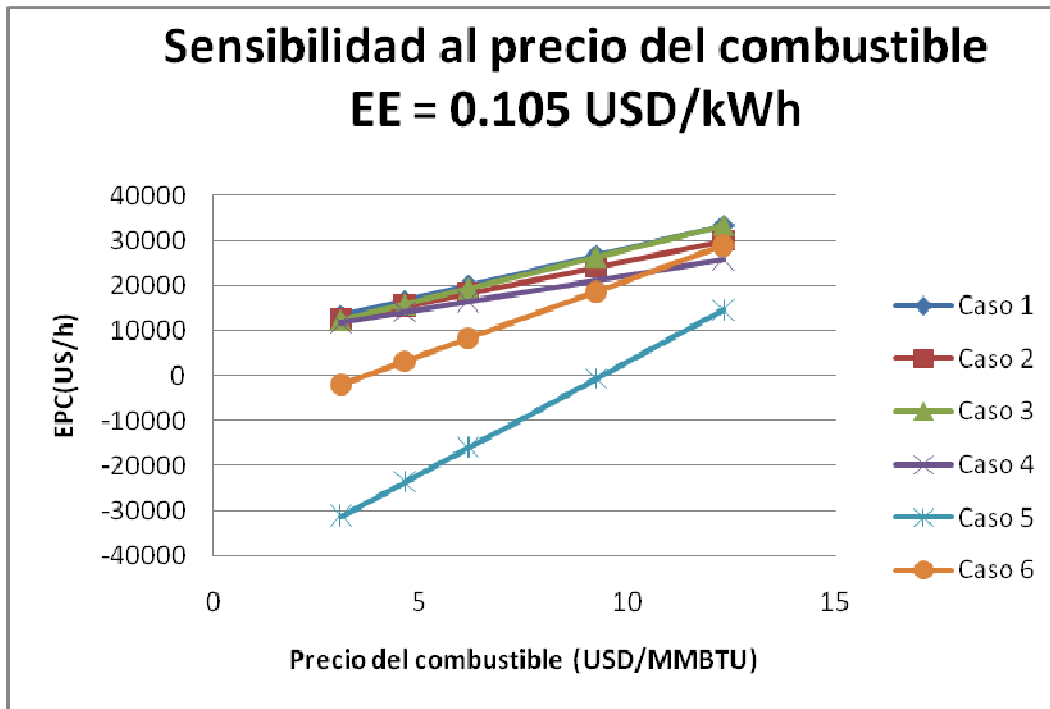


Figura 6.3. Sensibilidad del EPC al cambio del precio en el combustible manteniendo la energía eléctrica en un precio de venta de 0.105 USD/kWh

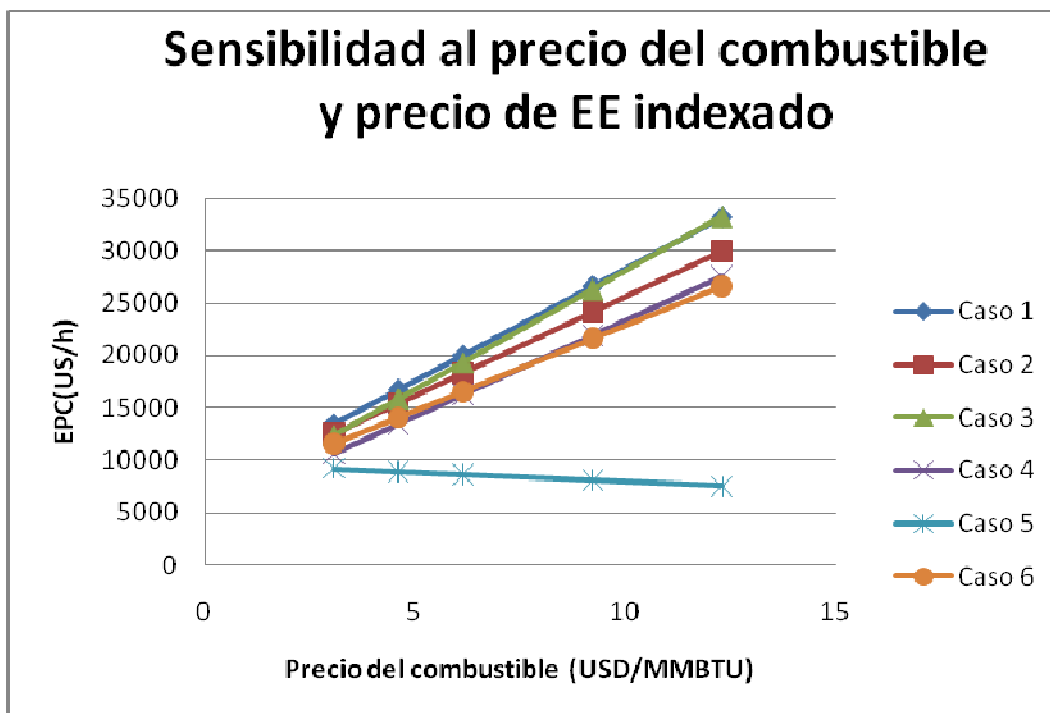


Figura 6.4. Sensibilidad del EPC al cambio del precio en el combustible cambiando también el costo de la energía eléctrica indexada al precio del combustible

Las siguientes sensibilidades que se desarrollaron fueron variando el precio de la energía eléctrica y manteniendo el precio del gas natural a un precio constante. En las Figuras 6.5, 6.6, 6.7, 6.8 y 6.9 podemos ver la sensibilidad del EPC cambiando el precio de venta de la energía eléctrica y manteniendo el precio del combustible constante, para la Figura 6.5 el precio del combustible se mantiene en 2.7675 USD/MMBTU, para la Figura 6.6 el precio del combustible se mantiene en 4.1512 USD/MMBTU, para la Figura 6.7 el precio del combustible se mantiene en 5.535 USD/MMBTU, en la Figura 6.8 el precio del combustible se mantiene en 8.3025 USD/MMBTU y en la Figura 6.9 el precio del combustible se mantiene en 11.07 USD/MMBTU.

En la gráfica de la Figura 6.5 podemos ver que los únicos casos que son sensibles al cambio en el precio de la energía eléctrica son los casos 5 y 6, esto se debe a que son los únicos casos que exportan energía eléctrica a la red, como el caso 5 es el que exporta en mayor cantidad es el que reporta el menor EPC seguido del caso 6. Debemos mencionar que el resto de los casos si tienen variación debido a que generan cantidades de energía eléctrica un poco diferentes, pero como las variaciones son mínimas, estas no se notan en la gráfica, debemos aclarar que el caso 4 importa energía eléctrica pero se está manteniendo constante el precio de compra de la electricidad por lo que también mantiene un comportamiento plano.

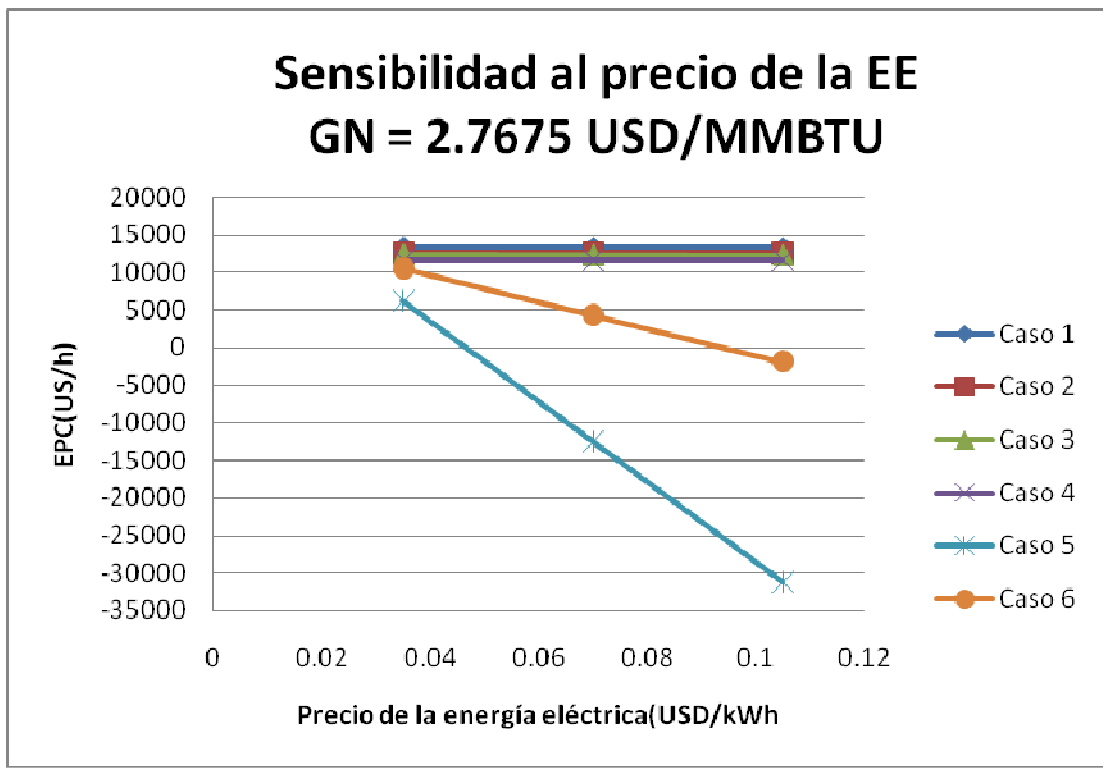


Figura 6.5. Sensibilidad del EPC al cambio del precio en la energía eléctrica manteniendo el precio del combustible en un precio de 2.7675 USD/kWh

En la gráfica de la Figura 6.6 se incrementa el precio del gas natural a 4.1512

USD/MMBTU y se hace también la sensibilidad respecto al precio de venta de la energía eléctrica, vemos claramente que el caso 5 y 6 se siguen comportando como los mejores, debido a las razones mencionadas en el párrafo anterior, el resto de los casos se siguen comportando en forma plana, debido también a las mismas razones explicadas en el párrafo anterior.

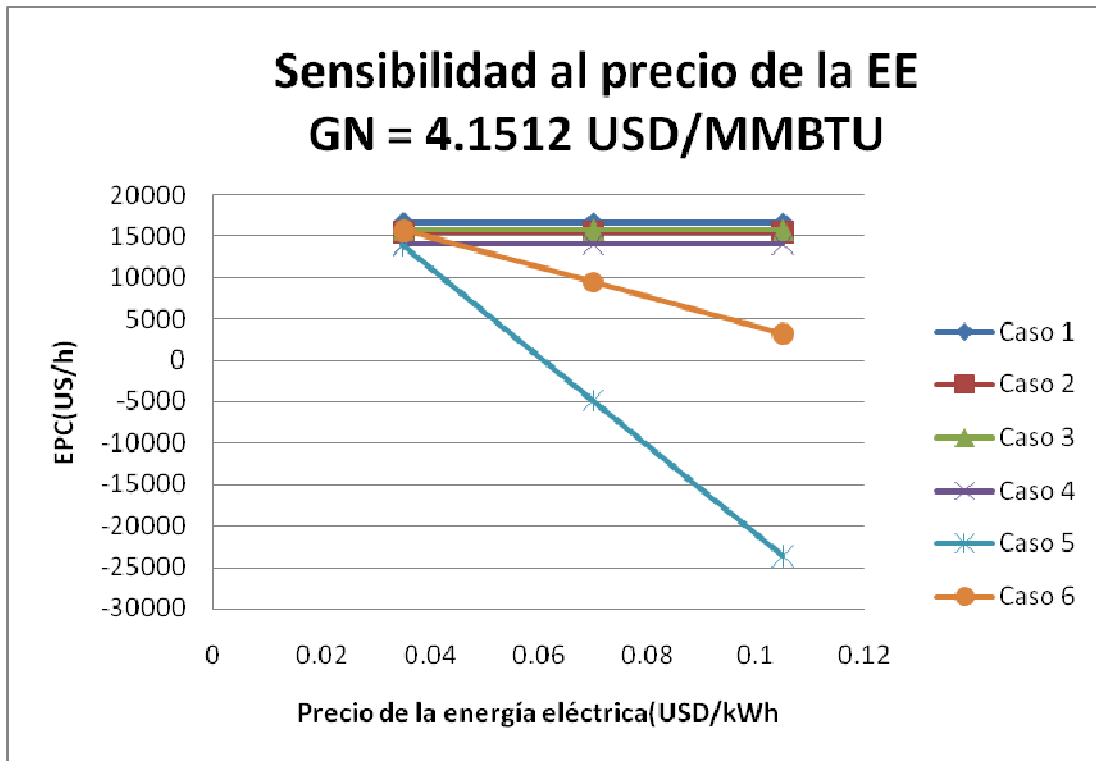


Figura 6.6. Sensibilidad del EPC al cambio del precio en la energía eléctrica manteniendo el precio del combustible en un precio de 4.1512 USD/kWh

En la gráfica de la Figura 6.7 se vuelve a incrementar el precio del gas natural a un precio de 5.535 USD/MMBTU, vemos que el comportamiento de todos los casos se mantiene de forma muy similar, excepto que a precios de venta muy bajos de la energía eléctrica el caso 4 empieza a mostrar un mejor comportamiento y los casos 5 y 6 se vuelven los de EPC mas caro.

En la gráfica de la Figura 6.8 se vuelve a incrementar el precio del combustible a 8.3025 USD/MMBTU, con este precio del gas el caso 5 sigue presentando el menor EPC en la mayoría del rango de precios del gas, principalmente en precios altos de energía eléctrica. El caso 5 es muy sensible al precio de la energía eléctrica, ya que a precios muy bajos presenta el mayor EPC y a precios muy caros presenta el menor EPC.

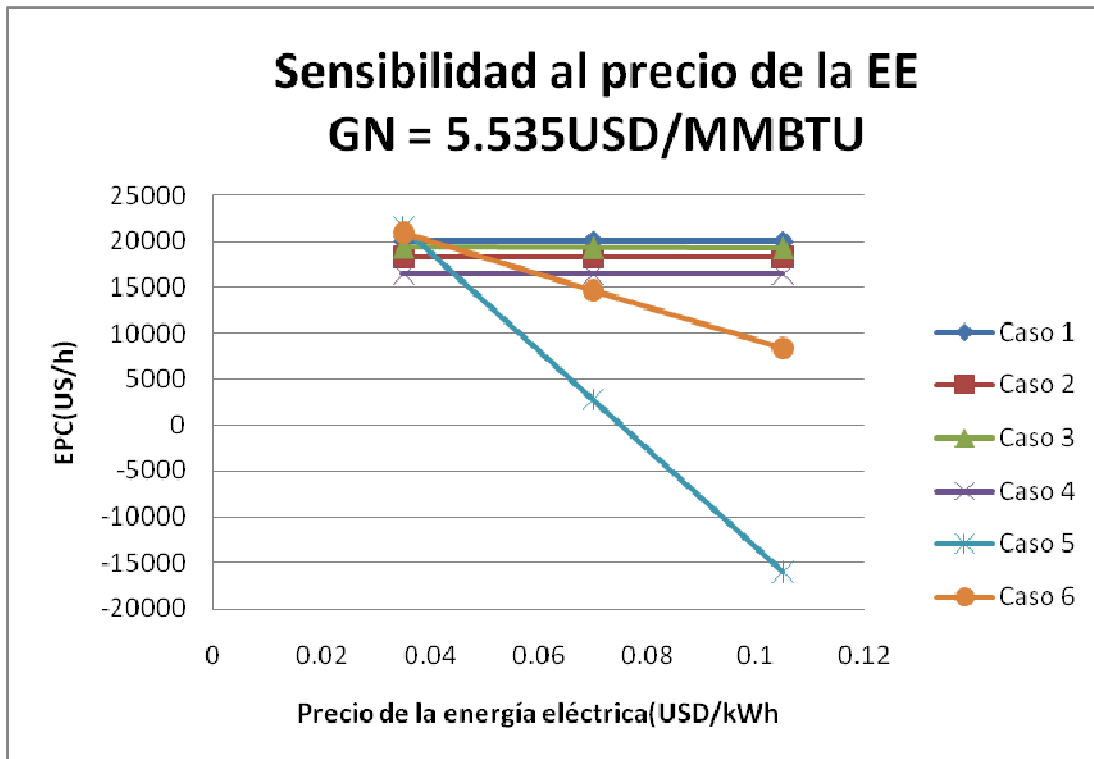


Figura 6.7. Sensibilidad del EPC al cambio del precio en la energía eléctrica manteniendo el precio del combustible en un precio de 5.535 USD/kWh

Por último la gráfica de la Figura 6.9 nos presenta la última sensibilidad a precio del combustible de 11.07 USD/MMBTU, a precios tan altos de combustible el caso 4 es el que resulta con menor EPC en un gran rango de precios de la energía eléctrica, de hecho el único caso que es mas rentable que el 4 es el caso 5 cuando la energía eléctrica se logra vender a un precio mayor a 0.08 USD/kWh.

Como resultados generales podemos decir que con la metodología del EPC se determinó que los casos con mayores beneficios son los casos que generan la mayor cantidad de energía eléctrica y que presentan la mayor eficiencia exergética, esto siempre y cuando los precios de venta que se puedan tener hacia la red sean buenos. Actualmente como se encuentra la legislación en México, para un particular sería poco atractivo realizar un proyecto de este tipo, debido a los precios bajos que paga la empresa pública. Sin embargo para la empresa pública si sería muy atractivo generar bajo este esquema y vender el vapor a los particulares.

Es interesante mencionar que el pasado 26 de septiembre del 2012, salió publicado en el diario oficial de la federación la "Resolución por la que la Comisión Reguladora de Energía expide las disposiciones generales para acreditar sistemas de cogeneración como de cogeneración eficiente". En esta resolución se expiden los lineamientos para ser certificado como empresa de cogeneración eficiente, recibiendo beneficios como costos de porteo preferenciales. Por lo que la herramienta expuesta en esta tesis se vuelve de interés para seleccionar sistemas de cogeneración.

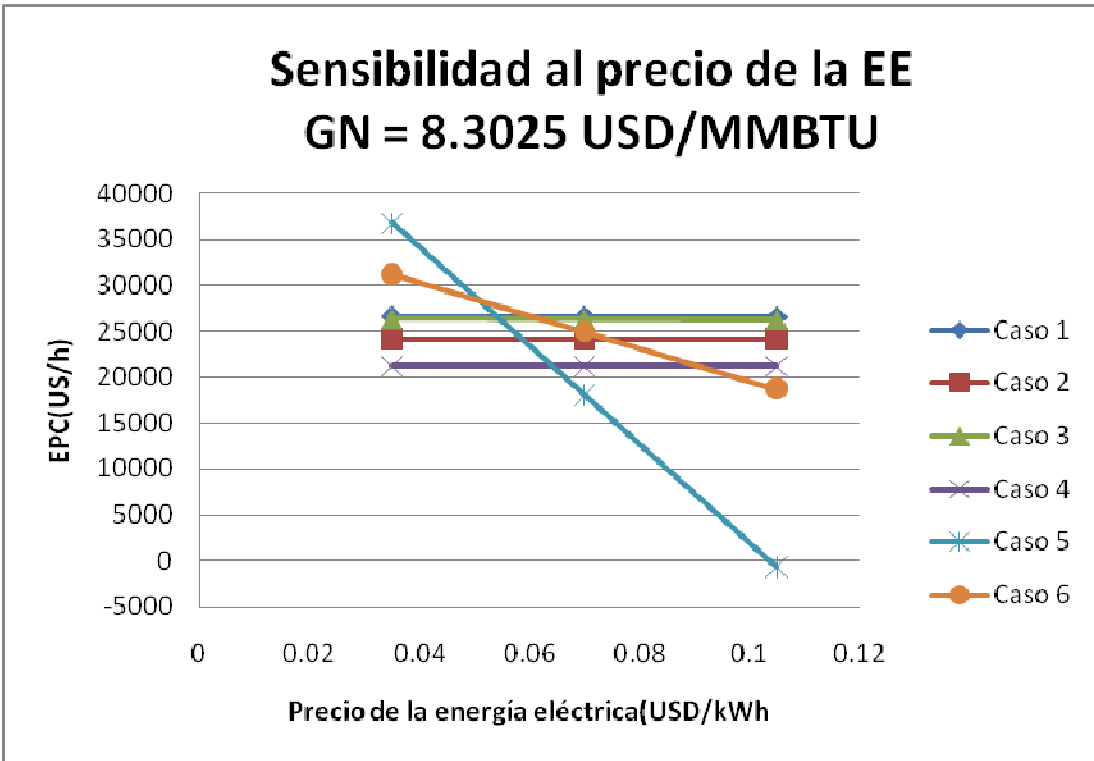


Figura 6.8. Sensibilidad del EPC al cambio del precio en la energía eléctrica manteniendo el precio del combustible en un precio de 8.3025 USD/kWh

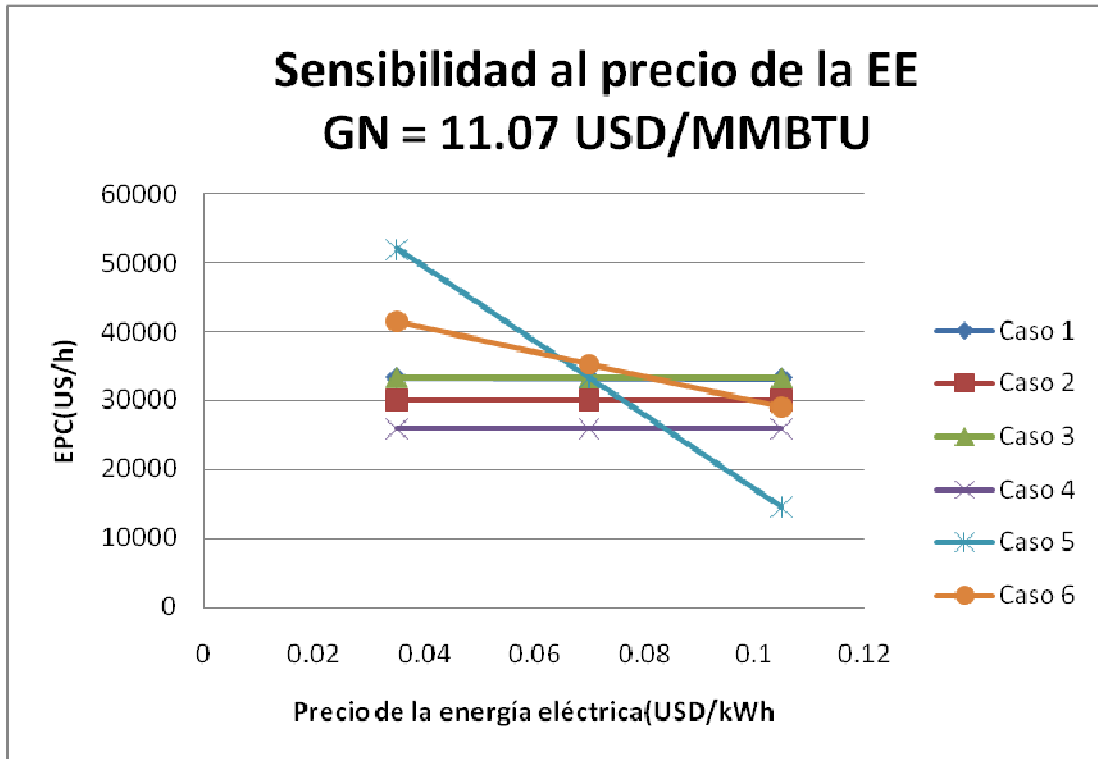


Figura 6.9. Sensibilidad del EPC al cambio del precio en la energía eléctrica manteniendo el precio del combustible en un precio de 11.07 USD/kWh

7 CONCLUSIONES, PROPUESTAS Y RECOMENDACIONES

En esta tesis se desarrollo con éxito un modelo exergoeconómico, para evaluar sistemas de cogeneración para refinerías, el cual se basó en la metodología, denominada Costo de Producción Exergético (EPC por sus siglas en inglés).

A este modelo se le aplicaron las modificaciones siguientes:

- a) Acoplamiento del modelo con el software Thermoflow™ para determinación de propiedades termodinámicas como entropía, entalpía y calor específico. Esta modificación se realizó por facilidad de manejo del modelo desarrollado.
- b) Acoplamiento del modelo con el software Thermoflow™ para determinación de costos de inversión. Esta modificación se realizó debido a que se validó que el software Thermoflow™ determinaba costos de inversión más precisos que el modelo presentado en el artículo en que se basa esta tesis [19].
- c) Modificaciones a los casos de generador de vapor con recalentamiento (casos 3 y 4) y de turbina de gas con recuperador de calor y turbina de vapor (Caso 5). Esta modificación se realizó debido a que estos casos no estaban considerados en el modelo presentado en el artículo en que se basa esta tesis [19].

Para el desarrollo del modelo, también se utilizaron ecuaciones complementarias obtenidas del artículo "Performance assessment of cogeneration plants" presentado por Mehmet Kanoglu y Ibrahim Dincer en la revista "Energy Conversion and Management" [32].

Para facilidad de manejo dinámico de la información se utilizó el software Excel, desarrollándose el modelo en un libro de cálculo. En este libro de cálculo se desarrolló la integración de todos los componentes del modelo como: Modelo de artículo base, modelo de fórmulas complementarias y modelo de propiedades termodinámicas e inversiones.

Con el desarrollo de la herramienta se pudo evaluar diversos casos de sistemas de cogeneración basados en generadores y turbinas de vapor, turbinas de gas y recuperadores de calor, el parámetro de comparación principal fue el Costo de Producción Exergético (Exergetic Production Cost) (EPC). Los casos analizados fueron los siguientes:

- Caso 1. Arreglo actual con generadores y turbinas de vapor a extracción y condensación.
- Caso 2. Arreglo actual sin accionadores de alta y media presión con generadores y turbinas de vapor a extracción y condensación.
- Caso 3. Se instala generador y turbina de vapor a condensación a 130 kg/cm²

- con recalentamiento.
- Caso 4. Se instala generador y turbina de vapor a contrapresión a 130 kg/cm² con recalentamiento.
 - Caso 5. Se instala TG-HRSG, se elimina el generador de vapor y se queda el resto del sistema actual.
 - Caso 6. Se instala TG-HRSG, se eliminan generadores y turbinas de vapor.

Primera Conclusión: Es conveniente utilizar motores eléctricos como accionadores en lugar de accionadores de turbina de vapor.

Uno de los objetivos de esta tesis, era determinar si resultaba conveniente en refinerías típicas mexicanas utilizar accionadores de motor eléctrico en lugar de accionadores de turbina de vapor por lo que se propuso el caso 2 de esta tesis donde se consideran estos cambios. Para poder obtener esta conclusión es necesario comparar los caso1 y caso 2 de esta tesis, ya que el caso 1 es el esquema de una refinería típica mexicana.

Realizando la comparación de estos dos casos, vemos que bajo las premisas iniciales o de referencia, la eficiencia combinada se incrementa de 57.09% para el caso 1 a 57.66% para el caso 2, esto representa un incremento de 0.99%, la eficiencia exergética disminuye de 35.47% a 34.51%, esto representa un decremento en eficiencia exergética de 2.7%. El EPC disminuye de 20,040 a 18,382 USD/h lo cual representa una disminución de 8.27%, por lo que sí se recomendaría cambiar turbinas o actuadores de vapor a motores o actuadores eléctricos. Como se muestra en las Figuras 5.1, 5.2, 5.3, 5.4, 5.5, 5.6, 5.7, 5.8 y 5.9 de los análisis de sensibilidad, podemos observar que el caso 2 siempre muestra valores de EPC más bajos que el caso 1 bajo cualquier precio de venta de energía eléctrica y de combustible, por lo que se obtiene esta segunda conclusión.

Segunda Conclusión: Los casos que utilizan turbinas de gas (Caso 5 y 6) presentan excedentes eléctricos para venta a la red pública y son los que tienen los menores EPC's.

Después del desarrollo de esta tesis, se concluyó que los casos analizados se pueden agrupar en dos casos: de autoconsumo y con excedentes eléctricos a venta. Los casos de autoconsumo son los casos 1, 2, 3 y 4 y los casos con excedentes eléctricos son los casos 5 y 6.

Los casos de autoconsumo, son los que muestran un EPC que se incrementa en una forma muy similar entre ellos. Cuando se incrementa el precio del combustible o el precio de venta de la energía eléctrica, los valores de EPC's varían desde 11,681 USD/h hasta 33,358 USD/h, en un rango de 3.08 a 12.31 USD/MMBTU de precio del combustible y con precios de venta de electricidad de 0.035 a 0.105 USD/kWh. Esta información la podemos ver en las Figuras 5.1, 5.2, 5.3, 5.4, 5.5, 5.6, 5.7, 5.8 y 5.9

de los escenarios de sensibilidad.

Los casos con excedentes eléctricos para venta, son los que utilizan turbinas de gas (caso 5 y caso 6), estos casos son los que muestran los EPCs mas sensibles, con EPC's que varían desde -31,245 USD/h hasta 52,027 USD/h, en un rango de 3.08 a 12.31 USD/MMBTU de precio del combustible y con precios de venta de electricidad de 0.035 a 0.105 USD/kWh. Esta mayor sensibilidad respecto a los casos de autoconsumo, se debe a los excedentes eléctricos a venta, ya que al haber grandes cantidades de energía eléctrica para vender, se considera como un ingreso, ocasionando que disminuya el EPC para estos casos.

Observando las Figuras 6.1, 6.2, y 6.3 podemos decir que los esquemas de autoabastecimiento (Caso 1, 2, 3, y 4) son los que presentan los mayores EPC's y los que venden energía eléctrica a la red presentan los menores EPC's (Caso 5, y 6). Esto a precios de venta de la energía eléctrica mayores a 0.070 USD/kWh.

Observando la Figura 6.4, nos damos cuenta que si se indexa el precio de la energía eléctrica con el precio del combustible, el caso 5 es el que presenta el menor EPC en todos los casos. Esto es debido a que este caso presenta la mayor cantidad de energía eléctrica excedente para venta (536 MW).

Otra información importante de los casos con excedentes eléctricos, es que el caso 5 bajo la mayoría de las situaciones adversas como es el incremento de precio del combustible es el que presenta el menor EPC, además de que presenta la ventaja de que se tienen una gran cantidad de energía eléctrica disponible en beneficio de la red nacional.

En esta tesis se determinó que, utilizando la metodología del EPC, los casos que presentan los mayores beneficios son los casos que generan la mayor cantidad de energía eléctrica (caso 5 y caso 6) y que presentan la mayor eficiencia exergética, esto siempre y cuando los precios de venta que se puedan tener hacia la red sean buenos.

Tercera Conclusión: La importancia del vapor o la electricidad en estos sistemas se invierte al analizar los casos por primera ley o por segunda ley de la termodinámica.

Existe una diferencia importante en evaluar los casos por primera o por segunda ley, los resultados con un tipo y otro de eficiencia prácticamente se invierte. El caso 4 es el que presenta la mejor eficiencia por primera ley y el caso 5 el primer lugar por segunda ley. Para la evaluación por segunda ley el caso 4 se convierte en tercer lugar y el caso 5 es cuarto lugar por primera ley. En otras palabras, utilizando las premisas iniciales del proyecto, por primera ley se recomienda irse a producir el mínimo de energía eléctrica y comprar el resto de la red y por segunda ley se recomienda producir el máximo de energía eléctrica y el sobrante se mandaría a la red eléctrica.

La información antes mencionada la podemos visualizar en la Tabla 5.2, la cual se muestra nuevamente a continuación.

Tabla 5.2. Resumen de eficiencias combinada (1era ley termodinámica) y exergética (2da ley termodinámica).

| Parámetro | Caso 1 | Caso 2 | Caso 3 | Caso 4 | Caso 5 | Caso 6 |
|----------------------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| Eficiencia Combinada (%) | 57.09% | 57.66% | 66.56% | 70.80% | 65.50% | 67.60% |
| Lugar | 6 | 5 | 3 | 1 | 4 | 2 |
| Eficiencia Exergética (%) | 35.47% | 34.51% | 40.19% | 40.53% | 54.05% | 48.83% |
| Lugar | 5 | 6 | 4 | 3 | 1 | 2 |

Recomendaciones y Comentarios adicionales

Debemos de aclarar, que esta tesis es solamente un ejercicio limitado. Para que se pudiera utilizar el modelo que se presenta en esta tesis en forma práctica, se deben de considerar otros aspectos propios de cada proyecto, como son: Disponibilidad de espacios, distancias para transmitir el vapor a la refinería o centros de consumo, capacidad de transmisión de la red eléctrica pública, etc.

Para trabajos posteriores, sería interesante ampliar esta tesis estudiando el mismo tipo de esquemas pero con la posibilidad de mezclar combustibles como coque, carbón, combustóleo y gas natural, debido a que estos presentan diferentes costos y se obtendrían resultados diferentes. Por ejemplo, sería interesante explorar con coque, debido a que tiene precios más bajos que el gas natural.

REFERENCIAS

- [1] Lawn J. Cogenerators see new promise, face old problems. *Energy Manage* 1981;43–8.
- [2] Benelmir R, Feidt M. Energy cogeneration systems and energy management strategy. *Energy Convers Manage* 1998;39(16–18):1791–802
- [3] Wilkinson BW, Barnes RW. Cogeneration of electricity and useful heat. CRC Press Inc.; 1980.
- [4] Agustín M. Alcaraz, J. Hugo Rodríguez, M. Magdalena Morales, Planta de cogeneración integrada a una refinería como alternativa ecológica. VII CIINDET, 7 al 9 de octubre de 2009, Cuernavaca, Morelos., México.
- [5] J. Hugo Rodríguez Martínez, Agustín Alcaraz Calderón, Luis Iván Ruiz Flores, Roberto Valdez Vargas, Technical and economic analysis of Cogeneration Systems for refinery power plant applications, Proceedings of the ASME 2010 Power Conference, July 13-15, 2010, Chicago, Illinois, USA.
- [6] Tsatsaronis G, Lin L, Pisa J. Exergy costing in Exergoeconomics. *J Energy Resour-ASME* 1993;115:9–16.
- [7] Bejan A, Tsatsaronis G, Moran M. Thermal design and optimization, 1st ed., New York: Wiley; 1996.
- [8] Tsatsaronis G, Moran MJ. Exergy-aided cost minimization. *Energy Convers Manage* 1997;38:1535–42.
- [9] Tsatsaronis G, Ho-Park M. On avoidable and unavoidable exergy destructions and investment costs in thermal systems. *Energy Convers Manage* 2002;43:1259–70.
- [10] Keenan JH. A steam chart for second law analysis. *Mech Eng* 1932;54:195–204.
- [11] Evans RB. Thermoeconomic isolation and Essergy analysis. *Energy* 1980;5:805–21.
- [12] Tribus M, Evans RL. Thermoeconomics of seawater conversion. UCLA TR1962;62–3
- [13] Rant Z. Exergie, ein neues wort für technische arbeitsfaähigkeit (Exergy as a new word for technical usage). *Forchung auf dem Gebiete des Ingenieurwesens* 1956;32:36–7.
- [14] Kotas TJ. The exergy method of thermal plant analysis. Krieger Publishing Company 1995 (reprinted with corrections and additions to the first edition of 1985). Malabar, Fla.
- [15] Erlach B, Serra L, Valero A. Structural theory as standard for thermoeconomics. *Energy Convers Manage* 1999;40:1627–49.
- [16] Valero A, Lozano MA, Serra L, Tsatsaronis G, Pisa J, Frangopoulos C, et al. CGAM problem: definition and conventional solution. *Energy* 1994;19:279–86.
- [17] Kotas TJ. The exergy method of thermal plant analysis. Krieger Publishing Company 1995 (reprinted with corrections and additions to the first edition of 1985). Malabar, Fla.
- [18] J.L. Silveira, C.E. Tuna. Thermoeconomic analysis method for optimization of

combined heat and power systems—part I

[19] J.L. Silveira, C.E. Tuna. Thermo-economic analysis method for optimization of combined heat and power systems—part II

[20] Cohen H, Rogers GFC, Saravanamuttoo HIH. Gas turbine theory. Singapore: Logman Singapore Publishers Ltd; 1989.

[21] Barclay FJ. Combined power and process: an exergy approach. London: Mechanical Engineering Publications Limited; 1995.

[22] Moran M, Sciubba E. Exergy analysis: principles and practice. J Engng Gas Turbines Power 1994;116:285–90.

[23] Kotas TJ. The exergy method of thermal plant analysis. Great Britain: Anchor Brendon Ltd; 1985.

[24] Moran MJ, Shapiro HN. Fundamentals of engineering thermodynamics. New York: Wiley; 1995.

[25] Schwarzenbach A, Wunsch AK. Flexible power generation systems and their planning. ABB Review 6/89; 1989.

[26] Boehm RF. Design analysis of thermal systems. New York: Wiley; 1987.

[27] Frangopoulos CA. Thermo-economic functional analysis and optimization. Energy 1987;12:563–71.

[28] Lazzaretto A, Macor A. Direct calculation of average and marginal costs from the productive structure of an energy system. J Energy Resour Technol 1995;117:171–8.

[29] Dirección de Internet: <http://www.radioformula.com.mx/notas.asp?Idn=145228>

[30] Dirección de Internet http://www.elfinanciero.com.mx/index.php?option=com_k2&view=item&id=14545&Itemid=26

[31] Wolfgang Wagner, software for the Industrial Formulation IAPWS-IF97, RUHR-UNIVERSITÄT BOCHUM.

[32] Mehmet Kanoglu, Ibrahim Dincer, Performance assessment of cogeneration plants. Energy Conversion and Management 2009; 76-81.

[33] GT Pro, Software de modelación de ciclos de generación, versión 22, 2012.

[34] Juan José Suarez Coppel, Libro Blanco de Proyecto de Cogeneración de PEMEX, 2012.

[35] Comisión Federal de Electricidad, Libro Blanco de proyecto “CCC Cogeneración Salamanca FASE I”, 2012.

[36] Carlos Azamar, Proyecto de Cogeneración en Pemex Gas y Petroquímica Básica, PCIC MEXICO 2013, Petroleum and Chemical Industry Committee, Technical Conference, 2013.

[37] El-Sayed YM, Gaggioli RA. A critical review of second law costing methods. 1. Background and algebraic procedures. J Energy Resour-ASME 1989; 111:1-7.

[38] Gaggioli RA, El-Sayed YM. A critical review of second law costing methods. 2. Calculus procedures. J Energy Resour-ASME 1989; 111:8-15.

[39] Lozano MA, Valero A. Theory of the exergetic cost. Energy 1993; 18:939-60.

[40] Frangopoulos CA. Thermo-economic functional analysis: a method for optimal design or improvement of complex thermal systems. Ph D. Thesis. Atlanta, USA: Georgia Institute of Technology.; 1983.

[41] Frangopoulos CA. Intelligent functional approach: a method for analysis and optimal synthesis-design-operation of complex systems. J. Energy Environ Econ

1991;1:275-87.

[42] Frangopoulous CA, von Spakovsky MR. A global environomic approach for energy systems analysis optimization. Part I. Energy Systems and Ecology ENSEC 93, Cracow, Poland; 1993. P 123-32.

[43] von Spakovsky MR, Curti V. The performance optimization of a cogeneration/ heat pump facility. ECOS'92, ASME, New York, USA; 1992.

[44] von Spakovsky MR, Evans RB. Engineering functional analysis—Parts I, II. J Energy Resour-ASME 1993;115:86–99.

[45] Tsatsaronis G, Winhold M. Exergoeconomic analysis and evaluation of energy conversion plants. Part I. A new general methodology. Part II. Analysis of a coal-fired steam power plant. Energy 1985;10:69–94.

[46] Tsatsaronis G, Pisa J. Exergoeconomic evaluation and optimization of energy systems—application to the CGAM problem. Energy 1994;19:287–321.

[47] Frangopoulos CA. Application of the thermoeconomical functional approach to the CGAM problem. Energy 1994;19:323–42.

[48] von Spakovsky MR. Application of engineering functional analysis to the analysis and optimization of the CGAM problem. Energy 1994;19:343–64.

[49] Valero A, Lozano MA, Serra L, Torres C. Application of the exergetic cost theory to the CGAM problem. Energy 1994;19:365–81.

[50] Lazzaretto A, Toffolo A, Reini M, Tacconi R, Zaleta-Aquilar A, Rangel-Hernandez V, et al. Four approaches compared on the TADEUS (thermoeconomic approach to the diagnosis of energy utility systems) test case. Energy 2006;31:1586–613.

[51] Verda V. Accuracy level in thermoeconomic diagnosis of energy systems. Energy 2006;31:3248–60.

[52] Verda V, Borchiellini R. Exergy method for the diagnosis of energy systems using measured data. Energy 2007;32:490–8.

[53] Hua B, Chen QL, Wang P. A new exergoeconomic approach for analysis and optimization of energy systems. Energy 1997;22:1071–8.

[54] Kim SM, Oh SD, Kwon YH, Kwak HY. Exergoeconomic analysis of thermal systems. Energy 1998;23:393–406.

[55] Cerqueira SAAG, Nebra SA. Cost attribution methodologies in cogeneration systems. Energy Convers Manage 1999;40:1587–97.

[56] Manolas DA, Frangopoulos CA, Gialamas TP, Tsahalis DT. Operation optimization of an industrial cogeneration system by a genetic algorithm. Energy Convers Manage 1997;38:1625–36.

[57] Lazzaretto A, Tsatsaronis G. On the calculation of efficiencies and costs in thermal systems. Proc ASME Adv Energy Syst Div 1999;39:421–30.

[58] Kwon YH, Kwak HY, Oh SD. Exergoeconomic analysis of gas turbine Cogeneration systems. Exergy 2001;1:31–40.

[59] Lazzaretto A, Tsatsaronis G. Comparison between SPECO and functional exergoeconomic approaches. In: Proceedings of the ASME international mechanical engineering congress and exposition – IMECE/AES-23656; November 2001. p. 11–6.

[60] Cziela F, Tsatsaronis G. Iterative exergoeconomic evaluation and improvement of thermal power plants using fuzzy inference systems. Energy Convers Manage 2002;43:1537–48.

[61] Kwak HY, Kim DJ, Jeon JS. Exergetic and thermoeconomic analyses of power

plants. *Energy* 2003;28:343–60.

[62] Kwak HY, Byun GT, Kwon YH, Yang H. Cost structure of CGAM cogeneration system. *Int J Energy Res* 2004;28:1145–58.

[63] Valdes M, Duran MD, Rovira A. Thermoeconomic optimization of combined cycle gas turbine power plants using genetic algorithms. *Appl Therm Eng* 2003;23:2169–82.

[64] Vieira LS, Donatelli JL, Cruz ME. Integration of an iterative methodology for exergoeconomic improvement of thermal systems with a process simulator. *Energy Convers Manage* 2004;45:2495–523.

[65] Vieira LS, Donatelli JL, Cruz ME. Mathematical exergoeconomic optimization of complex cogeneration plant aided by a professional process simulator. *Appl Therm Eng* 2006;26:654–62.

[66] Zhang C, Wang Y, Chuguang Z, Xinsheng L. Exergy cost analysis of a coal fired

[67] Erdil A. Exergy optimization for an irreversible combined cogeneration cycle. *J Energy Inst* 2005;78:27–31.

[68] Mazur VA. Fuzzy thermoeconomic optimization. *Exergy* 2005;2:1–13.

[69] Bonnet S, Alaphilippe M, Stouffs P. Energy, exergy and cost analysis of amicrocogeneration system based on an Ericsson engine. *Int J Therm Sci* 2005;44: 1161–8.

[70] Colpan CO, Yesin T. Energetic, exergetic, and thermoeconomic analysis of Bilkent combined cycle cogeneration plant. *Int J Energy Res* 2006;30:875–94.

[71] Li H, Nalim R, Haldi PA. Thermal-economic optimization of a distributed multigeneration energy system—a case study of Beijing. *Appl Therm Eng* 2006;26:709–19.

[72] Ozgener L, Hepbasli A, Dincer I, Rosen MA. Exergoeconomic analysis of geothermal district heating systems: a case study. *Appl Therm Eng* 2007;27: 1303–10.

[73] Zaleta-Aquilar A, Correas-Uson L, Kubiak-Szyszk J, Sierra-Espinosa FZ. Concept of thermoeconomic evaluation of steam turbines. *Appl Therm Eng* 2007;27:457–66.

[74] Unver U, Kilic M. Second law based thermoeconomic analysis of combined cycle power plants considering the effects of environmental temperature and load variations. *Int J Energy Res* 2007;31:148–57.

[75] Abusoglu A, Kanoglu M. Exergetic and thermoeconomic analyses of diesel engine powered cogeneration. Part 1. Formulations. *Appl Therm Eng* 2009;29: 234–41.

ANEXOS

Anexo 1. Modelo desarrollado de un ciclo combinado en el software GT Pro

En la Figura A.1.1 se muestra el esquema general de un ciclo combinado, en la parte superior se muestran los datos importantes de este esquema como son: generación de energía eléctrica, potencia, eficiencia, etc. Este modelo fue desarrollado para estimar un costo aproximado de la energía eléctrica.

En la Figura A.1.2 se muestra el esquema detallado de la Figura A.1.1, mostrando la estructura interna del ciclo combinado.

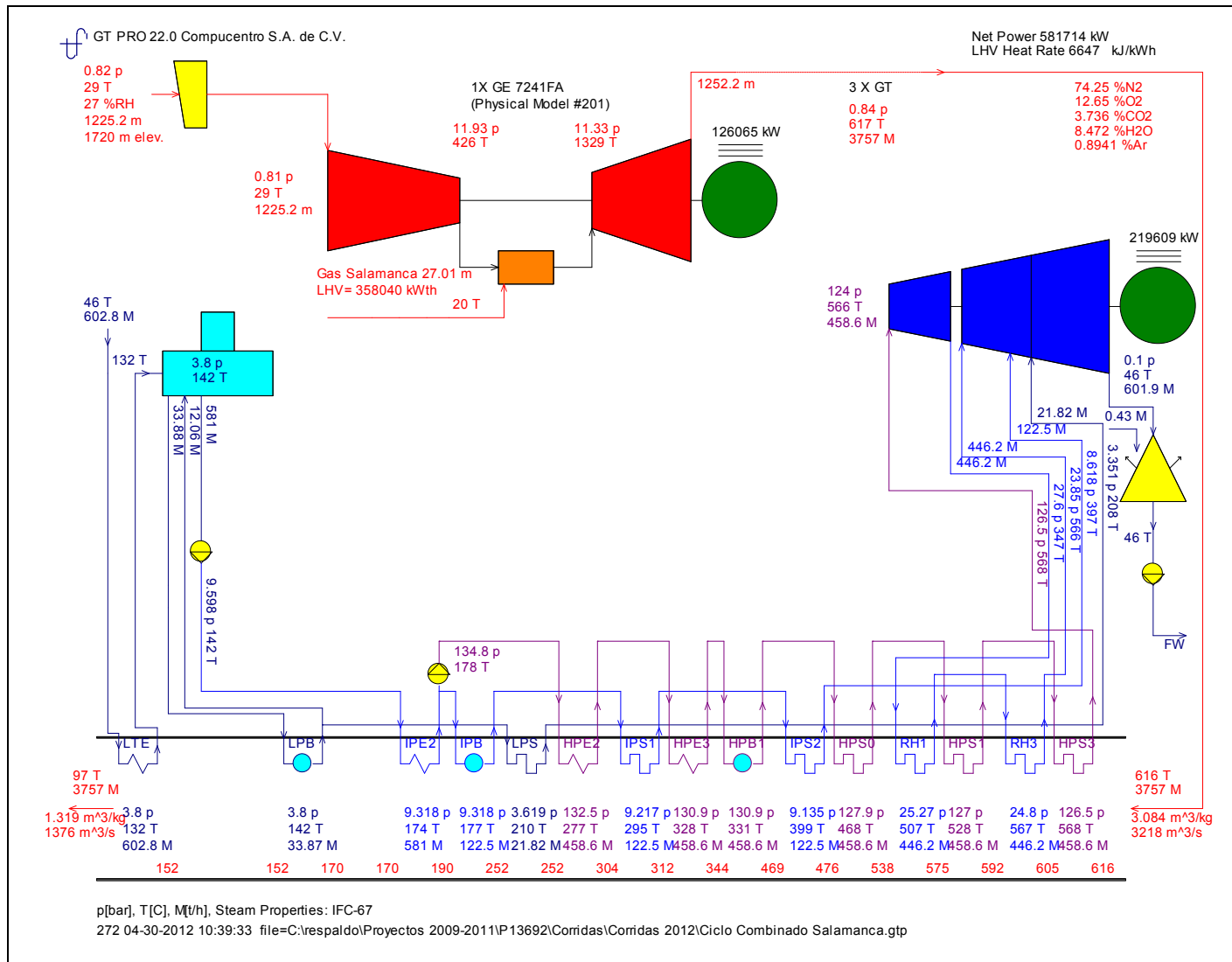


Figura A.1.2. Esquema detallado de un ciclo combinado