



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

**PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN
INGENIERÍA**

FACULTAD DE INGENIERÍA

**ANÁLISIS COMPARATIVO TERMODINÁMICA Y
ECONÓMICAMENTE DE PROCESOS PARA CAPTURAR CO₂
EN CICLOS COMBINADOS DE TURBINA DE GAS**

TESIS

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE

MAESTRO EN INGENIERÍA

**ENERGÍA – PROCESOS Y USO EFICIENTE DE LA
ENERGÍA**

PRESENTA

FRANCISCO LÓPEZ ORTEGA

TUTOR:

ING. AUGUSTO SÁNCHEZ CIFUENTES

2007



JURADO ASIGNADO:

Presidente:	Dr. Rodríguez Padilla Víctor
Secretario:	Ing. Sánchez Cifuentes Augusto
Vocal:	Dr. Reinking Cejudo Arturo Guillermo
1er. Suplente:	Dr. Álvarez Watkins Pablo
2do. Suplente:	Ing. Buendía Domínguez Eduardo H.

Lugar donde se realizó la tesis:

UNAM, Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería

TUTOR DE TESIS

ING. SÁNCHEZ CIFUENTES AUGUSTO

FIRMA

AGRADECIMIENTOS

Al mencionar a las personas que contribuyeron de manera directa e indirecta en la elaboración de este trabajo es frecuente omitir a alguien, por lo que ofrezco disculpas anticipadas en el caso de que este llegue a ocurrir.

Debo agradecer el apoyo brindado por el Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) por la beca, con número de registro: 200649, para la realización de esta maestría, incentivo con el cuál pude cubrir mis gastos esenciales.

Quiero agradecer especialmente al Ing. Augusto Sánchez Cifuentes por la dirección de este trabajo, así como por sus enseñanzas en las materias que curse bajo su asesoría, las cuales sentaron las bases de la termodinámica y termoeconomía y fueron determinantes para elegir este trabajo de investigación.

Al Dr. Arturo Reinking Cejudo por aceptar ser mi sinodal en mi examen de grado, así como por los conocimientos transmitidos en la asignatura de Energía y Medio Ambiente, las cuales despertaron mi interés en la protección del ambiente y fueron causa directa de este trabajo de investigación.

Al Dr. Víctor Rodríguez Padilla el cuál se presentará como el presidente de mi jurado en mi examen de maestría, así también por los comentarios realizados a la tesis.

Al Ing. Eduardo Buendía Domínguez, por sus enseñanzas en las materias de Plantas Termoeléctricas y Cogeneración, las cuales resultaron de mucha ayuda para entender la operación de plantas de generación, así también por sus comentarios a este trabajo los cuáles resultaron de mucho beneficio.

Al Dr. Pablo Álvarez Watkins, por sus valiosos comentarios a este trabajo de investigación, así también por las enseñanzas transmitidas en la materia desarrollada bajo su asesoría (Enfoque Energético del Desarrollo Sostenible).

A todos y cada uno de mis maestros que sembraron en mí un gran interés por el Ahorro de Energía y la Protección del Ambiente.

A mis compañeros del postgrado Leonardo, Arturo, Michel, Edgar, Loreley, Isaac, Adrian los cuáles me apoyaron en las materias cursadas, y por su compañerismo en estos dos años de la maestría.

DEDICATORIA

Este trabajo de investigación se lo dedico a toda mi familia, pero en especial a mis padres, hermanos y sobrinos, los cuales me motivaron, ayudaron y confiaron en mí para realizar esta maestría.

A mis padres, Profr. Alfredo López Rivera y Sra. Juliana Ortega Salgado, por darme la vida, apoyarme incondicionalmente en los momentos más difíciles que he vivido y darme todo el cariño y comprensión necesarios para llevar a buen término estos estudios de postgrado.

A mis hermanos, Alfredo, Misleidi, Karenia, Orestes y Veda Ariday, por creer en mí y por su valiosa ayuda cuando más los necesite.

A Alfredo por darme el ejemplo de el estudio y la perseverancia, por su ayuda en diversos aspectos al inicio de estos estudios, por creer en mí y convencerme de que podía lograrlo.

A Misleidi por su valiosísima ayuda y apoyo incondicional durante mis dos operaciones, así como por todo su cariño y comprensión a lo largo de mi vida.

A Karenia de igual manera agradezco su gran apoyo durante mis dos cirugías, por confiar en mí y hacerme ver que no me podía dar por vencido.

A Orestes también agradezco su ayuda incondicional a lo largo del año pasado, por todos esos momentos de diversión y con ello lograr grandes alegrías y sonrisas.

A Veda Ariday le agradezco de igual manera su gran compañía del año pasado, así también por todos esos ratos de alegría.

Por último quiero dedicar este trabajo de investigación a mis tres sobrinos: Misleidi Guadalupe, Dulce María y David Zahayep por traer alegría a mi vida y llenar de bendiciones a mi familia.

ÍNDICE GENERAL

	PAG.
INTRODUCCIÓN	1
Resumen	1
Definición del Problema	2
Justificación	2
Objetivo General	3
Objetivos Particulares	3
Metodología	3
CAPÍTULO 1: SITUACIÓN DE LA ENERGÍA PRIMARIA Y ELECTRICIDAD EN EL MUNDO Y EN MÉXICO	5
1.1 Contexto Energético Global	5
1.2 Prospectiva Mundial de Generación de Energía Eléctrica para el período 2002 – 2030	8
1.3 Energía Primaria en México	9
1.4 Energía Eléctrica en México	11
1.5 Prospectiva del Sector Eléctrico Mexicano	13
CAPÍTULO 2: BIÓXIDO DE CARBONO, EFECTO INVERNADERO Y CALENTAMIENTO GLOBAL	16
2.1 Definición de Bióxido de Carbono	16
2.2 Clima del planeta	16
2.3 Cambio Climático	17
2.4 Efecto Invernadero	18
2.5 Balance de Energía en la Tierra y Efecto Invernadero	19
2.6 Combustibles Fósiles y Calentamiento Global	20
2.7 Generación de CO ₂ y Gases Efecto Invernadero	20
2.8 Emisiones Mundiales de CO ₂	21
2.9 Emisiones de CO ₂ en México	23
2.10 Consecuencias del Calentamiento Global	25
2.11 Políticas Internacionales contra la Emisión de GEI	27
CAPÍTULO 3: CICLOS COMBINADOS DE TURBINA DE GAS Y MÉTODOS DE CAPTURA DE CO₂ EN PLANTAS DE GENERACIÓN	28
3.1 Turbinas de Gas	28
3.2 Ciclos Combinados de Turbina de Gas	28
3.3 Principios Termodinámicos de los Ciclos Combinados	33
3.3.1 Eficiencia de Carnot	33

3.3.2 Eficiencia Ciclo Brayton	35
3.3.3 Eficiencia Ciclo Rankine	36
3.3.4 Eficiencia Ciclo Combinado	37
3.4 Ciclos Combinados de Turbina de Gas en México	40
3.5 Prospectiva de los CCTG en México	41
3.6 Procesos de Captura de CO ₂ en Plantas de Generación	42
3.7 CCTG con Captura de Bióxido de Carbono	43

CAPÍTULO 4: DESARROLLO DEL CASO BASE 46

4.1 Descripción de la Central Seleccionada	46
4.2 Nomenclatura de Equipos y Flujos	48
4.2.1 Nomenclatura Equipos	48
4.2.2 Descripción de los flujos	48
4.3 Descripción de Cálculos para obtener Entalpía y Exergía	50
4.4 Entalpía y Exergía de cada flujo	52
4.5 Balances de Masa, Energía y Exergía	54
4.6 Recurso, Producto y Eficiencia de Equipos y Planta	56
4.7 Análisis Termoecónomico de la Central	57
4.8 Costos Totales Anuales y Emisiones de CO ₂	60
4.9 Análisis de Sensibilidad contra Combustible y Equipo	61

CAPÍTULO 5: CICLO COMBINADO CON CAPTURA DE CO₂ POR ABSORCIÓN QUÍMICA A TRAVÉS DE MONOETANOLAMINA (MEA) 63

5.1 Descripción de la Tecnología	63
5.2 Nomenclatura de Equipos y Flujos	65
5.2.1 Nomenclatura Equipos	65
5.2.2 Descripción de los flujos	65
5.3 Descripción de Cálculos para obtener Entalpía y Exergía	66
5.4 Flujo másico, Entalpía y Exergía de cada flujo	68
5.5 Balances de Masa, Energía y Exergía	71
5.6 Recurso, Producto y Eficiencia de Equipos y Planta	71
5.7 Análisis Termoecónomico de la Central	73
5.8 Costos Totales Anuales y Emisiones de CO ₂	75
5.9 Análisis de Sensibilidad contra Combustible y Equipo	76
5.10 Análisis Económico considerando Bonos de Carbono	78

CAPÍTULO 6: CICLO COMBINADO CON DESCARBONIZACIÓN DEL COMBUSTIBLE Y CAPTURA DE CO₂ EN PRECOMBUSTIÓN 81

6.1 Descripción de la Tecnología	81
6.2 Nomenclatura de Equipos y Flujos	83
6.2.1 Nomenclatura Equipos	83

6.2.2 Descripción de los flujos	83
6.3 Descripción de Cálculos para obtener Entalpía y Exergía	85
6.4 Flujo másico, Entalpía y Exergía de cada flujo	87
6.5 Balances de Masa, Energía y Exergía	90
6.6 Recurso, Producto y Eficiencia de Equipos y Planta	91
6.7 Análisis Termoeconómico de la Central	92
6.8 Costos Totales Anuales y Emisiones de CO ₂	95
6.9 Análisis de Sensibilidad contra Combustible y Equipo	96
6.10 Análisis Económico considerando Bonos de Carbono	98
CAPÍTULO 7: TURBINA DE GAS CON GASIFICACIÓN INTEGRADA Y CON PROCESO DE CAPTURA DE CO₂	101
7.1 Descripción de la Tecnología	101
7.2 Nomenclatura de Flujos	104
7.3 Descripción de Cálculos para obtener Entalpía y Exergía	105
7.4 Flujo másico, Entalpía y Exergía de cada flujo	107
7.5 Balances de Masa, Energía y Exergía	110
7.6 Recurso, Producto y Eficiencia de Equipos y Planta	111
7.7 Análisis Termoeconómico de la Central	112
7.8 Costos Totales Anuales y Captura de CO ₂	115
7.9 Análisis de Sensibilidad contra Combustible y Equipo	116
7.10 Análisis Económico considerando Bonos de Carbono	117
CAPITULO 8: ANÁLISIS DE RESULTADOS ENTRE EL CASO BASE Y LOS PROCESOS DE CAPTURA DE BIÓXIDO DE CARBONO	120
8.1 Energía, Exergía Suministrada, Potencia Eléctrica y Bd	120
8.2 Eficiencias de Primera y Segunda Ley	121
8.3 Potencia en cada Turbina y Disponibilidad en CO ₂ removido	122
8.4 Costo Exergético de los productos en cada proceso	123
8.5 Costo Termoeconómico de Productos en cada proceso	125
8.6 Bióxido de Carbono generado, Removido y Emitido	125
8.7 Costos Anuales de procesos de captura vs caso base	126
8.8 Incremento considerando Bonos de Carbono	127
CAPÍTULO 9. CONCLUSIONES	128
ANEXO 1. BIBLIOGRAFÍA	131
ANEXO 2. NOMENCLATURA Y SIMBOLOGÍA	134
ANEXO 3. CD ANEXO (MEMORIAS DE CÁLCULO Y HOJA DE CÁLCULO)	

ÍNDICE DE TABLAS

	PAG.
Tabla 1: Proyección del consumo de Energía Primaria por combustible	5
Tabla 2: Crecimiento promedio anual del consumo de energía primaria por combustible	6
Tabla 3: Consumo global de energía primaria por combustible en 2004	7
Tabla 4: Consumo global de energía primaria por región en 2004	7
Tabla 5: Pronóstico de la generación de energía eléctrica 2002 – 2030	9
Tabla 6: Oferta de energía primaria en México por combustible	10
Tabla 7: Evolución de la capacidad instalada para servicio público [MW]	12
Tabla 8: Prospectiva nacional de capacidad instalada [MW]	14
Tabla 9: Principales gases de efecto invernadero	21
Tabla 10: Emisiones de CO ₂ por tipo de combustible	21
Tabla 11: Crecimiento anual de emisiones de CO ₂	22
Tabla 12: Incremento de emisiones mundiales de CO ₂ por sector	22
Tabla 13: Pronóstico mundial de emisiones en plantas de Generación Eléctrica	23
Tabla 14: Pronóstico de emisiones de CO ₂ en México [10 ⁶ Ton CO ₂]	24
Tabla 15: Emisiones de CO ₂ en México por combustible [10 ⁶ Ton CO ₂]	24
Tabla 16: Emisiones de CO ₂ en plantas de generación [10 ⁶ Ton CO ₂]	24
Tabla 17: Comparación termodinámica entre distintas plantas de Generación	39
Tabla 18: Comparación entre algunos arreglos de ciclo combinado	40
Tabla 19: Centrales de Ciclo Combinado CFE	41
Tabla 20: Centrales de Ciclo Combinado PIE	41
Tabla 21: Evolución de la generación eléctrica 2005 - 2015	41

ÍNDICE DE GRÁFICOS

Gráfico 1. Consumo Mundial por combustible	7
Gráfico 2. Consumo de Energía por región	8
Gráfico 3. Distribución de Plantas Generadoras por capacidad	13
Gráfico 4. Emisiones Globales de CO ₂	22
Gráfico 5. Esquema de una Máquina Térmica	33
Gráfico 6. Esquema de un ciclo Brayton Abierto	35
Gráfico 7. Diagramas P-v y T-s un ciclo Brayton Ideal Abierto	35
Gráfico 8. Ciclo Rankine con Sobrecalentamiento y Recalentamiento	37
Gráfico 9. Esquema General para el caso Base	47
Gráfico 10. Esquema con propiedades para caso Base	53
Gráfico 11. Esquema General para el caso de captura por Aminas	64
Gráfico 12. Esquema con propiedades para el caso de captura por aminas	70
Gráfico 13. Esquema General para el caso de captura en Precombustión	82
Gráfico 14. Esquema con propiedades para el caso de captura en precombustión	88
Gráfico 15. Esquema General para el caso de Captura con Gasificación	103
Gráfico 16. Esquema con propiedades para el caso de Gasificación	109

INTRODUCCIÓN

ANÁLISIS COMPARATIVO TERMODINÁMICA Y ECONÓMICAMENTE DE PROCESOS PARA CAPTURAR CO₂ EN CICLOS COMBINADOS DE TURBINA DE GAS

Francisco López Ortega

RESUMEN

Frente a las políticas energéticas globales que continuarán en los próximos años basándose en combustibles fósiles y el gran incremento de emisiones de gases de efecto invernadero, en especial de bióxido de carbono, como consecuencia de estas políticas, se debe planear y empezar a investigar en procesos, métodos y técnicas cuyo objetivo sea el de aprovechar al máximo los energéticos primarios y evitar el incremento de emisiones que contribuyan al calentamiento global.

Se le da atención especial a los ciclos combinados debido a que es la tecnología que en los últimos años ha tenido el mayor crecimiento en su aplicación y según las perspectivas esta tendencia se seguirá manteniendo, ya que actualmente dentro de las tecnologías de generación es la que presenta mayores beneficios técnicos y económicos.

Aquí se da una descripción de la situación energética global y del país, también se analizan las perspectivas energéticas que nos muestran la tendencia energética mundial y nacional para el futuro próximo.

Se informa de la situación de las emisiones de bióxido de carbono mundiales y nacionales. Así también se analizan los fenómenos de efecto invernadero, cambio climático y calentamiento global.

Como objetivo primordial se realiza un análisis cuya finalidad es comparar exergoeconómicamente diferentes procesos de captura de CO₂ en ciclos combinados de turbina de gas. Esto con el propósito de observar el comportamiento de los procesos desarrollados actualmente para evitar las emisiones de bióxido de carbono.

El análisis termoeconómico se aplica en primera instancia a una planta de ciclo combinado del país, que es la central de Dos Bocas en Veracruz, para analizar el comportamiento de ella operando en una situación normal.

A continuación se presenta el análisis termoeconómico a tres centrales de generación con diferentes procesos de captura de bióxido de carbono. Los procesos seleccionados son:

- 1) Ciclo combinado con sistema de captura por absorción química mediante Monoetanolamina (MEA).
- 2) Ciclo combinado con captura de CO₂ en precombustión
- 3) Sistema de gasificación y oxidación integrado a una turbina de gas.

Los resultados obtenidos en cada uno de los sistemas se compararán entre sí para conocer ventajas y desventajas de cada proceso.

Además se consideran los bonos de carbono, con la finalidad de disminuir o en el mejor de los casos amortizar totalmente la inversión necesaria de los equipos de captura de bióxido de carbono.

DEFINICIÓN DEL PROBLEMA

El uso indiscriminado de combustibles fósiles para satisfacer las necesidades energéticas mundiales ha traído como consecuencia el incremento de emisiones de gases de efecto invernadero lo que implica un aumento en la temperatura global del planeta, llamado calentamiento global.

Hoy en día es preciso tomar conciencia del ahorro de energía pero también del cuidado del medio ambiente y por eso es imperante desarrollar nuevas técnicas que nos permitan mantener la comodidad lograda en estos días sin impactar fuertemente el medio ambiente.

El incremento en la población mundial y el crecimiento de la industria a nivel global ha llevado consigo la necesidad de generar una mayor cantidad de energía eléctrica, lo que implica que con las tecnologías de generación se provocaría un daño enorme e irreversible hacia el ambiente, ya que la base de la generación eléctrica a nivel mundial esta basado en la quema de combustibles fósiles, ya sea a través de plantas termoeléctricas convencionales, turbinas de gas, ciclos combinados, etc. lo que traería consigo el incremento de la concentración de gases de efecto invernadero en la atmósfera, esto implicaría que el calentamiento global se agudice y acelere, el cuál puede ser un fenómeno devastador para la vida en este planeta.

Este problema no es ajeno a nuestro país ya que según las perspectivas de generación del sector eléctrico mexicano en los próximos años el incremento de plantas de generación para cubrir la demanda esperada se estarán basando en ciclos combinados de turbina de gas[♦], lo que implica un gran aumento en las emisiones de CO₂ a nivel nacional, esto debido al hecho de que si bien el gas natural es un energético primario más limpio que el combustóleo o el carbón, por ser una mezcla de hidrocarburos ligeros, el cuál se quema para generar electricidad sigue teniendo emisiones en gran medida de CO₂ que es un gas de efecto invernadero (GEI).

JUSTIFICACIÓN

Hoy en día existen equipos o sistemas capaces de capturar CO₂, ya sea antes de la combustión con la descarbonización del combustible, durante la combustión realizando una combustión estequiométrica con oxígeno puro o extraer el CO₂ en los gases productos de combustión con absorción por aminas, cualquiera de las tres opciones aplicadas a ciclos combinados pueden llevarnos a una disminución de emisiones o en el caso ideal a cero emisiones al ambiente. Por lo que es conveniente generar alternativas para evitar y combatir la producción de CO₂ ya que existe la tecnología capaz de ayudarnos para reducir esa gran cantidad de emisiones.

Así que este trabajo pretende analizar desde un punto de vista termoeconómico las diversas tecnologías de captura de CO₂ para que desde este enfoque analicemos cuál será la mejor opción para evitar o disminuir esta gran generación de CO₂ a través de la combustión.

[♦] Prospectiva del Sector Eléctrico, 2006 – 2015, SENER.

Esta investigación intenta generar opciones para reducir el impacto ambiental en la generación y tratar de generar conciencia a cerca de la escasez de recursos para tratar de hacer un mejor uso de los energéticos.

Un resultado importante es que se podrá medir que tanto de energía, eficiencia, costos económicos se tendrá que sacrificar para lograr una menor cantidad de emisiones de bióxido de carbono hacia el medio.

OBJETIVO GENERAL

Comparar termodinámica y económicamente diversos métodos para secuestrar CO₂ en ciclos combinados de turbina de gas, y de esta forma generar una opción para que, si en el país en un futuro se pretenda disminuir la producción de gases efecto invernadero, se tenga una base para comparar las distintas tecnologías cuyo propósito es disminuir ese tipo de emisiones. Así, también compararlo con la planta de generación original.

OBJETIVOS PARTICULARES

- 1) Comparar el costo de generación para un caso base, el cual sería una planta nacional en operación, con respecto al costo de generación que involucraría a la central más una tecnología capaz de capturar el dióxido de carbono.
- 2) Al realizar el análisis exergético a una planta en operación poder identificar los componentes de la planta en los cuáles se esta operando con una gran cantidad de irreversibilidades, así como identificar que flujos están teniendo un costo tanto exergético como económico más alto.
- 3) Interpretar los resultados exergéticos al anexar una tecnología de secuestro de CO₂ al caso base y ver desde ese punto de vista cuál es la opción más viable.
- 4) Analizar el impacto en el costo de generación al integrar alguna tecnología a la central y observar la sensibilidad de cada tecnología.
- 5) Observar la disminución de los costes de inversión para las plantas de captura considerando los bonos de carbono que se encuentran dentro de los mecanismos de desarrollo limpio (MDL).
- 6) Comparar la reducción de emisiones de cada tecnología respecto a la planta de generación operando sin ningún proceso de captura de dióxido de carbono.

METODOLOGÍA

En este apartado se presentará la metodología que se aplica para desarrollar este estudio, como primer paso se realiza una investigación documental a cerca de las diversas tecnologías para secuestrar CO₂ en plantas de generación y posteriormente entender la forma en que opera cada uno de ellas.

Un segundo paso es definir que central se utilizará para realizar esta investigación, como siguiente eslabón se obtuvo la información necesaria respecto a sus condiciones de diseño y respecto a las condiciones de operación.

Posteriormente se realiza el análisis termoeconómico de la planta de ciclo combinado sola para que se convierta en nuestro caso base.

Después de lo anterior se integra teóricamente cada tecnología a nuestro caso base para que posteriormente se realice el análisis termodinámico y económico a cada una de las opciones que se obtienen al combinar nuestro caso base con las tecnologías de secuestro de este gas.

Como siguiente paso se comparan los resultados obtenidos en cada opción, los parámetros principales para realizar las comparaciones serán las eficiencias tanto térmicas como exergéticas, consumo térmico unitario (CTU), los costos de generación, la potencia desarrollada por la turbina de gas y la turbina de vapor, potencia suministrada, coste exergético de los flujos y la reducción de emisiones de dióxido de carbono.

Como siguiente fase del proyecto se realiza un análisis de sensibilidad entre costo de combustible y equipo contra el costo de generación, y otro análisis para comparar reducción de emisiones.

Finalmente se lleva a cabo un análisis considerando un posible mercado de emisiones de carbono bajo el esquema de los denominados Mecanismos de Desarrollo Limpio (MDL), con el propósito de obtener beneficios por el secuestro de bióxido de carbono y de esta manera atenuar el incremento en los gastos totales de la planta.

CAPÍTULO 1

SITUACIÓN DE LA ENERGÍA PRIMARIA Y ELECTRICIDAD EN EL MUNDO Y EN MÉXICO

1.1 CONTEXTO ENERGÉTICO GLOBAL

La Agencia Internacional de Energía, realiza un pronóstico a cerca de la situación de los energéticos para el período 2002 – 2030 (World Energy Outlook 2004). En este documento se señala que el crecimiento económico global, que es el principal conductor de la demanda de energía primaria, crecerá en un promedio de 3.2% anual durante el período 2002 – 2030 ligeramente inferior al crecimiento en las pasadas tres décadas. La tasa de crecimiento caerá de 3.7% durante 2002 – 2010 a 2.7% en la última década del período señalado, esto principalmente se debe a que las economías de los países en desarrollo madurarán y el crecimiento de la población será mas lento. Las economías de China, India y otros países asiáticos se espera que crezcan a un ritmo mayor.

La población mundial se expandirá de 6.2 billones en el 2002 a por encima de los 8 billones durante el 2030, se prevé un incremento del 1% anual. El crecimiento de la población disminuirá progresivamente en los años finales del período, esto debido principalmente al descenso en las tasas de fertilidad de los países en vías de desarrollo. Y la parte de la población que vive en las regiones en vías de desarrollo pasará del 76% en el 2002 hasta el 80% en 2030.♦

Las proyecciones realizadas por este organismo internacional están sujetas a un amplio rango de incertidumbres, incluyendo condiciones macroeconómicas, disponibilidad de recursos, desarrollos tecnológicos y flujos de inversión, así como de las políticas energéticas y ambientales de los gobiernos. A corto plazo el pronóstico energético dependerá en gran medida de los prospectos de crecimiento económico (especialmente en China) y las tendencias del precio del petróleo.

Más sin embargo estas proyecciones nos pueden servir como base para prepararnos y buscar alternativas ante un futuro con un gran problema ambiental “el cambio climático”. Algunos pronósticos realizados por la Agencia Internacional de Energía se muestran en las siguientes tablas:

Tabla 1: Proyección del consumo de Energía Primaria por combustible

	10 ⁶ TEP					Porcentajes [%]				
	1971	2002	2010	2020	2030	1971	2002	2010	2020	2030
<i>Consumo Global</i>	5536	10345	12194	14404	16487	100	100	100	100	100
<i>Carbón</i>	1407	2389	2763	3193	3601	25.42	23.09	22.66	22.17	21.84
<i>Petróleo</i>	2413	3676	4308	5074	5766	43.59	35.53	35.33	35.23	34.97
<i>Gas Natural</i>	892	2190	2703	3451	4130	16.11	21.17	22.17	23.96	25.05
<i>Nuclear</i>	29	692	778	776	764	0.52	6.69	6.38	5.39	4.63
<i>Hidroeléctricas</i>	104	224	276	321	365	1.88	2.17	2.26	2.23	2.21
<i>Biomasa</i>	687	1119	1264	1428	1605	12.41	10.82	10.37	9.91	9.73
<i>Renovables</i>	4	55	101	162	256	0.07	0.53	0.83	1.12	1.55

Fuente: Elaboración propia con datos del World Energy Outlook 2004, IEA

♦ International Energy Agency “World Energy Outlook 2004”.

Tabla 2: Crecimiento promedio anual del consumo de energía primaria por combustible

	Crecimiento anual [%]			
	1971-2002	2002-2010	2002-2020	2002 - 2030
<i>Consumo Global</i>	2.0	2.1	1.9	1.7
<i>Carbón</i>	1.7	1.8	1.6	1.5
<i>Petróleo</i>	1.4	2.0	1.8	1.6
<i>Gas Natural</i>	2.9	2.7	2.6	2.3
<i>Nuclear</i>	10.8	1.5	0.6	0.4
<i>Hidroeléctricas</i>	2.5	2.6	2.0	1.8
<i>Biomasa</i>	1.6	1.5	1.4	1.3
<i>Renovables</i>	8.5	8.0	6.2	5.7

Fuente: Elaboración propia con datos del World Energy Outlook 2004, IEA

Según la Agencia Internacional de Energía (IEA por sus siglas en inglés) en su pronóstico del 2004 (World Energy Outlook 2004) señala que la demanda de energía primaria crecerá en un 60% durante el período de 2002 – 2030, alcanzando los 16.5 billones toneladas de petróleo equivalente (TEP). Dos terceras partes de este incremento vendrán de los países en desarrollo. Pero según este pronóstico la proyección del crecimiento anual de demanda de energía primaria será del 1.7%. Este incremento se basa en el aumento de la demanda en el sector transporte y la generación de energía eléctrica.

Los combustibles fósiles seguirán manteniéndose como la principal fuente de energía primaria a nivel mundial. Estos energéticos absorberán el 85% del incremento de la demanda de energía. El petróleo seguirá siendo el energético primario por excelencia según el pronóstico y como es de esperarse el principal incremento de la demanda energética estará en el sector transporte y en la generación de energía eléctrica. En lo que respecta a las energías renovables, de acuerdo con esta prospectiva realizada por la Agencia Internacional de Energía, este tipo de energías crecerán pero su participación seguirá siendo muy poca, además se supone que la energía nuclear caerá de un porcentaje del 6% en 2002 a sólo el 4% para 2030.

Es importante señalar el crecimiento esperado en el consumo de gas natural para este período ya que se duplicará la producción, al pasar de 2190 millones de toneladas equivalentes de petróleo en 2002 hasta 4130 millones de toneladas para 2030, lo cual es debido principalmente al sector eléctrico, ya que en la mayor parte del mundo la tecnología predominante en las nuevas centrales de generación serán los ciclos combinados.

A finales del 2004 las reservas probadas de gas natural en el mundo ascendían 179.53 trillones de metros cúbicos (199477.77 millones de toneladas de petróleo equivalente).*

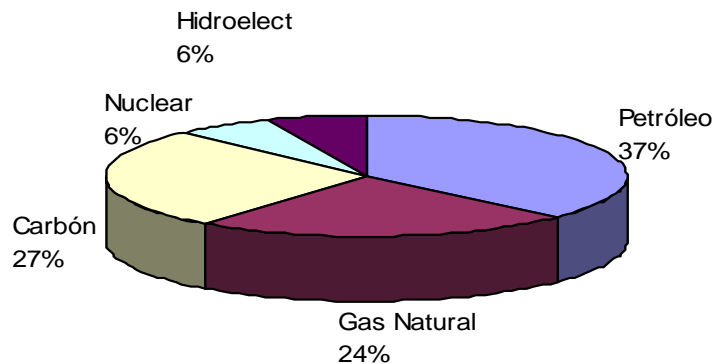
La compañía petrolera BP realizó un resumen global estadístico de la energía, en el se señala que durante 2004 la población mundial consumió un total de 10224.4 millones de toneladas equivalentes de petróleo.

* BP Statical Rewiew of World Energy June 2005

Tabla 3: Consumo global de energía primaria por combustible en 2004

Combustible	10 ⁶ TEP	% TOTAL
<i>Petróleo</i>	3767.1	36.84
<i>Gas Natural</i>	2420.4	23.67
<i>Carbón</i>	2778.2	27.17
<i>Nuclear</i>	624.3	6.11
<i>Hidroeléctricas</i>	634.4	6.20
MUNDIAL	10224.4	100

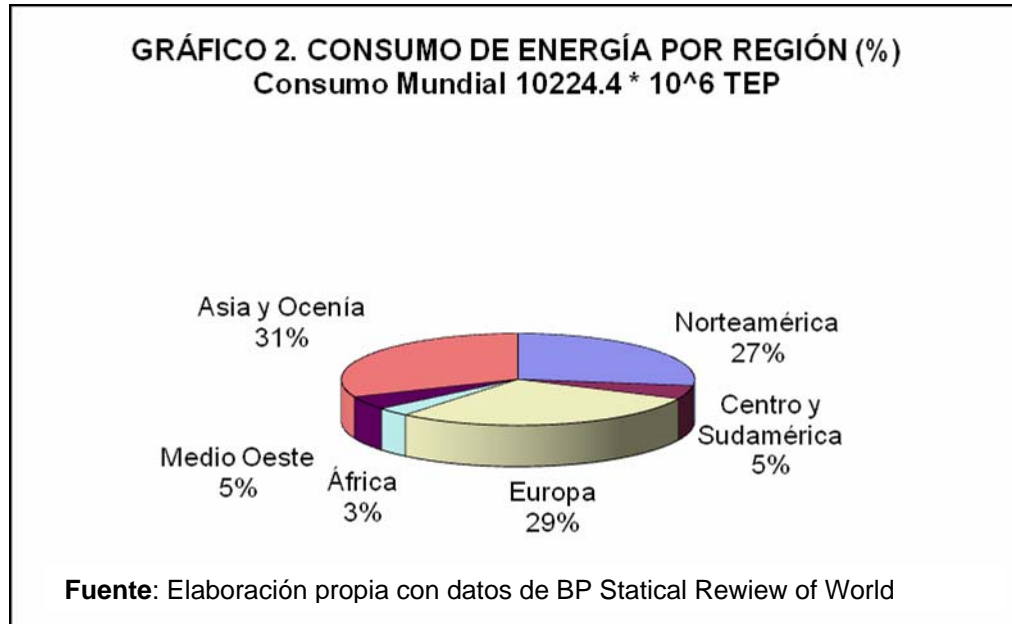
GRÁFICO 1. CONSUMO MUNDIAL POR COMBUSTIBLE (%)
Consumo Mundial 10224.4 * 10⁶ TEP



Fuente: Elaboración propia con datos de BP Statical Review of World Energy June 2005

Tabla 4: Consumo global de energía primaria por región en 2004

Región	10 ⁶ TEP	% TOTAL
<i>Norteamérica</i>	2784.4	27.23
<i>Centro y Sudamérica</i>	483.1	4.73
<i>Europa</i>	2964	28.99
<i>África</i>	312.1	3.05
<i>Medio Oeste</i>	481.9	4.71
<i>Asia y Oceanía</i>	3198.8	31.29
MUNDIAL	10224.4	100



1.2 PROSPECTIVA MUNDIAL DE GENERACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA PARA EL PERÍODO 2002 - 2030

El consumo y demanda de electricidad está muy estrechamente ligado al crecimiento económico. En los pasados 30 años, la economía global se desarrolló en un 3.3% anual, en promedio, mientras que la demanda de energía eléctrica para este lapso de tiempo creció en un 3.6% anual.

La demanda de energía eléctrica en 2030 será del doble que la demandada en 2002. El consumo de gas natural en el mundo se incrementará, y en la generación de potencia se estará consumiendo más de la mitad del gas natural producido en el mundo.

El consumo mundial de energía eléctrica ascendió a 15431 TWh en 2004, cifra 4.5% superior al valor registrado en 2003, mientras que la capacidad creció en 2.8% respecto a este último año, al ubicarse en 3729 GW en 2004. En general, las centrales termoeléctricas convencionales mantienen la mayor participación en la capacidad, a excepción de algunos países como Francia, donde la energía nuclear predomina, o Canadá y Brasil donde la mayor participación es de centrales hidroeléctricas.♦

Las proyecciones energéticas internacionales indican que los combustibles de mayor utilización en la generación de electricidad seguirán siendo el carbón y el gas natural, mostrando este último el mayor crecimiento hacia 2015. Esta tendencia acentuará su contraste con el comportamiento esperado en el consumo de combustóleo, el cual por razones de sustentabilidad ambiental disminuirá su participación en la generación mundial de energía eléctrica.

♦ BP Statical Rewiew of World Energy June 2005

Tabla 5. Pronóstico de la generación de energía eléctrica 2002 - 2030

	Capacidad [GW]			Porcentaje [%]				Crecimiento Anual[%]	
	2002	2020	2030	2002	2010	2020	2030	2002-2020	2002-2030
<i>Mundial</i>	3719	5822	7303	100	100	100	100	2.5	2.4
<i>Carbón</i>	1135	1691	2156	30.52	29.46	29.05	29.52	2.2	2.3
<i>Petróleo</i>	454	524	453	12.21	10.99	9.00	6.20	0.8	0.0
<i>Gas Natural</i>	893	1824	2564	24.01	26.68	31.33	35.11	4.0	3.8
<i>Nuclear</i>	359	382	376	9.65	8.48	6.56	5.15	0.4	0.2
<i>Hidroeléct</i>	801	1076	1216	21.54	20.58	18.48	16.65	1.7	1.5
<i>Renovables</i>	77	326	539	2.07	3.79	5.60	7.38	8.4	7.2

Fuente: Elaboración propia con datos del World Energy Outlook 2004, IEA

El sector eléctrico mundial necesitaría incrementar su capacidad de generación en 4800 GW durante este período, esto con la finalidad de cubrir la demanda esperada y la sustitución de tecnologías obsoletas o plantas que ya hayan cumplido con su vida útil. La mitad de esta nueva capacidad se realizará en los países en vías de desarrollo.

Los mercados eléctricos en los países de la OCDE necesitarían inversiones por encima de los \$2 trillones de dólares en plantas de potencia y \$1.8 trillones de dólares en nuevas redes eléctricas de transmisión y distribución. El crecimiento de estos países en la demanda de energía eléctrica sería del 1.4% por año. ♦

Por otro lado las economías asiáticas tendrían los mayores crecimientos en cuanto a la demanda de electricidad, por ejemplo Indonesia crecería en un 5.2% por año, y por otro lado la India y China se espera que crezcan a un ritmo de 4.9% y 4.5% anual respectivamente. Para 2030 China podría generar la misma cantidad de electricidad que Estados Unidos.

El gas natural y las energías renovables destinadas a la producción de potencia podrían incrementar sus porcentajes durante este tiempo. A menos de que los gobiernos tomen medidas más fuertes y vigorosas en contra de las emisiones de CO₂, el carbón seguirá manteniéndose como el energético con mayor uso para la generación de potencia en el mundo. La energía nuclear podría crecer en términos absolutos pero su porcentaje tendría un decremento, ya que un 40% de las plantas nucleares en existencia deberían ser retiradas.

Para el año 2030 el sector eléctrico contribuiría con un 45% de las emisiones mundiales de CO₂. Las emisiones de CO₂ debidas a las plantas de potencia se triplicarían durante este período. Este pronóstico no es nada alentador por lo que urge que las instituciones encargadas de proteger al medio, las compañías de generación eléctrica, los gobiernos y toda la gente involucrada en este sector tomen cartas en el asunto y procuren evitar un daño que tal vez pueda ser irreversible hacia el ambiente.

1.3 ENERGÍA PRIMARIA EN MÉXICO

En el balance nacional de energía del 2005 se encontró que la intensidad energética, que indica la cantidad de energía que se requiere para producir un

♦ World Energy Outlook 2004, IEA

peso de Producto Interno Bruto (PIB) calculado a precios de 1993, durante 2005 se ubicó en 4193.7 kilojoules, indicador 3.0% menor al registrado en 2004.

Este indicador de intensidad energética mantuvo su tendencia a la baja, ya que la tasa media de crecimiento anual de 1996 a 2005 fue de -0.8%. Por su parte, el consumo per cápita de energía en 2005 fue de 71500 gigajoules (1702.38 TEP o 71500 GJ/hab), 1.2% menor al observado en 2004. Esto equivale a que cada habitante del país consumiera 13 barriles de petróleo crudo al año, mantuviera encendidos durante todo un año poco más de 20 focos de 100 watts cada uno o consumiera poco más de 43 tanques con 50 litros de gasolina.♦

En el año 2005 la producción nacional de energía primaria totalizó 9819.7 petajoules (PJ), cifra 5.5% inferior respecto al 2004. El decremento se debió, en términos generales, a la menor producción de petróleo crudo; la cual disminuyó 9.8% de 2004 a 2005. Los hidrocarburos se mantuvieron como la principal fuente en la producción de energía primaria. En términos de estructura, disminuyeron su participación de 90.8% en 2004 a 89.4% en el 2005.

En el año 2005 la oferta interna bruta de energía primaria registró un aumento de 0.7% respecto a 2004, como resultado del crecimiento en las importaciones de carbón mineral, de la entrega de gas residual de plantas y gas de formación a PEMEX Exploración y Producción, así como de la reducción de los envíos al exterior de petróleo crudo incluyendo maquila.

En la oferta interna bruta, los hidrocarburos representaron el 82.0% en 2005, respecto al 84.1% de 2004. En carbón mineral, electricidad primaria y biomasa se observaron crecimientos de 29.6, 11.4 y 3.3%, respectivamente. Por otro lado, los hidrocarburos decrecieron 1.8% en el periodo de referencia. La oferta interna bruta de energía primaria tiene dos destinos principales: la energía que se canaliza a los centros de transformación y la utilizada por los consumidores finales como energético y/o como materia prima (consumo no energético).♦ Una pequeña parte de la energía primaria es consumida por el propio sector energético y otra se puede perder en los procesos de transporte, distribución y almacenamiento. La oferta interna bruta por tipo de energía primaria en México durante los años 2004 y 2005 se presenta en la siguiente tabla:

Tabla 6. Oferta de energía primaria en México por combustible

Fuente	Petajoules (PJ)		% TOTAL	
	2004	2005	2004	2005
<i>Carbón</i>	292.358	379.013	4.43	5.70
<i>Petróleo</i>	3283.518	3042.329	49.71	45.75
<i>Gas Natural</i>	2269.041	2408.144	34.35	36.22
<i>Nucleoeléctrica</i>	100.634	117.88	1.52	1.77
<i>Hidroeléctrica</i>	254.391	278.434	3.85	4.19
<i>Geotérmica y Eólica</i>	66.783	73.654	1.01	1.11
<i>Bagazo de caña</i>	91.058	102.647	1.38	1.54
<i>Leña</i>	247.743	247.216	3.75	3.72
TOTAL	6605.526	6649.317	100.00	100.00

Fuente: Elaboración propia con datos del Sistema de Información Energética, SENER

♦ Balance Nacional de Energía 2005, Secretaría de Energía, México

1.4 ENERGÍA ELÉCTRICA EN MÉXICO

El consumo nacional de electricidad está compuesto por dos categorías: i) las ventas internas de energía eléctrica, las cuales consideran la energía entregada a los usuarios con recursos de generación del sector público, incluyendo a los productores independientes de energía, y ii) autogeneración, que incluye a los permisionarios de autoabastecimiento, cogeneración e importación de electricidad.

El consumo nacional de electricidad en 2005 ascendió a 191,339 GWh, lo que representó un crecimiento de 4.0% respecto a 2004, similar a la variación de 2003-2004 que se ubicó en 3.9%.

En términos generales, el comportamiento de las ventas totales de energía eléctrica se encuentra altamente correlacionado, en forma positiva, con el ritmo de actividad económica, lo cual implica que por lo general, ante un incremento en el Producto Interno Bruto (PIB), el consumo de energía eléctrica aumenta. De esta manera, en 2005 el consumo de energía eléctrica creció en 4.0% en tanto que el PIB presentó una variación de 3.0%. Esto debido a un menor ritmo de crecimiento en ramas como la minería, industria manufacturera y construcción, así como una contracción en el sector agropecuario, silvicultura y pesca respecto a 2004.♦

El Sistema Eléctrico Nacional está conformado por dos sectores, el público y el privado. El sector público se integra por CFE, LyFC y los Productores Independientes de Energía (PIEs), éstos últimos entregan su energía a CFE para el servicio público de energía eléctrica. Por el otro lado, el sector privado agrupa las modalidades de cogeneración, autoabastecimiento, usos propios y exportación. De estas modalidades, el autoabastecimiento tiene una fuerte presencia en diversos sectores, tal es el caso del industrial, comercial y particularmente en el sector servicios, donde se ha registrado un importante incremento en la capacidad instalada durante los últimos años.

En términos generales, la estructura del sistema eléctrico nacional se conforma de tres fases: generación, transmisión y distribución, las cuales son realizadas dentro del sistema eléctrico a través de centrales eléctricas, líneas de transmisión y distribución.

La capacidad nacional de energía eléctrica a diciembre de 2005 incluyendo exportación fue de 53,858 MW, lo que representó un incremento de 0.6% respecto a 2004. No obstante el ligero incremento, la capacidad instalada de los PIEs creció 13.6% debido a la entrada en operación de nuevas centrales. Asimismo, la modalidad de autoabastecimiento registró un crecimiento importante durante 2005, reflejado en el número de permisos otorgados al sector servicios para generación de electricidad en horario punta.♦

En términos de participación porcentual, al cierre de 2005 CFE representó el 69.5% y LyFC el 1.6% del total instalado. Enseguida en orden de magnitud se encuentran los PIEs que registraron una participación del 15.3%. El sector privado bajo las figuras de autoabastecimiento y cogeneración contribuye con el 7.3% y 2.8% respectivamente, mientras que la capacidad instalada para fines de exportación de electricidad participa con el 2.5%.

♦ Prospectiva del Sector Eléctrico Nacional 2006 – 2015, Secretaría de Energía, México

La capacidad instalada nacional de 53,858 MW se compone por los dos servicios anteriormente mencionados: 46,534 MW por parte del servicio público y 7,324 MW por parte de los permisionarios, cada servicio con sus propias características estructurales.

Durante 2005 no se registró una modificación importante en la capacidad con base en fuentes alternas, en todo caso la composición porcentual de estas fuentes respecto al total tiende a la baja

En relación con la tecnología de ciclo combinado, ésta alcanzó en 2005 una participación del 28.5% del total de la capacidad, superando ya y con una tendencia ascendente, a la tecnología de vapor convencional la cual representó el 27.8% de la capacidad total instalada en el servicio público en ese mismo año.

En 2005, la generación total de energía eléctrica ascendió a 248,079 GWh, de los cuales las empresas suministradoras CFE y LyFC aportaron el 69.2%, los productores independientes de energía 19.1%, autoabastecimiento el 5.8%, cogeneración 2.9%, exportación el 2.5% y usos propios continuos el 0.6%.

La evolución nacional de la capacidad instalada del servicio público por tipo de central se muestra en la siguiente tabla:

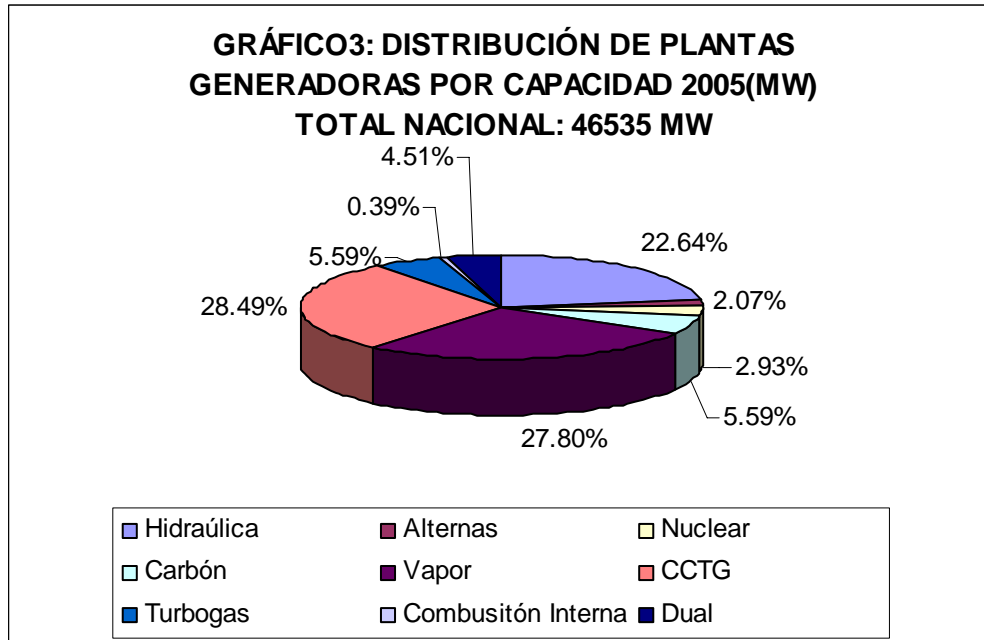
Tabla 7. Evolución de la capacidad instalada para servicio público [MW]

<i>Año</i>	<i>Hidro</i>	<i>*Ren</i>	<i>Nucl.</i>	<i>Carb.</i>	<i>Vapor</i>	<i>CCTG</i>	<i>TG</i>	<i>MCI</i>	<i>Dual</i>	<i>TOTAL</i>
1995	9329	755	1309	2250	13594	1890	1682	128	2100	33037
1996	10034	746	1309	2600	14295	1912	1675	121	2100	34792
1997	10034	752	1309	2600	14282	2463	1675	121	2100	35336
1998	9700	752	1309	2600	14282	2463	1929	120	2100	35255
1999	9618	752	1368	2600	14283	2463	2364	118	2100	35666
2000	9619	857	1365	2600	14283	3398	2360	116	2100	36698
2001	9619	840	1365	2600	14283	5188	2381	143	2100	38519
2002	9608	845	1365	2600	14283	7343	2890	144	2100	41178
2003	9608	962	1365	2600	14283	10604	2890	143	2100	44555
2004	10530	962	1365	2600	13983	12041	2818	153	2100	46552
2005	10536	962	1365	2600	12935	13256	2599	182	2100	46535
%05	22.64%	2.07%	2.93%	5.59%	27.80%	28.49%	5.59%	0.39%	4.51%	100%

*Ren: Geotermia y Eólica

Fuente: Elaboración propia con datos de CFE

La distribución de la capacidad instalada en México por tipo de planta generadora se muestra en el siguiente gráfico.



Fuente: Elaboración propia con datos de CFE

1.5 PROSPECTIVA DEL SECTOR ELÉCTRICO MEXICANO

Para realizar una prospectiva para el consumo y la demanda de energía eléctrica se deben tomar en cuenta supuestos macroeconómicos, así como la evolución reciente del sector eléctrico; además de los modelos macroeconómicos se deben considerar estudios regionales que identifiquen cargas específicas de importancia, así también se debe analizar las tendencias de los sectores a escala regional. Los supuestos macroeconómicos son básicamente estimaciones del crecimiento del PIB. Estas estimaciones dan origen a los denominados escenarios, los cuales son: Alto, bajo y de planeación.

Las principales variables que se deben tomar en cuenta para realizar una prospectiva eléctrica son los siguientes:

- a) Crecimiento del PIB
- b) Precios de energía eléctrica
- c) Precio de los combustibles
- d) Población y vivienda
- e) Proyección de autoabastecimiento y cogeneración
- f) Innovación tecnológica y ahorros energéticos

En forma consistente con el ritmo de actividad económica considerado en la planeación del SEN, se estima que el consumo nacional de electricidad para el periodo 2005-2015 muestre una tasa de crecimiento anual de 4.8%. Se espera que el consumo muestre un incremento de alrededor de 113 TWh al pasar de 191.3 TWh en 2005 a 304.7 TWh en 2015.♦

La planeación de la expansión del sistema eléctrico responde a las estimaciones de demanda y consumo de energía eléctrica para los próximos diez años.

♦ Prospectiva del Sector Eléctrico Nacional 2006 – 2015, Secretaría de Energía, México

Durante el periodo 2006-2015, el programa de expansión de CFE requerirá adiciones de capacidad por 23,545 MW. En suma, por parte del servicio público se adicionarán 23,993 MW durante el periodo.

El programa de expansión de capacidad comprometida está integrado por 4,238 MW con base en ciclo combinado, es decir, el 60.6% de la expansión al 2011 estará basado en esta tecnología de generación. Asimismo iniciarán operación otras tecnologías para diversificar la generación eléctrica como son la central hidroeléctrica El Cajón con 754 MW en 2007 y en 2010 la Carboeléctrica del Pacífico con 678 MW de capacidad bruta.

Con relación al esquema de licitación, 3,773 MW de capacidad comprometida estarán considerados bajo el esquema de Productor Independiente de Energía (PIE), mientras que 2,777 MW serán bajo el esquema de Obra Pública Financiada.

La capacidad adicional no comprometida para el ejercicio de planeación 2006-2015, considera la instalación de 16,995 MW durante el periodo 2008-2015. Esta capacidad es susceptible de instalarse mediante diversos esquemas de inversión, siendo factible mediante participación privada bajo licitaciones para producción independiente de energía y obra pública financiada. Esta capacidad no comprometida es muy probable que se realice mediante ciclos combinados así que podríamos llegar aproximadamente a un 80% de la generación adicional basada en ciclos combinados.

La siguiente tabla nos mostrará de mejor manera la evolución de las centrales de generación para el periodo 2006 – 2015.

Tabla 8. Prospectiva nacional de capacidad instalada [MW]

CENTRAL	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015
<i>Hidráulica</i>	10536	11290	11290	11290	11290	12040	12179	12179	12779	13679
<i>CCTG</i>	15655	16823	16823	19041	19936	20772	22914	24974	27127	27307
<i>Turbogas</i>	2915	2629	2629	2586	2436	2436	2436	2436	2436	2436
<i>MCI</i>	182	228	228	259	259	259	263	263	263	263
<i>Dual</i>	2100	2100	2100	2100	2100	2100	2100	2100	2100	2100
<i>Eólica</i>	86	86	187	288	592	592	592	592	592	592
<i>Libre</i>	0	0	0	0	43	374	1108	2079	2929	5279
<i>Combustóleo</i>	12809	12771	12547	12080	11164	10414	9506	8290	7240	7240
<i>Geotérmica</i>	960	960	960	960	1043	1043	1043	1043	1043	1043
<i>Carboeléct</i>	2600	2600	2600	2600	3278	3278	3278	3278	3978	4678
<i>Nucleoeléct</i>	1365	1365	1365	1365	1365	1365	1365	1365	1365	1365
TOTALES	49208	50852	50729	52569	53506	54673	56784	58599	61852	65982

Fuente: Elaboración propia con datos de CFE

Durante el periodo 2006-2015, se espera que la capacidad de generación eléctrica en el servicio público presente un incremento neto de 16,773 MW, al pasar de 49,207 MW a 65,980 MW. La región con el mayor incremento será el Centro-Occidente, donde la capacidad total registrará adiciones netas por 6845 MW, debido al fuerte incremento en la instalación de centrales de ciclo combinado

y centrales hidroeléctricas en esa región. En contraste, en la región Centro se instalarán las menores adiciones durante el periodo con 1789 MW.

La tecnología que participará mayoritariamente en la generación eléctrica hacia 2015 serán los ciclos combinados, con 51.4% o más del total generado, mientras que la generación termoeléctrica basada en combustóleo reducirá su participación de 29.7% en 2005 a 9.6% en 2015, debido a la configuración del programa de expansión así como a los retiros de capacidad. Asimismo, la capacidad libre participará con 9.0% del total en ese último año.

La proyección del consumo de combustibles indica que en 2015, de un total de 5,825 Terajoules/día, la participación del gas natural dentro del mismo será de 64.7%, seguido por el carbón y el combustóleo con 19.4% y 15.7%, respectivamente. Específicamente, el combustible de mayor crecimiento en su utilización será el gas natural, con 7.3% en promedio anual. ♦

Las reservas probadas de gas natural en nuestro país ascienden a 424.3 billones de metros cúbicos, esta capacidad sería insuficiente para satisfacer el consumo de las plantas nuevas de ciclo combinado, por lo que actualmente CFE con otras compañías esta llevando acabo la construcción de plantas de regasificación de gas natural licuado, para que a través de este esquema se pueda satisfacer la demanda de las plantas de generación eléctrica.

Lo señalado anteriormente implica un incremento de emisiones de bióxido de carbono a nivel nacional y también a nivel mundial, ya que si bien el ciclo combinado es una tecnología mucho mas limpia que las centrales termoeléctricas convencionales (ciclo Rankine) aún trae consigo la emisión de CO₂ el cual es el gas con mayor participación dentro de lo que es el efecto invernadero y del cambio climático.

♦ Prospectiva del mercado de Gas Natural 2006 – 2015, Secretaría de Energía, México

CAPÍTULO 2

BIÓXIDO DE CARBONO, EFECTO INVERNADERO Y CALENTAMIENTO GLOBAL

2.1 BIÓXIDO DE CARBONO

El dióxido de carbono gaseoso está formado por la combinación de dos elementos: carbono y oxígeno. Se forma por la combustión de hidrocarburos, la fermentación de materia orgánica, y por la respiración de hombres y animales. Se encuentra en bajas concentraciones en la atmósfera, y es asimilado por las plantas, que en su lugar producen oxígeno. El CO₂ gas tiene un ligero olor irritante, es incoloro, y más pesado que el aire. Puede ser almacenado en cilindros, en tanques cuando está licuado o en forma sólida (hielo seco).

De todos es conocida la problemática actual del dióxido de carbono. Los países industrializados son responsables del aumento de la concentración de la mayoría de estos gases que se han ido acumulando en la atmósfera desde la Revolución Industrial a mediados del siglo XVIII. El aumento de la emisión de dióxido de carbono proviene de dos tipos de acciones:

- La quema de combustibles fósiles (en un 80%) tales como el carbón, el petróleo y el gas natural
- La deforestación, que deriva en una menor incorporación a través de la fotosíntesis del CO₂ en oxígeno.

2.2 CLIMA DEL PLANETA

A lo largo de los 4.600 millones de años de historia de la Tierra las fluctuaciones climáticas han sido muy grandes. En algunas épocas el clima ha sido cálido y en otros períodos ha sido frío y, a veces, se ha pasado bruscamente de unas situaciones a otras. Así, por ejemplo:

- Algunas épocas de la Era Mesozoica (hace 225 - 65 millones años) han sido de las más cálidas de las que tenemos constancia fiable. En ellas la temperatura media de la Tierra era unos 5°C más alta que la actual.
- En los relativamente recientes últimos 1,8 millones de años, ha habido varias y extensas glaciaciones alternándose con épocas de clima más benigno, similar al actual. A estas épocas se les llama interglaciaciones. La diferencia de temperaturas medias de la Tierra entre una época glacial y otra como la actual es de sólo unos 5 °C o 6 °C. Diferencias tan pequeñas en la temperatura media del planeta son suficientes para pasar de un clima con grandes casquetes glaciares extendidos por toda la Tierra a otra como la actual.

Así se entiende que modificaciones relativamente pequeñas en la atmósfera, que cambiaran la temperatura promedio un rango de 2°C o 3°C podrían originar transformaciones importantes y rápidas en el clima y afectar de forma muy importante a la Tierra y a nuestro sistema de vida.

Un cambio en la emisión del Sol, en la composición de la atmósfera, en la disposición de los continentes, en las corrientes marinas o en la órbita de la Tierra pueden modificar la distribución de energía y el balance de energía terrestre, alterando así profundamente el clima planetario.

La atmósfera primitiva, cuya composición era parecida a la nebulosa inicial, perdió sus elementos volátiles H₂ y He, en un proceso llamado desgasificación, y los sustituyó por los gases procedentes de las emisiones volcánicas del planeta, especialmente CO₂, dando lugar a una atmósfera de segunda generación. En dicha atmósfera son importantes los efectos de los gases de efecto invernadero emitidos de forma natural en volcanes y sumideros termales. Por otro lado, la cantidad de óxidos de azufre y otros aerosoles emitidos por los volcanes contribuyen a lo contrario, a enfriar la Tierra.

Con la aparición de la vida en la Tierra se sumó como agente incidente el total de organismos vivos, la biosfera. Inicialmente, los organismos autótrofos por fotosíntesis o quimiosíntesis capturaron gran parte del abundante CO₂ de la atmósfera primitiva, a la vez que empezaba acumularse oxígeno. La aparición de la fotosíntesis oxigénica, que realizan las cianobacterias y sus descendientes los plastos, dio lugar a una presencia masiva de oxígeno (O₂) como la que caracteriza la atmósfera actual, y aun superior. Esta modificación de la composición de la atmósfera propició la aparición de formas de vida nuevas, aeróbicas que se aprovechaban de la nueva composición del aire. Aumentó así el consumo de oxígeno y disminuyó el consumo neto de CO₂ llegándose al equilibrio o clímax, y formándose así la atmósfera de tercera generación actual. *

El ser humano es, hoy día, uno de los agentes climáticos de importancia, incorporándose a la lista hace relativamente poco tiempo. Su influencia comenzó con la deforestación de bosques para convertirlos en tierras de cultivo y pastoreo, pero en la actualidad su influencia es mucho mayor al producir la emisión abundante de gases que producen un efecto invernadero: CO₂ en fábricas y medios de transporte y metano en granjas de ganadería intensiva y arrozales. Actualmente tanto las emisiones de gases como la deforestación se han incrementado hasta tal nivel que parece difícil que se reduzcan a corto y medio plazo, por las implicaciones técnicas y económicas de las actividades involucradas.

2.3 CAMBIO CLIMÁTICO

Se llama cambio climático a la variación global del clima de la Tierra. Tales cambios se producen a muy diversas escalas de tiempo y sobre todos los parámetros climáticos: temperatura, precipitaciones, nubosidad, etc.

El término suele usarse, de forma poco apropiada, para hacer referencia tan solo a los cambios climáticos que suceden en el presente, utilizándolo como sinónimo de calentamiento global. La Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático usa el término *cambio climático* sólo para referirse al cambio por causas humanas (el párrafo 2 del artículo 1 reza así: "Por 'cambio climático' se entiende un cambio de clima atribuido directa o indirectamente a la actividad humana que altera la composición de la atmósfera mundial y que se suma a la variabilidad natural del clima observada durante períodos de tiempo comparables"). Al producido por causas naturales lo denomina *variabilidad natural del clima*. En algunos casos, para referirse al cambio de origen humano se usa también la expresión cambio climático antropogénico.

* <http://es.wikipedia.org>

Los estudios del clima pasado se realizan estudiando los registros fósiles, las acumulaciones de sedimentos en los lechos marinos, las burbujas de aire capturadas en los glaciares, las marcas erosivas en las rocas y las marcas de crecimiento de los árboles. Con base en todos estos datos se ha podido desarrollar una historia climática reciente relativamente precisa, y una historia climática prehistórica con no tan buena precisión.

2.4 EFECTO INVERNADERO

Dentro de un invernadero la temperatura es más alta que en el exterior porque entra más energía de la que sale, por la misma estructura del habitáculo, sin necesidad de que empleemos calefacción para calentarlo. Un ejemplo de este fenómeno sucede cuando se deja el auto directamente bajo los rayos del Sol, en un día soleado, el interior del auto se calienta mucho más que el aire exterior, esto se debe a que el vidrio, transmite más del 90% de la radiación en el rango visible y es prácticamente opaco a las radiaciones de longitudes de onda más larga, en la región infrarroja. Por tanto, el vidrio permite que la radiación solar entre libremente pero bloquea la radiación infrarroja emitida por las superficies interiores. Lo anterior provoca un aumento de temperatura como resultado de la energía acumulada en el interior del auto.

La atmósfera influye fundamentalmente en el clima; si no existiese, la temperatura en la Tierra sería de -18 °C, pero la atmósfera se comporta de manera diferente según la longitud de onda de la radiación. El Sol por su alta temperatura emite fundamentalmente a 5 micrómetros y la atmósfera deja pasar la radiación. La Tierra tiene una temperatura mucho menor, y reemite parte de la radiación pero a una longitud mucho más larga, de unos quince micrómetros y ahí la atmósfera ya no es transparente. El CO₂ que está actualmente en la atmósfera, en una proporción de 367 ppm, absorbe dicha radiación. También lo hace y en mayor medida el vapor de agua. El resultado es que la atmósfera se calienta y devuelve a la tierra parte de esa energía por lo que la temperatura superficial es de unos 15°C, y dista mucho del valor de equilibrio sin atmósfera. A este fenómeno se le llama el efecto invernadero y el CO₂ y el H₂O son los gases responsables de ello. Se le llama efecto invernadero por similitud, porque en realidad la acción física por la que se produce es totalmente distinta a la que sucede en el invernadero de plantas. ♦

El bióxido de carbono ha sido el agente regulador de la temperatura natural de la tierra desde la formación del planeta, aunque existe comparativamente una pequeña cantidad de este gas presente en la atmósfera.

Durante las últimas décadas las mediciones en las diferentes estaciones meteorológicas indican que el planeta se está calentando. Los últimos 10 años han sido los más calurosos desde que se llevan registros, y los científicos anuncian que en el futuro serán aún más calientes. La mayoría de los expertos están de acuerdo que los humanos ejercen un impacto directo sobre el efecto invernadero.

♦ Gwendolyn Holmes Burke, Ben Ramnarine Singh, Louis Theodore. *"Handbook of Environmental Management and Technology"*. Second Edition Wiley Interscience, 2000

2.5 BALANCE DE ENERGÍA EN LA TIERRA Y EFECTO INVERNADERO

La mayor parte de la energía que llega a nuestro planeta procede del Sol viene en forma de radiación electromagnética. El flujo de energía solar que llega al exterior de la atmósfera es una cantidad fija, llamada constante solar. Su valor es de alrededor de $1,4 \cdot 10^3 \text{ W/m}^2$ ($1354 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}$ según unos autores, $1370 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}$ según otros), lo que significa que a 1 m^2 situado en la parte externa de la atmósfera, perpendicular a la línea que une la Tierra al Sol, le llegan algo menos que $1,4 \cdot 10^3 \text{ J}$ cada segundo. Para calcular la cantidad media de energía solar que llega a nuestro planeta por metro cuadrado de superficie, hay que multiplicar la anterior por toda el área del círculo de la Tierra y dividirlo por toda la superficie de la Tierra lo que da un valor de $342 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}$ que es lo que se suele llamar constante solar media.♦

La composición de la energía solar sufre modificaciones en su recorrido:

a) Antes de atravesar la atmósfera. La energía que llega a la parte alta de la atmósfera es una mezcla de radiaciones de longitudes de onda (λ) entre 200 y 4000 nanómetros. Se distingue entre radiación ultravioleta, luz visible y radiación infrarroja.

b) En la superficie de la Tierra. La atmósfera absorbe parte de la radiación solar. En unas condiciones óptimas con un día perfectamente claro y con los rayos del sol cayendo casi perpendiculares, como mucho las tres cuartas partes de la energía que llega del exterior alcanza la superficie. Casi toda la radiación ultravioleta y gran parte de la infrarroja son absorbidas por el ozono y otros gases en la parte alta de la atmósfera. El vapor de agua y otros componentes atmosféricos absorben en mayor o menor medida la luz visible e infrarroja. La energía que llega al nivel del mar suele ser radiación infrarroja un 49%, luz visible un 42% y radiación ultravioleta un 9%. En un día nublado se absorbe un porcentaje mucho más alto de energía, especialmente en la zona del infrarrojo.♦

La vegetación absorbe en todo el espectro, pero especialmente en la zona del visible. Parte de la energía absorbida por la vegetación es la que se emplea para hacer la fotosíntesis. El albedo de la Tierra, es decir su brillo, su capacidad de reflejar la energía, es de alrededor de un 0.3. Esto significa que alrededor de un 30% de los $342 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}$ que se reciben (es decir algo más de $100 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}$) son devueltos al espacio por la reflexión de la Tierra. Se calcula que alrededor de la mitad de este albedo es causado por las nubes, aunque este valor es, lógicamente, muy variable, dependiendo del lugar y de otros factores.

El 70% de la energía que llega, es decir uno $240 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}$ es absorbido. La absorción es mayor en las zonas ecuatoriales que en los polos y es mayor en la superficie de la Tierra que en la parte alta de la atmósfera. Estas diferencias originan fenómenos de convección y se equilibran gracias a transportes de calor por las corrientes atmosféricas y a fenómenos de evaporación y condensación. En definitiva son responsables de la marcha del clima. *

Los diferentes gases y otros componentes de la atmósfera no absorben de igual forma los distintos tipos de radiaciones. Algunos gases, como el oxígeno y el

* <http://www.tecnun.es>

nitrógeno son transparentes a casi todas las radiaciones, mientras que otros como el vapor de agua, dióxido de carbono, metano y óxidos de nitrógeno son transparentes a las radiaciones de corta longitud de onda (ultravioletas y visibles), mientras que absorben las radiaciones largas (infrarrojas). Esta diferencia es decisiva en la producción del efecto invernadero.

Apoyándose en este hecho físico las observaciones desde satélites de la radiación infrarroja emitida por el planeta indican que la temperatura de la Tierra debería ser de unos -18°C . A esta temperatura se emiten unos $240 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}$, que es justo la cantidad que equilibra la radiación solar absorbida.

La realidad es que la temperatura media de la superficie de la Tierra es de 15°C , a la que corresponde una emisión de $390 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}$. Los $150 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}$ de diferencia entre este valor y los $240 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}$ realmente emitidos son los que son atrapados por los gases con efecto invernadero y por las nubes. Esta energía es la responsable de los 33°C de diferencia.

2.6 COMBUSTIBLES FÓSILES Y CALENTAMIENTO GLOBAL

A finales del siglo XVII el hombre empezó a utilizar combustibles fósiles que la tierra había acumulado en el subsuelo durante su historia geológica. La quema de petróleo, carbón y gas natural ha causado un aumento del CO₂ en la atmósfera que últimamente es de 1,4 p.p.m. al año y produce el consiguiente aumento de la temperatura. Se estima que desde que el hombre mide la temperatura hace unos 150 años (siempre dentro de la época industrial) ésta ha aumentado $0,5^{\circ}\text{C}$ y se prevé un aumento de 1°C para el 2020 y de 2°C para el 2050.

Las emisiones de bióxido de carbono generadas por actividades humanas proceden de diversas fuentes entre las que destacan: El quemado de combustibles fósiles, utilizados en la generación de energía y el transporte, los procesos industriales, los edificios residenciales y comerciales, la quema de madera en las zonas rurales, la práctica de la agricultura. Debido a que esas actividades están muy arraigadas a nuestra sociedad, la reducción de emisiones no es una tarea fácil.

A principios del siglo XXI el calentamiento global parece irrefutable, a pesar de que las estaciones meteorológicas en las grandes ciudades han pasado de estar en la periferia de la ciudad, al centro de ésta y el efecto de isla urbana también ha influido en el aumento observado.

2.7 GENERACIÓN DE CO₂ Y GASES EFECTO INVERNADERO

A escala mundial, las emisiones de CO₂ causadas por la utilización de combustibles fósiles en el año 2002 ascendieron a un total aproximado de 23579 millones de toneladas de CO₂ al año. La generación eléctrica supone aproximadamente un 45% de las emisiones de CO₂, mientras que el transporte contribuye, aproximadamente, con un 21% y el sector industrial genera un 17.3% del total de emisiones[♦]. A continuación se presenta una tabla con los principales gases de efecto invernadero.

♦ International Energy Agency "*World Energy Outlook 2004*".

Tabla 9. Principales gases de efecto invernadero

	Acción relativa	Contribución real
CO₂	1 (referencia)	76%
CFCs	15 000	5%
CH₄	25	13%
N₂O	230	6%

Fuente: Elaboración propia con datos de [14]

Como se indica en la columna de acción relativa, un gramo de CFC produce un efecto invernadero 15 000 veces mayor que un gramo de CO₂, pero como la cantidad de CO₂ es mucho mayor que la del resto de los gases, la contribución real al efecto invernadero es la que señala la columna de la derecha. Otros gases como el oxígeno y el nitrógeno, aunque se encuentran en proporciones mucho mayores, no son capaces de generar efecto invernadero.

Hoy en día ha surgido un consenso entre la comunidad científica acerca del calentamiento global. Los científicos están seguros de que las concentraciones de CO₂ y otros gases de efecto invernadero (GEI) en la atmósfera se han incrementado, y están de acuerdo en que estos gases calentarán el planeta. Dos preguntas permanecen sin contestar: ¿Cuánto aumentará la temperatura? y ¿Cuándo sucederá?

Estimaciones recientes indican que si la concentración de esos gases continúa incrementando, la temperatura promedio de la Tierra podría aumentar en un rango de 1.5°C a 4.5°C en el próximo siglo. Si bien esto no suena como un gran incremento, se debe tener en mente que durante la última era del hielo hace 18000 años, cuando los glaciares cubrieron la mayor parte de Norteamérica, la temperatura promedio de la Tierra era solamente 5°C mas fría que la actual.

Estados Unidos es el mayor contribuyente de gases de invernadero, con más de 5 toneladas de emisiones de carbono por persona al año.

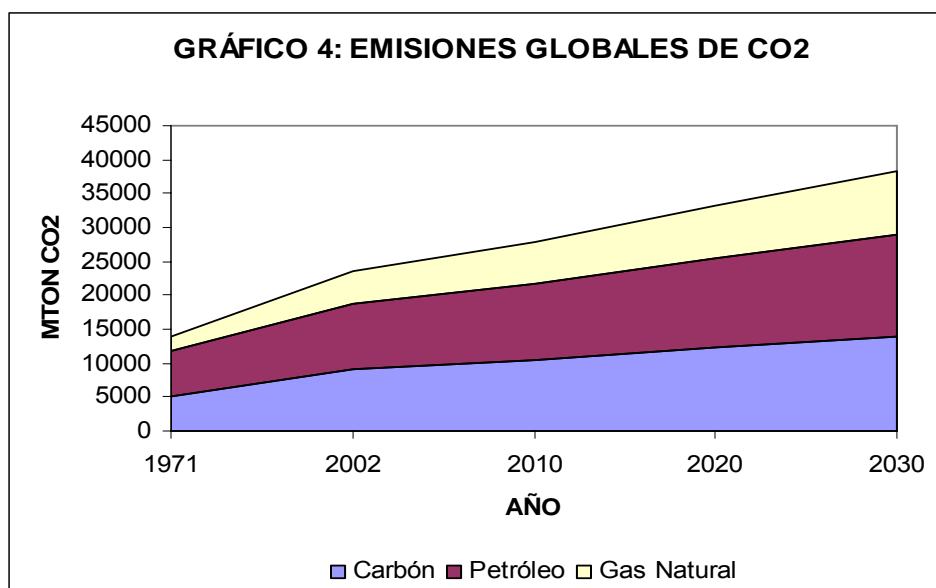
2.8 EMISIONES MUNDIALES DE CO₂

La prospectiva mundial de la Agencia Internacional de Energía, señala que las emisiones mundiales de CO₂ tendrán un incremento de 1.7% anual durante el período 2002 – 2030. Aproximadamente el 70% de este aumento vendrán de los países en desarrollo. Se supone que el contenido de carbón en la energía primaria (Ton. de CO₂ por TEP) no tendrá un cambio significativo. Además la generación de potencia se espera que contribuya con la mitad del incremento de las emisiones de bióxido de carbono.

Tabla 10: Emisiones de CO₂ por tipo de combustible

	10⁶ Ton CO₂					Porcentajes [%]				
	1971	2002	2010	2020	2030	1971	2002	2010	2020	2030
<i>Emisiones Totales</i>	13958	23579	27817	33226	38214	100	100	100	100	100
<i>Carbón</i>	5207	9023	10517	12244	13866	37.30	38.27	37.81	36.85	36.29
<i>Petróleo</i>	6691	9637	11209	13202	15035	47.94	40.87	40.30	39.73	39.34
<i>Gas Natural</i>	2060	4919	6091	7780	9313	14.76	20.86	21.90	23.42	24.37

Fuente: Elaboración propia con datos del World Energy Outlook 2004, IEA



Fuente: Elaboración propia con datos del World Energy Outlook 2004, IEA

Tabla 11: Crecimiento anual de emisiones de CO₂

	Crecimiento Anual [%]			
	1971-2002	2002-2010	2002-2020	2002-2030
<i>Emisiones Totales</i>	1.7	2.1	1.9	1.7
<i>Carbón</i>	1.8	1.9	1.7	1.5
<i>Petróleo</i>	1.2	1.9	1.8	1.6
<i>Gas Natural</i>	2.8	2.7	2.6	2.3

Fuente: Elaboración propia con datos del World Energy Outlook 2004, IEA

Las emisiones de gas natural se duplicarán entre el 2002 y 2030, aunque en términos absolutos crecerá la misma cantidad aproximadamente que las emisiones de CO₂ debidas al uso del carbón.* Debemos señalar puntualmente a China como el país que para el 2030 emitirá la mayor cantidad de emisiones, ya que según este pronóstico una cuarta parte del incremento de emisiones vendrán de este país, debido a su fuerte crecimiento económico y a que el sector energético está basado en el uso del carbón. Las emisiones de bióxido de carbono por sector se muestran a continuación:

Tabla 12: Incremento de emisiones mundiales de CO₂ por sector [10⁶ Ton CO₂]

	2002	2030
<i>Plantas Generación</i>	9417	16771
<i>Industria</i>	4076	5567
<i>Transporte</i>	4914	8739
<i>Residencial y Serv.</i>	3248	4417
<i>Otros</i>	1924	2720
<i>Mundial</i>	23579	38214

Fuente: Elaboración propia con datos del World Energy Outlook 2004, IEA

* International Energy Agency "World Energy Outlook 2004".

El sector que tendrá una mayor participación de emisiones de CO₂ que involucren acciones energéticas, seguirá siendo las plantas de generación eléctrica, y en segundo lugar se ubicará el sector transporte. Las plantas de generación crecerán del 40% en 2002 al 44% en 2030 del total de emisiones de este gas de efecto invernadero. Y entre las plantas de generación que emiten este tipo de gases podemos realizar la siguiente tabla:

Tabla 13: Pronóstico mundial de emisiones en plantas de Generación Eléctrica

	10 ⁶ Ton CO ₂					Porcentajes [%]				
	1971	2002	2010	2020	2030	1971	2002	2010	2020	2030
Plantas Generac.	3731	9417	11494	14258	16771	100	100	100	100	100
Carbón	2385	6636	8040	9731	11334	63.92	70.47	69.95	68.25	67.58
Petróleo	862	926	937	987	908	23.10	9.83	8.15	6.92	5.41
Gas Natural	483	1856	2517	3540	4529	12.95	19.71	21.90	24.83	27.00

Fuente: Elaboración propia con datos del World Energy Outlook 2004, IEA

2.9 EMISIONES DE CO₂ EN MÉXICO

La economía de México bajo el esquema actual necesita crecer a mayor ritmo que su población, cuyo dinamismo se rige ahora por un proceso de transición demográfica. Sólo podrá crecer la economía nacional si lo hace también la producción de energía y, por consiguiente, las emisiones de gases de efecto de invernadero.

México contribuye con 1.6% de la emisiones de GEI mundiales y se ubica entre los primeros quince países generadores de este contaminante. Durante el año 2003, PEMEX emitió 39.6 millones de toneladas de CO₂, equivalentes a cerca de 9% de bióxido de carbono generado por nuestro país.*

De acuerdo con las emisiones por PIB y per cápita, México está a gran distancia de los principales emisores de carbono, la Agencia Internacional de Energía en 2004 señaló que las emisiones en nuestro país era de 3.62 Ton CO₂/per capita, mientras que los Estados Unidos tiene aproximadamente 9 Ton CO₂/per capita.

Pero en términos de emisiones totales ocupa el catorceavo lugar, lo que es comprensible dada la magnitud de su población, la extensión de su territorio y su nivel de desarrollo. Comparativamente hablando, México tiene una menor eficiencia energética que la mayoría de los países de la OCDE, aunque dichos países presentan mayores emisiones per cápita que México.

Existen varios organismos internacionales los cuales han estimado el total de emisiones de CO₂ en nuestro país relacionadas al sector energético, a continuación se muestra una tabla con diferentes valores y cálculos realizados por estos organismos:

La Agencia Internacional de Energía también realiza un pronóstico de emisiones a través del WEO 2004. A continuación se presentan unas tablas que nos dan información a cerca de las emisiones de CO₂ en nuestro país.

* <http://www.ine.gob.mx>

Tabla 14: Pronóstico de emisiones de CO₂ en México [10⁶ Ton CO₂]*

	1971	2002	2010	2020	2030
<i>TOTALES</i>	97	359	444	570	702
<i>Plantas de Generación Eléctrica</i>	13	124	154	204	247
<i>Transformación, Usos propios y pérdidas</i>	11	49	62	77	93
<i>Industria</i>	29	47	58	70	82
<i>Transporte</i>	30	102	130	174	229
<i>Otros sectores</i>	12	32	35	41	46
<i>Usos no energéticos</i>	3	5	5	5	6

Tabla 15: Emisiones de CO₂ en México por combustible [10⁶ Ton CO₂] *

	1971	2002	2010	2020	2030
<i>TOTALES</i>	97	359	444	570	702
<i>Carbón</i>	5	31	31	33	38
<i>Petróleo</i>	72	251	306	385	458
<i>Gas natural</i>	20	77	107	152	207

Tabla 16: Emisiones de CO₂ en plantas de generación [10⁶ Ton CO₂]*

	1971	2002	2010	2020	2030
<i>TOTALES</i>	13	124	154	204	247
<i>Carbón</i>	0	25	26	28	32
<i>Petróleo</i>	9	70	82	104	109
<i>Gas natural</i>	4	29	46	72	106

Las tablas anteriores nos muestran que las emisiones totales de CO₂ en nuestro país, según este escenario, se duplicarán lo cual es alarmante. Los sectores que más contribuirán con este incremento serán el sector transporte y el de generación eléctrica. El combustible con más incremento de emisiones será el gas natural, el cual aumentará 268% aproximadamente la cantidad de emisiones durante el período de 2002 – 2030. A su vez también el petróleo incrementará la cantidad de emisiones esto debido principalmente a que el sector transporte se basa en derivados del petróleo.

El incremento tan grande de emisiones debidas al gas natural se basa en la enorme dependencia que tendrá el sector eléctrico nacional hacia este energético ya que basará su portafolio de tecnologías de generación en ciclos combinados de turbina de gas.

La gran cantidad de emisiones de CO₂ debidas al gas natural tanto globalmente como a nivel nacional nos debe preocupar y no solo eso, sino se debe actuar en buscar alternativas viables para evitar esta gran cantidad sin arriesgar la comodidad ganada actualmente.

Hoy en día es preciso tomar conciencia del ahorro de energía pero también del cuidado del medio ambiente y por eso es imperante desarrollar nuevas técnicas que nos permitan mantener la comodidad lograda en estos días sin destruir o afectar de manera irreversible el ambiente.

* Fuente: Elaboración propia con datos del World Energy Outlook 2004, IEA

Por el otro lado el incremento en la población mundial y el crecimiento de la industria a nivel global ha llevado consigo la necesidad de generar una mayor cantidad de energía eléctrica, lo que implica que con las tecnologías de generación actuales se provocaría un daño enorme e irreversible hacia el ambiente, ya que la base de la generación eléctrica a nivel mundial esta basado en la quema de combustibles fósiles, ya sea a través de plantas termoeléctricas convencionales, turbinas de gas, ciclos combinados. Esta tendencia seguirá manteniéndose mientras la combustión de hidrocarburos siga siendo más económica que las energías renovables en cuestión de generar electricidad.

Una medida de evitar tal magnitud de emisiones es la captura de CO₂, existen varios métodos de captura de este gas, aunque siempre existe la creencia de que es más barato arrojarlo hacia el aire, en vez de capturarlo y almacenarlo o usarlo para otros fines.

Hoy en día con el mercado de emisiones se abre una posibilidad de evitar esta creencia y poder recuperar la inversión necesaria en equipo para secuestrar el CO₂ por lo que se inicia la apertura de una gran oportunidad para mantener las tendencias de generación sin perjudicar al medio ambiente y poder mantenerse en competitividad con otras tecnologías de generación.

2.10 CONSECUENCIAS DEL CALENTAMIENTO GLOBAL

Aunque la comunidad científica no se ha puesto de acuerdo con respecto a las causas y a los efectos del calentamiento global, existe la necesidad de evaluar y prepararse para futuras situaciones a cerca de este fenómeno.

Esto ha motivado a grupos ambientales a crear escenarios hipotéticos que intentan dar una mejor idea de lo que puede suceder si la temperatura del planeta aumenta de 2 – 5 °C. Por medio del uso de sofisticados sistemas de computación, estos grupos han mostrado una “posibilidad razonable” de que exista un cambio climático, y ya han empezado a definir las potenciales implicaciones ambientales de tales cambios.

Hansen, científico norteamericano, predice que varias ciudades de Norteamérica pueden esperar un alza dramática en las temperaturas de verano; por ejemplo, Nueva York experimentaría 48 días por encima de los 32°C en el 2030 comparado con los 15 días por encima de esa temperatura en 1987. Sin embargo, los efectos no estarán restringidos a las regiones pobladas, o exclusivamente al aumento de temperaturas. ♦

La Agencia de Protección Ambiental (EPA) en Estados Unidos, ha utilizado escenarios del cambio climático para estudiar futuras consecuencias del incremento de temperaturas en las fuentes de agua, bosques, granjas, y playas. La premisa para este estudio es un incremento pronosticado entre 1.5 – 4.5°C en los próximos cien años.

Se teme que con un aumento de tal magnitud pueda causar cambios severos en los patrones climáticos con tormentas y lluvias pesadas e inundaciones en algunas partes y sequías en otras, inundaciones importantes debido al derretimiento del hielo en los polos, pérdidas de tierras pantanosas o costeras

♦ Gwendolyn Holmes Burke, Ben Ramnarine Singh, Louis Theodore. *“Handbook of Environmental Management and Technology”*. Second Edition Wiley Interscience 2000

causada por el aumento en el nivel del mar, variaciones en el suministro del agua, cambios en el ecosistema debido a la incapacidad de algunas especies de plantas y animales para ajustarse a los cambios, incremento en las enfermedades epidémicas originadas por las temperaturas más calientes, así como efectos secundarios adversos sobre la salud humana y condiciones socioeconómicas en algunas áreas.

Es previsible que los desiertos se hagan más cálidos pero no más húmedos, lo que tendría graves consecuencias en el Oriente Medio y en Africa donde el agua es escasa. Entre un tercio y la mitad de todos los glaciares del mundo y gran parte de los casquetes polares se fundirían, poniendo en peligro las ciudades y campos situados en los valles que se encuentran por debajo del glaciar. Grandes superficies costeras podrían desaparecer inundadas por las aguas que ascenderían de 0,5 a 2 m., según diferentes estimaciones. Unos 118 millones de personas podrían ver inundados los lugares en los que viven por la subida de las aguas.

Tierras agrícolas se convertirían en desiertos y, en general, se producirían grandes cambios en los ecosistemas terrestres. Estos cambios supondrían una gigantesca convulsión en nuestra sociedad, que en un tiempo relativamente breve tendría que hacer frente a muchas obras de contención del mar, emigraciones de millones de personas, cambios en los cultivos, etc.

Estudios más recientes sugieren que el calentamiento se produciría más rápidamente sobre tierra firme que sobre los mares. Asimismo el calentamiento se produciría con retraso respecto al incremento en la concentración de los gases con efecto invernadero. Al principio los océanos más fríos tenderán a absorber una gran parte del calor adicional retrasando el calentamiento de la atmósfera. Sólo cuando los océanos lleguen a un nivel de equilibrio con los más altos niveles de CO₂ se producirá el calentamiento final.

Como consecuencia del retraso provocado por los océanos, los científicos no esperan que la Tierra se caliente todos los 1.5 - 4.5 °C hasta hace poco previstos, incluso aunque el nivel de CO₂ suba a más del doble y se añadan otros gases con efecto invernadero. En la actualidad el Panel Intergubernamental sobre el Cambio Climático (IPCC por sus siglas en inglés) predice un calentamiento de 1.0 - 3.5 °C para el año 2100.

Los estudios más recientes indican que en los últimos años se está produciendo, de hecho, un aumento de la temperatura media de la Tierra de algunas décimas de grado. Dada la enorme complejidad de los factores que afectan al clima es muy difícil saber si este ascenso de temperatura entra dentro de la variabilidad natural (debida a factores naturales) o si es debida al aumento del efecto invernadero provocado por la actividad humana.

Para analizar la relación entre las diversas variables y los cambios climáticos se usan modelos computacionales de una enorme complejidad. Hay diversos modelos de este tipo y, aunque hay algunas diferencias entre ellos, es significativo ver que todos ellos predicen relación directa entre incremento en la temperatura media del planeta y aumento de las concentraciones de gases con efecto invernadero.

2.11 POLÍTICAS INTERNACIONALES CONTRA LA EMISIÓN DE GEI

Ante las amenazas del aceleramiento del efecto invernadero como consecuencia de las emisiones de GEI hechas por el hombre la Organización de las Naciones Unidas (ONU) ha hecho que las naciones unidas instituyan un comité sobre cambio climático. El encuentro cumbre mundial realizado en Río de Janeiro, Brasil, en 1992 atrajo la atención mundial hacia dicho problema. El acuerdo preparado por el comité en 1992 para controlar las emisiones de gas invernadero fue firmado por 162 naciones. En el encuentro de 1997 en Kyoto, Japón, los países industrializados del mundo ratificaron el protocolo de Kyoto.

El Protocolo de Kyoto requiere que los países industrializados (llamados países Anexo 1) reduzcan en 5.2 por ciento sus emisiones totales de gases de efecto invernadero durante el período 2008-2012 en comparación con las emisiones del año 1990, considerado como el año de referencia.

Además de las reducciones de emisiones en sus propios países, el Protocolo incluye ciertos “mecanismos flexibles” con el fin de ayudar a los países a cumplir sus compromisos mediante costos reducidos. Uno de estos mecanismos es el “Mecanismo de Desarrollo Limpio” (MDL). El MDL también proporciona la oportunidad para que los países en desarrollo (los llamados países no Anexo 1) puedan participar en el proceso de reducción de emisiones de GEI. A través del MDL, un país Anexo I, que tiene compromisos cuantificados de reducción o limitación de sus emisiones de GEI, puede desarrollar proyectos que contribuyan a reducir las emisiones en países en desarrollo que no tienen objetivos en la reducción de estas emisiones. Por la realización de estos proyectos, el país recibe una cantidad de reducciones certificadas igual a la cantidad de gases reducida por los mismos, pudiendo utilizar estos certificados a efectos de contabilizar el cumplimiento de sus objetivos.

Esto es posible si se aumentan los esfuerzos en la conservación y se mejoran las eficiencias de conversión de energía, en tanto se satisfagan las nuevas demandas de energía a través del uso de energías renovables (como la energía hidroeléctrica, solar, del viento, geotérmica) en lugar de combustibles fósiles. ♦

♦ Martin M. Halmann, Meyer Steinberg. *“Greenhouse Gas Carbon Dioxide Mitigation Science and Technology”*. Lewis Publishers 1999.

CAPÍTULO 3

CICLOS COMBINADOS DE TURBINA DE GAS Y MÉTODOS DE CAPTURA DE CO₂ EN PLANTAS DE GENERACIÓN ELÉCTRICA

3.1 TURBINAS DE GAS

El nombre de turbina de gas que se da a este equipo, no se debe al tipo de combustible que se emplea, sino mas bien al fluido que se expande a través de sus alabes, ya que, aun cuando regularmente se quema gas natural, es posible utilizar una gran variedad de combustibles tanto líquidos como gaseosos. El principio de operación de las turbinas de gas se basa en el ciclo Brayton, el cual puede encontrarse en dos modalidades: abierto o de combustión interna y ciclo cerrado o de combustión externa. ♦

En un ciclo abierto el aire se comprime en un compresor. Al final de este proceso, el aire entra en una cámara de combustión donde se inyecta y quema combustible a presión esencialmente constante. Los productos de la combustión se expanden luego a través de una turbina hasta alcanzar la presión ambiente de los alrededores.

La eficiencia de las turbinas de gas va de 15 a 40% aproximadamente. Es recomendable que siempre operen a plena carga, pues las cargas parciales afectan su eficiencia. De acuerdo al tipo de compresor que utilizan para el manejo de aire, las turbinas de gas se clasifican en:

a) De flujo centrífugo: Cuando el aire se comprime en línea perpendicular al eje la turbina.

b) De flujo axial: Cuando el aire se comprime en línea paralela al eje de la turbina; es el más comercial

Las condiciones estándares para las cuales se miden las características de la turbina son 15°C y 1.0136 bar (condiciones ISO). Los efectos aproximados que una variación de los parámetros de operación tendría en el funcionamiento de las turbinas es el siguiente:

- a. Un incremento de 10°C en la temperatura del aire de entrada reduce la potencia de salida en 9%.
- b. Un incremento de 300 m en altura, reduce la potencia de salida en 3.6%.
- c. Una caída de presión a la entrada de la turbina de una pulgada de agua reduce la potencia de salida en 0.5%.
- d. Una pérdida de presión a la salida de la turbina de una pulgada de agua reduce la potencia en 0.3%. *

3.2 CICLOS COMBINADOS DE TURBINA DE GAS

La generación de potencia mecánica es la razón de ser de la ingeniería termodinámica. Sería fácil argumentar que el mundo ha realizado un largo camino al pensar en las máquinas de vapor y las máquinas reciprocantes durante la

♦ Francis F. Huang. *"Ingeniería Termodinámica. Fundamentos y aplicaciones"*. CECSA, 1994.

* Richard T.C. Harman. *"Gas Turbine Engineering"*. The Macmillan Press LTD, 1981.

revolución industrial. También resultaría fácil argüir que los mayores adelantos tecnológicos en la generación de potencia desencadenaron cada uno nuevas formas de observar la ingeniería termodinámica. Pero todos estos adelantos no se hubiesen logrado si no existieran las bases teóricas para poder llevar a cabo dichos avances.

Las plantas de ciclo combinado son centrales de generación eléctrica que están constituidos por dos o más ciclos térmicos. En la generación de energía eléctrica se denomina ciclo combinado a la unión de dos ciclos termodinámicos en un mismo sistema, uno cuyo fluido de trabajo es vapor de agua (ciclo Rankine) y otro cuyo fluido de trabajo es un gas producto de una combustión (ciclo Brayton).[♦]

También es posible utilizar otros fluidos de trabajo, por ejemplo un proceso de vapor de mercurio o reemplazar el agua con fluidos orgánicos o amoniaco. Sin embargo el proceso de vapor de mercurio no es de interés hoy en día debido a que las plantas de vapor alcanzan mayores eficiencias. Los fluidos orgánicos o amoniaco tienen ciertas ventajas sobre el agua en el rango de bajas temperaturas, ya que se reduce el flujo volumétrico y no hay humedad. Sin embargo tiene otras desventajas como pueden ser: costos de desarrollo, impacto ambiental mayor, entre otras, estas razones son más que suficientes para evitar el reemplazo del sistema de vapor en una planta de ciclo combinado de turbina de gas (CCTG).

Normalmente los ciclos dentro de una planta de ciclo combinado son clasificados como superiores o inferiores. El primer ciclo, que suministra mayor calor es llamado ciclo superior (ciclo Brayton). El calor de desecho que produce es utilizado por un segundo proceso el cual opera a un nivel menor de temperatura y se denomina ciclo inferior (ciclo Rankine). Normalmente el ciclo superior e inferior están interconectados por un intercambiador de calor (caldera de recuperación de calor).

En una central eléctrica el ciclo de gas genera energía eléctrica mediante una o varias turbinas de gas y el ciclo de vapor de agua lo hace mediante una o varias turbinas de vapor. El principio sobre el cual se basa es utilizar los gases de escape a alta temperatura de la turbina de gas para aportar calor a la caldera de recuperación de calor o generador de vapor de la turbina de vapor. La principal ventaja de utilizar el ciclo combinado es su alta eficiencia, ya que se obtiene un rendimiento 50% superior al rendimiento de una central de ciclo único.*

El funcionamiento es muy sencillo: el aire aspirado desde el ambiente ingresa al equipo denominado turbina de gas, es comprimido por un compresor y posteriormente se mezcla con el combustible en la cámara de combustión para su quemado. En esta cámara, el combustible ingresa atomizado.

Los gases de combustión calientes se expanden en la turbina de gas proporcionando el trabajo para la operación del compresor y del generador eléctrico asociado al ciclo de gas. Los gases de escape calientes que emanan de la turbina de gas ingresan a la caldera de recuperación. En esta caldera de recuperación se produce el intercambio de calor entre los gases calientes de

[♦] Yunus A. Cengel, Michael A. Boles. *“Termodinámica”*. Cuarta Edición. Mc Graw Hill, 2003.

* Rolf Kehlhofer. *“Combined Cycle Gas and Steam Turbine Power Plants”*. Fairmont Press, 1991.

escape y el agua a alta presión del ciclo de vapor. Es decir, el aprovechamiento del calor de los gases de escape llevando su temperatura al valor más bajo posible. Los gases enfriados son descargados a la atmósfera a través de una chimenea.

En relación con el ciclo de vapor, el agua proveniente del condensador ingresa a un tanque de alimentación desde donde se envía a distintos bancos de alimentación de intercambiadores de calor de la caldera de recuperación, según se trate de ciclos combinados de una o más presiones.

En la caldera de recuperación el agua pasa por 3 sectores: el economizador, el de evaporación y el de recalentamiento. En el primer sector, el agua se calienta hasta la temperatura de evaporación y en el mismo se sobrecalienta hasta temperaturas máximas del orden de los 540 grados centígrados, aprovechando las altas temperaturas a las que ingresan los gases de escape de la turbina de gas a la caldera de recuperación.

Desde el punto de vista termodinámico, el ciclo combinado se puede analizar siguiendo los procedimientos establecidos para los ciclos de térmicos Rankine y Brayton, que son los correspondientes al ciclo de vapor y gas, respectivamente.

La eficiencia termodinámica de un ciclo Rankine se puede incrementar con algunas de las siguientes acciones: disminución de la presión en el condensador (esto está limitado por la temperatura del agua de refrigeración disponible y por el aumento del tamaño del condensador), aumento de la presión de entrada a la caldera de recuperación (esto tiene una limitación de orden práctico-técnico económico, con valores de presión entre 250 y 350 bar), y aumento de la temperatura de sobrecalentamiento (en este caso la temperatura máxima viene limitada por la resistencia de los materiales de construcción con límites prácticos del orden de los 600 grados centígrados).[♦]

En relación con el ciclo Brayton, éste es abierto y su eficiencia se puede aumentar al poner en marcha el ciclo regenerativo, en el cual se precalienta el aire que sale del compresor con los gases de escape de la turbina de gas, aprovechando así una parte de su energía remanente. La eficiencia también puede aumentar mediante el enfriamiento intermedio en la compresión.

El acoplamiento de ambos ciclos trae como consecuencia la correspondiente mejora de la eficiencia termodinámica. El aprovechamiento es total, dentro de los límites prácticos, de la energía de los gases de escape de la turbina de gas aplicando la misma a la generación de vapor y su sobrecalentamiento a niveles de temperatura óptimos para la eficiencia del ciclo.

La optimización termodinámica del ciclo combinado requiere minimizar la pérdida de exergía, es decir la disponibilidad de realizar trabajo a un cierto nivel de temperatura y aumentar al máximo la transmisión de energía en la recuperación.

También, se puede obtener una destrucción menor de exergía convirtiendo el ciclo combinado de una presión en un ciclo de dos presiones. Esto se logra agregando dos bancos de intercambiadores de calor en la caldera de

[♦] Bejan Adrian, Tsatsaronis George y Moran Michael. "*Thermal Design and Optimization*". Jhon Wiley and Sons, Inc 1996.

recuperación, correspondientes a un economizador y un sobrecalentador que operan a presiones distintas de los de ciclo combinado de una presión.

Otra ventaja termodinámica del ciclo combinado, es la menor cesión de energía en el condensador del ciclo de vapor respecto de la que correspondería a un ciclo de vapor de igual potencia que el ciclo combinado. Esto se explica porque la potencia del ciclo de vapor es del orden de un tercio de la potencia total del ciclo combinado.

La selección cuidadosa de la tecnología hace posible crear un proceso total que haga el uso termodinámico óptimo del calor en el rango superior de temperaturas, y retome un calor de desecho al ambiente en el nivel de temperatura más bajo posible.

Las principales características de las centrales de ciclo combinado son: ♦

1. Mayor eficiencia térmica. Actualmente las centrales de ciclo combinado alcanzan eficiencias de 58% y un aprovechamiento de combustible de casi 90% en caso de producción combinada de energía térmica y eléctrica. Lo anterior no solo representa beneficios económicos debidos a la reducción de combustible, sino también ventajas ambientales al emitirse a la atmósfera menores emisiones contaminantes y globales comparados con las centrales convencionales.

2. Menores costos y tiempos de instalación. Las centrales de ciclo combinado se caracterizan por su menor costo de inversión y por su rápida puesta en marcha. La demanda actual de turbinas de combustión y la competencia de mercado entre los fabricantes ha propiciado la reducción de los precios de las turbinas de combustión y de las centrales de ciclo combinado. Actualmente la capacidad estándar de las centrales de ciclo combinado es de 50 MW a 500 MW y los costos de \$500 a \$750 dólares/KW.

Las centrales mencionadas se caracterizan por plazos de entrega cortos y puesta en servicio escalonada. La turbina de combustión se puede poner en operación en un plazo de ocho meses, suministrando las dos terceras partes de la potencia total de la planta. La construcción de la turbina de vapor, que suministra una tercera parte de la potencia, se instala de ocho a 12 meses adicionales. Los plazos de instalación cortos producen economías de inversión: cuanto más rápidamente pueda una central suministrar electricidad y asegurar ingresos, menores serán los intereses del capital invertido.

3. Carácter modular de las centrales de ciclo combinado. Las centrales de ciclo combinado se conciben en forma de instalaciones modulares destinadas exclusivamente a la producción de energía eléctrica o como instalaciones que suministran energía eléctrica y térmica para el consumo industrial. El carácter modular de las centrales de ciclo combinado permite reducir la capacidad excedente innecesaria, distribuyendo los costos de inversión en función del crecimiento real de la demanda de energía eléctrica. La estandarización de los principales componentes de la central de ciclo combinado: turbina de gas, recuperador de calor y turbina de vapor ha reducido los costos y tiempos de puesta en marcha.

♦ Rolf Kehlhofer. "Combined Cycle Gas and Steam Turbine Power Plants". Fairmont Press, 1991.

4. Menor requerimiento de espacio y de agua. La demanda de espacio para la instalación de este tipo de centrales es considerablemente menor que la necesaria para una termoeléctrica convencional.

Una de las principales características de una central de ciclo combinado es su menor consumo de agua en relación con una termoeléctrica convencional, ya que este tipo de centrales utiliza en promedio una tercera parte del agua necesaria en el sistema de enfriamiento y en el ciclo de vapor. Lo anterior representa una economía de costos de operación de la central y su capacidad de instalarse en sitios con escasez de este líquido en donde no es posible instalar una termoeléctrica convencional. Actualmente los ciclos combinados emplean sistemas de enfriamiento en seco o híbrido, lo que reduce el consumo de agua en forma significativa.

5. Capacidad de utilizar una gran diversidad de combustibles. Por razones técnicas y económicas el combustible es un factor clave en una central de ciclo combinado. Su composición química ejerce una influencia directa sobre su potencia y sobre sus emisiones contaminantes, así con respecto a su competitividad en un libre mercado.

Una razón importante del éxito de las instalaciones de ciclo combinado es la disponibilidad de gas natural a precio competitivo. El gas natural se transporta fácilmente por gasoductos o en grandes distancias marítimas en forma líquida "LNG" (Gas Natural Licuado).

Una de las características de las centrales de ciclo combinado es su capacidad para utilizar una gran diversidad de combustibles: gas natural, productos de la refinación del petróleo, combustibles gasificados del petróleo y del carbón, biomasa, etc. Lo anterior es importante en países sin yacimientos de gas natural y sin posibilidad de importarlo en forma líquida. Esta capacidad disminuye la dependencia a una sola fuente energética.

6. Reducción de los niveles de emisiones contaminantes La combustión de gas natural reduce considerablemente los niveles de emisiones contaminantes comparado con el carbón o el combustóleo. Debido a su composición química, principalmente metano (CH₄), su combustión completa está casi libre de SO₂ y partículas, produciendo a su vez menores niveles de CO y CO₂ en comparación con otros combustibles fósiles. Sin embargo, las elevadas temperaturas de combustión producen NO_x térmicos y de combustible.

En la actualidad existen diversos métodos para reducir los niveles de NO_x emitidos por una turbina de combustión. Los principales son: 1) La combustión de mezclas aire/combustible con un exceso de aire, 2) la inyección de vapor o agua a la cámara de combustión; 3) el diseño especial de la cámara de combustión y 4) la reducción catalítica selectiva.

La postura ecologista es, en estos momentos y pese a las ventajas citadas, de oposición a este tipo de centrales. En tiempos no muy lejanos, antes de que el cambio climático pasara a ser una de las principales preocupaciones ambientales, los grupos ecologistas consideraban que el gas quemado en centrales de ciclo combinado podía ser una energía de transición hacia un modelo energético sostenible y generalizable; que se podían usar las reservas de gas para ganar un par de décadas hasta que las renovables constituyeran una tecnología madura.

Hoy en día, este punto de vista ha cambiado considerablemente, y las centrales de gas de ciclo combinado suscitan oposición.

Uno de los impactos ambientales de una central de gas de ciclo combinado son las emisiones de gases contaminantes, si bien es verdad que las emisiones por kilowatt/hora producido son menores que en una térmica convencional. Sobre todo, se producen de dos tipos: emisiones de CO₂, que contribuyen al efecto invernadero, y de óxidos de nitrógeno. Este tipo de emisiones se produce por la mera combustión del gas, que inevitablemente contiene carbono. Su contribución al cambio climático hace que una elección por el gas a gran escala no permita la disminución rápida de emisiones, que es necesaria, sino al contrario. La lucha contra el cambio climático implicaría la apuesta por fuentes de energía que no emitan gases invernadero.

Las centrales de ciclo combinado tienen algunas desventajas una de ellas, es que las condiciones de sitio merman su rendimiento, es decir, la temperatura y altitud sobre el nivel del mar impiden que la turbina de gas logre la potencia que se desea.

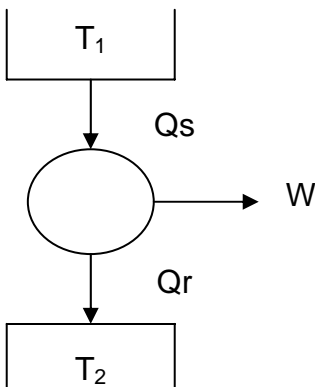
Otra desventaja se presenta en el abastecimiento de combustible (gas natural), ya que en nuestro país no se cuenta con las reservas necesarias de este energético, por lo que se estará expuesto a incertidumbres del mercado internacional de este combustible y a problemas sociales o bélicos en los países productores.

3.3 PRINCIPIOS TERMODINÁMICOS DE LOS CICLOS COMBINADOS

3.3.1 Eficiencia de Carnot

Como es bien sabido una máquina térmica de Carnot, es aquella que trabaja entre dos depósitos de calor (uno a alta temperatura T_1 y otro a baja temperatura T_2), la cual nos muestra la máxima eficiencia que se puede obtener operándola en forma reversible. De acuerdo con el postulado de Kelvin – Planck para la segunda ley de la termodinámica el cual nos dice que es imposible operar de manera cíclica una máquina térmica cuyo único efecto sea convertir un flujo de calor en trabajo neto, es decir, no existe una máquina térmica 100% eficiente, por lo que se debe operar entre dos depósitos de calor y se debe obtener una cierta cantidad de trabajo. Un diagrama de una máquina térmica se muestra a continuación:

GRAFICO 5. Esquema de una Máquina Térmica



Donde:

T_1 – Temperatura depósito de alta temperatura

T_2 – Temperatura depósito de baja temperatura

Q_s – Calor suministrado a la máquina

W – Trabajo obtenido

Q_r – Calor rechazado por la máquina

La eficiencia de Carnot será:

$$\eta_c = \frac{W}{Q_s} \text{ ----- (1)}$$

De la primera ley de la termodinámica se tiene que:

$$W = Q_s - Q_r \text{ ----- (2)}$$

Sustituyendo la ecuación 2 en 1 se tiene que:

$$\eta_c = \frac{W}{Q_s} = \frac{Q_s - Q_r}{Q_s} = 1 - \frac{Q_r}{Q_s} \text{ ----- (3)}$$

Como es una máquina reversible, el incremento de entropía será cero, con lo que obtenemos:

$$\Delta S = \oint \left(\frac{dQ}{T} \right) = 0 \Rightarrow \frac{Q_s}{T_1} - \frac{Q_r}{T_2} = 0 \text{ ----- (4)}$$

Reescribiendo la ecuación cuatro tenemos que:

$$\frac{Q_s}{T_1} = \frac{Q_r}{T_2} \Rightarrow \frac{Q_s}{Q_r} = \frac{T_1}{T_2} \text{ ----- (5)}$$

Sustituyendo la igualdad 5 en la ecuación 3 tenemos la ecuación que define a la eficiencia de Carnot.

$$\eta_c = 1 - \frac{Q_r}{Q_s} = 1 - \frac{T_2}{T_1} \text{ ----- (6)}$$

Como es de esperarse las eficiencias de un proceso real están por debajo de la eficiencia anterior, esto debido a las pérdidas de energía y exergía dentro de un sistema. La diferencia entre un tipo de pérdida u otro consiste en lo siguiente; las pérdidas energéticas son esencialmente flujos de calor que salen del sistema ya sea por radiación o por convección, mientras que las pérdidas exergéticas son, por otra parte, pérdidas intrínsecas o internas debido a las irreversibilidades presentes en el sistema de acuerdo con la segunda ley de la termodinámica.

Por lo que entre mayor sea la diferencia de temperaturas entre ambos depósitos de calor mayor será la eficiencia del sistema termodinámico. Por ejemplo en una turbina de gas la temperatura máxima del fluido de trabajo se alcanza en la cámara de combustión y oscila entre 1200 – 1000°C, pero la salida de los gases en este ciclo es de alta temperatura 500 – 600°C por lo que se desperdicia una enorme cantidad de energía. Por el otro lado las turbinas de vapor eliminan calor hacia a los alrededores a una temperatura relativamente baja 30 – 40°C pero la temperatura máxima que se puede alcanzar en estos sistemas oscila entre 500 – 600°C.

De ahí surgió el interés termodinámico por los ciclos combinados ya que permite aumentar en buena medida la diferencia de temperaturas entre ambos

depósitos de calor. Por lo que combinando ambos ciclos (ciclo Brayton y ciclo Rankine) se logra incrementar en buena medida la eficiencia térmica del ciclo.

3.3.2 Eficiencia Ciclo Brayton

El ciclo Brayton para generación de energía eléctrica consta básicamente de las siguientes partes: turbina de gas, compresor de aire, cámara de combustión y generador eléctrico, a continuación se muestra un esquema general:

GRAFICO 6. Esquema de un ciclo Brayton Abierto

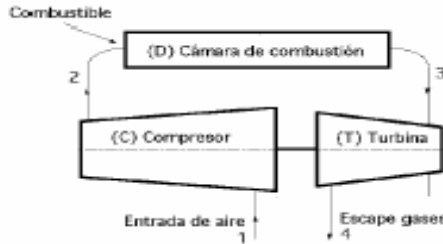
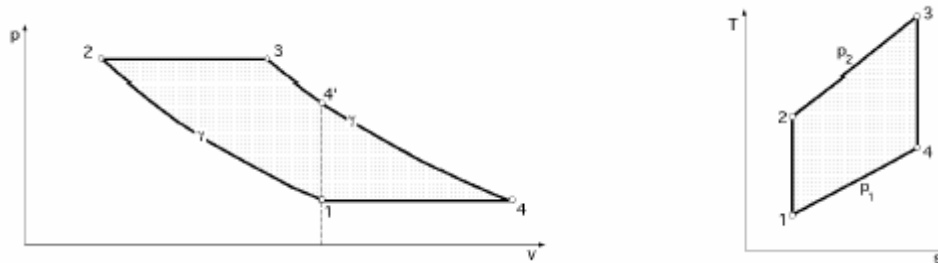


GRAFICO 7. Diagramas P-v y T-s un ciclo Brayton Ideal Abierto



Considerando un ciclo Brayton ideal partimos de la siguiente ecuación.

$$\eta_{BRAYTON} = 1 - \frac{Q_r}{Q_s} = 1 - \frac{Cp(T_4 - T_1)}{Cp(T_3 - T_2)} = 1 - \frac{T_1(T_4/T_1 - 1)}{T_2(T_3/T_2 - 1)} \dots\dots\dots (7)$$

Considerando que consta de dos procesos isobáricos (2 – 3 y 4-1) y dos isoentrópicos (1-2 y 3-4).

$$P_2 = P_3 \qquad P_4 = P_1$$

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{(k-1)/k} \qquad \frac{T_3}{T_4} = \left(\frac{P_3}{P_4}\right)^{(k-1)/k}$$

Pero como P₂ = P₃ y P₄ = P₁ podemos obtener lo siguiente:

$$\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{(k-1)/k} = \left(\frac{P_3}{P_4}\right)^{(k-1)/k} = \frac{T_2}{T_1} = \frac{T_3}{T_4} \Rightarrow \frac{T_4}{T_1} = \frac{T_3}{T_2} \text{----- (8)}$$

Por lo que combinando la ecuación 7 con la 8 obtenemos lo siguiente:

$$\eta_{BRAYTON} = 1 - \frac{T_1(T_4/T_1 - 1)}{T_2(T_3/T_2 - 1)} = 1 - \frac{T_1}{T_2} = \frac{1}{\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{k-1/k}} = \frac{1}{r_p^{k-1/k}} \text{----- (9)}$$

3.3.3 Eficiencia Ciclo Rankine

El ciclo Rankine ideal es el ciclo que se usa para las plantas de potencia a vapor. El ciclo Rankine ideal no incluye ninguna irreversibilidad interna y está compuesto por los siguientes procesos:

1. Compresión adiabática en una bomba
2. Adición de calor a presión constante en la caldera
3. Expansión isoentrópica en una turbina
4. Rechazo de calor a presión constante en el condensador

La mayor temperatura media a la que se absorbe el calor, o la menor temperatura a la que se cede, tienden a mejorar el rendimiento térmico de este ciclo por aumentar la superficie del ciclo. Los cambios de presión en la caldera y en el condensador influyen en el rendimiento del ciclo; estas conclusiones obtenidas con referencia al ciclo Rankine ideal, son válidas cualitativamente para plantas de vapor reales; si se aumenta la presión de la caldera del ciclo Rankine ideal, manteniendo constante la del condensador, la temperatura media de absorción de calor aumenta.

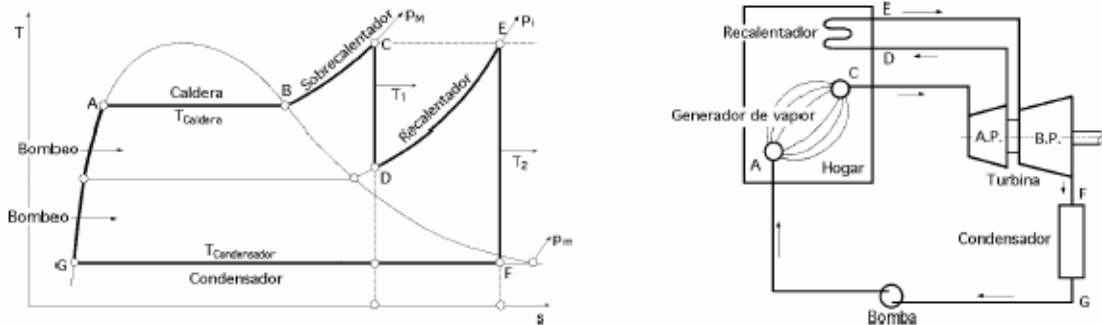
A su vez, si se mantiene una misma presión de caldera pero presiones diferentes en el condensador, por ejemplo presión atmosférica y otra presión menor que la atmosférica, la temperatura media del calor cedido disminuye, y el ciclo de menor presión en el condensador tiene un rendimiento térmico mayor, que cuando se cede a la presión atmosférica.

El sobrecalentamiento, consiste en transferir al vapor saturado seco energía adicional antes de introducirlo por primera vez en la turbina. A la combinación de caldera y sobrecalentador se la conoce como generador de vapor. El ciclo con sobrecalentamiento tiene una mayor temperatura media de absorción de calor que el ciclo sin sobrecalentamiento, por lo que el rendimiento térmico es mayor. Además, el título del vapor que sale de la turbina es mayor que el correspondiente a la salida de la turbina sin sobrecalentamiento, con lo que se disminuye el problema del bajo título del vapor expulsado de la turbina. Con suficiente sobrecalentamiento, el estado a la salida de la turbina puede caer incluso en la región de vapor sobrecalentado.

Una segunda modificación que se emplea normalmente en plantas de potencia de vapor es el recalentamiento. Con recalentamiento, una central térmica puede beneficiarse de la mayor eficiencia que resulta de una presión de caldera más alta y también evitar el vapor de bajo título a la salida de la turbina. A

continuación se muestra un esquema de una planta de potencia en ciclo Rankine con sobrecalentamiento y recalentamiento.

Gráfico 8. Ciclo Rankine con Sobrecalentamiento y Recalentamiento



El ciclo Rankine puede aproximarse al de Carnot, utilizando el método de regeneración. Para analizar ciclos de potencia regenerativos con múltiples precalentadores del agua de alimentación, hay que tener en cuenta las cantidades y estado de fluido que van a cada componente de la planta, la fracción del flujo total retirado en cada punto de extracción y la fracción del flujo total que circula en cada punto del ciclo. Las fracciones extraídas se determinan a partir de los balances de masa y energía aplicados a cada uno de los calentadores, empezando con el calentador de mayor presión y terminando por el de menor presión.

La eficiencia del ciclo se obtendrá encontrando el trabajo desarrollado por la turbina entre el calor suministrado o energía suministrada por el combustible, dependiendo de donde se ubiquen las fronteras del sistema. También se puede obtener restándole a la unidad la fracción de calor que se rechaza hacia el ambiente, como se muestra en la ecuación (3).

$$\eta_{RANKINE} = \frac{W}{Q_s} = \frac{Q_s - Q_r}{Q_s} = 1 - \frac{Q_r}{Q_s} \text{ ----- (3)}$$

3.3.4 Eficiencia Ciclo Combinado

Para un ciclo combinado la energía suministrada se realizará solo en la turbina de gas, pero si existen quemadores adicionales en la caldera de recuperación se incrementará la energía suministrada en el ciclo con la combustión suplementaria. El quemado adicional mejora la eficiencia en el ciclo combinado siempre y cuando la eficiencia del ciclo de vapor se incremente. Aunque en los ciclos combinados modernos la práctica de quemado adicional esta quedando en el olvido debido al desarrollo de materiales más resistentes a altas temperaturas, mejora en la eficiencia de la turbina de gas, por lo que no es necesario el adicionar combustible al inicio del ciclo de vapor.

La definición generalizada de una planta de ciclo combinado se muestra en la siguiente ecuación:

$$\eta_{CC} = \frac{P_{TG} + P_{TV}}{Q_{TG} + Q_{QA}} \text{-----} (10)$$

Donde:

η_{CC} – Eficiencia del ciclo combinado

P_{TG} – Potencia desarrollada por la turbina de gas

P_{TV} – Potencia desarrollada por la turbina de vapor

Q_{TG} – Energía suministrada en la turbina de gas

Q_{QA} – Energía suministrada para el quemado adicional

En el caso de que no existan quemadores adicionales en la caldera de recuperación, es decir, $Q_{QA} = 0$, la fórmula mostrada en la ecuación anterior se simplificaría a la siguiente expresión:

$$\eta_{CC} = \frac{P_{TG} + P_{TV}}{Q_{TG}} \text{-----} (11)$$

Ahora si consideramos a ambos ciclos (Brayton y Rankine) por separado, las eficiencias particulares se obtendrán de la siguiente manera:

Para el proceso del ciclo de gas (Brayton)

$$\eta_{TG} = \frac{P_{TG}}{Q_{TG}} \text{-----} (12)$$

Para el proceso del ciclo de vapor (Rankine)

$$\eta_{TV} = \frac{P_{TV}}{Q_{QA} + Q_{GPC}} \text{-----} (13)$$

$$Q_{GPC} = Q_{TG}(1 - \eta_{TG}) \text{-----} (14)$$

Q_{GPC} – Energía presente en los gases producto de combustión

Por lo que al combinar las ecuaciones 13 y 14 obtenemos otra fórmula para obtener la eficiencia del ciclo de vapor.

$$\eta_{TV} = \frac{P_{TV}}{Q_{QA} + Q_{TG}(1 - \eta_{TG})} \text{-----} (15) \diamond$$

A continuación se muestra una comparación termodinámica entre una turbina de gas, una turbina de vapor y una planta de ciclo combinado.

\diamond Rolf Kehlhofer. *“Combined Cycle Gas and Steam Turbine Power Plants”*. Fairmont Press, 1991.

Tabla 17. Comparación termodinámica entre distintas plantas de generación

	CICLO GAS	CICLO VAPOR		CCTG
		Con Recalentamiento	Sin Recalentamiento	
<i>Temperatura promedio del calor suministrado [K]</i>	1500-1600	750-800	650-700	1500-1600
<i>Temperatura promedio del calor rechazado [K]</i>	850-900	320-350	320-350	320-350
<i>Eficiencia de Carnot [%]</i>	42-47	45-54	37-50	63-68

Fuente: Elaboración propia a partir de Rolf Kehlhofer "Combined Cycle Gas and Steam Turbine Power Plants" The Fairmont Press 1991

El principal problema al diseñar una planta de ciclo combinado es aprovechar al máximo la energía presente en los gases producto de combustión durante su paso a través de la caldera de recuperación de calor (HRSG). La transferencia de calor es un proceso en el cual existen irreversibilidades y pérdidas de calor hacia el medio. Los principales tres factores que limitan la transferencia de calor son:

- Las propiedades físicas del agua y los gases de combustión causan pérdidas energéticas y energéticas.
- El intercambiador de calor no puede ser de longitud infinita
- La corrosión que puede presentarse a bajas temperaturas al final del HRSG, limita el aprovechamiento de los gases de combustión.

Se debe mencionar que las turbinas de gas que se utilizan son las "estándar" del mercado, es decir, el diseñador no puede intervenir en los parámetros de diseño de una turbina de gas, pero por el otro lado tiene la libertad de trabajar con las características del ciclo de vapor y con las condiciones del aire antes de la entrada a la turbina de gas, así también se debe elegir el sitio donde se construirá la central. Los principales parámetros que se deben tomar en cuenta para el diseño de un ciclo combinado son:

- Temperatura y presión del aire o altitud del lugar de instalación
- Sistema de enfriamiento del condensador
- Presión y Temperatura del vapor principal
- Precalentamiento del agua de alimentación
- Presión del condensador (función de la altitud del sitio)
- Caídas de presión en la caldera de recuperación

También es importante mencionar la configuración de este tipo de centrales algunas variaciones en este tipo de centrales son:

- Con o sin quemado adicional de combustible
- De presión simple o varias presiones de vapor
- Con circuito de precalentamiento
- Utilizando un HRSG por TG o un HRSG para dos TG

Algunos arreglos que pueden realizarse en un ciclo combinado son los siguientes:

1. Sistema de presión simple
2. Sistema de presión simple con precalentador
3. Sistema de doble presión para combustibles que contienen azufre
4. Sistema de doble presión para combustibles sin azufre
5. Planta con quemado adicional (limitado)
6. Planta con quemado adicional (máximo)

A continuación se realiza un evaluación para los distintos arreglos, todos ellos basados en la misma turbina de gas, considerando una potencia en condiciones ISO de aproximadamente de 70MWe.

Tabla 18: Comparación entre algunos arreglos de ciclo combinado

# ARREGLO	1	2	3	4	5	6
<i>Potencia Neta MW</i>	101.5	104.5	104.9	109.0	145.3	348.8
<i>η_{CC} [% PCI]</i>	44.5	45.6	46.0	47.4	46.9	44.6
<i>Potencia Turbina de Gas MW</i>	68.6	68.4	68.2	69.4	69.1	66.8
<i>Potencia Turbina de Vapor MW</i>	34.0	36.8	38.0	40.8	78.3	288.0
<i>η_{TG} [% PCI]</i>	30.1	30.0	29.9	30.2	30.0	29.0
<i>η ciclo de vapor %</i>	21.7	23.4	24.1	25.6	32.9	40.4
<i>Combustible</i>	a)	a)	a)	b)	b)	b)
<i>Combustible Adicional</i>	-----	-----	-----	-----	b)	c)
<i>Energía Suministrada MW (TG)</i>	228.0	228.0	228.0	230.0	230.0	230.0
<i>Energía Adicional MW (HRSG)</i>	0	0	0	0	79.6	551.5

a) – Combustóleo

b) – Gas Natural

c) – Carbón

Fuente: Elaboración propia a partir de Rolf Kehlhofer "Combined Cycle Gas and Steam Turbine Power Plants" The Fairmont Press 1991

Un aspecto importante que se debe señalar de la tabla anterior es que el sistema de doble presión nos presenta la mejor eficiencia térmica, aunque el costo se incrementaría un 10% comparado con un esquema de presión simple. Para el arreglo de quemado adicional máximo se debe señalar que la energía adicional vendrá del carbón lo cual por condiciones ambientales no es recomendable. Por lo que como medida de protección ambiental lo más recomendable sería usar un ciclo combinado con quemado de gas natural y en el mejor de los casos implementar los nuevos sistemas de captura de CO₂ así como pensar en el mercado de emisiones de carbono.

La planta utilizada como caso base para nuestros cálculos será un arreglo con quemado adicional limitado, el combustible será gas natural para ambos suministros.

3.4 CICLOS COMBINADOS DE TURBINA DE GAS EN MÉXICO

En México como es conocido, la generación eléctrica se realiza a través de CFE, LFyC y PIE (Productores Independientes de Energía). Las plantas de CCTG en operación en México al 1 de abril del 2005 se muestran a continuación:

Tabla 19: Centrales de Ciclo Combinado CFE

Nombre central	#U	Operación	MW	Ubicación
<i>Presidente Juárez (Rosarito)</i>	2	06-Jul-2001	496	Rosarito, Baja California
<i>Gómez Palacio</i>	3	05-Ene-1976	200	Gómez Palacio, Durango
<i>Samalayuca II</i>	6	12-May-1998	522	Cd. Juárez, Chihuahua
<i>Chihuahua II (El Encino)</i>	3	09-May-2001	423	Chihuahua, Chihuahua
<i>Huinalá</i>	5	10-Jul-1998	378	Pesquería, Nuevo León
<i>Huinalá II (Monterrey II)</i>	2	17-Sep-2000	450	Pesquería, Nuevo León
<i>El Sauz</i>	7	29-Jul-1981	601	Pedro Escobedo, Qro.
<i>Tula</i>	6	08-May-1981	489	Tula, Hidalgo
<i>Dos Bocas</i>	6	14-Ags-1974	452	Medellín, Veracruz
<i>Felipe Carrillo (Valladolid)</i>	3	30-Jun-1994	220	Valladolid, Yucatán
<i>Valle de México</i>	4	01-Jul-2004	549	Acolman, México

Fuente: CFE

Tabla 20: Centrales de Ciclo Combinado PIE

Nombre central	#U	Operación	MW	Ubicación
<i>Mérida III</i>	3	09-Jun-2000	484	Mérida, Yucatán
<i>Hermosillo</i>	2	01-Oct-2001	250	Hermosillo, Sonora
<i>Saltillo</i>	2	19-Nov-2001	248	Ramos Arizpe, Coahuila
<i>Tuxpan II</i>	3	15-Dic-2001	495	Tuxpan, Veracruz
<i>Río Bravo II (Anáhuac)</i>	3	18-Ene-2002	495	Valle Hermoso, Tamps.
<i>Bajío</i>	4	09-Mar-2002	565	San Luis de la Paz, Qro.
<i>Monterrey III</i>	2	27-Mar-2002	449	Pesquería, Nuevo León
<i>Altamira II</i>	3	01-May-2002	495	Altamira, Tamaulipas
<i>Tuxpan III y IV</i>	6	23-May-2003	983	Tuxpan, Veracruz
<i>Campeche</i>	2	28-May-2003	252	Palizada, Campeche
<i>Mexicali</i>	3	20-Jul-2003	489	Mexicali, Baja California
<i>Chihuahua III</i>	3	09-Sep-2003	259	Cd. Juárez, Chihuahua
<i>Naco Nogales</i>	2	04-Oct-2003	258	Agua Prieta, Sonora
<i>Altamira III y IV</i>	6	24-Dic-2003	1,036	Altamira, Tamaulipas
<i>Río Bravo III</i>	3	01-Abr-2004	495	Valle Hermoso, Tamps.
<i>La Laguna II</i>	3	15-Mar-2005	498	Gómez Palacio, Durango
<i>Río Bravo IV</i>	3	01-Abr-2005	500	Valle Hermoso, Tamps.

Fuente: CFE

3.5 PROSPECTIVA DE LOS CCTG EN MÉXICO

La siguiente tabla nos muestra la situación de la generación eléctrica en el país para los años 2006 – 2015 en México.

Tabla 21: Evolución de la generación eléctrica 2005 - 2015

TECNOLOGÍA	2005 (MW)	% 2005	2015 (MW)	% 2015
<i>Hidráulica</i>	10536	22.642	13679	20.731
<i>CCTG</i>	13255	28.485	27307	41.386
<i>Turbogas</i>	2598	5.583	2436	3.692
<i>MCI</i>	182	0.391	263	0.399
<i>Dual</i>	2100	4.513	2100	3.183
<i>Eólica</i>	3	0.006	592	0.897

TECNOLOGÍA	2005 (MW)	% 2005	2015 (MW)	% 2015
<i>Libre</i>	0	0.000	5279	8.001
<i>Combustóleo</i>	12935	27.797	7240	10.973
<i>Geotérmica</i>	960	2.063	1043	1.581
<i>Carboeléctrica</i>	2600	5.587	4678	7.090
<i>Nucleoeléctrica</i>	1365	2.933	1365	2.069
TOTALES	46534	100	65982	100

Fuente: Elaboración propia con datos de Prospectiva del Sector Eléctrico 2006-2015

Lo anterior señala como ya se ha mencionado anteriormente la gran dependencia que tendrá el sector eléctrico mexicano hacia la tecnología del ciclo combinado, lo que implica un amplio incremento en las emisiones de CO₂ y se debe pensar en evitar este tipo de emisiones nocivas al ambiente, de esta manera la captura y secuestro de CO₂, así como el mercado de emisiones de carbono suenan como alternativas viables para evitar este daño hacia el medio.

3.6 PROCESOS DE CAPTURA DE CO₂ EN PLANTAS DE GENERACIÓN

Actualmente existen un buen número de métodos para remover y recuperar el bióxido de carbono de los gases producto de combustión en las plantas de generación eléctrica. A continuación se presenta una descripción de algunos de los métodos de secuestro de bióxido de carbono en plantas de generación eléctrica.

1. Absorción / Stripping. Este método, se basa en el uso de un solvente, ha sido utilizado por mucho tiempo en la industria química y petroquímica. Este proceso consiste en una unidad de operación de ingeniería química en refinerías y para la producción de amoníaco y metanol. Se ha usado algunos solventes incluyendo alcanolamina (MEA), alcoholes (metanol), etc. El bióxido de carbono es absorbido de los gases de combustión a través de una torre de absorción a una menor temperatura y es calentado generalmente por vapor en una torre de stripping para remover el CO₂ absorbido. La energía requerida depende de la concentración de CO₂ en el flujo de gases de combustión. Algunas mejoras han sido hechas recientemente con el uso de solventes MEA, y los requerimientos energéticos han sido reducidos en un 50% con el uso de estos solventes y teniendo una caída de presión menor para la torre de absorción. Además las plantas integradas a la planta de generación muestran un menor consumo energético que las plantas no integradas. Actualmente se trabaja en plantas de generación eléctrica con un sistema de absorción/stripping para capturar el bióxido de carbono. Un estimado de energía requerida para este proceso de separación es 0.2425 KWh_e/ kgCO₂

2. Adsorción / Stripping. Otro método muy conocido para separar gases de los gases producto de combustión es la adsorción en sólidos. Sólidos típicos incluyen carbón vegetal y cribas moleculares. Las operaciones de Adsorción/Stripping han ganado importancia en condiciones isotérmicas en los procesos de balanceo de las presiones de adsorción. En este proceso la adsorción se realiza a una presión alta con el objetivo de incrementar la presión parcial del gas que será removido y la operación de stripping es realizada a una menor

presión para recuperar el CO₂ adsorbido. Un estimado de energía requerida para este proceso de separación es 0.88184 KWh_e/ kgCO₂.

3. Absorción/Stripping con Carbonato de Potasio. En este proceso carbonato de potasio caliente ha sido usado ampliamente para remover gases ácidos del petróleo refinado y operaciones de gasificación del carbono. Un estimado de energía requerida para este proceso es 0.70547 KWh_e/ kgCO₂.

4. Refrigeración (Criogénica). En este proceso los gases son enfriados hasta la temperatura de condensación del gas que será separado, dependiendo de las propiedades físicas de los gases. En orden de limitar el requerimiento de la temperatura de condensación baja, los gases son comprimidos para incrementar la presión parcial del gas que será separado, y también debe recuperarse calor en el proceso con el fin de reducir los requerimientos de energía. Un estimado de energía requerida para este proceso de separación es 0.88184 KWh_e/ kgCO₂.

5. Separación mediante membranas. La difusión de gases moleculares de diferentes tamaños pueden ser separados por medio de membranas porosas. Este método evita la necesidad de un cambio de fase. Varios tipos de materiales para membranas permeables han sido utilizados para separar gases, incluyendo polímeros, metales y compuestos de caucho. La membrana para la absorción del gas utiliza un líquido absorbente en uno de los lados de la membrana porosa con la finalidad de proveer una superficie de contacto larga y evitar la mezcla del gas con el líquido. Un estimado de energía requerida para este proceso de separación es 0.79366 KWh_e/ kgCO₂.

6. Absorción con Agua de mar. Hay una posibilidad de usar agua de mar como un solvente para bióxido de carbono, y un estimado de energía requerida es 1.7636 KWh_e/ kgCO₂.

7. Oxidación en Plantas de Generación. Un caso especial se presenta cuando se considera la combustión de combustibles fósiles para producir una corriente de CO₂ puro. La principal razón es por que el CO₂ es diluido en los gases de combustión es debido al nitrógeno presente en el aire usado para la combustión. Así que, si el combustible se quema con oxígeno puro, los gases de salida estarán formados esencialmente de CO₂. Para conseguir esto, es necesario separar el oxígeno del nitrógeno antes de quemar el combustible. Un estimado de energía requerida para este proceso es 0.3307 KWh_e/ kgCO₂.

8. Captura de CO₂ en Precombustión. Este proceso es prácticamente nuevo y en este método la idea principal es reformar el combustible en una mezcla de H₂ y N₂ y remover el CO₂ antes de llegar a la cámara de combustión. A este proceso se le llama también descarbonización del combustible. Es un método innovador pero actualmente esta en proceso de investigación y podrá ser una alternativa viable en un futuro cercano. ♦

3.7 CCTG CON CAPTURA DE BIÓXIDO DE CARBONO

El secuestro de carbono podría ayudar a mitigar las emisiones de CO₂ en las grandes plantas de combustión, así como el cambio de la fuente energética, mientras que los esfuerzos para el transporte van dirigidos al hidrógeno como el

♦ Martin M. Halmann, Meyer Steinberg. "Greenhouse Gas Carbon Dioxide Mitigation Science and Technology". Lewis Publishers 1999.

vector energético del futuro. Esto no es un paso más para mitigar el problema del cambio climático, es un proyecto de ingeniería global que conducirá a un tremendo cambio en la forma en que entendemos la energía, cómo es producida y consumida.

Hoy en día existen equipos o sistemas capaces de capturar CO₂, ya sea antes de la combustión con la descarbonización del combustible, durante la combustión realizando una combustión estequiométrica con oxígeno puro o extraer el CO₂ en los gases productos de combustión con absorción por aminas, cualquiera de las tres opciones aplicadas a ciclos combinados pueden llevarnos a una disminución de emisiones o en el caso ideal a cero emisiones al ambiente.

La idea de separar y capturar CO₂ de los gases de salida en las plantas de potencia no inició como consecuencia del efecto invernadero. Más bien, esta idea adquirió atención como una posible fuente económica de dióxido de carbono, especialmente para usarse en operaciones para aumentar la recuperación de petróleo en donde el CO₂ es inyectado dentro de los pozos petroleros para incrementar la movilidad del petróleo y, de esta manera la productividad de la reserva.

Otros procesos han sido considerados para capturar CO₂ en plantas de potencia, algunos de ellos son: separación mediante membranas, fraccionación criogénica, y adsorción molecular, pero estos han sido menos eficientes energéticamente hablando y más caros que la absorción química.

El mayor componente de los gases de salida es el nitrógeno, el cual entra al ciclo con el aire necesario para la combustión. Si no hubiese nitrógeno, la captura de CO₂ de los gases de salida se simplificaría enormemente. Esta es la idea detrás del enfoque de combustión solo con oxígeno, donde en lugar de aire, la planta de potencia es alimentada por oxígeno puro producido en una planta de separación de aire (ASU).

Por otro lado las denominadas plantas de ciclo combinado con gasificación integrada (IGCC) son un ejemplo de la ruta del hidrógeno. Aquí el carbón es gasificado para formar gas de síntesis (syngas) de CO y H₂. Este gas entonces sufre el cambio agua – gas, donde el monóxido de carbono (CO) reacciona con vapor para formar CO₂ e H₂. El CO₂ es entonces removido, y el hidrógeno será enviado al ciclo combinado de turbina de gas (CCTG). Este enfoque permite que la captura de CO₂ sea menos energéticamente intensivo que el proceso MEA porque la captura toma lugar en alta presión opuesto a la presión atmosférica de los gases de salida. Un proceso similar es disponible para gas natural, en donde, el gas de síntesis es formado por vapor reformado de metano.

Otro método desarrollado es la llamada “descarbonización” del combustible antes de la combustión el cual se aplica principalmente en procesos de quema de gas natural.

Actualmente existe una gran cantidad de procesos de captura de dióxido de carbono en ciclos combinados, los cálculos realizados en esta investigación se dividen en cuatro casos:

1) Caso Base: Se realizaron los cálculos necesarios para realizar los balances energéticos y exérgicos, así como para obtener los costes termoeconómicos de los flujos de energía dentro de una planta en operación de ciclo combinado.

2) Captura con Aminas (MEA). Se realizaron teóricamente las adaptaciones necesarias para este proceso al caso Base, ya que este sistema captura el CO₂ en los gases producto de combustión a la salida de la caldera de recuperación de calor. Posteriormente se realizaron los balances necesarios para la obtención de resultados.

3) Captura Precombustión. Al igual que en el caso de captura con Aminas se realizó un estudio teórico de este esquema de planta de potencia con secuestro de bióxido de carbono antes de la combustión, ya que la idea principal de este sistema es convertir o “reformar” el gas natural en una mezcla de H₂ y N₂ para capturar el CO₂ antes de la combustión. Para posteriormente poder realizar nuestros balances y posteriormente obtener los costos.

4) Gasificación con Oxidación. Se realizó un estudio teórico de una planta de gasificación de carbón para realizar la captura de dióxido de carbono con la idea de oxidación y de esta forma obtener como productos de la combustión solo vapor de agua y bióxido de carbono, lo que reduce en gran medida el esfuerzo de separación de CO₂.

CAPÍTULO 4

DESARROLLO DEL CASO BASE

4.1 DESCRIPCIÓN DE LA CENTRAL SELECCIONADA

Como caso base se debe entender a una central de ciclo combinado que se encuentra operando sin ningún equipo de captura o secuestro de bióxido de carbono. Esto con la finalidad de que al realizar los cálculos de plantas con secuestro de CO₂ se pueda comparar termodinámica y económicamente su operación con una central operando normalmente. Esto con la intención de sentar las bases para una planeación futura disminuyendo la emisión de gases de efecto invernadero.

La central de ciclo combinado seleccionada para realizar la investigación es la planta de potencia de Dos Bocas, Veracruz, propiedad de CFE. Esta central tiene 2 paquetes de ciclo combinado, cada paquete consta esencialmente de los siguientes elementos:

- Dos turbinas de gas marca Westhinghouse
- Dos calderas de recuperación de calor para aprovechar la energía de los gases de salida de la turbina de gas y producir vapor. Así también tienen quemadores adicionales para incrementar la producción de vapor.
- Una turbina de vapor monocilíndrica con escape axial de condensación y una extracción rumbo al deareador.♦

Cada una de las tres unidades motrices (2 turbinas de gas y 1 turbina de vapor) se acoplan directamente a sus respectivos generadores eléctricos, los cuales son enfriados por hidrógeno.

La central tiene una capacidad efectiva de 360 MW, lo que implica que cada paquete generará 180 MW, en condiciones de diseño. Las turbinas de gas y los quemadores adicionales queman gas natural.

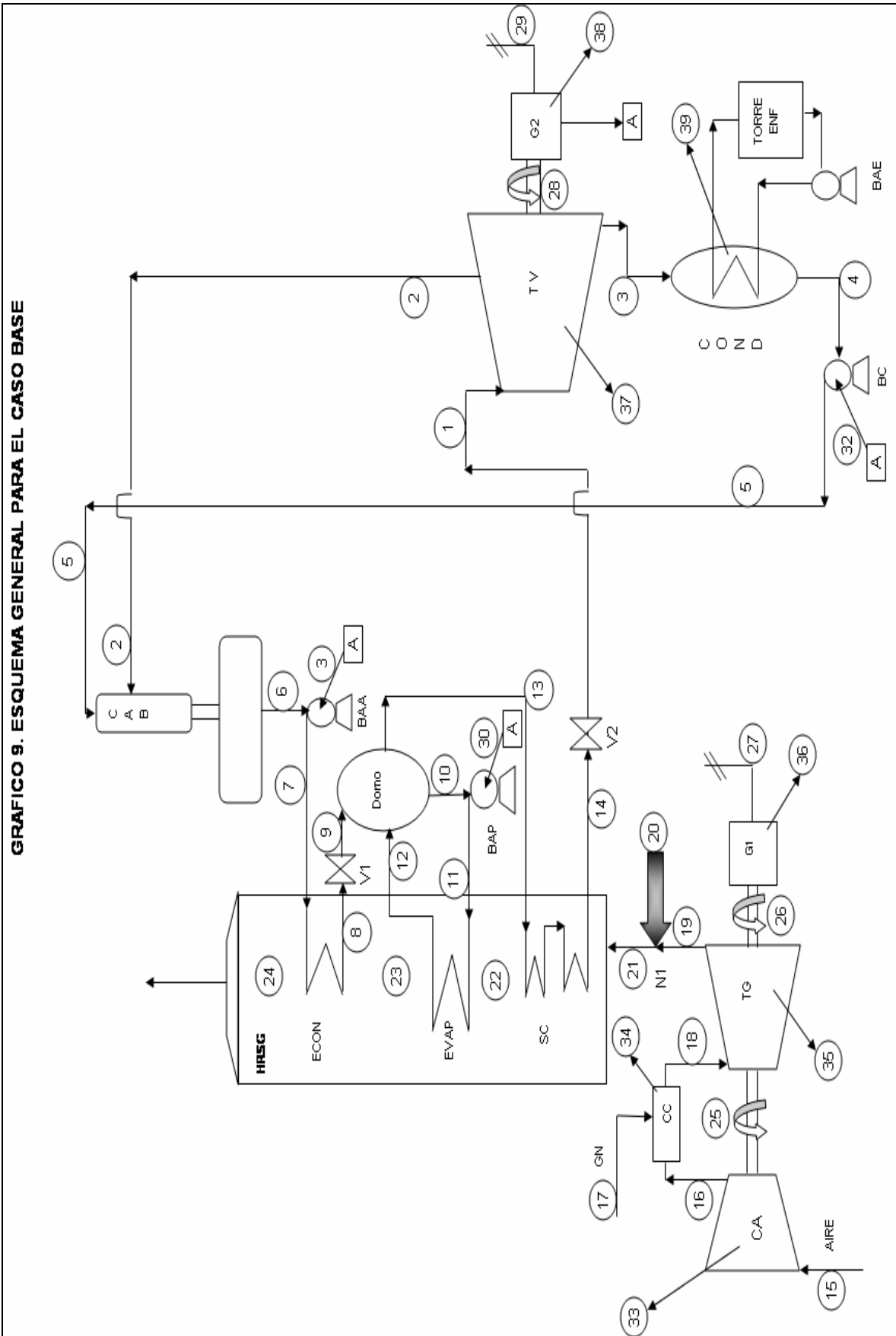
La central se encuentra ubicada aproximadamente a 16 kilómetros al sur de la ciudad de Veracruz, en el kilómetro 7.5 de la carretera Veracruz – Medellín, sobre la margen izquierda del Río Cotaxtla, a seis metros sobre el nivel del mar, ocupando una superficie de 265000 m².♦

Se ha seleccionado el paquete dos. Como primer paso se realizó un esquema con un nivel de agregación mayor, es decir, considerando una sola turbina de gas y una caldera de recuperación de calor, de tal manera que la turbina de gas generará la misma potencia que las dos turbinas de gas existentes y la caldera de recuperación manejará el doble del flujo de gases que manejará una caldera de recuperación real. Lo anterior se realizó con el propósito de disminuir el número de flujos existentes en la planta.

De esta manera el diagrama general para nuestro caso base constará de 39 flujos de energía (incluyendo energía cedida hacia el ambiente), 32 flujos de exergía útiles en la planta y 18 equipos presentes en nuestro esquema. El diagrama general para el caso base se muestra en la siguiente página.

♦ CFE. *“Prontuario de Datos Técnicos de la Central de Ciclo Combinado Dos Bocas”*.

GRAFICO 9. ESQUEMA GENERAL PARA EL CASO BASE



4.2 NOMENCLATURA DE EQUIPOS Y FLUJOS

La nomenclatura de equipos y de los flujos se expresan a continuación:

4.2.1 Nomenclatura Equipos

CA - Compresor de Aire

TG - Turbina de Gas

N1 - Nodo 1

V2 - Válvula de estrangulación 2

ECON – Economizador

V1 - Válvula de estrangulación 1

HRSG -Caldera de recuperación de Calor

BAA – Bomba agua de alimentación

G2 – Generador Eléctrico TV

CC - Cámara de combustión

G1 – Generador eléctrico TG

SC - Sobrecalentador

EVAP - Evaporador

BAP - Bomba Alta Presión

TV – Turbina de vapor

CAB – Calentador Abierto

COND - Condensador

BC – Bomba de condensado

4.2.2 Descripción de los flujos

Flujo	Sustancia
1	Vapor Sobrecalentado
2	Vapor Extracción
3	Vapor Salida TV
4	Líquido Saturado
5	Líquido Comprimido
6	Agua alimentación
7	Agua alimentación
8	Agua Precalentada
9	Agua Precalentada
10	Líquido Saturado
11	Líquido Comprimido
12	Vapor Saturado
13	Vapor Saturado
14	Vapor Sobrecalentado
15	Aire
16	Aire Comprimido
17	Gas Natural
18	GPC1
19	GPC2
20	Calor Suministrado

Flujo	Sustancia
21	GPC3
22	GPC4
23	GPC5
24	GPC6
25	WCA
26	WnTG
27	WeG1
28	WnTV
29	WeG2
30	WBAP
31	WBAA
32	WBC
33	QsCA
34	QsCC
35	QsTG
36	QsG1
37	QsTV
38	QsG2
39	QsCOND

GPC – Gases producto de combustión

WCA – Trabajo para el compresor de Aire

WnTG – Trabajo neto de turbina de gas

WeG1 – Potencia eléctrica del generador TG

WnTV – Trabajo neto de TV

WeG2 – Potencia Eléctrica del generador TV

WBAP – Trabajo bomba de alta presión

WBAA – Trabajo bomba de agua de alimentación

WBC – Trabajo de bomba de condensado

QsCA – Calor sale del compresor de aire

QsCC – Calor sale de la cámara de combustión

QsTG – Calor sale de la turbina de gas

QsG1 – Calor sale del generador de TG

QsTV – Calor sale de la turbina de vapor

QsG2 – Calor sale del generador de TV

QsCOND – Calor rechazado en condensador

Los datos de presión, temperatura y flujo se obtuvieron de una prueba realizada por LAPEM. ♦

Flujo	m lb/hr	m [kg/s]	T [°F]	P [psia]	T [°C]	P [Bares]	Pot [kW]
1	795869	100.278	929	1055	498.333	72.740	-
2	75869	9.559	-	25	-	1.724	-
3	720000	90.718	-	2.66inHg	-	0.090	-
4	720000	90.718	-	2.66inHg	-	0.090	-
5	720000	90.718	-	25	-	1.724	-
6	795869	100.278	220	25	104.444	1.724	-
7	795869	100.278	241.5	1490	101.422	102.732	-
8	795869	100.278	560	1350	293.333	93.079	-
9	795869	100.278	$h_8 = h_9$	1177	-	81.151	-
10	-	-	-	1177	-	81.151	-
11	-	-	-	1250	-	86.184	-
12	-	-	572	1177	300.000	81.151	-
13	795869	100.278	-	1177	-	81.151	-
14	795869	100.278	930.343	1077	499.080	74.257	-
15	4322000	544.563	81.9	14.7	27.722	1.014	-
16	4322000	544.563	731.5	144.1	388.611	9.935	-
17	66207	8.342	-	-	-	-	-
18	4388207	552.905	2020	144.1	1104.444	9.935	-
19	4388207	552.905	930.3	15.43	499.056	1.064	-
20	-	-	-	-	-	-	-
21	4388207	552.905	1186.5	15.495	641.389	1.068	-
22	4388207	552.905	-	15.41	-	1.062	-
23	4388207	552.905	-	15.11	-	1.042	-
24	4388207	552.905	-	14.785	-	1.019	-
25	-	100.278	-	-	-	-	-
26	-	9.559	-	-	-	-	-
27	-	90.718	-	-	-	-	116135
28	-	90.718	-	-	-	-	-
29	-	90.718	-	-	-	-	87673
30	-	100.278	-	-	-	-	-
31	-	100.278	-	-	-	-	-
32	-	100.278	-	-	-	-	-

♦ Laboratorio de Pruebas de Equipos y Materiales (LAPEM). *"Informe Final de Pruebas al paquete dos de la central de ciclo combinado Dos Bocas"* Julio 2002.

4.3 DESCRIPCIÓN DE CÁLCULOS PARA OBTENER ENTALPÍA Y EXERGÍA

La entalpía, entropía y título para los flujos de vapor (del flujo 1 al 14) se obtuvieron con ayuda del programa TPX. El ambiente estable de referencia (AER) se considero de acuerdo a las condiciones de sitio, $T=27.72^{\circ}\text{C}$ y $P= 1.0325 \text{ bar}$.

La exergía para los flujos de vapor se calculará utilizando la fórmula de Darrieus la cual es:

$$b_i = (h_i - h_0) - T_0(s_i - s_0) \quad (16)$$

Para los gases las propiedades se obtuvieron de la siguiente manera. El calor específico molar como función de la temperatura y calor específico por unidad de masa se obtuvieron de la siguiente manera:

$$\tilde{C}_p = a + bT + cT^2 + dT^3 \quad (17)$$

$$C_p = \frac{\tilde{C}_p}{PM} \quad (18)$$

$$C_{p_i} = fm_i * C_{p_i} \quad (19)$$

La entalpía y la exergía física considerando como gas ideal, se calcularán de acuerdo a las siguientes ecuaciones:♦

$$h_i = C_{p_i} * T_i \quad (20)$$

$$b_i = C_{p_i}(T_i - T_0) - T_0(C_{p_i} \ln(\frac{T_i}{T_0}) - R_i \ln(\frac{P_i}{P_0})) \quad (21)^\diamond$$

Para el gas natural de los datos proporcionados por la prueba de CFE se conocía su poder calorífico inferior (PCI) y partiendo de su composición se obtuvo la exergía del combustible. La composición del combustible y algunas de sus propiedades se muestra enseguida:

GAS	% Vol	PM	$xi*PM_i$
CH ₄	0.8924	16.043	14.317
C ₂ H ₆	0.0739	30.07	2.222
C ₃ H ₈	0.012	44.097	0.529
C ₄ H ₁₀	0.0024	58.124	0.139
C ₅ H ₁₂	0.0011	72.114	0.079
H ₂	0	2.016	0.000
CO	0	28.01	0.000
O ₂	0	31.998	0.000
CO ₂	0.0182	44.009	0.801
N ₂	0	28.014	0.000
H ₂ O	0	18.015	0.000
TOTAL	1		18.088

♦ Kotas T.J. "The Exergy Method of Thermal Plant Analysis". Krieger Publishing Company 1995.

PCI [kcal/m ³]	8361.700
PCI [kJ/m ³]	35008.765
Gto _{GN} [m ³ /hr]	52946.000
m _{TG} [kg/s]	8.341
m ₂₀ [kg/s]	1.895
ρ _{GN} [kg/m ³]	0.696
PCI [kJ/kg]	50295.778
PCS [kJ/kg]	52738.178
PCS [kJ/m ³]	36708.817

Por kmol de gas, la composición atómica la podemos expresar de la siguiente manera: C_αH_βO_δN_γS_σ. La expresión anterior la podemos formular sobre una base común. La más adecuada es la correspondiente a su consideración por mol de carbono de combustible. Para ello es preciso reducir la composición del gas a la fórmula molar siguiente: C_cH_hO_oN_nS_s. Asignando a la letra "f" la nueva composición atómica tenemos que: ♦

$$f = [f_1, f_2, f_3, f_4, f_5] = [1, h, o, n, s] = [1, \beta/\alpha, \delta/\alpha, \gamma/\alpha, \sigma/\alpha] \quad (22)$$

Cambiando a base molar de carbono por metro cúbico normalizado, y obteniendo el PC en kcal/molC

$$f_g = (1000/24.414) * \alpha \text{ [molC/ Nm}^3\text{]} \quad (23)$$

$$PC \sim \text{[kJ/molC]} = PCS \text{ [kJ/m}^3\text{]} / f_g \text{ [mol C/Nm}^3\text{]} \quad (24)$$

A continuación debemos calcular la exergía molar y las propiedades molares del combustible con las siguientes ecuaciones:

$$\tilde{b}_0 = \tilde{h}_0 - T_0 \tilde{s}_0 - \tilde{g}_{00} \quad (25)$$

$$\tilde{s}_0 = \frac{1}{\alpha} \sum x_i [s_{i0} - R_u \ln xi] \quad (26)$$

$$\tilde{h}_0 = PCS + \tilde{h}_{0CO_2} + \frac{h}{2} (\tilde{h}_{H_2O})_{liq} \quad \text{[Fórmula Empírica]} \quad (27)$$

$$\tilde{g}_{00} = \sum f_j \mu_{j00} = \tilde{g}_{00} = \mu_{00c} + h * \mu_{00h} + o * \mu_{00o} + n * \mu_{00n} + s * \mu_{00s} \quad (28)$$

$$\tilde{b}_0 = \tilde{h}_0 - T_0 \tilde{s}_0 - \tilde{g}_{00} = 747.1179 \text{ kJ/molC}$$

$$bq \text{ [kJ/m}^3\text{]} = 33952.952$$

$$bq \text{ [kJ/kg]} = 48778.929$$

Para obtener las propiedades de los gases producto de combustión que tendrán que ceder su energía en la caldera de recuperación de calor necesitamos analizar la manera en que se esta llevando a cabo la combustión.

Realizando la ecuación estequiométrica y la ecuación real de combustión obtenemos la composición de los gases producto de combustión. ♦

♦ Ver CD Anexo Memoria de Cálculo Capítulo 4

GAS	C_{pi} [kJ/kgK]	R_i [kJ/kgK]	# MOLES	x_i	PM [kg/kmol]	$x_i \cdot PM_i$
O2	0.918	0.260	6.470	0.154	31.998	4.932
CO2	0.846	0.189	1.110	0.026	44.009	1.163
H2O	1.872	0.462	2.073	0.049	18.015	0.890
N2	1.039	0.297	32.329	0.770	28.014	21.573
GPC			41.982	1.000		28.557

GAS	m_i kg	f_{mi}	$C_{pi} \cdot f_{mi}$	$R_i \cdot f_{mi}$
O2	207.034	0.173	0.159	0.045
CO2	48.828	0.041	0.034	0.008
H2O	37.347	0.031	0.058	0.014
N2	905.658	0.755	0.785	0.224
GPC	1198.868	1.000	1.036	0.291

La entalpía y la exergía física de los GPC se calcularán de acuerdo con las ecuaciones 20 y 21 descritas anteriormente. En lo que respecta al quemado suplementario se considero como una fuente de energía y con un balance de energía se obtuvo la cantidad de energía necesaria para incrementar la disponibilidad de los gases producto de combustión. Se considera que la energía es obtenida de gas natural. ♦

Como no se tienen las temperaturas en los puntos 22, 23 y 24 se realizarán los balances de energía en el sobrecalentador, evaporador y economizador para poder determinarlas, teniendo como condición que todo el calor que cede los gases producto de combustión se transfiere hacia el vapor de agua.

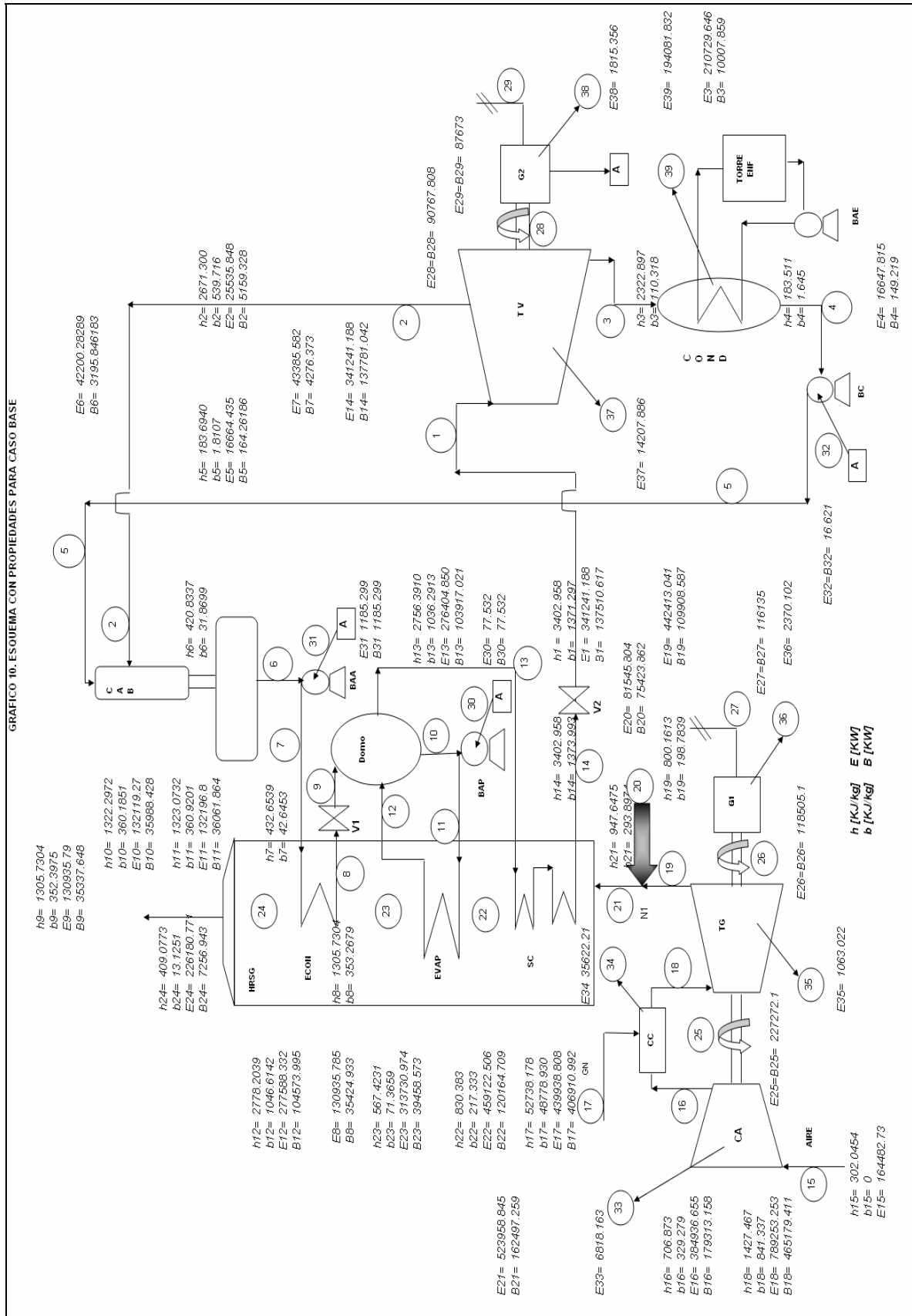
$$T_{22} [^{\circ}\text{C}] = 528.221 \quad T_{23} [^{\circ}\text{C}] = 274.448 \quad T_{24} [^{\circ}\text{C}] = 121.635$$

Por último se deben realizar los balances de energía en los equipos para encontrar las potencias generadas o requeridas para accionar dispositivos, así como el calor que se pierde hacia el ambiente. ♦

4.4 ENTALPÍA Y EXERGÍA DE CADA FLUJO

Por lo que el esquema general con la energía y exergía de todos los flujos de energía quedará de la siguiente manera.

♦ Ver CD Anexo Memoria de Cálculo Capítulo 4



Flujo	h [kJ/kg]	b [kJ/kg]	E [kW]	B [kW]
1	3402.958	1371.297	341241.188	137510.617
2	2671.300	539.716	25535.848	5159.328
3	2322.897	110.318	210729.646	10007.859
4	183.511	1.645	16647.815	149.219
5	183.694	1.811	16664.435	164.262
6	420.834	31.870	42200.283	3195.846
7	432.654	42.645	43385.582	4276.373
8	1305.730	353.268	130935.785	35424.933
9	1305.730	352.397	130935.785	35337.648
10	1322.297	360.185	132119.268	35988.428
11	1323.073	360.920	132196.800	36061.864
12	2778.204	1046.614	277588.332	104573.995
13	2756.391	1036.291	276404.850	103917.021
14	3402.958	1373.993	341241.188	137781.042
15	302.045	0	164482.728	0
16	706.873	329.279	384936.655	179313.158
17	52738.178	48778.930	439938.808	406910.992
18	1427.467	841.337	789253.253	465179.411
19	800.161	198.784	442413.041	109908.587
20	-	-	81545.804	75423.862
21	947.648	293.897	523958.845	162497.259
22	830.383	217.333	459122.506	120164.709
23	567.423	71.366	313730.974	39458.573
24	409.077	13.125	226180.771	7256.943
25	-	-	227272.089	227272.089
26	-	-	118505.102	118505.102
27	-	-	116135.000	116135.000
28	-	-	90767.808	90767.808
29	-	-	87673.000	87673.000
30	-	-	77.532	77.532
31	-	-	1185.299	1185.299
32	-	-	16.621	16.621
33	-	-	6818.163	0
34	-	-	35622.209	0
35	-	-	1063.022	0
36	-	-	2370.102	0
37	-	-	14207.886	0
38	-	-	1815.356	0
39	-	-	194081.832	0

4.5 BALANCES DE MASA, ENERGÍA Y EXERGÍA

Ahora se realizarán las matrices de incidencia $[A]$, recurso $[A_F]$ y producto $[A_P]$ las cuales son necesarias para realizar nuestros balances de masa, energía y exergía así como para obtener la eficiencia de los equipos y de la planta. ♦

♦ Ver CD Anexo Matrices.xls

Nuestros balances de masa, energía y exergía deben cumplir con las siguientes ecuaciones:

$$[A]x[m] = 0 \quad (29)$$

$$[A]x[E] = 0 \quad (30)$$

$$[A]x[B] = Bd \quad (31)$$

Para realizar nuestro análisis matricial debemos partir de las siguientes fórmulas.

$$[A_F]x[B] = R_b \quad (32)$$

$$[A_F]x[E] = R_e \quad (33)$$

$$[A_p]x[B] = P_b \quad (34)$$

$$[A_p]x[E] = P_e \quad (35)$$

$$\eta_I = \frac{P_{ei}}{R_{ei}} \quad (36)$$

$$\eta_{II} = \frac{P_{bi}}{R_{bi}} \quad (37)$$

$$r = \frac{R_i}{R_T} \quad (38)$$

$$\delta = \frac{I_i}{R_T} \quad (39)$$

$$\psi = \frac{I_i}{I_T} \quad (40)$$

Los balances de masa, energía y exergía realizados a través de la matriz de incidencia y los vectores de masa, energía y exergía quedarán de la siguiente manera:

Equipo	$[A]x[m]=0$	$[A]x[E]=0$	$[A]x[B]=Bd$ [kW]	% Bd
CA	0.000	0.000	47958.931	17.679
CC	0.000	0.000	121044.739	44.622
TG	0.000	0.000	9493.633	3.500
G1	0.000	0.000	2370.102	0.874
N1	0.000	0.000	22835.190	8.418
SC	0.000	0.000	8468.529	3.122
EVAP	0.000	0.000	12194.005	4.495
ECON	0.000	0.000	1053.069	0.388
V2	0.000	0.000	270.425	0.100
BAP	0.000	0.000	4.096	0.002
DOMO	0.000	0.000	6.194	0.002

Equipo	$[A]x [m]=0$	$[A]x[E]=0$	$[A]x[B]=B_d [kW]$	% B_d
V1	0.000	0.000	87.284	0.032
BAA	0.000	0.000	104.773	0.039
CAB	0.000	0.000	2127.744	0.784
TV	0.000	0.000	31575.622	11.640
G2	0.000	0.000	1815.356	0.669
COND	0.000	0.000	9858.640	3.634
BC	0.000	0.000	1.578	0.001
PLANTA			271269.911	100.000

En este apartado se puede realizar un balance de exergía total considerando a la planta de ciclo combinado como una caja negra y tomando en cuenta que la exergía suministrada es igual a la potencia eléctrica más la exergía destruida más las pérdidas hacia el ambiente.

$$B_{\text{sum}} = EE + B_d + B_{24}$$

$$B_{\text{sum}} = B_{17} + B_{20} = \mathbf{482334.8542 \text{ KW}}$$

$$EE + B_d + B_{24} = \mathbf{482334.8542 \text{ KW}}$$

4.6 RECURSO, PRODUCTO Y EFICIENCIA DE EQUIPOS Y PLANTA

Los recursos y productos energéticos como exergéticos a través de las matrices de recurso $[A_F]$ y producto $[A_P]$ quedarán de la siguiente manera:

Equipo	$Re \text{ kW}$	$Rb \text{ kW}$	$Pe \text{ kW}$	$Pb \text{ kW}$
CA	227272.0890	227272.0890	220453.9264	179313.1582
CC	439938.8078	406910.9921	404316.5987	285866.2532
TG	346840.2127	355270.8244	345777.1911	345777.1911
G1	118505.1020	118505.1020	116135.0000	116135.0000
N1	81545.8039	75423.8621	81545.8039	52588.6721
SC	64836.3381	42332.5501	64836.3381	33864.0213
EVAP	145391.5327	80706.1363	145391.5327	68512.1313
ECON	87550.2031	32201.6295	87550.2031	31148.5601
V2	341241.1880	137781.0423	341241.1880	137510.6170
BAP	77.5320	77.5320	77.5320	73.4357
DOMO	408524.1175	139911.6432	408524.1175	139905.4490
V1	130935.7852	35424.9327	130935.7852	35337.6482
BAA	1185.2991	1185.2991	1185.2991	1080.5264
CAB	42200.2829	5323.5901	42200.2829	3195.8462
TV	104975.6942	122343.4298	90767.8080	90767.8080
G2	90767.8080	90767.8080	88952.4518	88952.4518
COND	210729.6462	10007.8588	16647.8146	149.2188
BC	16.6207	16.6207	16.6207	15.0430
TOTALES	521484.6116	482334.8542	203808	203808

Por lo que las eficiencias de primera y segunda ley de la termodinámica así como el costo exergético unitario, así como los índices δ (relación entre la irreversibilidad del equipo y el recurso total del sistema), ψ (relación entre la irreversibilidad del equipo y la irreversibilidad total del sistema) y r (relación entre

el recurso del equipo y el recurso total del sistema) para cada uno de los equipos nos quedará de la siguiente manera:

<i>Equipo</i>	η_i	η_{ii}	$k=1 / \eta_{ii}$	$\psi = li/ltot$	$\delta = li/Rtot$	$ri = Ri/Rtot$
CA	0.970	0.789	1.267	0.177	0.099	0.471
CC	0.919	0.703	1.423	0.446	0.251	0.844
TG	0.997	0.973	1.027	0.035	0.020	0.737
G1	0.980	0.980	1.020	0.009	0.005	0.246
N1	1.000	0.697	1.434	0.084	0.047	0.156
SC	1.000	0.800	1.250	0.031	0.018	0.088
EVAP	1.000	0.849	1.178	0.045	0.025	0.167
ECON	1.000	0.967	1.034	0.004	0.002	0.067
V2	1.000	0.998	1.002	0.001	0.001	0.286
BAP	1.000	0.947	1.056	0.000	0.000	0.000
DOMO	1.000	1.000	1.000	0.000	0.000	0.290
V1	1.000	0.998	1.002	0.000	0.000	0.073
BAA	1.000	0.912	1.097	0.000	0.000	0.002
CAB	1.000	0.600	1.666	0.008	0.004	0.011
TV	0.865	0.742	1.348	0.116	0.065	0.254
G2	0.980	0.980	1.020	0.007	0.004	0.188
COND	0.079	0.015	67.068	0.036	0.020	0.021
BC	1.000	0.905	1.105	0.000	0.000	0.000
PLANTA	0.391	0.423	2.367	1.000	0.562	1.000

4.7 ANÁLISIS TERMOECONÓMICO DE LA CENTRAL

La matriz de incidencia [A] consta de “m” flujos por “n” equipos, pero para poder realizar nuestro análisis termoeconómico se necesita una matriz cuadrada, la cual se logra agregando “m - n” ecuaciones complementarias [α]. Estas ecuaciones complementarias deben basarse en las siguientes reglas de asignación de costos: ♦

1. El costo exergético es conservativo
2. Para multipletes del recurso total de un subsistema el costo exergético unitario de los flujos de salida deben ser igual a los de entrada
3. Esta regla se subdivide en dos proposiciones.
 - 3a. Si un subsistema tiene un producto total formado por varios componentes todos ellos tendrán el mismo costo exergético unitario.
 - 3b. Si una componente de un producto tiene varios flujos de salida a todas se les puede asignar el mismo costo exergético unitario.
4. Con ausencia de valoración externa el costo exergético de las pérdidas o flujos sin utilidad es 0.
5. El costo exergético de los recursos del sistema (entradas al proceso) es su exergía misma.

♦ Valero Antonio. *"Apuntes de Termoeconomía"*. Curso de Postgrado Universidad De Zaragoza.

Para el caso base se cuentan con 18 equipos y 32 flujos de exergía útiles en la planta por lo que se necesitan 14 ecuaciones complementarias para obtener nuestra matriz cuadrada. Las ecuaciones propuestas son:

1. $B^*_{GPC6} = B^*_{24} = 0$ (Regla 4)
2. $B^*_{GN} = B_{GN} = B^*_{17} = B_{17}$ (Regla 5)
3. $B^*_{Bsum} = B_{sum} = B^*_{20} = B_{20}$ (Regla 5)
4. $B^*_{AIRE} = B_{AIRE} = B^*_{15} = B_{15} = 0$ (Regla 5)
5. $B^*_1/B_1 - B^*_2/B_2 = 0$ (Regla 2)
6. $B^*_1/B_1 - B^*_3/B_3 = 0$ (Regla 2)
7. $B^*_{WCA}/W_{CA} - B^*_{WnTG}/W_{nTG} = B^*_{25}/B_{25} - B^*_{26}/B_{26} = 0$ (Regla 3a)
8. $B^*_{WeG2}/W_{eG2} - B^*_{WBAP}/W_{BAP} = B^*_{29}/B_{29} - B^*_{30}/B_{30} = 0$ (Regla 3a)
9. $B^*_{WeG2}/W_{eG2} - B^*_{WBAA}/W_{BAA} = B^*_{29}/B_{29} - B^*_{31}/B_{31} = 0$ (Regla 3a)
10. $B^*_{WeG2}/W_{eG2} - B^*_{WBC}/W_{BC} = B^*_{29}/B_{29} - B^*_{32}/B_{32} = 0$ (Regla 3a)
11. $B^*_{21}/B_{21} - B^*_{22}/B_{22} = 0$ (Regla 2)
12. $B^*_{22}/B_{22} - B^*_{23}/B_{23} = 0$ (Regla 2)
13. $B^*_{18}/B_{18} - B^*_{19}/B_{19} = 0$ (Regla 2)
14. $B^*_{10}/B_{10} - B^*_{13}/B_{13} = 0$ (Regla 3b)

Con estas ecuaciones podemos pasar a obtener la matriz aumentada y por medio de ella obtener la matriz inversa para aplicar las siguientes fórmulas:

$$B^* = \begin{bmatrix} A \\ \alpha \end{bmatrix}^{-1} * \begin{bmatrix} 0 \\ \varpi \end{bmatrix} \quad (41)$$

$$k_i = \frac{B^*_i}{B_i} \quad (42)$$

$$\pi = \begin{bmatrix} A \\ \alpha \end{bmatrix}^{-1} * \begin{bmatrix} -Z_L \\ \varpi \end{bmatrix} \quad (43)$$

$$c_i = \frac{\pi_i}{B_i} \quad (44)$$

Para encontrar el vector $-Z_L$ se necesitan conocer la valoración económica de los equipos, así como del combustible. Los supuestos económicos se consideran a continuación:

COPAR CFE 2003	
Costo por KW [dils/KW]	650
Costos Op. y Mtto. [\$/kWh]	0.03

Factor de Planta [%]	93.00
[Horas/Año]	8146.80
Costo Ciclo Combinado [Dils]	\$132,475,200.00
Vida Económica Central[años]	25
Paridad del Peso [\$/Dil]	11.00
Gas Natural [dils/MMBTU]	\$4.80

Costo de central Inversión [\\$]	\$1,457,227,200.00
Costo Inversión por año [\$/año]	\$58,289,088.00
Costo Op. y Mtto. [\$/año]	\$49,811,490.43
Costo Total = Inv + Op y Mtto [\$/año]	\$108,100,578.43
Gas Natural [\$/s]	\$20.365
C ₂₀ [\$/s]	\$3.774

Equipo	% Costo	\$/AÑO	Z _L \$/s
Compresor Aire	0.120	\$12,972,069.41	0.442
Cámara Combustión	0.080	\$8,648,046.27	0.295
Turbina de Gas	0.180	\$19,458,104.12	0.663
Generador Eléctrico 1	0.050	\$5,405,028.92	0.184
Nodo 1	0.010	\$1,081,005.78	0.037
Sobrecalentador	0.030	\$3,243,017.35	0.111
Evaporador	0.030	\$3,243,017.35	0.111
Economizador	0.030	\$3,243,017.35	0.111
Válvula de estrangulación 2	0.010	\$1,081,005.78	0.037
Bomba Alta Presión	0.020	\$2,162,011.57	0.074
Domo	0.035	\$3,783,520.25	0.129
Válvula de estrangulación 1	0.010	\$1,081,005.78	0.037
Bomba Agua Alimentación	0.020	\$2,162,011.57	0.074
Calentador Abierto	0.075	\$8,107,543.38	0.276
Turbina de Vapor	0.150	\$16,215,086.76	0.553
Generador Eléctrico 2	0.050	\$5,405,028.92	0.184
Condensador	0.080	\$8,648,046.27	0.295
Bomba de Condensado	0.020	\$2,162,011.57	0.074
TOTALES	1.000	\$108,100,578.43	

Aplicando las fórmulas 41, 42, 43 y 44 a nuestro sistema obtenemos los siguientes resultados:

Sustancia	Flujo	B* [kW]	k = B*/B	π \$/s	C \$/kWh	C \$/Ton
Vap. Sobrec.	1	306159.017	2.226	17.525	0.459	174.760
Vap. Ext.	2	11486.930	2.226	0.658	0.459	68.782
Mezcla	3	22281.888	2.226	1.275	0.459	14.059
Liq. Sat.	4	22281.888	149.324	1.570	37.884	17.309
Liq. Comp.	5	22332.784	135.958	1.647	36.097	18.156
Agua aliment.	6	33819.714	10.582	2.581	2.907	25.738
Agua aliment.	7	37449.337	8.757	2.872	2.418	28.643
Agua Prec.	8	102641.405	2.897	6.390	0.649	63.720
Agua Prec.	9	102641.405	2.905	6.427	0.655	64.087
Liq Sat.	10	81806.987	2.273	4.752	0.475	47.562
Liq Comp.	11	82044.406	2.275	4.840	0.483	48.442
Vap. Sat.	12	215384.248	2.060	11.919	0.410	119.288
Vap. Sat.	13	236218.665	2.273	13.722	0.475	136.841
Vap. Sobrec.	14	306159.017	2.222	17.488	0.457	174.392
Aire	15	0	-	0	0	0
Aire Comp.	16	410151.104	2.287	22.588	0.453	-

Sustancia	Flujo	B* [kW]	k = B*/B	π \$/s	C \$/kWh	C \$/Ton
Gas Natural	17	406910.992	1.000	20.365	0.180	-
GPC1	18	817062.096	1.756	43.248	0.335	-
GPC2	19	193048.399	1.756	10.218	0.335	-
Qsum (GN)	20	75423.862	1.000	3.775	0.180	-
GPC3	21	268472.261	1.652	14.030	0.311	-
GPC4	22	198531.909	1.652	10.375	0.311	-
GPC5	23	65192.067	1.652	3.407	0.311	-
GPC6	24	0	0	0	0	-
WCA	25	410151.104	1.805	22.146	0.351	-
WnTG	26	213862.593	1.805	11.547	0.351	-
WeG1	27	213862.593	1.841	11.732	0.364	-
WnTV	28	272390.198	3.001	16.144	0.640	-
WeG2	29	268472.261	3.062	16.094	0.661	-
WBAP	30	237.419	3.062	0.014	0.661	-
WBAA	31	3629.623	3.062	0.218	0.661	-
WBC	32	50.896	3.062	0.003	0.661	-

4.8 COSTOS TOTALES ANUALES Y EMISIONES DE CO₂

Por lo que los costos anuales de la energía generada en cada generador eléctrico se resumen de la siguiente manera, así también se muestran los gastos anuales totales para observar que todos los costos se le están asignando a la energía eléctrica producida.

Costos Anuales Totales	
WeG1 \$/año	\$344,069,045.61
WeG2 \$/año	\$472,009,372.60
TOT \$/año	\$816,078,418.21
Inversión Anual	
Equipo \$/año	\$108,100,578.43
GN \$/año	\$597,269,640.95
Qsum \$/año	\$110,708,198.83
TOT \$/año	\$816,078,418.21
Método Tradicional	
Comb \$/KWh	\$0.43
Eq y Mto. \$/KWh	\$0.07
TOT \$/KWh	\$0.49
TOT \$/año	\$816,078,418.21

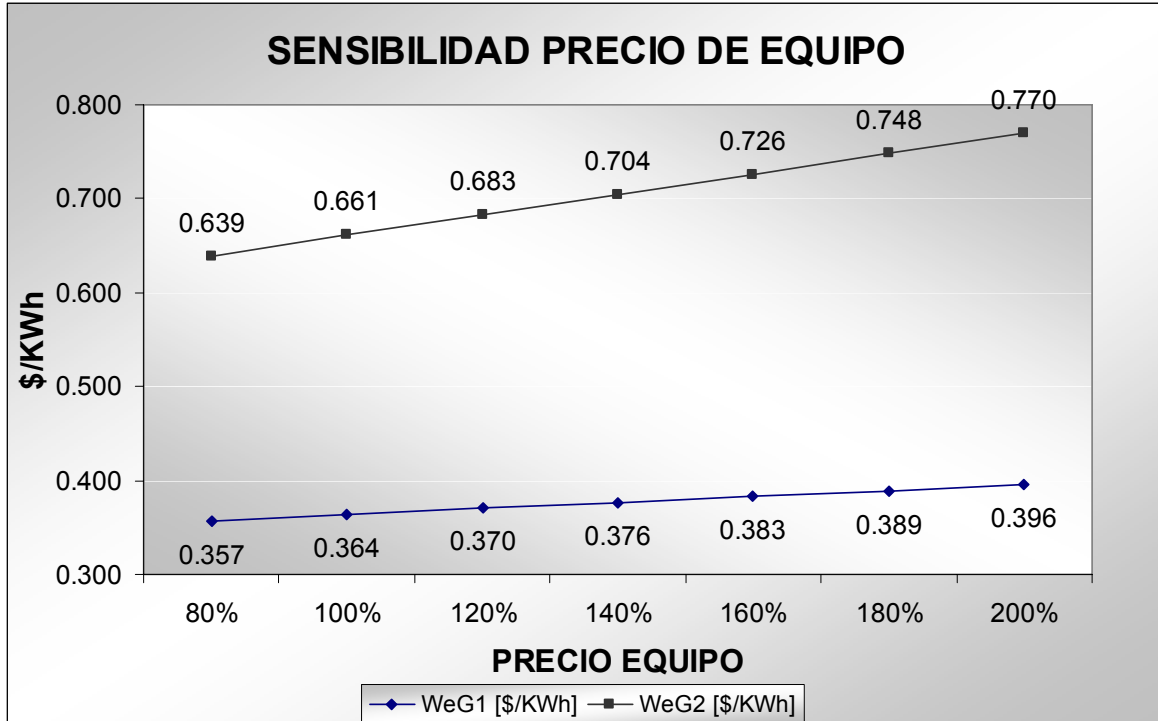
Las emisiones anuales de CO₂ para el caso base serían las siguientes:

Ton/año	838,578.6326
kgCO ₂ /año	838,578,632.631
grCO ₂ /KW año	4,114,552.091
grCO ₂ /KWh	505.051
kgCO₂/MWh	505.051

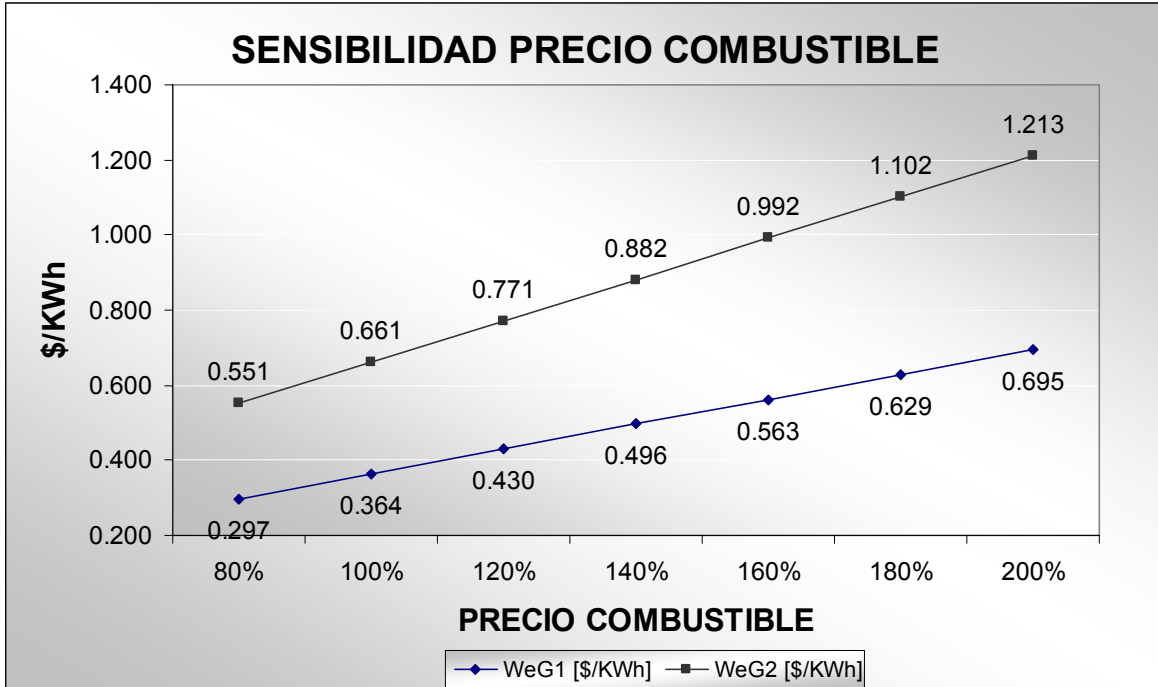
4.9 ANALISIS DE SENSIBILIDAD CONTRA COMBUSTIBLE Y EQUIPO

Para este análisis se consideró un incremento en los costos de equipo, así como de combustible y como repercutía esta variación en los precios de la energía eléctrica (\$/KWh) en cada generador.

Costo Equipo	80%	100%	120%	140%	160%	180%	200%
WeG1 [\$/KWh]	0.357	0.364	0.370	0.376	0.383	0.389	0.396
WeG2 [\$/KWh]	0.639	0.661	0.683	0.704	0.726	0.748	0.770



Combustible	80%	100%	120%	140%	160%	180%	200%
WeG1 [\$/KWh]	0.297	0.364	0.430	0.496	0.563	0.629	0.695
WeG2 [\$/KWh]	0.551	0.661	0.771	0.882	0.992	1.102	1.213



En el análisis de sensibilidad podemos observar que el impacto que se produce en el costo del KWh al variar el precio del equipo representa un incremento menor que si se incrementa el precio del combustible.

Lo anterior se debe a que en una central basada en combustible fósil el principal gasto que se realiza es el que se debe al consumo del energético.

Resulta interesante llevar a cabo este análisis de sensibilidad, debido a la volatilidad de los precios de los combustibles y con lo cual se puede prever el incremento en los costos de generación para alguna contingencia de los precios.

CAPÍTULO 5

CICLO COMBINADO CON CAPTURA DE CO₂ POR ABSORCIÓN QUÍMICA POR MEDIO DE MONOETANOLAMINA (MEA)

5.1 DESCRIPCIÓN DE LA TECNOLOGÍA

El secuestro de CO₂ de la corriente de gases producto de combustión se puede lograr por medio de la absorción química en solventes líquidos. Algunos solventes líquidos que pueden usarse son:

1. Agua
2. Carbonato Sódico
3. Sosa cáustica
4. Alcanolaminas (Mono y Dietanolamina)

Dado que el más eficiente de los solventes anteriores, para este sistema de captura, es la monoetanolamina (MEA) ese es el que se eligió para esta investigación.♦ Para este caso se agrega equipo de absorción para capturar el dióxido de carbono presente en los gases de combustión, el cuál se absorberá teóricamente a la salida de la planta de ciclo combinado. La energía requerida depende de la concentración de CO₂ en el flujo de gases de combustión.

El equipo adicional necesario para la absorción del bióxido de carbono se enumera a continuación:

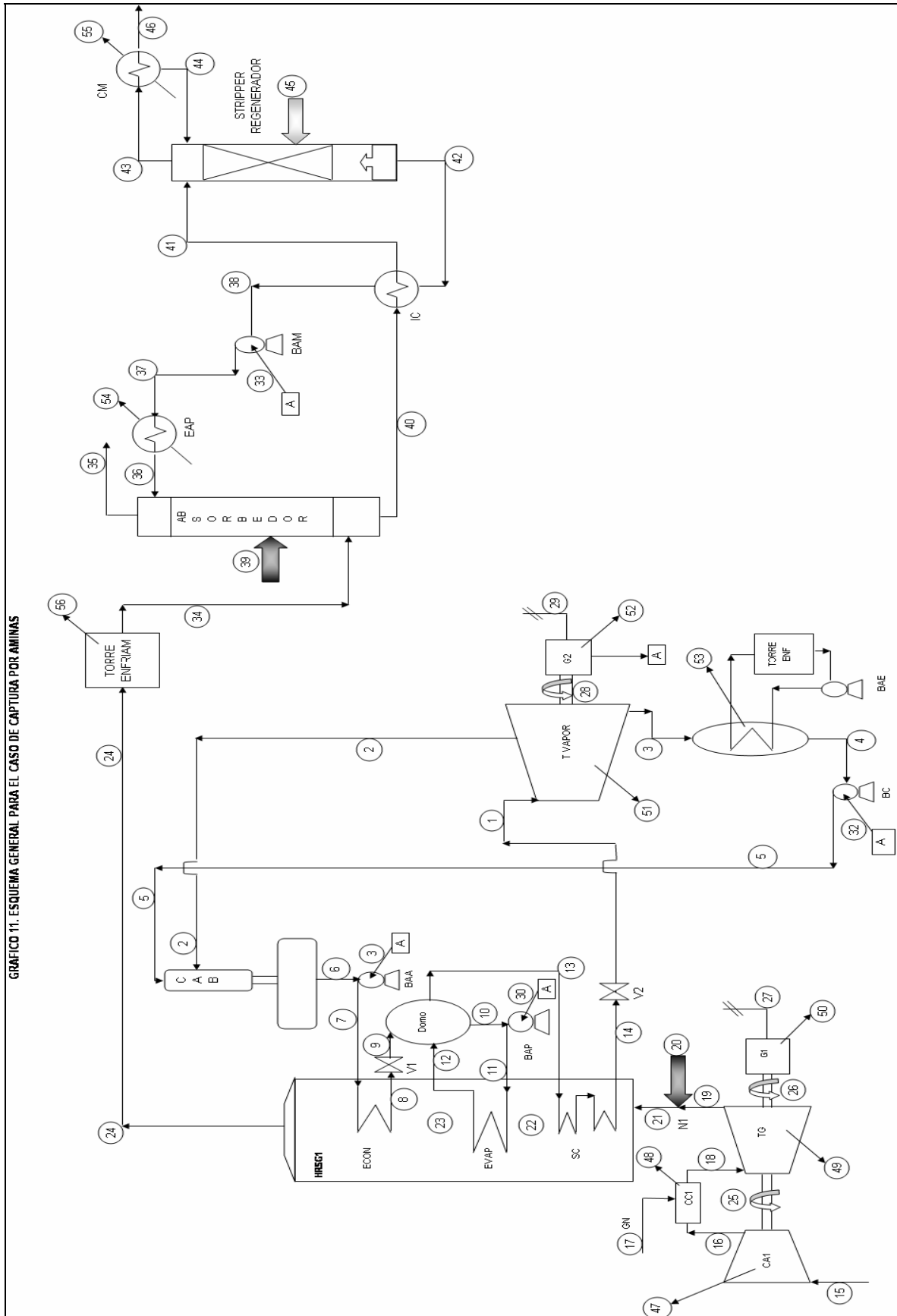
1. Absorbedor
2. Stripper – Regenerador
3. Enfriador de Amina Pobre (EAP)
4. Condensador de Mezcla vapor - CO₂ (CM)
5. Torre de Enfriamiento
6. Intercambiador de calor (IC)
7. Bomba de Amina (BAM)

El incremento de estos equipos para atrapar el CO₂ implica un incremento en el número de flujos y un incremento de costos en comparación con el caso base resuelto anteriormente.

Los gases que salen del HRSG se deben de enfriar a través de la torre de enfriamiento para llevarlos a una temperatura de 50°C para que se pueda llevar a cabo la absorción química en el absorbedor, a través de una solución de MEA (Monoetanolamina) y H₂O, la eficiencia de absorción ronda entre el 85 – 95% para nuestros cálculos se eligió una eficiencia del 95%. Los gases resultantes (gases dulces) una vez que se ha secuestrado el dióxido de carbono se enviarán hacia el medio.

Después la mezcla de MEA-H₂O-CO₂ se pasará hacia unas etapas de enfriamiento y posteriormente se llevará la corriente hacia un regenerador en el cuál se separa la amina de la mezcla para que posteriormente se pueda realizar la condensación del vapor de agua y con esto separar el dióxido de carbono.

♦ Freguia, S., Rochelle. *“Modeling of CO₂ Capture by Aqueous MEA”*. AIChE Journal, Julio 2003



5.2 NOMENCLATURA DE EQUIPOS Y FLUJOS

5.2.1 Nomenclatura Equipos

CA - Compresor de Aire

TG - Turbina de Gas

N1 - Nodo 1

V2 - Válvula de estrangulación 2

ECON – Economizador

V1 - Válvula de estrangulación 1

HRSR -Caldera de recuperación de Calor

BAA – Bomba agua de alimentación

G2 – Generador Eléctrico TV

BAM - Bomba de Solución MEA - H₂O

EAP - Enfriador de Amina Pobre

CM - Condensador mezcla H₂O – CO₂

CC - Cámara de combustión

G1 – Generador eléctrico TG

SC - Sobrecalentador

EVAP - Evaporador

BAP - Bomba Alta Presión

TV – Turbina de vapor

COND - Condensador

CAB – Calentador Abierto

IC - Intercambiador de calor

BC – Bomba de condensado

5.2.2 Descripción de los flujos

<i>Flujo</i>	<i>Sustancia</i>	<i>Flujo</i>	<i>Sustancia</i>
1	Vapor Sobrecalentado	29	Trabajo eléctrico G2
2	Vapor Extracción	30	Trabajo BAP
3	Mezcla líquido - vapor	31	Trabajo BAA
4	Líquido Saturado	32	Trabajo BC
5	Líquido comprimido	33	Trabajo BAM
6	Agua alimentación	34	GPC7
7	Agua alimentación	35	Gas dulce
8	Agua Precalentada	36	Amina Pobre
9	Agua Precalentada	37	Amina Pobre
10	Líquido Saturado	38	Amina Pobre
11	Líquido comprimido	39	Calor de reacción
12	Vapor Saturado	40	Amina Rica
13	Vapor Saturado	41	Amina Rica
14	Vapor Sobrecalentado	42	Amina Regenerada
15	Aire	43	Mezcla H ₂ O-CO ₂
16	Aire Comprimido	44	Agua condensada
17	Gas Natural	45	Calor suministrado 2
18	GPC1	46	CO ₂
19	GPC2	47	Calor sale CA
20	Calor suministrado	48	Calor sale CC
21	GPC3	49	Calor sale TG
22	GPC4	50	Calor sale G1
23	GPC5	51	Calor sale TV
24	GPC6	52	Calor sale G2
25	Trabajo compresor Aire	53	Calor sale COND
26	Trabajo neto TG	54	Calor sale EAP
27	Potencia eléctrica G1	55	Calor sale CM
28	Trabajo neto TV	56	Calor sale TE

Los datos de temperatura y presión utilizados como datos son los siguientes:♦

Flujo	m[kg/s]	T[°C]	P[Bar]	Flujo	m[kg/s]	T[°C]	P[Bar]
1	100.278	498.333	72.740	29	-	-	-
2	9.559	115.627	1.724	30	-	-	-
3	90.718	43.823	0.090	31	-	-	-
4	90.718	43.823	0.090	32	-	-	-
5	90.718	43.833	1.724	33	-	-	-
6	100.278	100.417	1.724	34	552.905	50.000	1.019
7	100.278	101.422	102.732	35	525.742	57.940	1.019
8	100.278	293.333	93.079	36	483.418	40.000	1.500
9	100.278	293.133	81.151	37	483.418	67.820	1.500
10	99.916	296.093	81.151	38	483.418	66.990	1.250
11	99.916	296.326	86.184	39	-	-	-
12	99.916	300.000	81.151	40	510.581	53.230	1.608
13	100.278	296.093	81.151	41	510.581	100.000	1.608
14	100.278	499.080	74.257	42	483.418	114.345	1.100
15	544.563	27.722	1.014	43	378.293	113.510	1.608
16	544.563	388.611	9.935	44	351.130	113.510	1.608
17	8.342	-	-	45	1.369	-	-
18	552.905	1104.444	9.935	46	27.163	113.510	1.608
19	552.905	499.056	1.064	47	-	-	-
20	1.546	-	-	48	-	-	-
21	552.905	641.389	1.068	49	-	-	-
22	552.905	528.221	1.062	50	-	-	-
23	552.905	274.449	1.042	51	-	-	-
24	552.905	121.635	1.019	52	-	-	-
25	-	-	-	53	-	-	-
26	-	-	-	54	-	-	-
27	-	-	-	55	-	-	-
28	-	-	-	56	-	-	-

5.3 DESCRIPCIÓN DE CÁLCULOS PARA OBTENER ENTALPÍA Y EXERGÍA

El flujo denominado amina pobre consiste en la solución H₂O – MEA, mientras que la amina rica se considera a la mezcla H₂O – MEA – CO₂. El llamado “gas dulce” consiste en la mezcla de gases producto de combustión (GPC) pero sin contener CO₂.

Ahora se encontrarán las propiedades de los flujos adicionales. Para el flujo 34 se aplicarán las ecuaciones 20 y 21, ya que la composición de este flujo es la misma de los GPC.*

♦ Jaureguiberry Stagnaro Tomás, Fernández Santón Jose María. “*Estudio comparativo de procesos de recuperación de CO₂ por absorción con aminas*”. Universidad Politécnica de Cataluña.

* Ver CD Anexo Memoria de Cálculo Capítulo 5

Considerando una absorción de CO₂ del 95% el total de gas capturado se muestra a continuación, considerando el mismo porcentaje de bióxido de carbono presente en los gases producto de combustión que en el caso base.

CO ₂ Absorbido [kmol/s]	0.6172
CO ₂ Absorbido [kg/s]	27.1630
CO ₂ Absorbido [kg/h]	97,786.8244
CO ₂ Absorbido [ton/h]	97.7868
CO ₂ Absorbido [ton/año]	796,649.7010

La composición de los gases dulces, se muestra en la siguiente tabla.

GAS	kmol/s	x_i	PM [kg/kmol]	$x_i \cdot PM_i$	C_{pi} [kJ/kgK]	R_i [kJ/kgK]
O ₂	2.9972	0.1592	31.9980	5.0932	0.9180	0.2598
CO ₂	0.0325	0.0017	44.0090	0.0759	0.8460	0.1889
H ₂ O	0.9603	0.0510	18.0150	0.9188	1.8723	0.4615
N ₂	14.9755	0.7953	28.0140	22.2799	1.0390	0.2968
Gas Dulce	18.8297	1.0000		28.3678		

La entalpía y exergía para este flujo se calcularán considerándolos como gas ideal, aplicando las ecuaciones 20 y 21. De igual manera se encontrarán las propiedades del CO₂ secuestrado o flujo 46.

Para encontrar las propiedades de la amina pobre (MEA – H₂O) se deben tomar algunas propiedades de este solvente. Para nuestros cálculos se usará una concentración del 10% en la solución y usar 0.3 mol CO₂ / mol MEA para obtener una buena absorción del bióxido de carbono.

Con el flujo de CO₂ a capturar se puede obtener la cantidad de amina necesaria y con está obtener el flujo de la solución MEA – H₂O, como se observa en la siguiente tabla.

prel MEA [kg/m ³]	1017.9000
ρ sol H ₂ O-MEA [kg/m ³]	1004.8983
v sol H ₂ O - MEA [m ³ /kg]	0.0010

COMPOSICIÓN AMINA POBRE

Elemento	% Peso	% Molar	PM	C_e [kJ/kgK]	m kg/s
Agua	72.6349	90.0000	18.0150	4.1800	351.1303
MEA	27.3651	10.0000	61.0840	2.7904	132.2875
Solución			22.3219	3.7997	483.4178

COMPOSICIÓN AMINA RICA

Elemento	m_i kg/s	f_{mi}	C_e [kJ/kgK]
Agua	351.1303	0.6877	4.1800
MEA	132.2875	0.2591	2.7904
CO ₂	27.1630	0.0532	0.8460
Solución	510.5808	1.0000	3.6426

Ahora para obtener la entalpía y exergía de los flujos 40 y 41 se debe aplicar las siguientes fórmulas considerando a la solución como líquido incomprensible.

$$h_i = C e_i * T_i \quad (45)$$

$$b_{LI} = C e T_0 \left(\frac{T}{T_0} - 1 - \ln \frac{T}{T_0} \right) + R T_0 \ln \left(\frac{P}{P_0} \right) \quad (46) \diamond$$

$$b_{LI} = C e T_0 \left(\frac{T}{T_0} - 1 - \ln \frac{T}{T_0} \right) + v(P - P_0) \quad (46a) \diamond$$

Como se desconoce la temperatura del punto 42 se realizará un balance de energía en el intercambiador de calor y con este dato posteriormente se encontrarán las propiedades de los flujos 36, 37, 38, 42.*

El flujo será una mezcla de H₂O – CO₂ por lo que se consideran como gases ideales y de esta forma se obtiene su entalpía y exergía.

Ahora se realizarán los balances de energía en los equipos adicionales para el secuestro de CO₂ para encontrar la energía liberada al ambiente y la energía requerida para realizar la captura de este gas de efecto invernadero.

El calor suministrado en el stripper - regenerador (flujo 45), se suministra en el quemador del regenerador, y puede ser a través de gas natural o vapor, y se utilizará para la separación y regeneración del solvente. Este calor debe ser suficiente para calentar la corriente que entra a la columna (amina rica) hasta la temperatura en que ésta deja la caldera (amina regenerada).

5.4 FLUJO MÁSSICO, ENTALPÍA Y EXERGÍA DE CADA FLUJO

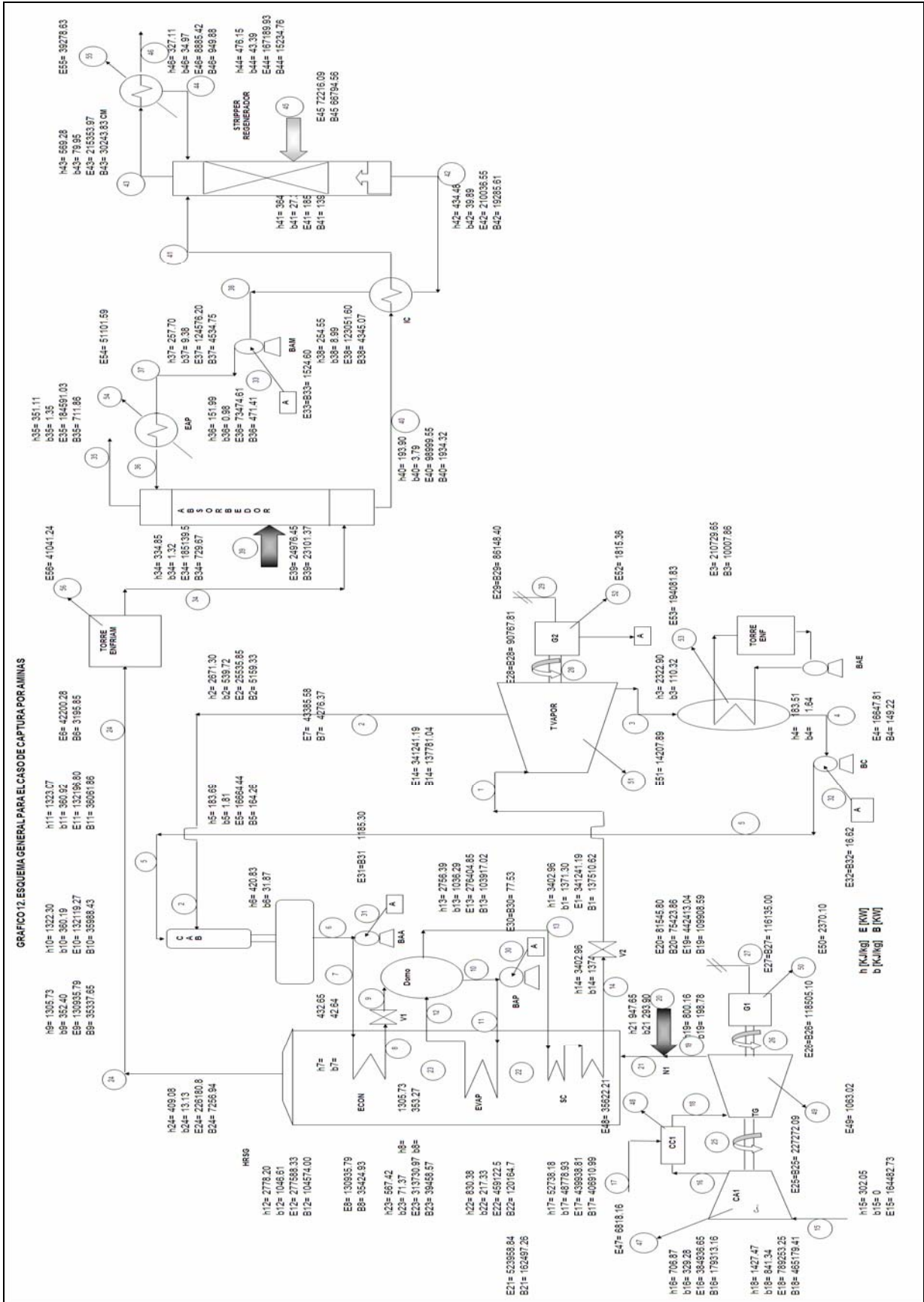
Por lo que tabla y el esquema general de energía y exergía de todos los flujos de energía quedará de la siguiente manera.

Flujo	m [kg/s]	h [kJ/kg]	b [kJ/kg]	E [kW]	B [kW]
1	100.278	3402.958	1371.297	341241.188	137510.617
2	9.559	2671.300	539.716	25535.848	5159.328
3	90.718	2322.897	110.318	210729.646	10007.859
4	90.718	183.511	1.645	16647.815	149.219
5	90.718	183.694	1.811	16664.435	164.262
6	100.278	420.834	31.870	42200.283	3195.846
7	100.278	432.654	42.645	43385.582	4276.373
8	100.278	1305.730	353.268	130935.785	35424.933
9	100.278	1305.730	352.397	130935.785	35337.648
10	99.916	1322.297	360.185	132119.268	35988.428
11	99.916	1323.073	360.920	132196.800	36061.864
12	99.916	2778.204	1046.614	277588.332	104573.995
13	100.278	2756.391	1036.291	276404.850	103917.021
14	100.278	3402.958	1373.993	341241.188	137781.042
15	544.563	302.045	0	164482.728	0

♦ Kotas T.J. *"The Exergy Method of Thermal Plant Analysis"*. Krieger Publishing Company 1995.

* Ver CD Anexo Memoria de Cálculo Capítulo 5

Flujo	m [kg/s]	h [kJ/kg]	b [kJ/kg]	E [kW]	B [kW]
16	544.563	706.873	329.279	384936.655	179313.158
17	8.342	52738.178	48778.930	439938.808	406910.992
18	552.905	1427.467	841.337	789253.253	465179.411
19	552.905	800.161	198.784	442413.041	109908.587
20	1.546	-	-	81545.804	75423.862
21	552.905	947.648	293.897	523958.845	162497.259
22	552.905	830.383	217.333	459122.506	120164.709
23	552.905	567.423	71.366	313730.974	39458.573
24	552.905	409.077	13.125	226180.771	7256.943
25	-	-	-	227272.089	227272.089
26	-	-	-	118505.102	118505.102
27	-	-	-	116135.000	116135.000
28	-	-	-	90767.808	90767.808
29	-	-	-	86148.402	86148.402
30	-	-	-	77.532	77.532
31	-	-	-	1185.299	1185.299
32	-	-	-	16.621	16.621
33	-	-	-	1524.598	1524.598
34	552.905	334.849	1.320	185139.531	729.675
35	525.742	351.106	1.354	184591.030	711.860
36	483.418	151.990	0.975	73474.607	471.410
37	483.418	257.699	9.381	124576.196	4534.753
38	483.418	254.545	8.988	123051.598	4345.075
39	-	-	-	24976.446	23101.373
40	510.581	193.896	3.788	98999.554	1934.324
41	510.581	364.261	27.384	185984.508	13981.940
42	483.418	434.482	39.894	210036.553	19285.606
43	378.293	569.278	79.948	215353.970	30243.826
44	351.130	476.148	43.388	167189.926	15234.763
45	1.369	-	-	72216.089	66794.563
46	27.163	327.115	34.969	8885.417	949.876
47	-	-	-	6818.163	0
48	-	-	-	35622.209	0
49	-	-	-	1063.022	0
50	-	-	-	2370.102	0
51	-	-	-	14207.886	0
52	-	-	-	1815.356	0
53	-	-	-	194081.832	0
54	-	-	-	51101.589	0
55	-	-	-	39278.627	0
56	-	-	-	41041.240	0



5.5 BALANCES DE MASA, ENERGÍA Y EXERGÍA

Ahora se realizarán las matrices de incidencia [A], recurso [A_F] y producto [A_P] necesarias para realizar nuestros balances de masa, energía y exergía así como para obtener la eficiencia de los equipos y de la planta. ♦

<i>Equipo</i>	<i>A * m = 0</i>	<i>A * E = 0</i>	<i>A*B=Bd[kW]</i>	<i>Bd [%]</i>
CA	0	0	47958.9308	13.0222
CC	0	0	121044.7389	32.8671
TG	0	0	9493.6333	2.5778
G1	0	0	2370.1020	0.6435
N1	0	0	22835.1900	6.2004
SC	0	0	8468.5289	2.2994
EVAP	0	0	12194.0050	3.3110
ECON	0	0	1053.0695	0.2859
V2	0	0	270.4253	0.0734
BAP	0	0	4.0963	0.0011
DOMO	0	0	6.1942	0.0017
V1	0	0	87.2845	0.0237
BAA	0	0	104.7727	0.0284
CAB	0	0	2127.7439	0.5777
TV	0	0	31575.6219	8.5737
G2	0	0	1815.3562	0.4929
COND	0	0	9858.6400	2.6769
BC	0	0	1.5776	0.0004
Torre Enf.	0	0	6527.2684	1.7723
Absorbedor	0	0	21656.2741	5.8803
Enfriador AP	0	0	4063.3421	1.1033
BAM	0	0	1334.9202	0.3625
Int Calor	0	0	2892.9155	0.7855
Stripper	0	0	46481.8333	12.6211
Cond Mezcla	0	0	14059.1869	3.8175
PLANTA	0	0	368285.6515	100

En este apartado se puede realizar un balance de exergía total considerando a la planta de ciclo combinado como una caja negra y tomando en cuenta que la exergía suministrada es igual a la potencia eléctrica más la exergía destruida más las pérdidas hacia el ambiente.

$$B_{\text{sum}} = B_d + EE + B_L$$

$$B_{\text{sum}} = B_{17} + B_{20} + B_{45} + B_{39} = \mathbf{572230.7899 \text{ KW}}$$

$$EE + B_d + B_{35} + B_{\text{CO}_2} = \mathbf{572230.7899 \text{ KW}}$$

5.6 RECURSO, PRODUCTO Y EFICIENCIA DE EQUIPOS Y PLANTA

Los recursos y productos energéticos como exergéticos a través de las matrices de recurso (A_F) y producto (A_P) para nuestro caso base quedarán de la siguiente manera:

♦ Ver CD Anexo Matrices.xls

<i>Equipo</i>	<i>Re[kW]</i>	<i>Rb[kW]</i>	<i>Pe[kW]</i>	<i>Pb[kW]</i>
CA	227272.0890	227272.0890	220453.9264	179313.1582
CC	439938.8078	406910.9921	404316.5987	285866.2532
TG	346840.2127	355270.8244	345777.1911	345777.1911
G1	118505.1020	118505.1020	116135.0000	116135.0000
N1	81545.8039	75423.8621	81545.8039	52588.6721
SC	64836.3381	42332.5501	64836.3381	33864.0213
EVAP	145391.5327	80706.1363	145391.5327	68512.1313
ECON	87550.2031	32201.6295	87550.2031	31148.5601
V2	341241.1880	137781.0423	341241.1880	137510.6170
BAP	77.5320	77.5320	77.5320	73.4357
DOMO	408524.1175	139911.6432	408524.1175	139905.4490
V1	130935.7852	35424.9327	130935.7852	35337.6482
BAA	1185.2991	1185.2991	1185.2991	1080.5264
CAB	42200.2829	5323.5901	42200.2829	3195.8462
TV	104975.6942	122343.4298	90767.8080	90767.8080
G2	90767.8080	90767.8080	88952.4518	88952.4518
COND	210729.6462	10007.8588	16647.8146	149.2188
BC	16.6207	16.6207	16.6207	15.0430
Torre Enf.	226180.7705	7256.9432	185139.5306	729.6748
Absorbedor	283590.5837	24302.4580	283590.5837	2646.1839
Enfriador AP	124576.1964	4534.7525	73474.6071	471.4104
BAM	1524.5981	1524.5981	1524.5981	189.6779
Int Calor	86984.9545	14940.5318	86984.9545	12047.6162
Stripper	425390.5230	96011.2661	425390.5230	49529.4327
Cond Mezcla	48164.0443	15009.0632	8885.4171	949.8763
PLANTA	593700.7005	549129.4171	202283.4019	202283.4019

Por lo que las eficiencias de primera y segunda ley de la termodinámica así como el costo exergético unitario, así como los índices δ (relación entre la irreversibilidad del equipo y el recurso total del sistema), ψ (relación entre la irreversibilidad del equipo y la irreversibilidad total del sistema) y r (relación entre el recurso del equipo y el recurso total del sistema) para cada uno de los equipos nos quedará de la siguiente manera:

<i>Equipo</i>	η_I	η_{II}	$k=1/\eta_{II}$	$\delta=I_i/R_{tot}$	$r_i=R_i/R_{tot}$
CA	0.970	0.789	1.267	0.087	0.414
CC	0.919	0.703	1.423	0.220	0.741
TG	0.997	0.973	1.027	0.017	0.647
G1	0.980	0.980	1.020	0.004	0.216
N1	1.000	0.697	1.434	0.042	0.137
SC	1.000	0.800	1.250	0.015	0.077
EVAP	1.000	0.849	1.178	0.022	0.147
ECON	1.000	0.967	1.034	0.002	0.059
V2	1.000	0.998	1.002	0.000	0.251
BAP	1.000	0.947	1.056	0.000	0.000
DOMO	1.000	1.000	1.000	0.000	0.255
V1	1.000	0.998	1.002	0.000	0.065

Equipo	η_I	η_{II}	$k=1/\eta_{II}$	$\delta=Ii/R_{tot}$	$ri=Ri/R_{tot}$
BAA	1.000	0.912	1.097	0.000	0.002
CAB	1.000	0.600	1.666	0.004	0.010
TV	0.865	0.742	1.348	0.058	0.223
G2	0.980	0.980	1.020	0.003	0.165
COND	0.079	0.015	67.068	0.018	0.018
BC	1.000	0.905	1.105	0.000	0.000
Torre Enf.	0.819	0.101	9.945	0.012	0.013
Absorbedor	1.000	0.109	9.184	0.039	0.044
Enfriador AP	0.590	0.104	9.620	0.007	0.008
BAM	1.000	0.124	8.038	0.002	0.003
Int Calor	1.000	0.806	1.240	0.005	0.027
Stripper	1.000	0.516	1.938	0.085	0.175
Cond Mezcla	0.184	0.063	15.801	0.026	0.027
PLANTA	0.341	0.368	2.715		

5.7 ANALISIS TERMOECONÓMICO DE LA CENTRAL

A continuación se realizarán las ecuaciones complementarias para realizar la matriz cuadrada. Se tienen 25 equipos y 46 flujos de exergía útiles en la planta por lo que necesitamos 21 ecuaciones complementarias para obtener nuestra matriz cuadrada. Se eliminaron 10 flujos de energía ya que estos son flujos de calor que se expulsan al medio.

1. $B^*_{GD} = B^*_{35} = 0$ (Regla 4)
2. $B^*_{GN} = B_{GN} = B^*_{17} = B_{17}$ (Regla 5)
3. $B^*_{Bsum} = B_{sum} = B^*_{20} = B_{20}$ (Regla 5)
4. $B^*_{AIRE} = B_{AIRE} = B^*_{15} = B_{15} = 0$ (Regla 5)
5. $B^*_{Bsum2} = B_{sum2} = B^*_{45} = B_{45}$ (Regla 5)
6. $B^*_{Breaccion} = B_{reaccion} = B^*_{39} = B_{39} = 0$ (Regla 2)
7. $B^*_{W_{CA}/W_{CA}} - B^*_{W_{nTG}/W_{nTG}} = B^*_{25}/B_{25} - B^*_{26}/B_{26} = 0$ (Regla 3a)
8. $B^*_{W_{eG2}/W_{eG2}} - B^*_{W_{BAP}/W_{BAP}} = B^*_{29}/B_{29} - B^*_{30}/B_{30} = 0$ (Regla 3a)
9. $B^*_{W_{eG2}/W_{eG2}} - B^*_{W_{BAA}/W_{BAA}} = B^*_{29}/B_{29} - B^*_{31}/B_{31} = 0$ (Regla 3a)
10. $B^*_{W_{eG2}/W_{eG2}} - B^*_{W_{BC}/W_{BC}} = B^*_{29}/B_{29} - B^*_{32}/B_{32} = 0$ (Regla 3a)
11. $B^*_{W_{eG2}/W_{eG2}} - B^*_{W_{BAM}/W_{BAM}} = B^*_{29}/B_{29} - B^*_{33}/B_{33} = 0$ (Regla 3a)
12. $B^*_{10}/B_{10} - B^*_{13}/B_{13} = 0$ (Regla 3a)
13. $B^*_{42}/B_{42} - B^*_{43}/B_{43} = 0$ (Regla 3a)
14. $B^*_{1}/B_1 - B^*_{2}/B_2 = 0$ (Regla 2)
15. $B^*_{1}/B_1 - B^*_{3}/B_3 = 0$ (Regla 2)
16. $B^*_{21}/B_{21} - B^*_{22}/B_{22} = 0$ (Regla 2)
17. $B^*_{22}/B_{22} - B^*_{23}/B_{23} = 0$ (Regla 2)
18. $B^*_{23}/B_{23} - B^*_{24}/B_{24} = 0$ (Regla 2)
19. $B^*_{18}/B_{18} - B^*_{19}/B_{19} = 0$ (Regla 2)
20. $B^*_{H2O}/B_{H2O} - B^*_{M}/B_M = B^*_{44}/B_{44} - B^*_{43}/B_{43} = 0$ (Regla 2)
21. $B^*_{42}/B_{42} - B^*_{38}/B_{38} = 0$ (Regla 2)

Los supuestos económicos se mantendrán iguales que en el caso base, pero se deben agregar los costos del equipo de absorción, así como los gastos debidos al solvente.

MEA + Inhibidor €/kg	1.0000
Paridad € [\$/€]	13.7500
MEA Repuesto[\$/s]	0.7470
MEA Inicial [\$/año]	1818.9537
MEA Inicial [\$/s]	0.0001
Costo MEA [\$/s]	0.7470
c45 [\$/s]	3.3429
c39 [\$/s]	0.0000

EQUIPO	% Costo	€ / año	\$/AÑO	\$/s
Absorbedor	0.090	18048.349	\$248,164.795	\$0.008
Torre Enfriamiento	0.052	10412.509	\$143,171.997	\$0.005
Enfriador Amina Pobre	0.099	19783.767	\$272,026.795	\$0.009
Bomba Amina Pobre	0.025	5032.713	\$69,199.799	\$0.002
Intercambiador de calor	0.089	17867.865	\$245,683.147	\$0.008
Stripper y Regenerador	0.629	125817.816	\$1,729,994.967	\$0.059
Cond. H ₂ O - CO ₂	0.015	3036.982	\$41,758.499	\$0.001
TOTAL	1.000	200,000.000€	\$2,750,000.000	\$0.094

Aplicando las fórmulas 41, 42, 43 y 44 obtenemos los siguientes resultados:

Sustancia	Flujo	B* [kW]	k=B*/B	π \$/s	C \$/kWh	C \$/Ton
Vap. Sobrec.	1	292486.302	2.127	17.210	0.451	171.623
Vap. Ext.	2	10973.937	2.127	0.646	0.451	67.548
Mezcla	3	21286.805	2.127	1.253	0.451	13.807
Liq. Sat.	4	21286.805	142.655	1.547	37.332	17.057
Liq. Comp.	5	21335.427	129.887	1.624	35.594	17.903
Agua aliment.	6	32309.364	10.110	2.546	2.868	25.392
Agua aliment.	7	35776.892	8.366	2.834	2.386	28.260
Agua Prec.	8	88979.293	2.512	5.797	0.589	57.813
Agua Prec.	9	88979.293	2.518	5.834	0.594	58.181
Liq Sat.	10	77071.868	2.142	4.610	0.461	46.140
Liq Comp.	11	77298.684	2.144	4.698	0.469	47.018
Vap. Sat.	12	210638.526	2.014	11.959	0.412	119.689
Vap. Sat.	13	222545.951	2.142	13.312	0.461	132.751
Vap. Sobrec.	14	292486.302	2.123	17.173	0.449	171.256
Aire	15	0	0	0	0	0
Aire Comp.	16	410151.104	2.287	22.839	0.459	41.940
Gas Natural	17	406910.992	1.000	20.614	0.182	2471.109
GPC1	18	817062.096	1.756	43.748	0.339	79.123

♦ Jaureguiberry Stagnaro Tomás, Fernández Santón Jose María. “*Estudio comparativo de procesos de recuperación de CO₂ por absorción con aminas*”. Universidad Politécnica de Cataluña.

Sustancia	Flujo	B* [kW]	k=B*/B	π \$/s	C \$/kWh	C \$/Ton
GPC2	19	193048.399	1.756	10.336	0.339	18.695
Calor Sum.	20	75423.862	1.000	4.024	0.192	0
GPC3	21	268472.261	1.652	14.397	0.319	26.039
GPC4	22	198531.909	1.652	10.646	0.319	19.255
GPC5	23	65192.067	1.652	3.496	0.319	6.323
GPC6	24	11989.667	1.652	0.643	0.319	1.163
WCA	25	410151.104	1.805	22.397	0.355	0
WnTG	26	213862.593	1.805	11.678	0.355	0
WeG1	27	213862.593	1.841	11.862	0.368	0
WnTV	28	260225.561	2.867	15.865	0.629	0
WeG2	29	252022.465	2.925	15.543	0.650	0
WBAP	30	226.816	2.925	0.014	0.650	0
WBAA	31	3467.528	2.925	0.214	0.650	0
WBC	32	48.623	2.925	0.003	0.650	0
WBAM	33	4460.129	2.925	0.275	0.650	0
GPC7	34	11989.667	16.432	0.651	3.214	1.178
Gas Dulce	35	0	0	0	0	0
Amina Pobre	36	35246.870	74.769	1.619	12.364	3.349
Amina Pobre	37	35246.870	7.773	1.610	1.278	3.330
Amina Pobre	38	30786.741	7.085	1.332	1.104	2.756
Qreaccion	39	23101.373	1.000	0	0	0
Amina Rica	40	70337.909	36.363	2.275	4.235	4.456
Amina Rica	41	176198.065	12.602	6.865	1.768	13.445
Amina Regen	42	136646.897	7.085	5.914	1.104	12.233
H2O - CO ₂	43	214290.645	7.085	9.274	1.104	24.515
H2O Liq	44	107944.914	7.085	4.671	1.104	13.304
Qsum2	45	66794.563	1.000	3.592	0.194	0
CO₂	46	106345.731	111.957	4.604	17.448	169.484

5.8 COSTOS TOTALES ANUALES Y EMISIONES DE CO₂

Por lo que los costos anuales de la energía generada en cada generador eléctrico se resumen de la siguiente manera, así también se muestran los gastos anuales totales para observar que todos los costos se le están asignando a la energía eléctrica producida.

Costos Anuales Totales	
WeG1 \$/año	\$347,907,446.23
WeG2 \$/año	\$455,853,228.10
CO2 \$/año	\$135,019,422.49
TOT \$/año	\$938,780,096.81
Inversión Anual	
Equipo \$/año	\$110,850,578.43
GN \$/año	\$604,572,869.52
Qsum \$/año	\$118,011,427.40
Qsum2 \$/año	\$105,345,221.45
TOTAL \$/año	\$938,780,096.81

Método Tradicional	
Comb \$/KWh	\$0.50
Eq y Mtto. \$/KWh	\$0.07
TOT \$/KWh	\$0.57
TOT \$/año	\$938,780,096.81

Incremento Costos Anuales con respecto al Caso Base	
Caso Base \$/año	\$816,078,418.21
AMINA - MEA \$/año	\$938,780,096.81
Incremento en costos anuales [\$ /año]	\$122,701,678.61
Incremento Costos en %	15.04%

Las emisiones anuales de CO₂ para el caso de captura por aminas serían las siguientes:

kg/s	1.430
kmol/s	0.032
kgCO₂/MWh	25.442
ton/año	41,928.931

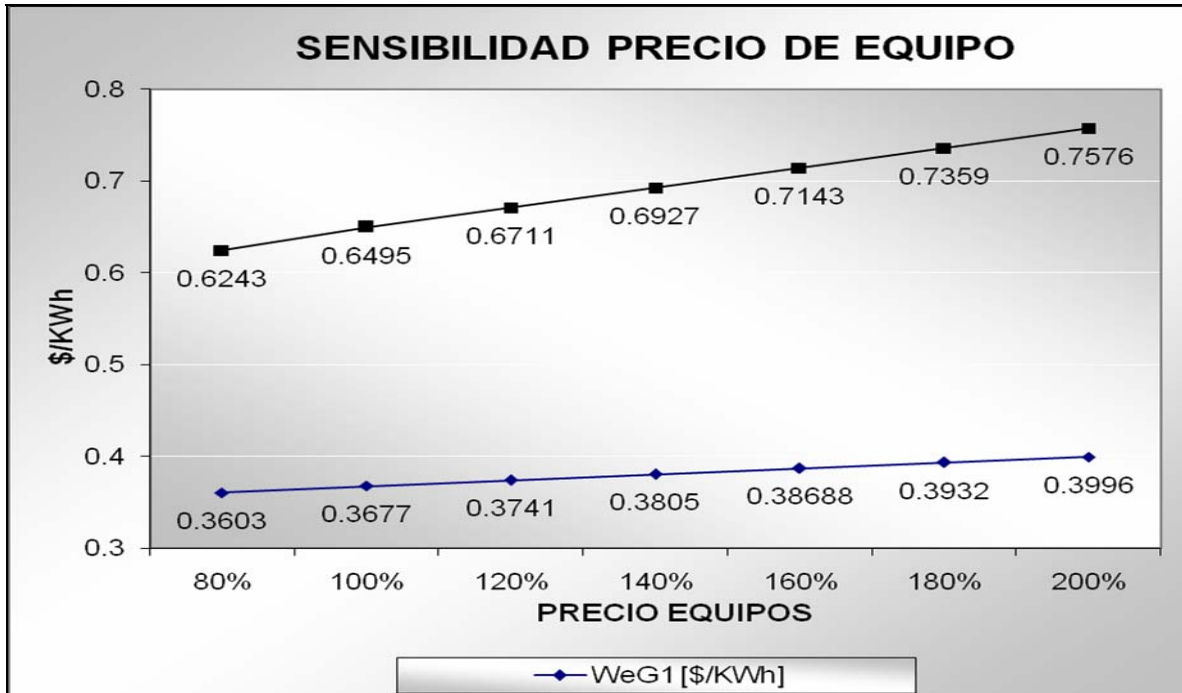
El bióxido de carbono capturado se puede medir en las siguientes unidades:

CO₂ Absorbido [ton/h]	97.787
CO₂ Absorbido [ton/año]	796,649.701

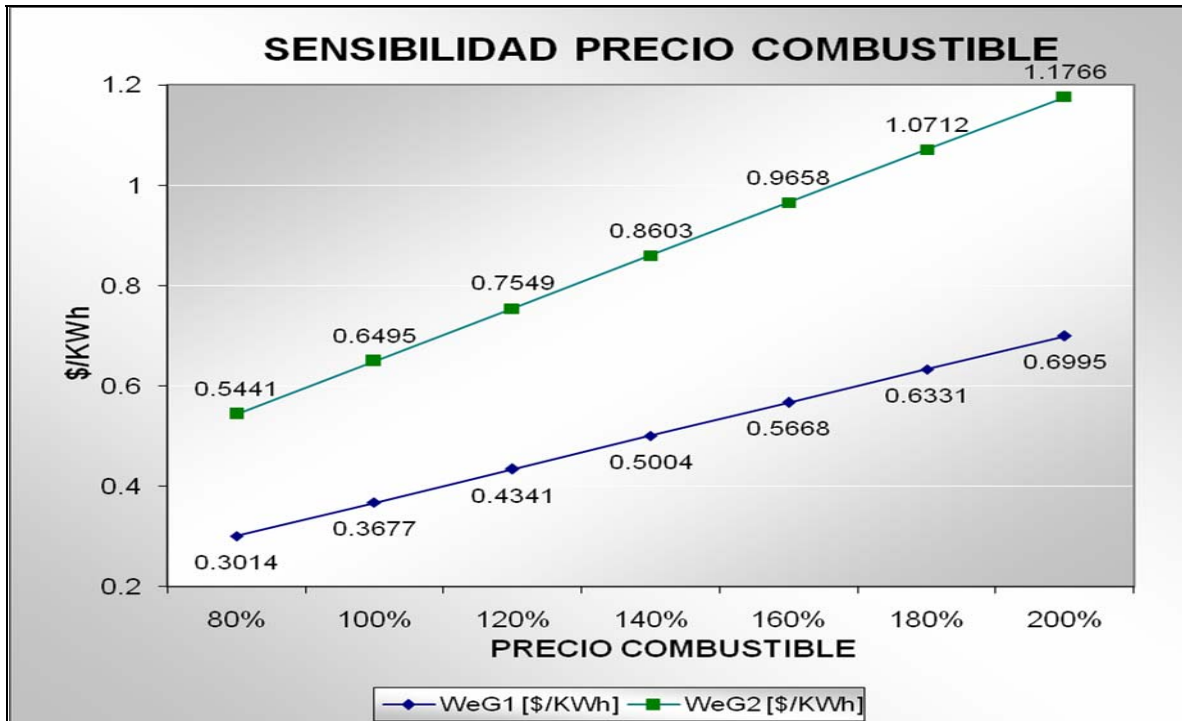
5.9 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD CONTRA COMBUSTIBLE Y EQUIPO

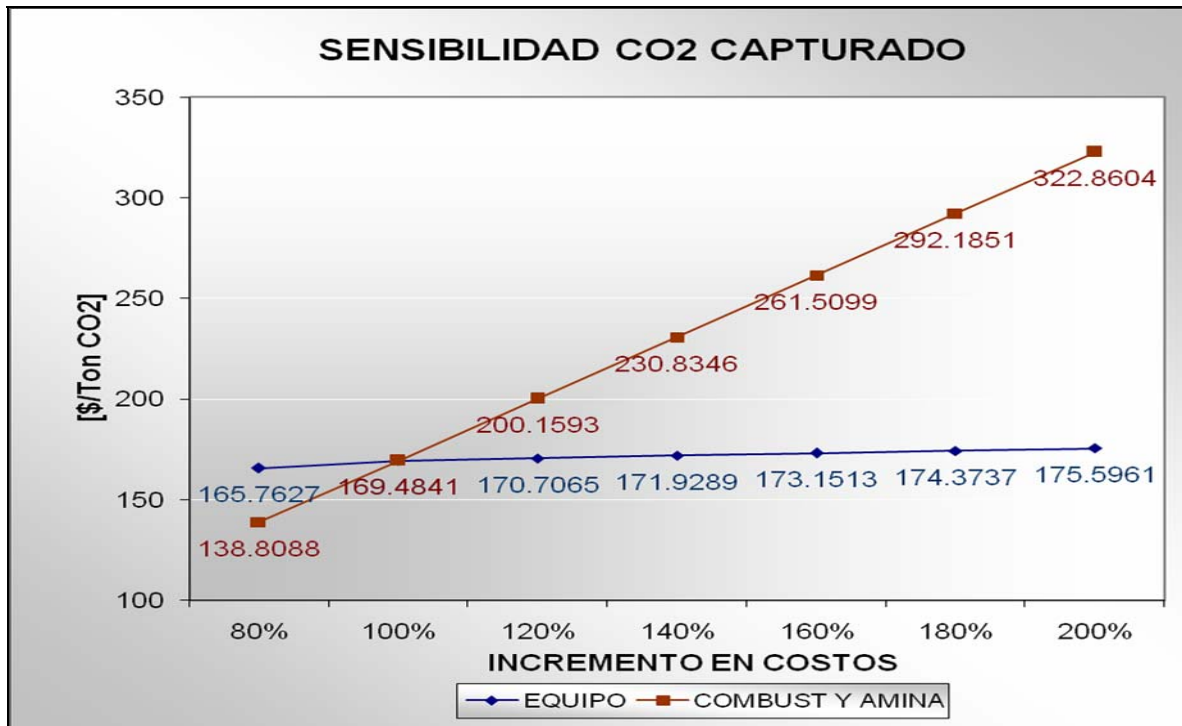
Para este análisis se consideró un incremento en los costos de equipo, así como de combustible y de la MEA y de cómo este incremento repercutía en los precios de la energía eléctrica (\$/KWh) en cada generador, así como en el CO₂ capturado.

Costo Equipo	80%	100%	120%	140%	160%	180%	200%
WeG1 [\$ /KWh]	0.3603	0.3677	0.3741	0.3805	0.38688	0.3932	0.3996
WeG2 [\$ /KWh]	0.6243	0.6495	0.6711	0.6927	0.7143	0.7359	0.7576
CO₂ [\$ /Ton]	165.762	169.4841	170.7065	171.9289	173.1513	174.3737	175.5961



Combust y MEA	80%	100%	120%	140%	160%	180%	200%
WeG1 [\$/KWh]	0.3014	0.3677	0.4341	0.5004	0.5668	0.6331	0.6995
WeG2 [\$/KWh]	0.5441	0.6495	0.7549	0.8603	0.9658	1.0712	1.1766
CO₂ [\$/Ton]	138.8088	169.4841	200.1593	230.8346	261.5099	292.1851	322.8604





De igual manera que en el caso base podemos observar en el análisis de sensibilidad que el precio del KWh se incrementa en mayor medida con una variación en el precio del combustible.

También podemos observar que debido al incremento de equipos el precio del KWh es mayor comparado con el caso base.

5.10 ANÁLISIS ECONÓMICO CONSIDERANDO BONOS DE CARBONO

En este apartado se realiza un análisis de factibilidad económica considerando el ingreso que podría darse al comercializar el CO₂ capturado, se toma como inversión el incremento en la inversión de la planta (costo del equipo de secuestro de CO₂) con respecto al caso base, los costos incrementales de operación y mantenimiento así como los costos incrementales en combustible serán comparados con los ingresos por venta de bonos de carbono.

El proyecto será factible si la relación beneficio costo es mayor que uno, la Tasa Interna de Retorno (TIR) es mayor que la Tasa de Retorno Mínima Aceptable (TREMA) la cual se considero del 15%, además el período de recuperación de la inversión debe ser menor a la vida económica del proyecto, además el valor presente neto (VPN) debe ser mayor a la inversión realizada (costo equipo de captura).

Para lograr las condiciones anteriores se realizaron diversas pruebas variando el precio de los bonos de carbono (US\$/Ton CO₂) y analizando con que valor del bono de carbono se lograría que el proyecto fuese factible económicamente hablando.

De esta manera se realizó el siguiente análisis económico.

Consideraciones Económicas:

Costo Equipo de Captura Total [\$]	\$68,750,000.00
Costo Combustible, Operación y Mto [\$/año]	\$119,951,678.61
Precio Bonos de Carbono [US\$/Ton CO2]	\$15.00
Precio Bonos de Carbono [\$/Ton CO2]	\$165.00
Toneladas de CO2 capturadas [Ton CO2/año]	796649.701
Ingreso Anual por Bonos de Carbono [\$/año]	\$131,447,200.66

So - Inversión Inicial [\$]	-\$68,750,000.00
St - Flujo de efectivo del período t [\$]	\$11,495,522.06
i - TREMA (bancario) [porcentaje]	0.15
t - Vida económica del proyecto [años]	25
Valor Presente Neto [VPN] [\$]	\$74,308,768.40

Análisis año por año

AÑO	0	1	2	3	4	5	6	7
So [MM\$]	-\$68.75							
St [MM\$]		\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50
VP St [MM\$]		\$10.00	\$8.69	\$7.56	\$6.57	\$5.72	\$4.97	\$4.32
SAD [MM\$]	-\$68.75	-\$58.75	-\$50.06	-\$42.50	-\$35.93	-\$30.22	-\$25.25	-\$20.92
St [MM\$]	-\$68.75	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50
VP Ingr.[MM\$]		\$114.30	\$99.39	\$86.43	\$75.16	\$65.35	\$56.83	\$49.42
VP Costos[MM\$]		\$104.31	\$90.70	\$78.87	\$68.58	\$59.64	\$51.86	\$45.09

AÑO	8	9	10	11	12	13	14	15
So [MM\$]								
St [MM\$]	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50
VP St [MM\$]	\$3.76	\$3.27	\$2.84	\$2.47	\$2.15	\$1.87	\$1.62	\$1.41
SAD [MM\$]	-\$17.17	-\$13.90	-\$11.06	-\$8.59	-\$6.44	-\$4.57	-\$2.94	-\$1.53
St [MM\$]	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50
VP Ingr.[MM\$]	\$42.97	\$37.37	\$32.49	\$28.25	\$24.57	\$21.36	\$18.58	\$16.15
VP Costos[MM\$]	\$39.21	\$34.10	\$29.65	\$25.78	\$22.42	\$19.50	\$16.95	\$14.74

AÑO	16	17	18	19	20	21	22	23
So [MM\$]								
St [MM\$]	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50
VP St [MM\$]	\$1.23	\$1.07	\$0.93	\$0.81	\$0.70	\$0.61	\$0.53	\$0.46
SAD [MM\$]	-\$0.30	\$0.77	\$1.69	\$2.50	\$3.20	\$3.82	\$4.35	\$4.81
St [MM\$]	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50
VP Ingr.[MM\$]	\$14.05	\$12.21	\$10.62	\$9.24	\$8.03	\$6.98	\$6.07	\$5.28
VP Costos[MM\$]	\$12.82	\$11.15	\$9.69	\$8.43	\$7.33	\$6.37	\$5.54	\$4.82

AÑO	24	25	TOTALES
So [MM\$]			
St [MM\$]	\$11.50	\$11.50	
VP St [MM\$]	\$0.40	\$0.35	
SAD [MM\$]	\$5.21	\$5.56	
St [MM\$]	\$11.50	\$11.50	
VP Ingr.[MM\$]	\$4.59	\$3.99	\$849.69
VP Costos[MM\$]	\$4.19	\$3.64	\$775.39

Relación Beneficio - Costo**R= B/C = 1.01****Tasa Interna de Retorno****TIR = 16%****Período de Recuperación****PR (años) 16.28**

CAPÍTULO 6

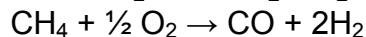
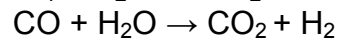
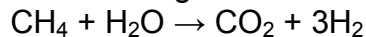
CICLO COMBINADO CON DESCARBONIZACIÓN DEL COMBUSTIBLE Y CAPTURA DE CO₂ EN PRECOMBUSTIÓN

6.1 DESCRIPCIÓN DE LA TECNOLOGÍA

Para este proceso se utiliza como combustible gas natural y el propósito primordial es eliminar todo el carbón presente en el energético antes de iniciar la combustión. Para este proceso se considera que el gas natural se “reformo” por medio de un Reformador Autotérmico (Auto – Thermal Reformer ATR), el proceso de reforma consiste en separar el carbono del hidrógeno para formar CO₂ y separarlo antes de iniciar la combustión en el ciclo combinado. Así el combustible usado en la planta de potencia es una mezcla rica en Hidrógeno y Nitrógeno.

El gas reformado rico en H₂ es quemado en una turbina de gas, la cual es integrada al proceso de descarbonización. El ciclo de vapor considerado consta del recuperador de calor (HRSG), turbina de vapor (TV), enfriamiento a través de un condensador y un avanzado proceso con tres niveles de recalentamiento de vapor. La producción de vapor se basa en el calor que ceden los GPC.

El gas natural es mezclado con el vapor a media presión es precalentado a 500°C en el precalentador de la caldera de recuperación antes de ir al prereformador (PREREF). El ratio de vapor a carbón es seleccionado de 2 en la entrada del PREREF, una cantidad de aire extraído del compresor de la turbina de gas y los productos del PREREF son precalentados aproximadamente a 600°C al dirigirse hacia el ATR. Ambos reactores PREREF y ATR son considerados como reactores en equilibrio. En el prereformador la mayoría de los hidrocarburos más pesados (principalmente C₂H₆) son convertidos a H₂ y CO mientras que el CH₄ es convertido en el ATR de acuerdo a las siguientes ecuaciones.

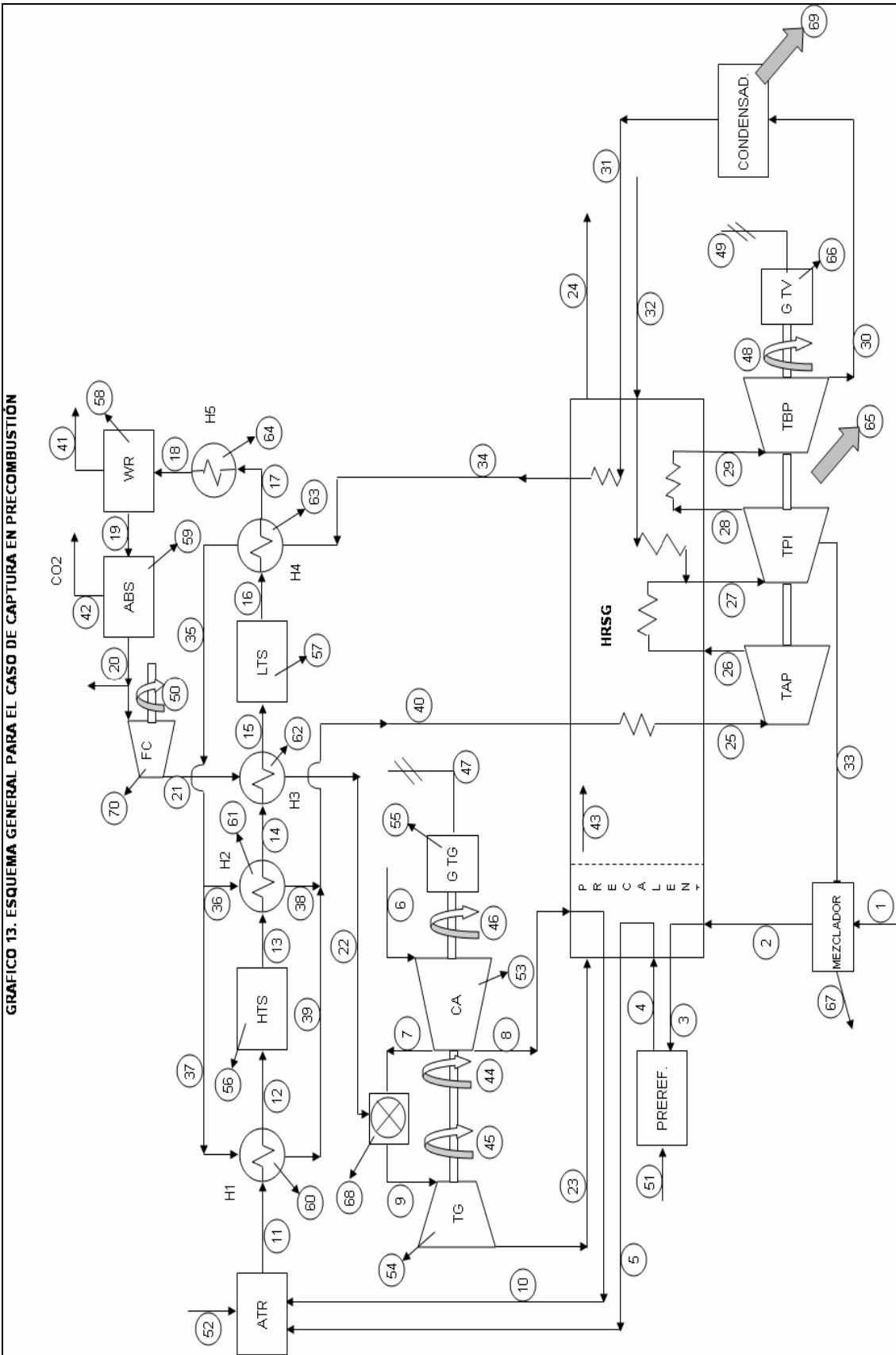


La temperatura de salida del ATR será de aproximadamente 900°C. El ciclo de vapor toma ventaja del proceso de reforma utilizando el enfriamiento de los productos del ATR para generar vapor saturado a alta presión adicional. El vapor saturado es más adelante sobrecalentado en la caldera de recuperación de calor (HRSG), y alimentado en la turbina de vapor de alta presión. El CO producido es convertido a CO₂ en los reactores de cambio de alta y baja temperatura (HTS y LTS).[♦]

La mayoría del agua es removida en el removedor de agua (WR) por condensación a 25°C. El dióxido de carbono se remueve en el absorbedor (ABS) y el gas resultante (combustible) se comprime para enviarlo al combustor de la turbina de gas. El diagrama de este caso se muestra en la siguiente página.

[♦] Ivar S. Ertesvag, Hanne M. Kvamsdal, Olav Bolland. *“Exergy analysis of a gas-turbine combined-cycle power plant with precombustion CO₂ capture”*. Science Direct 2005

GRAFICO 13. ESQUEMA GENERAL PARA EL CASO DE CAPTURA EN PRECOMBUSTIÓN



6.2 NOMENCLATURA DE EQUIPOS Y FLUJOS

6.2.1 Nomenclatura Equipos

PREREF – Prereformador

PRECALENT – Precalentador

TAP - Turbina de Alta Presión

TPI - Turbina de Presión Intermedia

TBP - Turbina de Baja Presión

ATR - Rerformador Autotérmico

H1 - Intercambiador de Calor 1

H2 - Intercambiador de Calor 2

H3 - Intercambiador de Calor 3

H4 - Intercambiador de Calor 4

H5 - Intercambiador de Calor 5

HTS - Reactor cambio alta temperatura

LTS - Reactor cambio baja temperatura

WR - Removedor de Agua

ABS - Absorbedor CO₂

FC - Compresor de Combustible

6.2.2 Descripción de los flujos

<i>Flujo</i>	<i>Sustancia</i>	<i>Flujo</i>	<i>Sustancia</i>
1	Gas Natural	36	Vapor a Recalentamiento
2	Mezcla Vapor - GN	37	Vapor a Recalentamiento
3	Mezcla Vapor - GN	38	Vapor a Recalentamiento
4	Gases Prereformador	39	Vapor a Recalentamiento
5	Gases Prereformador	40	Vapor a Recalentamiento
6	Aire Atmosférico	41	Agua Removida WR
7	Aire Comprimido	42	Dióxido de Carbono CO ₂
8	Aire Comprimido	43	GPC salida del Prec.
9	GPC	44	Trabajo compresor Aire
10	Aire Comprimido	45	Trabajo Bruto Turbina Gas
11	Gases ATR	46	Trabajo Neto Turbina Gas
12	Gases ATR	47	Potencia Neta Gen TG
13	Gases HTS	48	Trabajo mecanico de TV
14	Gases HTS	49	Potencia Neta Gen TV
15	Gases HTS	50	Trabajo para Comp. Fuel
16	Gases LTS	51	Calor de Reacción PRE
17	Gases LTS	52	Energía liberada en ATR
18	Gases LTS	53	Calor Sale del CA
19	Gas sin Agua (WR)	54	Calor Sale de TG
20	Fuel H2 - N2	55	Calor Sale Gen TG
21	Fuel H2 - N2	56	Calor Perdido en HTS
22	Fuel H2 - N2	57	Calor Perdido en LTS
23	GPC	58	Calor Perdido en WR
24	GPC	59	Calor Perdido en ABS
25	Vapor AP	60	Calor Perd. Int. de Calor 1
26	Vapor AP	61	Calor Perd. Int. de Calor 2
27	Vapor PI	62	Calor Perd. Int. de Calor 3
28	Vapor PI	63	Calor Perd. Int. de Calor 4
29	Vapor PI	64	Calor Perd. Int. de Calor 5
30	Vapor Salida TV	65	Calor Sale Turbina de Vapor
31	Condensado	66	Calor Sale Gen TV
32	Agua de Repuesto	67	Energía Perdida Mezclador
33	Vapor para Mezcla con GN	68	Calor Sale Cámara Comb
34	Vapor a Recalentamiento	69	Calor Condensador
35	Vapor a Recalentamiento	70	Calor Compresor Combustible

Las propiedades de los gases usados en este caso son las siguientes:

GAS	x_j	PM kg/kmol	C_p kJ/kgK	bq_i kJ/kmol*	hd kJ/kmol*
CH ₄	0.8924	16.0430	2.2537	836510	802320
C ₂ H ₆	0.0739	30.0700	1.7662	1504360	1428780
C ₃ H ₈	0.0120	44.0970	1.6794	2163190	2045380
C ₄ H ₁₀	0.0024	58.1240	1.7164	2818930	2658830
C ₅ H ₁₂	0.0011	72.1140	2.6482	3477050	3274290
H ₂	0.0000	2.0160	14.3070	238490	242000
CO	0.0000	28.0100	1.0400	275430	283150
O ₂	0.0000	31.9980	0.9180	3970	0
CO ₂	0.0182	44.0090	0.8460	20140	0
N ₂	0.0000	28.0140	1.0390	720	0
H ₂ O	0.0000	18.0150	1.8723	11710	0

Los datos de temperatura y presión que se consideran para los flujos de materia son los siguientes: *

Flujo	T °C	P Bar	Flujo	T °C	P Bar
1	257.700	16.400	23	613.400	1.020
2	500.000	16.100	24	83.000	1.020
3	439.900	15.610	25	501.000	111.100
4	598.400	15.140	26	310.981	29.170
5	27.722	1.014	27	501.000	26.620
6	377.200	15.600	28	261.766	4.240
7	377.200	15.600	29	274.500	4.240
8	1251.000	15.440	30	43.807	0.090
9	598.400	15.130	31	43.807	0.090
10	900.200	14.220	32	15.000	3.450
11	350.500	13.800	33	434.607	17.000
12	429.200	13.380	34	91.500	122.000
13	327.300	12.980	35	145.000	121.500
14	200.700	12.590	36	145.000	121.500
15	236.800	12.220	37	145.000	121.500
16	129.700	11.850	38	325.300	121.000
17	30.000	11.750	39	325.300	121.000
18	30.000	1.014	40	325.300	121.000
19	30.000	1.014	41	30.000	1.014
20	110.000	2.400	42	30.000	1.014
21	200.000	2.300	43	529.888	1.020
22	257.700	16.400			

* Kotas T.J. *"The Exergy Method of Thermal Plant Analysis"*. Krieger Publishing Co. 1995.

* Ivar S. Ertesvag, Hanne M. Kvamsdal, Olav Bolland. *"Exergy analysis of a gas-turbine combined-cycle power plant with precombustion CO₂ capture"*. Science Direct 2005

6.3 DESCRIPCIÓN DE CÁLCULOS PARA OBTENER ENTALPÍA Y EXERGÍA

El flujo másico de combustible será el combustible total utilizado en los casos anteriores, de esta manera y considerando que en el mezclador el ratio agua – carbón es 1.7. *

Durante el proceso de descarbonización existirán una serie de reacciones químicas por lo que es necesario conocer la exergía química de los reactivos y productos durante cada reacción. La exergía química de una mezcla de gases ideales se puede calcular con la siguiente ecuación.

$$b_{qm} = \sum x_i b_{qi} + RT_0 \sum x_i \ln x_i \quad (47)^\diamond$$

$$b_T = b_f + b_q \quad (48)$$

Para realizar estas fórmulas necesitamos ocupar los valores de exergía química de cada elemento que son constantes para aplicar la fórmula anterior y para encontrar la exergía química contenida en el compuesto.

La exergía total será la suma de la exergía física y la exergía química, y para encontrar la energía de la mezcla de gases se necesitará conocer la entalpía de devaluación (h_d) que es el valor de entalpía evaluado para el ambiente estable de referencia a los estados muertos de las sustancias seleccionadas. Por lo que se deben realizar las reacciones en cada dispositivo para encontrar las propiedades de los flujos másicos. ♦

Los flujos 25 hasta el 41 son solamente agua por lo que con ayuda del TPX podemos obtener sus propiedades.

Se debe considerar la exergía química contenida en el flujo de vapor que se dirige hacia el mezclador ya que reaccionará con el gas natural por lo que se requiere considerar esta propiedad para que los balances de energía y exergía sean congruentes. Por lo anterior se debe considerar el valor de exergía química en cada flujo de vapor.

El flujo másico de vapor se considero igual al flujo de este energético en el caso base, considerando el consumo en la turbina de gas y en el quemado suplementario del caso inicial.

La cantidad de kg de aire por kg de gas natural será de 32.6, y el porcentaje de aire que se destina hacia el ATR será del 12.15%. El ratio molar de vapor con respecto al gas natural es seleccionado de 2 en la entrada del PREREF. ♦

Se debe realizar un balance de energía en el precalentador para encontrar la temperatura del estado 43. Así también se debe realizar un balance de masa y energía en el HRSG para calcular la cantidad de vapor que se puede obtener de la energía y exergía que poseen los gases producto de combustión.

♦ Kotas T.J. *"The Exergy Method of Thermal Plant Analysis"*. Krieger Publishing Company 1995.

♦ Ver CD Anexo Memoria de Cálculo capítulo 6

♦ Ivar S. Ertesvag, Hanne M. Kvamsdal, Olav Bolland. *"Exergy analysis of a gas-turbine combined-cycle power plant with precombustion CO₂ capture"*. Science Direct 2005

La tabla siguiente nos muestra los flujos másicos calculados.

#	kmol/s	kg/s	kg/kmol	Flujo	kmol/s	kg/s	kg/kmol
1	0.6224	11.2575	18.0879	23	13.7668	366.7368	26.5207
2	1.6804	30.3182	18.0420	24	13.7668	366.7368	26.5207
3	1.6804	30.3182	18.0420	25	2.6291	47.3637	18.0150
4	1.9280	30.3182	15.7252	26	2.6291	47.3637	18.0150
5	1.9280	30.3182	15.7252	27	3.6872	66.4243	18.0150
6	12.7528	367.9293	28.8510	28	2.6291	47.3637	18.0150
7	11.2033	323.2259	28.8510	29	2.6291	47.3637	18.0150
8	1.5495	44.7034	28.8510	30	2.6291	47.3637	18.0150
9	13.7668	366.7368	26.5207	31	2.6291	47.3637	18.0150
10	1.5495	44.7034	28.8510	32	1.0580	19.0606	18.0150
11	4.5808	75.0216	16.3775	33	1.0580	19.0606	18.0150
12	4.5808	75.0216	16.3775	34	2.6291	47.3637	18.0150
13	4.5808	75.0216	16.3775	35	2.6291	47.3637	18.0150
14	4.5808	75.0216	16.3775	36	0.3944	7.1045	18.0150
15	4.5808	75.0216	16.3775	37	2.2348	40.2591	18.0150
16	4.5808	75.0216	16.3775	38	0.3944	7.1045	18.0150
17	4.5808	75.0216	16.3775	39	2.2348	40.2591	18.0150
18	4.5808	75.0216	16.3775	40	2.6291	47.3637	18.0150
19	4.5537	74.5345	16.3678	41	0.0270	0.4870	18.0150
20	3.8488	43.5109	11.3051	42	0.7049	31.0236	44.0090
21	3.8488	43.5109	11.3051	43	13.7668	366.7368	26.5207
22	3.8488	43.5109	11.3051				

Por lo que la tabla con la composición molar de los flujos es:

Flujo	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	H ₂ O	O ₂	N ₂
1	0	0	1.820	89.240	7.390	1.200	0.240	0.110	0	0
2,3	0	0	0.674	33.052	2.737	0.444	0.089	0.041	62.963	0
4,5	15.727	6.421	0.588	28.808	0	0	0	0	48.457	0
6, 7, 8, 10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	21.008
9, 23,24,43	0	0	0	0	0	0	0	0	18.134	8.030
11, 12	38.565	15.933	0.266	0	0	0	0	0	16.524	0
13,14,15	49.718	4.780	11.419	0	0	0	0	0	5.370	0
16,17,18	54.498	0.000	16.199	0	0	0	0	0	0.590	0
19	54.822	0.000	16.295	0	0	0	0	0	0	0
20, 21,22	64.863	0.000	0.964	0	0	0	0	0	0	0
25 - 35	0	0	0	0	0	0	0	0	100.000	0
36 - 41	0	0	0	0	0	0	0	0	100.000	0
42	0	0	100	0	0	0	0	0	0	0

Con la composición molar y el peso molecular podemos obtener el Cp molar y el Cp específico para cada flujo.

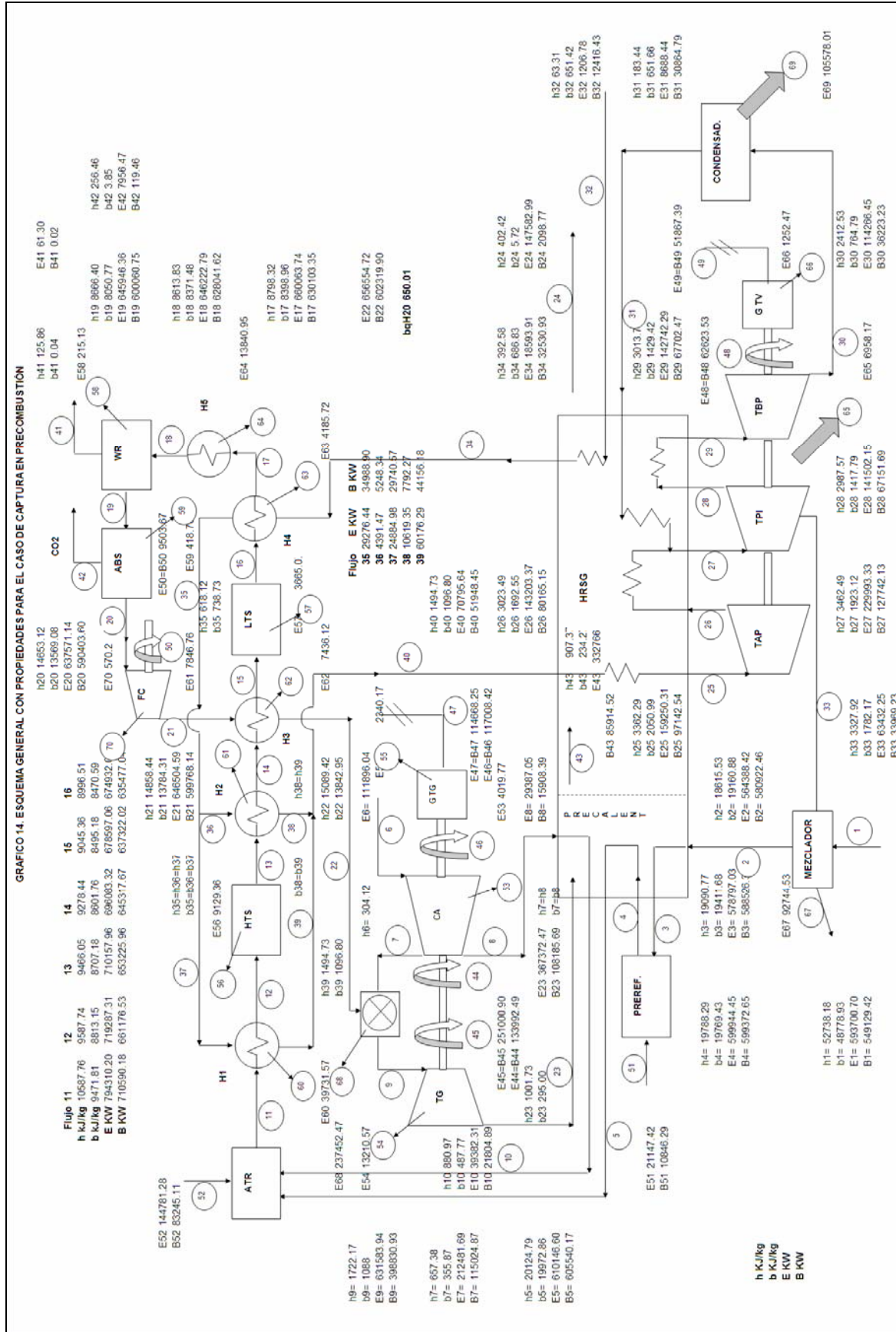
Flujo	Cp~ kJ/kmolK	Cp kJ/kgK	Flujo	Cp~ kJ/kmolK	Cp kJ/kgK
1	-	-	23	29.9643	1.1299
2	35.3876	1.9614	24	29.9643	1.1299
3	35.3876	1.9614	25	-	-
4	33.3853	2.1230	26	-	-
5	33.3853	2.1230	27	-	-
6	29.1628	1.0108	28		
7	29.1628	1.0108	29	-	-
8	29.1628	1.0108	30	-	-
9	29.9663	1.1299	31	-	-
10	29.1628	1.0108	32	-	-
11	29.7941	1.8192	33	-	-
12	29.7941	1.8192	34	-	-
13	30.1527	1.8411	35	-	-
14	30.1527	1.8411	36	-	-
15	30.1527	1.8411	37	-	-
16	30.3063	1.8505	38	-	-
17	30.3063	1.8505	39	-	-
18	30.3063	1.8505	40	-	-
19	30.2860	1.8503	41	-	-
20	29.0139	2.5664	42	37.2316	0.8460
21	29.0139	2.5664	43	29.9663	1.1299
22	29.0139	2.5664			

A continuación se realizaron los balances de energía para encontrar los trabajos obtenidos en las turbinas, los flujos de energía desechados hacia el ambiente. ♦

6.4 FLUJO MÁSSICO, ENTALPÍA Y EXERGÍA DE CADA FLUJO

La tabla y esquema general con propiedades para poder realizar el análisis termoeconómico se muestra a continuación.

♦ Ver CD Anexo Memoria de Cálculo capítulo 6



Flujo	m kg/s	h kJ/kg	b kJ/kg	E KW	B KW
1	11.2575	52738.1778	48778.9299	593700.7005	549129.4171
2	30.3182	18615.5259	19160.8772	564388.4166	580922.4620
3	30.3182	19090.7731	19411.6809	578797.0325	588526.3675
4	30.3182	19788.2897	19769.4298	599944.4513	599372.6532
5	30.3182	20124.7928	19972.8565	610146.6043	605540.1744
6	367.9293	304.1238	0	111896.0368	0
7	323.2259	657.3784	355.8653	212481.6945	115024.8685
8	44.7034	657.3784	355.8653	29387.0528	15908.3910
9	366.7368	1722.1722	1087.5127	631583.9411	398830.9348
10	44.7034	880.9689	487.7680	39382.3109	21804.8933
11	75.0216	10587.7585	9471.8124	794310.1972	710590.1806
12	75.0216	9587.7408	8813.1531	719287.3117	661176.5315
13	75.0216	9466.0511	8707.1761	710157.9551	653225.9642
14	75.0216	9278.4432	8601.7624	696083.3157	645317.6687
15	75.0216	9045.3601	8495.1844	678597.0612	637322.0183
16	75.0216	8996.5066	8470.5918	674931.9954	635477.0434
17	75.0216	8798.3201	8398.9631	660063.7359	630103.3469
18	75.0216	8613.8272	8371.4813	646222.7884	628041.6211
19	74.5345	8666.4020	8050.7731	645946.3648	600060.7468
20	43.5109	14653.1232	13569.0846	637571.1360	590403.5991
21	43.5109	14858.4383	13784.3073	646504.5872	599768.1386
22	43.5109	15089.4178	13842.9538	656554.7198	602319.9033
23	366.7368	1001.7333	294.9955	367372.4653	108185.6946
24	366.7368	402.4221	5.7228	147582.9942	2098.7735
25	47.3637	3362.2894	2050.9934	159250.3130	97142.5407
26	47.3637	3023.4866	1692.5458	143203.3738	80165.1542
27	66.4243	3462.4879	1923.1235	229993.3267	127742.1280
28	47.3637	2987.5683	1417.7895	141502.1524	67151.6899
29	47.3637	3013.7515	1429.4181	142742.2857	67702.4653
30	47.3637	2412.5345	764.7896	114266.4510	36223.2316
31	47.3637	183.4411	651.6557	8688.4387	30864.7943
32	19.0606	63.3128	651.4173	1206.7829	12416.4327
33	19.0606	3327.9174	1782.1659	63432.2458	33969.2288
34	47.3637	392.5775	686.8332	18593.9070	32530.9288
35	47.3637	618.1204	738.7289	29276.4424	34988.9003
36	7.1045	618.1204	738.7289	4391.4664	5248.3350
37	40.2591	618.1204	738.7289	24884.9761	29740.5652
38	7.1045	1494.7250	1096.7998	10619.3461	7792.2673
39	40.2591	1494.7250	1096.7998	60176.2945	44156.1812
40	47.3637	1494.7250	1096.7998	70795.6405	51948.4485
41	0.4870	125.8603	0.0359	61.2958	0.0175
42	31.0236	256.4649	3.8505	7956.4674	119.4560
43	366.7368	907.3712	234.2675	332766.4383	85914.5163
44	0	-	-	133992.4852	133992.4852
45	0	-	-	251000.9020	251000.9020
46	0	-	-	117008.4168	117008.4168
47	0	-	-	114668.2485	114668.2485
48	0	-	-	62623.5322	62623.5322

Flujo	m kg/s	h kJ/kg	b kJ/kg	E KW	B KW
49	0	-	-	51867.3901	51867.3901
50	0	-	-	9503.6715	9503.6715
51	0	-	-	21147.4188	10846.2857
52	0	-	-	144781.2821	83245.1128
53	0	-	-	4019.7746	0
54	0	-	-	13210.5738	0
55	0	-	-	2340.1683	0
56	0	-	-	9129.3567	0
57	0	-	-	3665.0658	0
58	0	-	-	215.1278	0
59	0	-	-	418.7614	0
60	0	-	-	39731.5671	0
61	0	-	-	7846.7596	0
62	0	-	-	7436.1219	0
63	0	-	-	4185.7240	0
64	0	-	-	13840.9475	0
65	0	-	-	6958.1702	0
66	0	-	-	1252.4706	0
67	0	-	-	92744.5297	0
68	0	-	-	237452.4733	0
69	0	-	-	105578.0123	0
70	0	-	-	570.2203	0

6.5 BALANCES DE MASA, ENERGÍA Y EXERGÍA

Ahora se realizarán las matrices de incidencia [A], recurso [A_F] y producto [A_P] necesarias para realizar nuestros balances de masa, energía y exergía así como para obtener la eficiencia de los equipos y de la planta. ♦

Los balances realizados a través de [A] quedarán de la siguiente manera:

Equipo	A* m = 0	A * E = 0	A*B=Bd[kW]	%Bd
Mezclador	0	0	2176.1839	0.4470
Pre calentador	0	0	2603.2492	0.5347
Prereformador	0	0	0.0000	0.0000
Compresor Aire	0	0	3059.2256	0.6283
Cámara Combustión	0	0	318513.8371	65.4189
Turbina Gas	0	0	39644.3382	8.1425
Generador TG	0	0	2340.1683	0.4806
ATR	0	0	0.0000	0.0000
Intercambiador 1	0	0	34998.0331	7.1882
HTS	0	0	7950.5672	1.6330
Intercambiador 2	0	0	5364.3633	1.1018
Intercambiador 3	0	0	5443.8857	1.1181
LTS	0	0	1844.9749	0.3789
Intercambiador 4	0	0	2915.7250	0.5989
Intercambiador 5	0	0	2061.7258	0.4235

♦ Ver CD Anexo Matrices.xls

<i>Equipo</i>	$A^* m = 0$	$A^* E = 0$	$A^* B = B_d [kW]$	$\% B_d$
Removedor Agua	0	0	27980.8568	5.7469
Absorbedor CO2	0	0	9537.6916	1.9589
Compresor Fuel	0	0	139.1321	0.0286
Unión Vapor AP	0	0	0.0000	0.0000
División Vapor BP	0	0	0.0000	0.0000
HRSG	0	0	1244.1996	0.2555
Turbina Vapor	0	0	12454.2973	2.5580
Generador TV	0	0	1252.4706	0.2572
Condensador	0	0	5358.4373	1.1006
PLANTA			486883.3626	100.0000

En este apartado se puede realizar un balance de exergía total considerando a la planta de ciclo combinado como una caja negra y tomando en cuenta que la exergía suministrada es igual a la potencia eléctrica más la exergía destruída más las pérdidas hacia el ambiente.

$$B_{\text{sum}} = B_d + EE + B_L$$

$$B_{\text{sum}} = B_1 + B_{51} + B_{52} + B_{32} = \mathbf{655637.2482 \text{ KW}}$$

$$B_d + EE + B_L = EE + B_d + B_{41} + B_{\text{CO}_2} = \mathbf{655637.2482 \text{ KW}}$$

6.6 RECURSO, PRODUCTO Y EFICIENCIA DE EQUIPOS Y PLANTA

Los recursos y productos energéticos como exergéticos a través de las matrices de recurso $[A_F]$ y producto $[A_P]$ para nuestro caso quedarán de la siguiente manera:

<i>Equipo</i>	$R_e [kW]$	$R_b [kW]$	$P_e [kW]$	$P_b [kW]$
Mezclador	657132.9463	583098.6459	564388.4166	580922.4620
Pre calentador	34606.0270	22271.1783	34606.0270	19667.9290
Prereformador	599944.4513	599372.6532	599944.4513	599372.6532
Compresor Aire	133992.4852	133992.4852	129972.7106	130933.2595
Cámara Combustión	656554.7198	602319.9033	419102.2465	283806.0663
Turbina Gas	264211.4758	290645.2402	251000.9020	251000.9020
Generador TG	117008.4168	117008.4168	114668.2485	114668.2485
ATR	794310.1972	710590.1806	794310.1972	710590.1806
Intercambiador 1	75022.8855	49413.6491	35291.3184	14415.6160
HTS	719287.3117	661176.5315	710157.9551	653225.9642
Intercambiador 2	14074.6393	7908.2955	6227.8797	2543.9322
Intercambiador 3	17486.2545	7995.6504	10050.1326	2551.7648
LTS	678597.0612	637322.0183	674931.9954	635477.0434
Intercambiador 4	14868.2595	5373.6965	10682.5355	2457.9715
Intercambiador 5	660063.7359	630103.3469	646222.7884	628041.6211
Removedor Agua	646222.7884	628041.6211	646007.6606	600060.7643
Absorbedor CO2	645946.3648	600060.7468	645527.6034	590523.0552
Compresor Fuel	9503.6715	9503.6715	8933.4512	9364.5394
Unión Vapor AP	70795.6405	51948.4485	70795.6405	51948.4485
División Vapor BP	29276.4424	34988.9003	29276.4424	34988.9003
HRSG	185183.4441	83815.7428	185183.4441	82571.5433
Turbina Vapor	69581.7025	75077.8295	62623.5322	62623.5322

<i>Equipo</i>	<i>Re[kW]</i>	<i>Rb[kW]</i>	<i>Pe[kW]</i>	<i>Pb[kW]</i>
Generador TV	62623.5322	62623.5322	61371.0616	61371.0616
Condensador	114266.4510	36223.2316	8688.4387	30864.7943
PLANTA	593700.7005	549129.4171	166535.6386	166535.6386

Por lo que las eficiencias de 1^a. y 2^a. ley de la termodinámica así como el costo exergetico unitario, así como los índices δ (relación entre la irreversibilidad del equipo y el recurso total del sistema), y r (relación entre el recurso del equipo y el recurso total del sistema) para cada uno de los equipos nos quedará de la siguiente manera:

<i>Equipo</i>	$\eta_I = Pe/Re$	$\eta_{II} = Pb/Rb$	$k = 1 / \eta_{II}$	$r_i = Ri/R_{tot} [\%]$	$\delta = li/R_{tot} [\%]$
Mezclador	0.8589	0.9963	1.0037	106.1860	0.3963
Precalentador	1.0000	0.8831	1.1324	4.0557	0.4741
Prereformador	1.0000	1.0000	1.0000	109.1496	0.0000
Compresor Aire	0.9700	0.9772	1.0234	24.4009	0.5571
Cámara Combustión	0.6383	0.4712	2.1223	109.6863	58.0034
Turbina Gas	0.9500	0.8636	1.1579	52.9284	7.2195
Generador TG	0.9800	0.9800	1.0204	21.3080	0.4262
ATR	1.0000	1.0000	1.0000	129.4030	0.0000
Intercambiador 1	0.4704	0.2917	3.4278	8.9985	6.3734
HTS	0.9873	0.9880	1.0122	120.4045	1.4478
Intercambiador 2	0.4425	0.3217	3.1087	1.4402	0.9769
Intercambiador 3	0.5747	0.3191	3.1334	1.4561	0.9914
LTS	0.9946	0.9971	1.0029	116.0604	0.3360
Intercambiador 4	0.7185	0.4574	2.1862	0.9786	0.5310
Intercambiador 5	0.9790	0.9967	1.0033	114.7459	0.3755
Removedor Agua	0.9997	0.9554	1.0466	114.3704	5.0955
Absorbedor CO2	0.9994	0.9841	1.0162	109.2749	1.7369
Compresor Fuel	0.9400	0.9854	1.0149	1.7307	0.0253
Unión Vapor AP	1.0000	1.0000	1.0000	9.4601	0.0000
División Vapor BP	1.0000	1.0000	1.0000	6.3717	0.0000
HRSG	1.0000	0.9852	1.0151	15.2634	0.2266
Turbina Vapor	0.9000	0.8341	1.1989	13.6722	2.2680
Generador TV	0.9800	0.9800	1.0204	11.4041	0.2281
Condensador	0.0760	0.8521	1.1736	6.5965	0.9758
PLANTA	0.2805	0.3033	3.2974		

6.7 ANALISIS TERMOECONÓMICO DE LA CENTRAL

Encontrando las ecuaciones complementarias para realizar nuestra matriz cuadrada. Se tienen 24 equipos y 52 flujos de energía por lo que se requieren de 28 ecuaciones complementarias.

1. $B_{24}^* = 0$ (Regla 4)
2. $B_1^* = B_1$ (Regla 5)
3. $B_6^* = B_6$ (Regla 5)
4. $B_{32}^* = B_{32}$ (Regla 5)
5. $B_{51}^* = B_{51}$ (Regla 5)

6. $B^*_{52} = B_{52}$ (Regla 5)
7. $B^*_9/B_9 - B^*_{23}/B_{23} = 0$ (Regla 2)
8. $B^*_{11}/B_{11} - B^*_{12}/B_{12} = 0$ (Regla 2)
9. $B^*_{13}/B_{13} - B^*_{14}/B_{14} = 0$ (Regla 2)
10. $B^*_{14}/B_{14} - B^*_{15}/B_{15} = 0$ (Regla 2)
11. $B^*_{16}/B_{16} - B^*_{17}/B_{17} = 0$ (Regla 2)
12. $B^*_{23}/B_{23} - B^*_{43}/B_{43} = 0$ (Regla 2)
13. $B^*_{25}/B_{25} - B^*_{26}/B_{26} = 0$ (Regla 2)
14. $B^*_{27}/B_{27} - B^*_{28}/B_{28} = 0$ (Regla 2)
15. $B^*_{27}/B_{27} - B^*_{33}/B_{33} = 0$ (Regla 2)
16. $B^*_{29}/B_{29} - B^*_{30}/B_{30} = 0$ (Regla 2)
17. $B^*_{50}/B_{50} - B^*_{49}/B_{49} = 0$ (Regla 3a)
18. $B^*_{45}/B_{45} - B^*_{46}/B_{46} = 0$ (Regla 3a)
19. $B^*_{45}/B_{45} - B^*_{44}/B_{44} = 0$ (Regla 3a)
20. $B^*_{19}/B_{19} - B^*_{41}/B_{41} = 0$ (Regla 3a)
21. $B^*_{20}/B_{20} - B^*_{42}/B_{42} = 0$ (Regla 3a)
22. $B^*_7/B_7 - B^*_8/B_8 = 0$ (Regla 3b)
23. $B^*_{37}/B_{37} - B^*_{36}/B_{36} = 0$ (Regla 3a)
24. $(B^*_3 - B^*_2)/(B_3 - B_2) - (B^*_5 - B^*_4)/(B_5 - B_4) = 0$ (Regla 3a)
25. $(B^*_3 - B^*_2)/(B_3 - B_2) - (B^*_{10} - B^*_8)/(B_{10} - B_8) = 0$ (Regla 3a)
26. $(B^*_{25} - B^*_{40})/(B_{25} - B_{40}) - (B^*_{34} - B^*_{31})/(B_{34} - B_{31}) = 0$ (Regla 3a)
27. $(B^*_{25} - B^*_{40})/(B_{25} - B_{40}) - (B^*_{29} - B^*_{28})/(B_{29} - B_{28}) = 0$ (Regla 3a)
28. $(B^*_{25} - B^*_{40})/(B_{25} - B_{40}) - (B^*_{27} - (B^*_{26} + B^*_{32})) / (B_{27} - (B_{26} + B_{32})) = 0$ (Regla 3a)

Para encontrar los costos exergoeconómicos se necesitan considerar los siguientes supuestos económicos y así calcular el vector $[-Z_L/\omega]$.

Factor de Planta [%]	93
[Horas/Año]	8146.8
Costo por KW [US\$/KW]	1000*
Costo Ciclo Combinado [US\$]	\$166,535,638.59
Vida Económica Central[años]	25
Paridad del Peso [\$/US\$]	11
Gas Natural [dls/MMBTU]	4.8
Costos Op. y Mtto. [\$/kWh]	0.06
Costo Central [\$]	\$1,831,892,024.53
Costo Op. y Mtto. [\$/año]	\$81,403,952.43
Costo Central [\$/año]	\$73,275,680.98
GN [\$/kJ]	\$0.0001
GN [\$/s]	\$27.4825
Agua [\$/m ³]	\$6*
Agua [\$/s]	\$0.1181

* Hanne M. Kvamsdal, Olav Bolland. "Gas Turbine Combined Cycle with CO₂-Capture Using Auto-Thermal Reforming Of Natural Gas". ASME TURBO EXPO 2000

* CFE. COPAR 2003

EQUIPO	% Costo	\$/AÑO	\$/s
Turbina de Gas	0.13	\$20,108,352.34	\$0.6856
Compresor Aire	0.1	\$15,467,963.34	\$0.5274
Cámara Combustión	0.1	\$15,467,963.34	\$0.5274
Generador TG	0.02	\$3,093,592.67	\$0.1055
Turbina de Vapor	0.11	\$17,014,759.68	\$0.5801
Generador TV	0.02	\$3,093,592.67	\$0.1055
Condensador	0.04	\$6,187,185.34	\$0.2110
Pre calentador	0.04	\$6,187,185.34	\$0.2110
HRSG	0.11	\$17,014,759.68	\$0.5801
Prereformador	0.035	\$5,413,787.17	\$0.1846
ATR	0.035	\$5,413,787.17	\$0.1846
Intercambiador de Calor 1	0.018	\$2,784,233.40	\$0.0949
HTS	0.035	\$5,413,787.17	\$0.1846
Intercambiador de Calor 2	0.018	\$2,784,233.40	\$0.0949
Intercambiador de Calor 3	0.018	\$2,784,233.40	\$0.0949
LTS	0.035	\$5,413,787.17	\$0.1846
Intercambiador de Calor 4	0.018	\$2,784,233.40	\$0.0949
Intercambiador de Calor 5	0.018	\$2,784,233.40	\$0.0949
Removedor de Agua	0.03	\$4,640,389.00	\$0.1582
Absorbedor CO2	0.025	\$3,866,990.84	\$0.1319
Compresor Fuel	0.035	\$5,413,787.17	\$0.1846
Mezclador	0.01	\$1,546,796.33	\$0.0527
TOTAL	1	\$154,679,633.41	

Aplicando las fórmulas 41, 42, 43 y 44 a nuestro sistema obtenemos los siguientes resultados:

Flujo	B* [kW]	k=B*/B	π \$/s	C \$/kWh	C \$/Ton
1	549129.4171	1.0000	27.4825	0.1802	2441.2583
2	662393.6561	1.1402	33.1789	0.2056	1094.3559
3	690288.4419	1.1729	34.6299	0.2118	1142.2168
4	701134.7276	1.1698	35.3573	0.2124	1166.2096
5	723760.1644	1.1952	36.5343	0.2172	1205.0295
6	0	0	0	0	0
7	441582.5457	3.8390	22.4643	0.7031	69.5003
8	61072.6002	3.8390	3.1069	0.7031	69.5003
9	1292083.5414	3.2397	63.4347	0.5726	172.9706
10	82703.8091	3.7929	4.2321	0.6987	94.6713
11	889709.0863	1.2521	40.9510	0.2075	545.8563
12	827839.7082	1.2521	38.1033	0.2075	507.8981
13	827839.7082	1.2673	38.2879	0.2110	510.3586
14	817817.4473	1.2673	37.8244	0.2110	504.1799
15	807684.4806	1.2673	37.3557	0.2110	497.9330
16	807684.4806	1.2710	37.5403	0.2127	500.3935
17	800854.5702	1.2710	37.2229	0.2127	496.1621

Flujo	B* [kW]	k=B*/B	π \$/s	C \$/kWh	C \$/Ton
18	800854.5702	1.2752	37.3178	0.2139	497.4275
19	800854.5469	1.3346	37.4760	0.2248	502.8005
20	800692.5432	1.3562	37.6003	0.2293	864.1564
21	840368.0290	1.4012	39.8794	0.2394	916.5372
22	850500.9957	1.4120	40.4430	0.2417	929.4899
23	350486.7431	3.2397	17.2071	0.5726	46.9195
24	0	0	0	0	0
25	357470.3560	3.6799	18.2286	0.6755	506.8380
26	294996.0542	3.6799	15.0428	0.6755	439.5761
27	425932.9815	3.3343	21.2230	0.5981	427.4987
28	223905.1434	3.3343	11.1565	0.5981	343.5430
29	225761.7183	3.3346	11.2515	0.5983	345.5829
30	120790.5645	3.3346	6.0200	0.5983	235.1276
31	120790.5645	3.9135	6.2309	0.7268	262.7790
32	12416.4327	1.0000	0.1144	0.0332	11.9871
33	113264.2390	3.3343	5.6436	0.5981	404.0802
34	126406.8344	3.8857	6.5184	0.7213	267.8702
35	133236.7448	3.8080	6.9308	0.7131	275.0882
36	19985.5117	3.8080	1.0396	0.7131	275.0882
37	113251.2331	3.8080	5.8911	0.7131	275.0882
38	30007.7726	3.8510	1.5981	0.7383	358.2457
39	175120.6112	3.9659	8.8338	0.7202	349.4625
40	205128.3838	3.9487	10.4318	0.7229	350.7800
41	0.0233	1.3346	0	0.2248	0.0022
42	162.0037	1.3562	0.0076	0.2293	0.2452
43	278335.3116	3.2397	13.6648	0.5726	37.2606
44	502655.1459	3.7514	25.0438	0.6729	-
45	941596.7983	3.7514	46.9132	0.6729	-
46	438941.6524	3.7514	21.8694	0.6729	-
47	438941.6524	3.8279	21.9749	0.6899	-
48	256209.0547	4.0913	13.4203	0.7715	-
49	216533.5688	4.1748	11.4312	0.7934	-
50	39675.4859	4.1748	2.0945	0.7934	-
51	10846.2857	1.0000	0.5428	0.1802	-
52	83245.1128	1.0000	0	0	-

6.8 COSTOS TOTALES ANUALES Y EMISIONES DE CO₂

Por lo que los costos anuales de la energía generada en cada generador eléctrico se resumen de la siguiente manera, así también se muestran los gastos anuales totales para observar que todos los costos se le están asignando a la energía eléctrica producida.

Costos Anuales Totales	
WeG1 \$/año	\$644,490,000.94
WeG2 \$/año	\$335,260,760.45
CO2 \$/año	\$223,120.50
TOT \$/año	\$979,973,881.89

Inversión Anual	
Equipo \$/año	\$154,679,633.41
GN \$/año	\$806,019,832.65
Agua \$/año	\$3,354,118.17
EATR \$/año	\$15,920,329.71
TOT \$/año	\$979,973,913.94
Método Tradicional	
Comb \$/KWh	\$0.61
Eq y Mtto. \$/KWh	\$0.11
TOT \$/KWh	\$0.72
TOT \$/año	\$979,973,913.94

Existe una diferencia de **\$32.04** entre la inversión y los costos anuales totales, pero este valor no es significativo considerando las sumas totales. Esta pequeña diferencia quizás se deba a problemas en el redondeo.

Caso Base \$/año	\$816,078,418.21
Precombustión Captura	\$979,973,913.94
Incremento Costos \$/año	\$163,895,495.73
Incremento Costos en %	20.08%

Las emisiones anuales de CO₂ para el este proceso de captura serían las siguientes:

[kg/s]	1.6328
[kmol/s]	0.0371
[ton/año]	47,888.1770
kgCO₂/MWh	35.2967

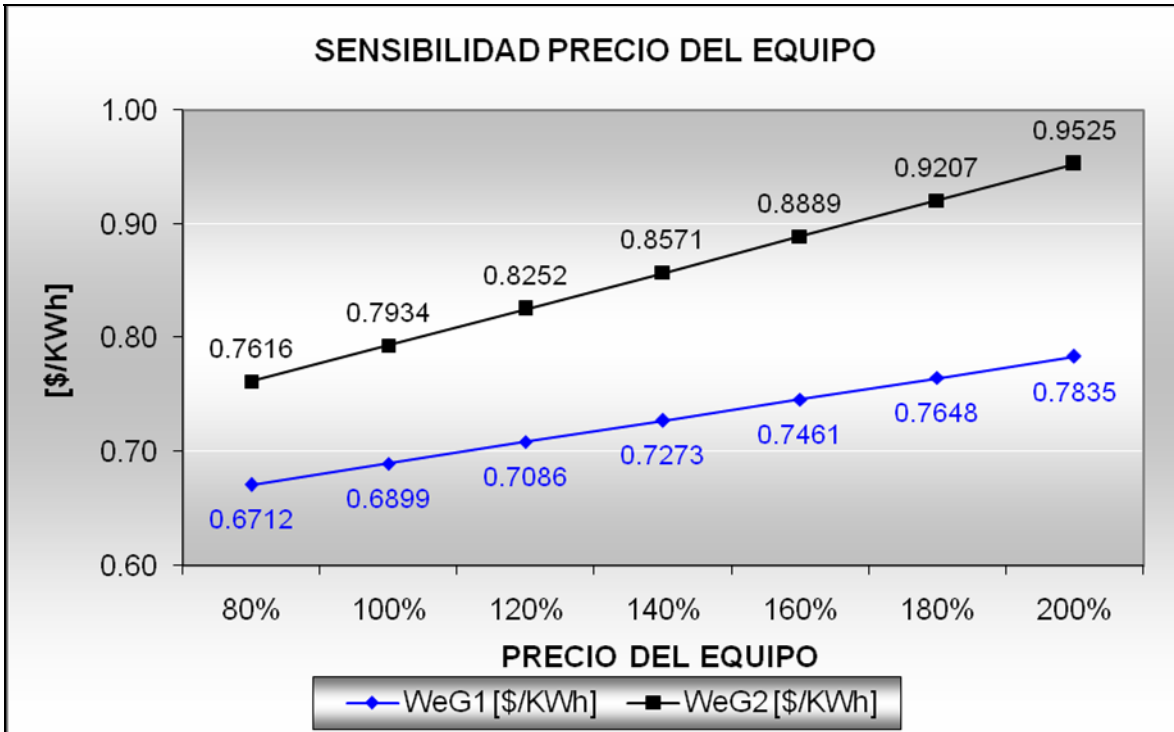
El bióxido de carbono capturado se puede medir en las siguientes unidades:

CO ₂ Absorbido [ton/h]	111.6850
CO ₂ Absorbido [ton/año]	909,875.3621

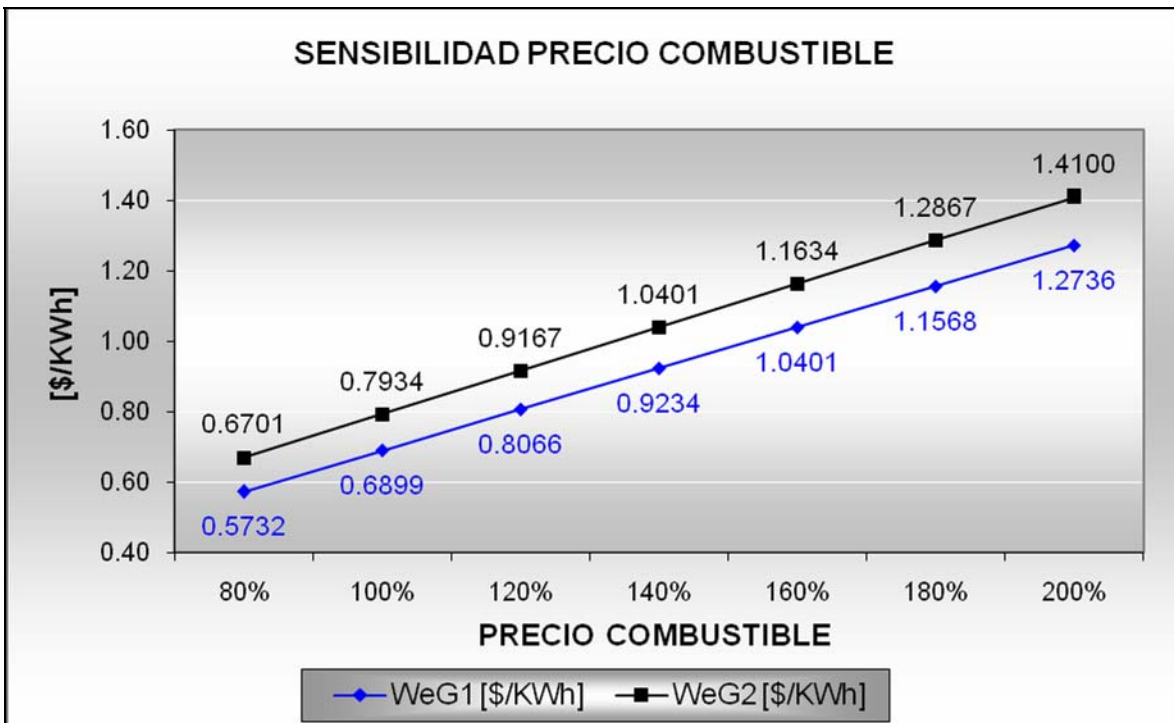
6.9 ANALISIS DE SENSIBILIDAD CONTRA COMBUSTIBLE Y EQUIPO

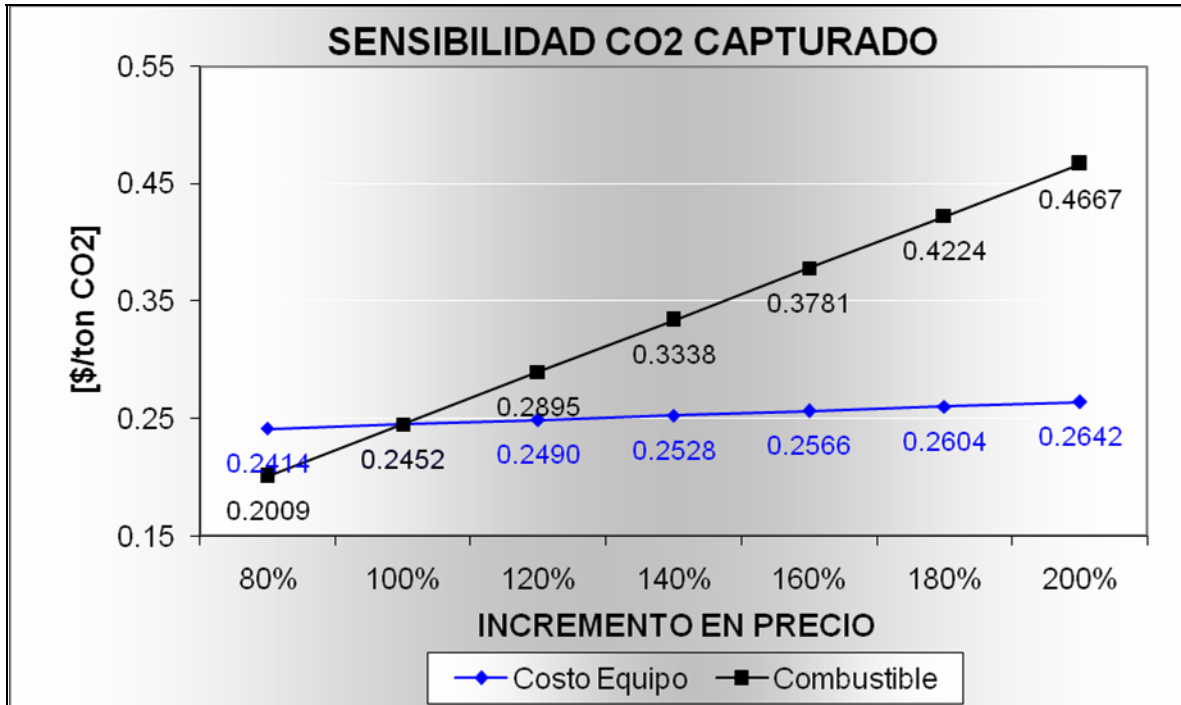
Para este análisis se consideró un incremento en los costos de equipo, así como de combustible y de la MEA y de cómo este incremento repercutía en los precios de la energía eléctrica (\$/KWh) en cada generador, así como en el CO₂ capturado.

Costo Equipo	80%	100%	120%	140%	160%	180%	200%
WeG1 [\$/KWh]	0.6712	0.6899	0.7086	0.7273	0.7461	0.7648	0.7835
WeG2 [\$/KWh]	0.7616	0.7934	0.8252	0.8571	0.8889	0.9207	0.9525
CO₂ [\$/Ton]	0.2414	0.2452	0.2490	0.2528	0.2566	0.2604	0.2642



Combustible	80%	100%	120%	140%	160%	180%	200%
WeG1 [\$/KWh]	0.5732	0.6899	0.8066	0.9234	1.0401	1.1568	1.2736
WeG2 [\$/KWh]	0.6701	0.7934	0.9167	1.0401	1.1634	1.2867	1.4100
CO₂ [\$/Ton]	0.2009	0.2452	0.2895	0.3338	0.3781	0.4224	0.4667





De igual manera que en el caso base y el caso de captura por medio de aminas podemos observar en el análisis de sensibilidad que el precio del KWh se incrementa en mayor medida con una variación en el precio del combustible.

También podemos observar que debido al incremento de equipos el precio del KWh es mayor comparado con el caso base.

6.10 ANÁLISIS DE ECONÓMICO CONSIDERANDO BONOS DE CARBONO

En este apartado se realiza un análisis de factibilidad económica considerando el ingreso que podría darse al comercializar el CO₂ capturado, se toma como inversión el incremento en la inversión de la planta (costo del equipo de secuestro de CO₂) con respecto al caso base, los costos incrementales de operación y mantenimiento así como los costos incrementales en combustible serán comparados con los ingresos por venta de bonos de carbono.

El proyecto será factible si la relación beneficio costo es mayor que uno, la Tasa Interna de Retorno (TIR) es mayor que la Tasa de Retorno Mínima Aceptable (TREMA) la cual se considero del 15%, además el período de recuperación de la inversión debe ser menor a la vida económica del proyecto, además el valor presente neto (VPN) debe ser mayor a la inversión realizada (costo equipo de captura).

Para lograr las condiciones anteriores se realizaron diversas pruebas variando el precio de los bonos de carbono (US\$/Ton CO₂) y analizando con que valor del bono de carbono se lograría que el proyecto fuese factible económicamente hablando.

De esta manera se realizó el siguiente análisis económico.

Consideraciones Económicas:

Costo Equipo de Captura Total [\$]	\$374,664,824.53
Costo Combustible, Operación y Mto [\$/año]	\$129,634,454.87
Precio Bonos de Carbono [US\$/Ton CO2]	\$19.00
Precio Bonos de Carbono [\$/Ton CO2]	\$209.00
Toneladas de CO2 capturadas [Ton CO2/año]	909875.3621
Ingreso Anual por Bonos de Carbono [\$/año]	\$190,163,950.68

So - Inversión Inicial [\$]	-\$374,664,824.53
St - Flujo de efectivo del período t [\$]	\$60,529,495.81
i - TREMA (bancario) [porcentaje]	0.15
t - Vida económica del proyecto [años]	25
Valor Presente Neto [VPN] [\$]	\$391,271,684.97

Análisis año por año

AÑO	0	1	2	3	4	5	6
So [MM\$]	-\$374.66						
St [MM\$]		\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53
VP St [MM\$]		\$52.63	\$45.77	\$39.80	\$34.61	\$30.09	\$26.17
SAD [MM\$]	-\$374.66	-\$322.03	-\$276.26	-\$236.46	-\$201.85	-\$171.76	-\$145.59
St [MM\$]	-\$374.66	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53
VP Ingr.[MM\$]		\$165.36	\$143.79	\$125.04	\$108.73	\$94.55	\$82.21
VP Costos[MM\$]		\$112.73	\$98.02	\$85.24	\$74.12	\$64.45	\$56.04

AÑO	7	8	9	10	11	12	13
So [MM\$]							
St [MM\$]	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53
VP St [MM\$]	\$22.76	\$19.79	\$17.21	\$14.96	\$13.01	\$11.31	\$9.84
SAD [MM\$]	-\$122.84	-\$103.05	-\$85.84	-\$70.88	-\$57.87	-\$46.56	-\$36.72
St [MM\$]	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53
VP Ingr.[MM\$]	\$71.49	\$62.16	\$54.06	\$47.01	\$40.87	\$35.54	\$30.91
VP Costos[MM\$]	\$48.73	\$42.38	\$36.85	\$32.04	\$27.86	\$24.23	\$21.07

AÑO	14	15	16	17	18	19	20
So [MM\$]							
St [MM\$]	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53
VP St [MM\$]	\$8.55	\$7.44	\$6.47	\$5.62	\$4.89	\$4.25	\$3.70
SAD [MM\$]	-\$28.17	-\$20.73	-\$14.26	-\$8.63	-\$3.74	\$0.51	\$4.21
St [MM\$]	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53
VP Ingr.[MM\$]	\$26.88	\$23.37	\$20.32	\$17.67	\$15.37	\$13.36	\$11.62
VP Costos[MM\$]	\$18.32	\$15.93	\$13.85	\$12.05	\$10.48	\$9.11	\$7.92

AÑO	21	22	23	24	25	TOTALES
So [MM\$]						
St [MM\$]	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	
VP St [MM\$]	\$3.22	\$2.80	\$2.43	\$2.11	\$1.84	
SAD [MM\$]	\$7.43	\$10.22	\$12.65	\$14.77	\$16.61	
St [MM\$]	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	
VP Ingr.[MM\$]	\$10.10	\$8.79	\$7.64	\$6.64	\$5.78	\$1,229.25
VP Costos[MM\$]	\$6.89	\$5.99	\$5.21	\$4.53	\$3.94	\$837.98

Relación Beneficio - Costo

R= B/C = 1.01

Tasa Interna de Retorno

TIR = 16%

Período de Recuperación

PR (años) 18.88

CAPÍTULO 7

TURBINA DE GAS CON GASIFICACIÓN INTEGRADA Y CON PROCESO DE CAPTURA DE CO₂

7.1 DESCRIPCIÓN DE LA TECNOLOGÍA

Este caso se realizó un estudio a cerca del comportamiento de una planta de gasificación integrada a una turbina de gas, la finalidad de esta investigación es comparar con los casos anteriores de captura para gas natural. El combustible pasará por un sistema de gasificación para posteriormente realizar algunas etapas de compresión con interenfriamiento.

La planta también consta de un dispositivo separador de aire, con el propósito de obtener oxígeno puro, el nitrógeno resultante se rechaza hacia el medio ambiente. El oxígeno se comprime a las mismas condiciones que el combustible que se obtuvo en la gasificación y se llevan ambas sustancias, adicionando vapor de agua, a una cámara de combustión para posteriormente expandirse en una turbina de gas de alta presión.

Los gases de escape de la turbina de alta presión se conducen hacia un recalentador y se mezcla con más oxígeno y combustible en una segunda cámara de combustión para que se lleve hacia una turbina de presión intermedia.

Los gases de salida de la turbina de presión intermedia se llevan hacia un intercambiador de calor para precalentar agua y posteriormente combustionarse con más oxígeno y gas de síntesis producto de la gasificación en una tercera cámara de combustión y finalmente expandirse en una turbina de baja presión. ♦

El objetivo de adicionar vapor de agua en la primera turbina es disminuir la temperatura de flama que puede ser muy alta ya que las altas temperaturas conducen a la utilización de materiales más resistentes y junto a ello el aumento del precio del equipo.

El combustible obtenido del sistema de gasificación será una mezcla de H₂, CO y CO₂ con el propósito de que al entrar en combustión con O₂ y vapor de agua se obtenga solo CO₂ y H₂O como gases producto de combustión.

Se tiene como finalidad lograr que los gases de salida de la turbina de baja presión estén formados solo por dióxido de carbono y vapor de agua para que al condensar el agua se pueda extraer el 100% de dióxido de carbono.

Se debe mencionar que el trabajo necesario para accionar los compresores de oxígeno y gas de síntesis, la bomba de agua, el calentador de agua y el sistema separador de aire se obtendrán de la potencia eléctrica obtenida en el generador eléctrico.

También es importante señalar que el agua condensada podrá utilizarse nuevamente al pasar primero por un calentador de agua y después llevarla hacia los precalentadores y posteriormente hacia la primera cámara de combustión para evitar altas temperaturas.

♦ J. Martinez-Frias, S.M. Aceves, J.R. Smith, *"A Coal-Fired Power Plant with Zero Atmospheric Emissions"*. ASME International Mechanical Engineering Congress and RD&D Expo 2003.

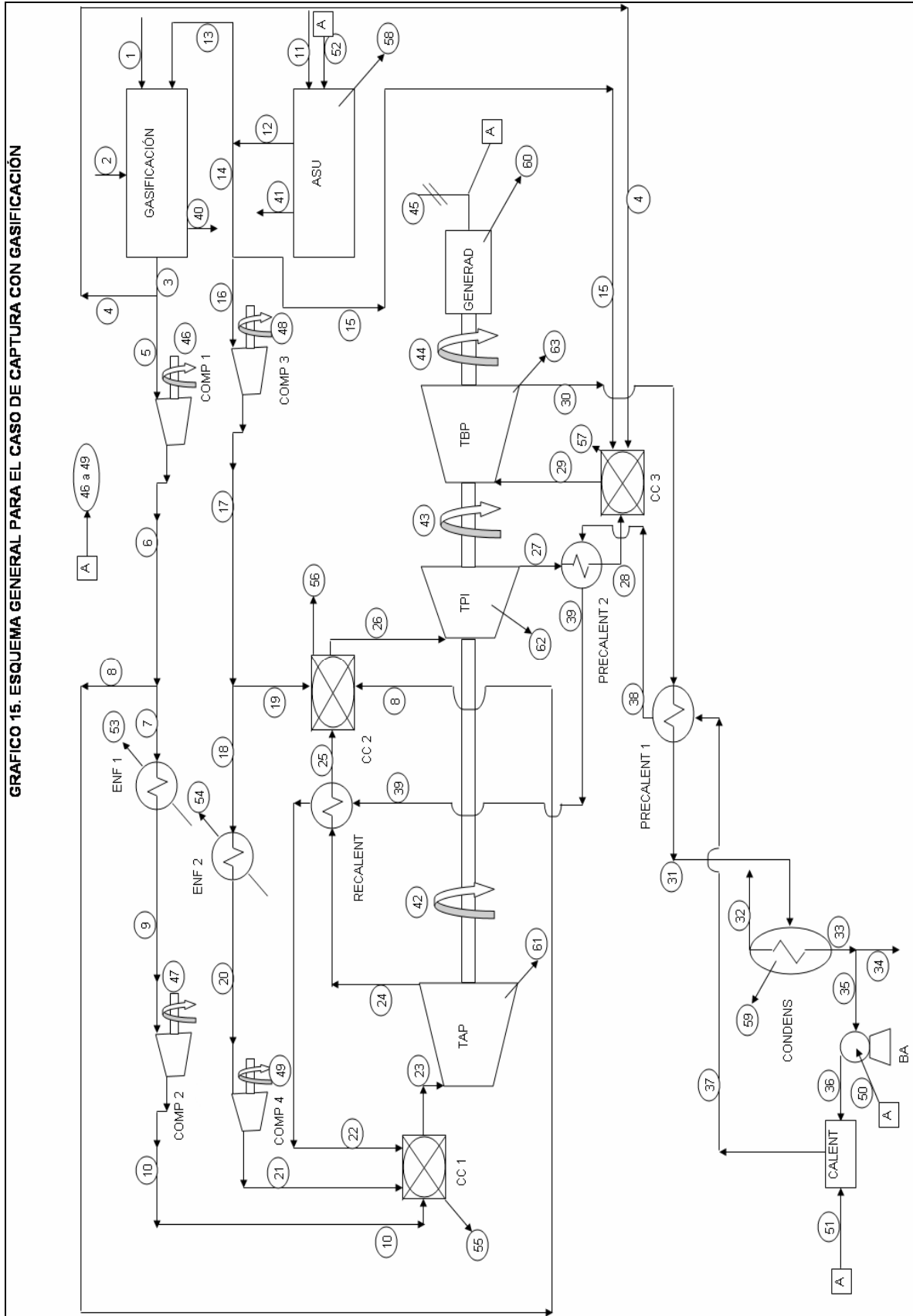
Los precalentadores tienen dos objetivos el primero es el de calentar el agua que se mezclará con el oxígeno y gas de síntesis en la cámara de combustión y el segundo que es el de enfriar los gases de combustión (H₂O-CO₂) que se dirigen hacia el condensador para separar el bióxido de carbono.

Los equipos que conforman la planta son:

1. Sistema de Gasificación
2. Unidad de Separación de Aire (ASU)
3. Dos compresores de gases de síntesis
4. Enfriador de gases de síntesis
5. Dos compresores de oxígeno
6. Tres cámaras de combustión
7. Turbina de gas con tres niveles de presión
8. Recalentador de gases de salida de TAP
9. Dos precalentadores de vapor de agua
10. Condensador
11. Calentador de Agua
12. Bomba de Agua
13. Enfriador de oxígeno

El esquema general de este sistema se muestra en la siguiente página:

GRAFICO 15. ESQUEMA GENERAL PARA EL CASO DE CAPTURA CON GASIFICACIÓN



7.2 NOMENCLATURA DE FLUJOS

Flujo	Sustancia
1	Carbón
2	Agua Gasif
3	Gas de Síntesis
4	Gas de Síntesis
5	Gas de Síntesis
6	Gas de Síntesis
7	Gas de Síntesis
8	Gas de Síntesis
9	Gas de Síntesis
10	Gas de Síntesis
11	Aire Atm
12	Oxígeno
13	Oxígeno
14	Oxígeno Sal Div1
15	Oxígeno
16	Oxígeno
17	Oxígeno
18	Oxígeno
19	Oxígeno
20	Oxígeno
21	Oxígeno
22	Agua CC
23	Gases Turbina AP
24	Gases Turbina AP
25	Gases Turbina AP
26	Gases Turbina PI
27	Gases Turbina PI
28	Gases Turbina PI
29	Gases Turbina BP
30	Gases Turbina BP
31	Gases Condens.
32	CO ₂

Flujo	Sustancia
33	Agua
34	Agua
35	Agua
36	Agua Sal Bomba
37	Agua
38	Agua
39	Agua
40	Residuo Gasific.
41	Nitrógeno
42	Trabajo TAP
43	Trabajo TPI
44	Trabajo TBP
45	Potencia Elect.
46	Trabajo Comp1
47	Trabajo Comp2
48	Trabajo Comp3
49	Trabajo Comp4
50	Trabajo Bomba
51	Energía Calent
52	Energía ASU
53	Calor Enfr 1
54	Calor Enfr 2
55	Calor CC1
56	Calor CC2
57	Calor CC3
58	Calor ASU
59	Calor Cond
60	Calor Generador
61	Calor TAP
62	Calor TPI
63	Calor TBP

La principal ventaja de este caso es la diversificación de energéticos ya que a través de la gasificación integrada podemos realizar combustión de carbón, combustibles residuales, basura, bioenergéticos, etc.

Los datos de presión y temperatura se muestran en la siguiente tabla: ♦

♦ J. Martinez-Frias, S.M. Aceves, J.R. Smith, "A Coal-Fired Power Plant with Zero Atmospheric Emissions". ASME International Mechanical Engineering Congress and RD&D Expo 2003.

Flujo	Sustancia	m kg/s	T K	T °C	P bares
1	Carbón	21.235	300.870	27.720	1.014
2	Agua Gasificación	12.340	300.870	27.720	1.014
3	Gas de Síntesis	53.640	299.800	26.650	3.447
4	Gas de Síntesis	33.463	299.800	26.650	3.447
5	Gas de Síntesis	20.177	299.800	26.650	3.447
6	Gas de Síntesis	20.177	460.000	186.850	13.500
7	Gas de Síntesis	5.382	460.000	186.850	13.500
8	Gas de Síntesis	14.795	460.000	186.850	13.500
9	Gas de Síntesis	5.382	304.200	31.050	13.000
10	Gas de Síntesis	5.382	510.000	236.850	83.000
11	Aire Atmosférico	324.409	300.870	27.720	1.014
12	Oxígeno	75.587	299.800	26.650	3.447
13	Oxígeno	42.537	299.800	26.650	3.447
14	Oxígeno Sal Div1	33.050	299.800	26.650	3.447
15	Oxígeno	20.616	299.800	26.650	3.447
16	Oxígeno	12.434	299.800	26.650	3.447
17	Oxígeno	12.434	510.000	236.850	22.000
18	Oxígeno	3.315	510.000	236.850	22.000
19	Oxígeno	9.119	510.000	236.850	22.000
20	Oxígeno	3.315	311.100	37.950	20.340
21	Oxígeno	3.315	510.000	236.850	83.000
22	Agua CC	71.542	825.000	552.000	83.000
23	Gases Turbina AP	80.239	1089.000	815.850	82.740
24	Gases Turbina AP	80.239	821.300	548.150	17.650
25	Gases Turbina AP	80.239	1149.000	875.850	17.650
26	Gases Turbina PI	104.153	1700.000	1426.850	17.240
27	Gases Turbina PI	104.153	1314.000	1040.850	3.241
28	Gases Turbina PI	104.153	611.100	337.950	3.143
29	Gases Turbina BP	158.233	1700.000	1426.850	3.103
30	Gases Turbina BP	158.233	916.300	643.150	0.062
31	Gases Condensador	158.233	305.700	32.550	0.055
32	CO ₂	68.443	295.200	22.050	0.055
33	Agua	89.790	295.200	22.050	0.055
34	Agua	18.247	1156.000	22.050	0.055
35	Agua	71.542	295.200	22.050	0.055
36	Agua Salida Bomba	71.542	296.000	22.850	131.690
37	Agua	71.542	296.000	135.292	131.690
38	Agua	71.542	602.700	329.644	127.830
39	Agua	71.542	1156.000	831.134	125.270
40	Residuo Gasificación	22.472	-	-	-
41	Nitrógeno	248.822	299.800	26.650	3.447

7.3 DESCRIPCIÓN DE CÁLCULOS PARA OBTENER ENTALPÍA Y EXERGÍA

La cantidad de carbón requerida se considerará en base de la energía utilizada en el caso base y con respecto a su PCS podremos obtener el flujo másico del energético.

Para encontrar la cantidad de oxígeno necesario para la gasificación se recomienda un radio de O₂/Carbono de 2. Este flujo másico de oxígeno debe corresponder al 56.275% del total de oxígeno necesario para la planta. ♦

La cantidad de carbón y oxígeno que se convierte en gas de síntesis ronda alrededor del 84%, este es un valor obtenido en la práctica y se considerará esta fracción para nuestro caso.

La composición y propiedades básicas del carbón a utilizar se muestran en la siguiente tabla:

<i>Propiedades del Carbón</i> ^[21]	
ELEMENTO	% Peso
C	82.32
H	1.60
O	7.80
N	0.36
S	0.37
Humedad (W)	2.82
Cenizas	4.73
TOTAL	100.00
<i>PCS [kcal/kg]</i>	<i>6300.00</i>
<i>PCS [kJ/kg]</i>	<i>26376.84</i>
<i>PCI [kJ/kg]</i>	<i>23934.84</i>
<i>PCI [kcal/kg]</i>	<i>5716.74</i>

Para encontrar las propiedades de gases y agua se emplearán fórmulas descritas anteriormente, pero para hallar las propiedades del carbón se debe considerar las siguientes ecuaciones.

Como primer paso se debe obtener la relación de oxígeno con respecto al carbono. Y en base determinar que ecuación será la más conveniente.

Si $O/C < 0.667$ aplicar la siguiente fórmula:

$$\varphi_{\text{seco}} = 1.0437 + 0.1882 \left(\frac{H}{C}\right) + 0.610 \left(\frac{O}{C}\right) + 0.0404 \left(\frac{N}{C}\right) \quad (49)^*$$

Si $0.667 < O/C < 2.67$ aplicar la siguiente fórmula

$$\varphi_{\text{seco}} = \frac{1.0438 + 0.1882 \left(\frac{H}{C}\right) + 0.2509 \left(1 + 0.7256 \frac{H}{C}\right) + 0.0383 \left(\frac{N}{C}\right)}{1 - 0.3035 \frac{O}{C}} \quad (50)^*$$

Para nuestro caso aplicaremos la ecuación 49 y una vez obtenido el valor de φ_{seco} se aplica la siguiente igualdad para encontrar la exergía química del combustible.

$$b = [(PCI)_o + 2442 * W] \varphi_{\text{seco}} + 9417S \quad (51)^*$$

♦ Ver CD Anexo Memoria de Cálculo capítulo 7

* Kotas T.J. *"The Exergy Method of Thermal Plant Analysis"*. Krieger Publishing Company 1995

El gas de síntesis es principalmente una mezcla de H₂, CO y CO₂ por lo que sus propiedades se obtendrán aplicando las ecuaciones de gas ideal. Lo mismo se hará para el aire, oxígeno y nitrógeno presentes en el proceso. Para encontrar el agua necesaria para el gasificar el gas se debe realizar un balance de masa en el sistema de gasificación.

El flujo másico de vapor debe ser 13.2929 veces el flujo de gas de síntesis hacia la CC1, con este flujo, las propiedades (T, P) y con ayuda del TPX podemos obtener la entalpía específica, energía total, exergía específica y exergía total de los flujos de vapor.*

A su vez se deben realizar las reacciones en cada una de las cámaras de combustión para poder determinar la composición de los flujos para cada nivel de presión de la turbina de gas. Y con esta composición encontrar su exergía tanto química, física y total. La energía necesaria para el proceso de separación de Aire se muestra en la siguiente tabla:*

0.22	KWh/kg O ₂	792	KW/kg O ₂
------	-----------------------	-----	----------------------

Como siguiente paso se realizarán los balances de energía para obtener la potencia necesaria para accionar los compresores, bomba de agua y el separador de aire. Estos trabajos se obtendrán de la potencia eléctrica del generador eléctrico. Así también se deben realizar los balances de energía en los enfriadores, las cámaras de combustión y la turbina para encontrar el calor cedido hacia el medio ambiente.*

7.4 FLUJO MÁSIKO, ENTALPÍA Y EXERGÍA DE CADA FLUJO

Por lo que la tabla final con las propiedades se muestra a continuación:

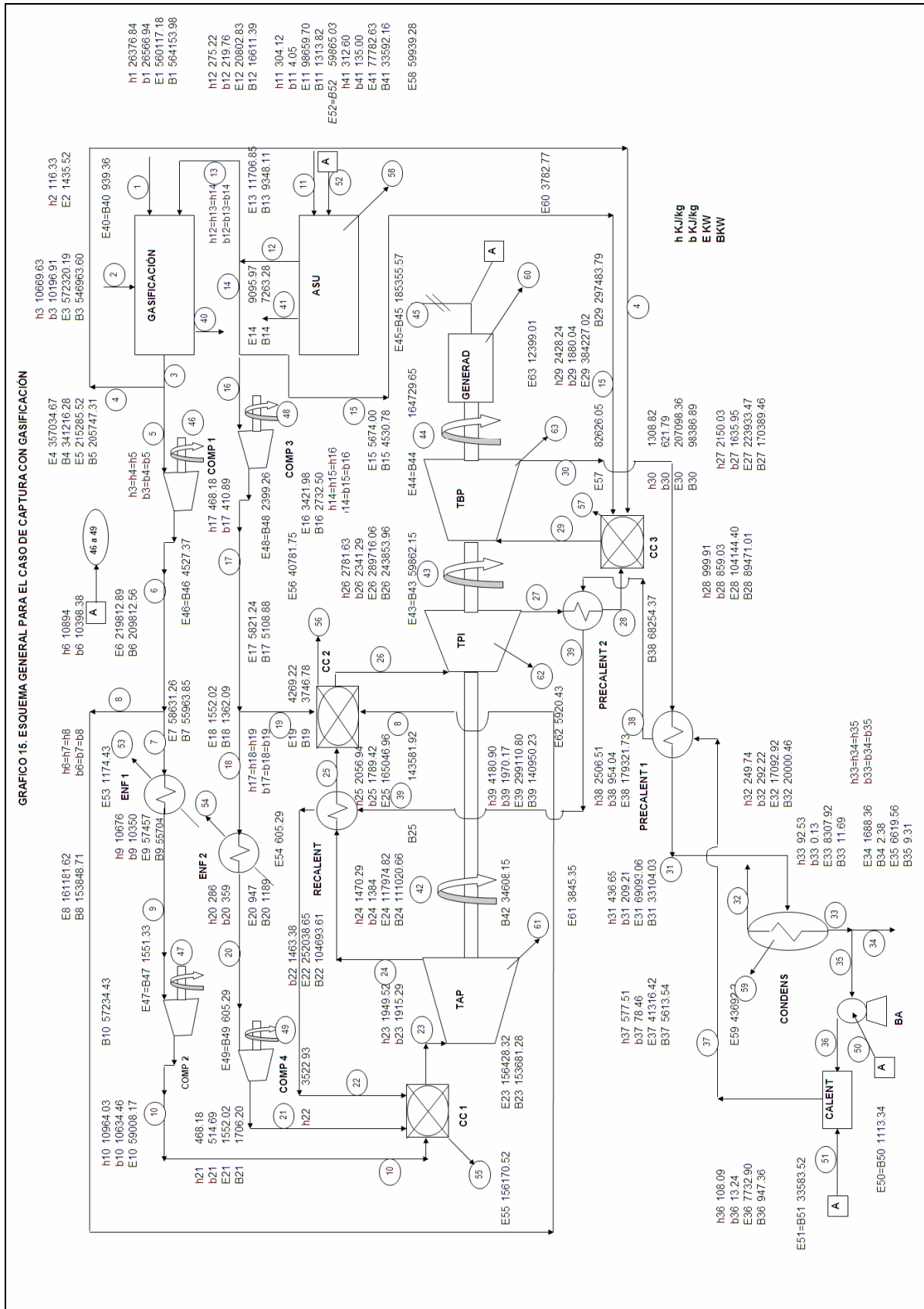
Flujo	<i>h</i> kJ/kg	<i>b</i> kJ/kg	<i>E</i> kW	<i>B</i> kW
1	26376.840	26566.940	560117.177	564153.983
2	116.331	0.000	1435.525	0.000
3	10669.625	10196.908	572320.194	546963.598
4	10669.625	10196.908	357034.674	341216.284
5	10669.625	10196.908	215285.520	205747.314
6	10894.003	10398.383	219812.888	209812.559
7	10894.003	10398.383	58631.265	55963.851
8	10894.003	10398.383	161181.623	153848.708
9	10675.788	10350.081	57456.836	55703.889
10	10964.034	10634.464	59008.168	57234.433
11	304.122	4.050	98659.698	1313.817
12	275.216	219.765	20802.826	16611.387
13	275.216	219.765	11706.854	9348.109
14	275.216	219.765	9095.973	7263.279
15	275.216	219.765	5673.997	4530.777
16	275.216	219.765	3421.975	2732.502

* Kotas T.J. *"The Exergy Method of Thermal Plant Analysis"*. Krieger Publishing Company 1995

* Ver CD Anexo Memoria de Cálculo capítulo 7

* Luke F. O'Keefe, John Griffiths, John M. Wainwright, Richard C. Weissman, Richard A. De Puy. *"A Single IGCC Design for Variable CO₂ Capture"*. Texaco Power and Gasification

Flujo	<i>h</i> kJ/kg	<i>b</i> kJ/kg	<i>E</i> kW	<i>B</i> kW
17	468.180	410.888	5821.239	5108.879
18	468.180	410.888	1552.019	1362.094
19	468.180	410.888	4269.220	3746.785
20	285.590	358.688	946.731	1189.053
21	468.180	514.690	1552.019	1706.199
22	3522.933	1463.381	252038.655	104693.608
23	1949.523	1915.288	156428.323	153681.275
24	1470.288	1383.620	117974.822	111020.665
25	2056.935	1789.422	165046.963	143581.923
26	2781.627	2341.295	289716.057	243853.956
27	2150.034	1635.946	223933.470	170389.459
28	999.913	859.031	104144.402	89471.011
29	2428.241	1880.040	384227.019	297483.793
30	1308.822	621.786	207098.363	98386.891
31	436.655	209.211	69093.059	33104.032
32	249.739	292.220	17092.924	20000.458
33	92.527	0.130	8307.921	11.689
34	92.527	0.130	1688.360	2.376
35	92.527	0.130	6619.561	9.314
36	108.089	13.242	7732.899	947.358
37	577.511	78.465	41316.422	5613.537
38	2506.514	954.042	179321.727	68254.373
39	4180.895	1970.167	299110.796	140950.232
40	-	-	939.361	939.361
41	312.604	135.005	77782.625	33592.161
42	-	-	34608.150	34608.150
43	-	-	59862.154	59862.154
44	-	-	164729.650	164729.650
45	-	-	185355.569	185355.569
46	-	-	4527.367	4527.367
47	-	-	1551.332	1551.332
48	-	-	2399.263	2399.263
49	-	-	605.287	605.287
50	-	-	1113.338	1113.338
51	-	-	33583.524	37276.683
52	-	-	59865.031	59865.031
53	-	-	1174.429	0.000
54	-	-	605.287	0.000
55	-	-	156170.518	0.000
56	-	-	40781.748	0.000
57	-	-	82626.054	0.000
58	-	-	59939.277	0.000
59	-	-	43692.214	0.000
60	-	-	3782.767	0.000
61	-	-	3845.350	0.000
62	-	-	5920.433	0.000
63	-	-	12399.006	0.000



7.5 BALANCES DE MASA, ENERGÍA Y EXERGÍA

Ahora se realizarán las matrices de incidencia [A], recurso [A_F] y producto [A_P] necesarias para realizar nuestros balances de masa, energía y exergía así como para obtener la eficiencia de los equipos y de la planta. ♦

Los balances de masa, energía y exergía realizados a través de la matriz de incidencia nos quedarán de la siguiente manera:

<i>Equipo</i>	$A * m = 0$	$A * E = 0$	$A * B = B_d$	$\% B_d$
Sistema Gasificación	0	0	25599.1323	7.0549
División 1 Singas	0	0	0	0
Compresor 1	0	0	462.1224	0.1274
Division2 Singas	0	0	0.0000	0.0000
Enfriador 1	0	0	259.9623	0.0716
Compresor 2	0	0	20.7874	0.0057
Sep. Aire ASU	0	0	10975.2992	3.0247
División 1 Oxigeno	0	0	0	0
División 2 Oxigeno	0	0	0	0
Compresor 3	0	0	22.8860	0.0063
División 3 Oxigeno	0	0	0	0
Enfriador 2	0	0	173.0412	0.0477
Compresor 4	0	0	88.1418	0.0243
Cámara Combustión 1	0	0	9952.9644	2.7430
Turbina AP	0	0	8052.4603	2.2192
Recalentador	0	0	3695.3658	1.0184
Cámara Combustión 2	0	0	57323.4598	15.7979
Turbina PI	0	0	13602.3424	3.7487
Precalentador 2	0	0	8222.5887	2.2661
Cámara Combustión 3	0	0	137734.2797	37.9585
Turbina BP	0	0	34367.2520	9.4714
Generador Eléctrico	0	0	3782.7667	1.0425
Precalentador 1	0	0	2642.0237	0.7281
Condensador	0	0	13091.8843	3.6080
División Agua	0	0	0	0
Bomba Agua	0	0	175.2938	0.0483
Calentador Agua	0	0	32610.5042	8.9872
PLANTA	0	0	362854.5585	100.0000

En este apartado se puede realizar un balance de exergía total considerando a la planta de ciclo combinado como una caja negra y tomando en cuenta que la exergía suministrada es igual a la potencia eléctrica más la exergía destruida más las pérdidas hacia el ambiente.

$$B_{\text{sum}} = B_d + EE + B_L$$

$$B_{\text{sum}} = B_1 + B_{51} + B_{11} = \mathbf{602744.4836 \text{ KW}}$$

$$B_d + EE + B_L = EE + B_d + B_{41} + B_{40} + B_{\text{CO}_2} = \mathbf{602744.4836 \text{ KW}}$$

♦ Ver CD Anexo Matrices.xls

7.6 RECURSO, PRODUCTO Y EFICIENCIA DE EQUIPOS Y PLANTA

Los recursos y productos energéticos como exergéticos a través de las matrices de recurso (A_F) y producto (A_P) para nuestro caso quedarán de la siguiente manera:

<i>Equipo</i>	<i>Re (KW)</i>	<i>Rb (KW)</i>	<i>Pe (KW)</i>	<i>Pb (KW)</i>
Sistema Gasificación	573259.5551	573502.0915	572320.1943	546963.5984
División 1 Singas	572320.1943	546963.5984	572320.1943	546963.5984
Compresor 1	4527.3673	4527.3673	4527.3673	4065.2449
Division2 Singas	219812.8875	209812.5590	219812.8875	209812.5590
Enfriador 1	58631.2648	55963.8511	57456.8357	55703.8888
Compresor 2	1551.3318	1551.3318	1551.3318	1530.5444
Sep. Aire ASU	158524.7284	61178.8481	20802.8261	16611.3875
División 1 Oxígeno	20802.8261	16611.3875	20802.8261	16611.3875
División 2 Oxígeno	9095.9725	7263.2787	9095.9725	7263.2787
Compresor 3	2399.2634	2399.2634	2399.2634	2376.3774
División 3 Oxígeno	5821.2386	5108.8790	5821.2386	5108.8790
Enfriador 2	1552.0188	1362.0944	946.7315	1189.0532
Compresor 4	605.2873	605.2873	605.2873	517.1455
Cámara Combustión 1	312598.8411	163634.2398	156428.3229	153681.2754
Turbina AP	38453.5005	42660.6108	34608.1505	34608.1505
Recalentador	47072.1409	36256.6239	47072.1409	32561.2581
Cámara Combustión 2	330497.8059	301177.4153	289716.0574	243853.9556
Turbina PI	65782.5872	73464.4967	59862.1543	59862.1543
Pre calentador 2	119789.0687	80918.4478	119789.0687	72695.8591
Cámara Combustión 3	466853.0730	435218.0725	384227.0189	297483.7928
Turbina BP	177128.6557	199096.9018	164729.6498	164729.6498
Generador Eléctrico	259199.9546	259199.9546	255417.1879	255417.1879
Pre calentador 1	138005.3045	65282.8593	138005.3045	62640.8356
Condensador	60785.1381	33092.3424	17092.9240	20000.4580
División Agua	8307.9205	11.6893	8307.9205	11.6893
Bomba Agua	1113.3379	1113.3379	1113.3379	938.0441
Calentador Agua	33583.5238	37276.6835	33583.5238	4666.1793
PLANTA	593700.7008	601430.6663	185355.5693	185355.5693

Por lo que las eficiencias de 1^a. y 2^a. ley de la termodinámica así como el costo exergético unitario, así como los índices δ (relación entre la irreversibilidad del equipo y el recurso total del sistema), y r (relación entre el recurso del equipo y el recurso total del sistema) para cada uno de los equipos nos quedará de la siguiente manera:

<i>Equipo</i>	η_I	η_{II}	$k=1 / \eta_{II}$	$\delta=Ii/R_{tot}$
Sistema Gasificación	0.9984	0.9537	1.0485	4.2564
División 1 Singas	1.0000	1.0000	1.0000	0
Compresor 1	1.0000	0.8979	1.1137	0.0768
Division2 Singas	1.0000	1.0000	1.0000	0
Enfriador 1	0.9800	0.9954	1.0047	0.0432
Compresor 2	1.0000	0.9866	1.0136	0.0035

Equipo	η_I	η_{II}	$k=1/\eta_{II}$	$\delta=li/R_{tot}$
Sep. Aire ASU	0.1312	0.2715	3.6829	1.8249
División 1 Oxígeno	1.0000	1.0000	1.0000	0
División 2 Oxígeno	1.0000	1.0000	1.0000	0
Compresor 3	1.0000	0.9905	1.0096	0.0038
División 3 Oxígeno	1.0000	1.0000	1.0000	0
Enfriador 2	0.6100	0.8730	1.1455	0.0288
Compresor 4	1.0000	0.8544	1.1704	0.0147
Cámara Combustión 1	0.5004	0.9392	1.0648	1.6549
Turbina AP	0.9000	0.8112	1.2327	1.3389
Recalentador	1.0000	0.8981	1.1135	0.6144
Cámara Combustión 2	0.8766	0.8097	1.2351	9.5312
Turbina PI	0.9100	0.8148	1.2272	2.2617
Precalentador 2	1.0000	0.8984	1.1131	1.3672
Cámara Combustión 3	0.8230	0.6835	1.4630	22.9011
Turbina BP	0.9300	0.8274	1.2086	5.7143
Generador Eléctrico	0.9854	0.9854	1.0148	0.6290
Precalentador 1	1.0000	0.9595	1.0422	0.4393
Condensador	0.2812	0.6044	1.6546	2.1768
División Agua	1.0000	1.0000	1.0000	0
Bomba Agua	1.0000	0.8426	1.1869	0.0291
Calentador Agua	1.0000	0.1252	7.9887	5.4222
PLANTA	0.3122	0.3082	3.2447	

7.7 ANÁLISIS TERMOECONÓMICO DE LA CENTRAL

Encontrando las ecuaciones complementarias para realizar nuestra matriz cuadrada. Tenemos 27 ecuaciones y 52 flujos de energía útiles en la planta por lo que se necesitarán 25 ecuaciones complementarias.

1. $B^*_{11} = B_{11}$ (Regla 5)
2. $B^*_{22} = B_{22}$ (Regla 5)
3. $B^*_{33} = B_{33}$ (Regla 5)
4. $B^*_{34} = 0$ (Regla 4)
5. $B^*_{40} = 0$ (Regla 4)
6. $B^*_{41} = 0$ (Regla 4)
7. $B^*_{45}/B_{45} - B^*_{46}/B_{46} = 0$ (Regla 3a)
8. $B^*_{45}/B_{45} - B^*_{47}/B_{47} = 0$ (Regla 3a)
9. $B^*_{45}/B_{45} - B^*_{48}/B_{48} = 0$ (Regla 3a)
10. $B^*_{45}/B_{45} - B^*_{49}/B_{49} = 0$ (Regla 3a)
11. $B^*_{45}/B_{45} - B^*_{50}/B_{50} = 0$ (Regla 3a)
12. $B^*_{45}/B_{45} - B^*_{51}/B_{51} = 0$ (Regla 3a)
13. $B^*_{45}/B_{45} - B^*_{52}/B_{52} = 0$ (Regla 3a)
14. $B^*_{23}/B_{23} - B^*_{24}/B_{24} = 0$ (Regla 2)
15. $B^*_{26}/B_{26} - B^*_{27}/B_{27} = 0$ (Regla 2)
16. $B^*_{29}/B_{29} - B^*_{30}/B_{30} = 0$ (Regla 2)
17. $B^*_{4}/B_{4} - B^*_{5}/B_{5} = 0$ (Regla 3a)
18. $B^*_{7}/B_{7} - B^*_{8}/B_{8} = 0$ (Regla 3a)
19. $B^*_{13}/B_{13} - B^*_{14}/B_{14} = 0$ (Regla 3a)
20. $B^*_{15}/B_{15} - B^*_{16}/B_{16} = 0$ (Regla 3a)

21. $B^*_{18}/B_{18} - B^*_{19}/B_{19} = 0$ (Regla 3a)
 22. $B^*_{31}/B_{31} - B^*_{33}/B_{33} = 0$ (Regla 2)
 23. $B^*_{27}/B_{27} - B^*_{28}/B_{28} = 0$ (Regla 2)
 24. $B^*_{30}/B_{30} - B^*_{31}/B_{31} = 0$ (Regla 2)
 25. $B^*_{22}/B_{22} - B^*_{39}/B_{39} = 0$ (Regla 2)

Para encontrar los costos exergoeconómicos se necesitan considerar los siguientes supuestos económicos y así calcular el vector $[-Z_L/\omega]$.

Factor de Planta [%]	93
[Horas/Año]	8146.8
Costo por KW [US\$/KW]	\$1,600.00
Costo Central [US\$]	\$296,568,910.81
Vida Económica Central[años]	25
Paridad del Peso [\$/US\$]	11
Carbón [\$/MJ]	0.02345*
Costos Op. y Mto. [\$/KWh]	0.15*
Costo Op. y Mto. [\$/año]	\$181,276,570.19
Carbón [\$/s]	\$13.2348
Agua [\$/KWh]	0.0206
Agua [\$/s]	1.0601
ASU [\$/año]	\$44,485,336.62
Gasificación [\$/año]	\$62,279,471.27
Costo central [\$/año]	\$296,568,910.81
Central [\$/año]	\$3,262,258,018.91

EQUIPO	% Costo	\$/AÑO	\$/s
Sistema Gasificación	0.21	\$100,332,851.01	\$3.4210
División 1 Singas	0.005	\$2,388,877.41	\$0.0815
Compresor 1	0.015	\$7,166,632.22	\$0.2444
Division2 Singas	0.005	\$2,388,877.41	\$0.0815
Enfriador 1	0.005	\$2,388,877.41	\$0.0815
Compresor 2	0.015	\$7,166,632.22	\$0.2444
Sep. Aire ASU	0.15	\$71,666,322.15	\$2.4436
División 1 Oxígeno	0.005	\$2,388,877.41	\$0.0815
División 2 Oxígeno	0.005	\$2,388,877.41	\$0.0815
Compresor 3	0.015	\$7,166,632.22	\$0.2444
División 3 Oxígeno	0.005	\$2,388,877.41	\$0.0815
Enfriador 2	0.005	\$2,388,877.41	\$0.0815
Compresor 4	0.015	\$7,166,632.22	\$0.2444
Cámara Combustión 1	0.04	\$19,111,019.24	\$0.6516
Turbina AP	0.08	\$38,222,038.48	\$1.3032

* Rodolfo Corona Esquivel, Jordi Trilla, María Elena Benavides Muñoz, *“Geología, estructura y composición de los principales yacimientos de carbón mineral mexicano”*. Boletín de la Sociedad Geológica Mexicana, Tomo LVIII, Num. 1, 2006.

* COPAR, CFE, 2003

EQUIPO	% Costo	\$/AÑO	\$/s
Recalentador	0.01	\$4,777,754.81	\$0.1629
Cámara Combustión 2	0.04	\$19,111,019.24	\$0.6516
Turbina PI	0.08	\$38,222,038.48	\$1.3032
Precalentador 2	0.01	\$4,777,754.81	\$0.1629
Cámara Combustión 3	0.04	\$19,111,019.24	\$0.6516
Turbina BP	0.14	\$66,888,567.34	\$2.2807
Generador Eléctrico	0.02	\$9,555,509.62	\$0.3258
Precalentador 1	0.01	\$4,777,754.81	\$0.1629
Condensador	0.04	\$19,111,019.24	\$0.6516
División Agua	0.005	\$2,388,877.41	\$0.0815
Bomba Agua	0.02	\$9,555,509.62	\$0.3258
Calentador Agua	0.01	\$4,777,754.81	\$0.1629
TOTAL	1	\$477,775,481.00	\$16.29

Aplicando las fórmulas 41, 42, 43 y 44 a nuestro sistema obtenemos los siguientes resultados:

Flujo	B* [kW]	k=B*/B	π \$/s	C \$/kWh	C \$/Ton
1	564153.9828	1.0000	13.2349	0.0845	623.2529
2	0	0	1.0601	0.0000	85.9104
3	660848.2253	1.2082	24.8541	0.1636	463.3482
4	412261.7603	1.2082	15.5605	0.1642	465.0107
5	248586.4650	1.2082	9.3827	0.1642	465.0107
6	261481.4778	1.2463	10.3568	0.1777	513.2886
7	69745.6365	1.2463	2.7863	0.1792	517.7082
8	191735.8413	1.2463	7.6597	0.1792	517.7082
9	69745.6365	1.2521	2.8755	0.1858	534.2775
10	74164.1964	1.2958	3.3851	0.2129	628.9727
11	1313.8173	1.0000	0	0	0
12	171823.5820	10.3437	12.0186	2.6046	159.0026
13	96694.2425	10.3437	6.8137	2.6240	160.1824
14	75129.3395	10.3437	5.2941	2.6240	160.1824
15	46865.1013	10.3437	3.3580	2.6682	162.8806
16	28264.2382	10.3437	2.0252	2.6682	162.8806
17	35097.9079	6.8700	2.6672	1.8795	214.5130
18	9357.5642	6.8700	0.7349	1.9423	221.6851
19	25740.3437	6.8700	2.0215	1.9423	221.6851
20	9357.5642	7.8698	0.8241	2.4949	248.5857
21	11081.5657	6.4949	1.1861	2.5025	357.7848
22	283007.4878	2.7032	13.5515	0.4660	189.4189
23	368253.2500	2.3962	18.8360	0.4412	234.7485
24	266029.2899	2.3962	13.6073	0.4412	169.5843
25	364038.1010	2.5354	18.4787	0.4633	230.2950
26	581514.2860	2.3847	28.8733	0.4263	277.2190
27	406324.7786	2.3847	20.1748	0.4263	193.7028

Flujo	B* [kW]	k=B*/B	π \$/s	C \$/kWh	C \$/Ton
28	213359.9638	2.3847	10.5937	0.4263	101.7128
29	672486.8253	2.2606	30.2257	0.3658	191.0205
30	222411.7399	2.2606	9.9966	0.3658	63.1763
31	74834.4135	2.2606	3.3635	0.3658	21.2568
32	74807.9888	3.7403	4.0757	0.7336	59.5493
33	26.4246	2.2606	0.0012	0.3658	0.0132
34	0	0	0	0	0
35	26.4246	2.8372	0.0904	34.9277	1.2631
36	3197.4741	3.3751	0.6208	2.3592	8.6778
37	40474.1576	7.2101	1.6737	1.0733	23.3943
38	188051.4841	2.7552	8.4851	0.4475	118.6021
39	381016.2990	2.7032	18.2445	0.4660	255.0169
40	0	0	0	0	0
41	0	0	0	0	0
42	102223.9601	2.9538	6.6555	0.6923	-
43	175189.5074	2.9265	10.1253	0.6089	-
44	450075.0854	2.7322	22.7261	0.4967	-
45	527936.4947	2.8482	28.9289	0.5619	-
46	12895.0128	2.8482	0.7066	0.5619	-
47	4418.5599	2.8482	0.2421	0.5619	-
48	6833.6697	2.8482	0.3745	0.5619	-
49	1724.0015	2.8482	0.0945	0.5619	-
50	3171.0495	2.8482	0.1738	0.5619	-
51	37276.6835	1.0000	0.8745	0.0845	-
52	170509.7648	2.8482	9.3433	0.5619	-

7.8 COSTOS TOTALES ANUALES Y TONELADAS CAPTURADAS DE CO₂

Por lo que los costos anuales de la energía generada en cada generador eléctrico se resumen de la siguiente manera, así también se muestran los gastos anuales totales para observar que todos los costos se le están asignando a la energía eléctrica producida.

Costos Anuales Totales	
WeGEN \$/año	\$848,441,045.28
CO ₂ \$/año	\$119,535,138.65
TOTAL \$/año	\$967,976,183.93
Inversión Anual	
Carbón \$/año	\$413,807,033.04
Equipo \$/año	\$523,077,123.55
Agua \$/año	\$31,092,027.34
TOTAL \$/año	\$967,976,183.93
Método Tradicional	
Comb \$/KWh	\$0.29
Eq y Mtto. \$/KWh	\$0.35
TOT \$/KWh	\$0.64
TOT \$/año	\$967,976,183.93

Caso Base \$/año	\$816,078,418.21
Gasificación Captura	\$967,976,183.93
Incremento Costos Anuales \$/año	\$151,897,765.72
Incremento Costos Anuales en %	18.61%

Ton CO₂ capturadas [ton/año] 2,007,731.97

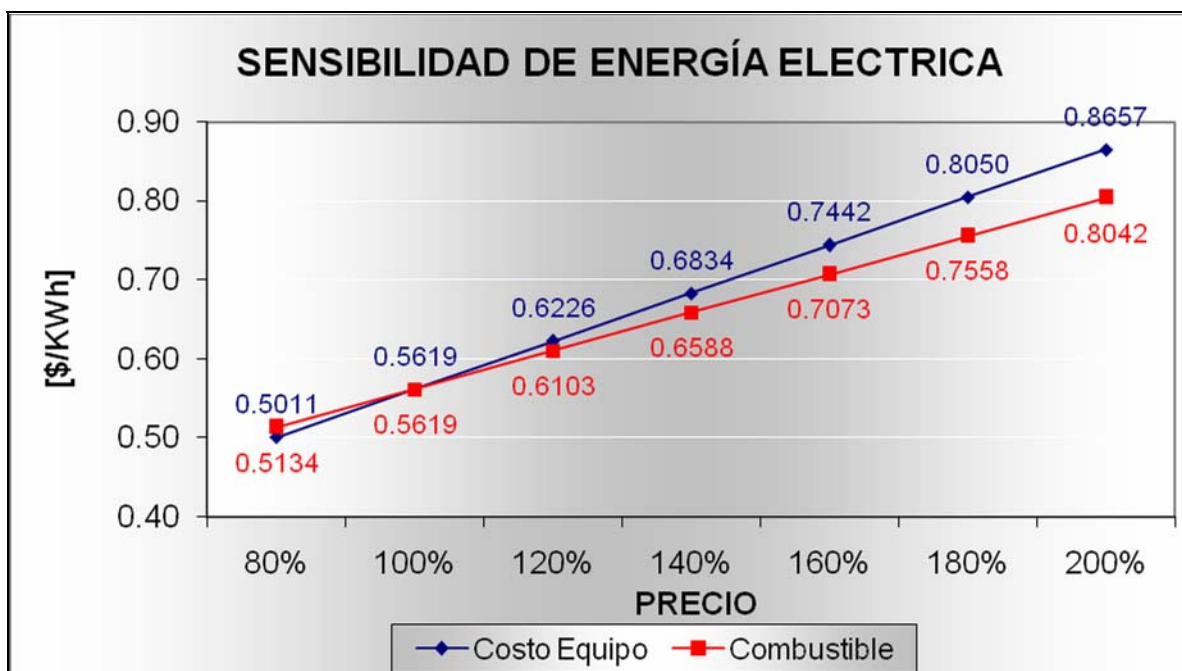
7.9 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD CONTRA COMBUSTIBLE Y EQUIPO

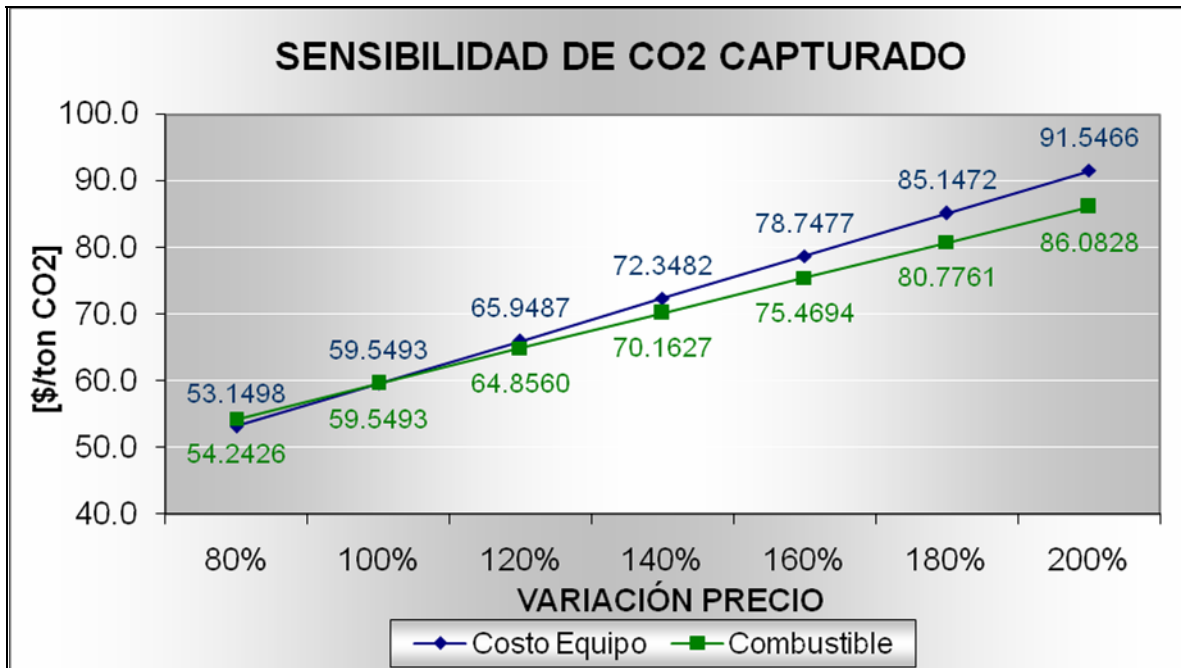
Para este análisis se consideró un incremento en los costos de equipo, así como de combustible y de la MEA y de cómo este incremento repercutía en los precios de la energía eléctrica (\$/KWh) en cada generador, así como en el CO₂ capturado.

Costo Equipo	80%	100%	120%	140%	160%	180%	200%
WeG1 [\$/KWh]	0.5011	0.5619	0.6226	0.6834	0.7442	0.8050	0.8657
CO ₂ [\$/Ton]	53.1498	59.5493	65.9487	72.3482	78.7477	85.1472	91.5466

Combustible	80%	100%	120%	140%	160%	180%	200%
WeG1 [\$/KWh]	0.5134	0.5619	0.6103	0.6588	0.7073	0.7558	0.8042
CO ₂ [\$/Ton]	54.2426	59.5493	64.8560	70.1627	75.4694	80.7761	86.0828

A diferencia que en los casos anteriores para este proceso la variación en el precio del equipo incrementa en mayor medida el costo del KWh generado, debido al alto precio de los dispositivos y también al bajo precio del energético (carbón) comparado con el gas natural.





7.10 ANÁLISIS DE ECONÓMICO CONSIDERANDO BONOS DE CARBONO

En este apartado se realiza un análisis de factibilidad económica considerando el ingreso que podría darse al comercializar el CO₂ capturado, se toma como inversión el incremento en la inversión de la planta (costo del equipo de secuestro de CO₂) con respecto al caso base, los costos incrementales de operación y mantenimiento así como los costos incrementales en combustible serán comparados con los ingresos por venta de bonos de carbono.

El proyecto será factible si la relación beneficio costo es mayor que uno, la Tasa Interna de Retorno (TIR) es mayor que la Tasa de Retorno Mínima Aceptable (TREMA) la cual se considero del 15%, además el período de recuperación de la inversión debe ser menor a la vida económica del proyecto, además el valor presente neto (VPN) debe ser mayor a la inversión realizada (costo equipo de captura).

Para lograr las condiciones anteriores se realizaron diversas pruebas variando el precio de los bonos de carbono (US\$/Ton CO₂) y analizando con que valor del bono de carbono se lograría que el proyecto fuese factible económicamente hablando.

De esta manera se realizó el siguiente análisis económico.

Consideraciones Económicas:

Costo Equipo de Captura Total [\$]	\$1,805,030,818.91
Costo Combustible, Operación y Mto [\$/año]	-\$1,321,625.60
Precio Bonos de Carbono [US\$/Ton CO ₂]	\$13.00
Precio Bonos de Carbono [\$ /Ton CO ₂]	\$143.00
Toneladas de CO ₂ capturadas [Ton CO ₂ /año]	2007331.973
Ingreso Anual por Bonos de Carbono [\$ /año]	\$287,048,472.07

So - Inversión Inicial [\$]	-\$1,805,030,818.91
-----------------------------	---------------------

St - Flujo de efectivo del período t [\$]	\$288,370,097.67
i - TREMA (bancario) [porcentaje]	0.15
t - Vida económica del proyecto [años]	25
Valor Presente Neto [VPN] [\$]	\$1,864,067,303.07

Análisis año por año

AÑO	0	1	2	3	4	5
So [MM\$]	-\$1,805.03					
St [MM\$]		\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37
VP St [MM\$]		\$250.76	\$218.05	\$189.61	\$164.88	\$143.37
SAD [MM\$]	-\$1,805.03	-\$1,554.27	-\$1,336.22	-\$1,146.62	-\$981.74	-\$838.37
St [MM\$]	-\$1,805.03	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37
VP Ingr.[MM\$]		\$249.61	\$217.05	\$188.74	\$164.12	\$142.71
VP Costos[MM\$]		-\$1.15	-\$1.00	-\$0.87	-\$0.76	-\$0.66

AÑO	6	7	8	9	10	11	12
So [MM\$]							
St [MM\$]	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37
VP St [MM\$]	\$124.67	\$108.41	\$94.27	\$81.97	\$71.28	\$61.98	\$53.90
SAD [MM\$]	-\$713.70	-\$605.29	-\$511.02	-\$429.05	-\$357.77	-\$295.78	-\$241.89
St [MM\$]	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37
VP Ingr.[MM\$]	\$124.10	\$107.91	\$93.84	\$81.60	\$70.95	\$61.70	\$53.65
VP Costos[MM\$]	-\$0.57	-\$0.50	-\$0.43	-\$0.38	-\$0.33	-\$0.28	-\$0.25

AÑO	13	14	15	16	17	18	19
So [MM\$]							
St [MM\$]	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37
VP St [MM\$]	\$46.87	\$40.75	\$35.44	\$30.82	\$26.80	\$23.30	\$20.26
SAD [MM\$]	-\$195.02	-\$154.26	-\$118.82	-\$88.01	-\$61.21	-\$37.91	-\$17.65
St [MM\$]	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37
VP Ingr.[MM\$]	\$46.65	\$40.57	\$35.28	\$30.68	\$26.67	\$23.19	\$20.17
VP Costos[MM\$]	-\$0.21	-\$0.19	-\$0.16	-\$0.14	-\$0.12	-\$0.11	-\$0.09

AÑO	20	21	22	23	24	25	TOTALES
So [MM\$]							
St [MM\$]	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	
VP St [MM\$]	\$17.62	\$15.32	\$13.32	\$11.59	\$10.07	\$8.76	
SAD [MM\$]	-\$0.03	\$15.29	\$28.62	\$40.20	\$50.28	\$59.04	
St [MM\$]	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	
VP Ingr.[MM\$]	\$17.54	\$15.25	\$13.26	\$11.53	\$10.03	\$8.72	\$1,855.52
VP Costos[MM\$]	-\$0.08	-\$0.07	-\$0.06	-\$0.05	-\$0.05	-\$0.04	-\$8.54

Relación Beneficio - Costo**R= B/C = 1.03****Tasa Interna de Retorno****TIR = 16%****Período de Recuperación****PR (años) 20.00**

CAPÍTULO 8

ANÁLISIS DE RESULTADOS ENTRE EL CASO BASE Y LOS PROCESOS DE CAPTURA DE BIÓXIDO DE CARBONO

Con la finalidad de observar ventajas y desventajas de cada proceso estudiado, se presentan algunas tablas con resultados obtenidos durante el estudio termoeconómico, así también se pretende observar su comportamiento respecto al caso base, que es un ciclo combinado en operación.

8.1 ENERGÍA Y EXERGÍA SUMINISTRADA, POTENCIA ELÉCTRICA Y Bd

El primer aspecto que se analiza son los parámetros termodinámicos, entre los que se encuentran la energía y exergía suministrada al proceso, la potencia eléctrica neta obtenida y la exergía destruida debido a las irreversibilidades presentes en el proceso. Los aspectos mencionados anteriormente se señalan a continuación:

Proceso	Ecomb [KW]	Bcomb [KW]	Pot Neta [KW]	Bd [KW]
<i>Caso Base</i>	521484.6116	482334.8542	203808.0000	271269.9110
<i>Captura Aminas</i>	593700.7005	549129.4171	202283.4019	368285.6515
<i>Captura Precombustión</i>	593700.7005	549129.4171	166535.6386	486883.3626
<i>Gasificación con TG</i>	593700.7008	601430.6663	185355.5693	362854.5585

En la columna de la energía del combustible suministrada al proceso podemos observar como se trato que todos los procesos de captura tuvieran la misma cantidad, con la excepción del caso base, ya que los procesos de captura son energéticamente más intensivos que el caso base; debido a que necesita una cantidad de energía adicional para los procesos de secuestro de bióxido de carbono.

Para el aspecto de exergía suministrada en el combustible podemos observar que los únicos valores que son equivalentes es para el caso de captura de Aminas y para el caso de captura en Precombustión esto se debe a que manejan la misma cantidad de energía de entrada y el mismo combustible, que para estos casos es gas natural. En lo que respecta al caso base la exergía suministrada es menor debido a que la energía suministrada también es menor por la razón descrita anteriormente. Y para el caso de gasificación a pesar de suministrar igual cantidad de energía por el hecho de manejar carbón en este caso, la exergía suministrada es mayor con respecto al caso de captura por aminas y en precombustión, esto se debe a las propiedades químicas del energético.

La potencia eléctrica neta desarrollada para cada caso es diferente. Si se considera a la potencia del caso base como 100%, la potencia eléctrica desarrollada en el caso de captura por aminas es del 99%, para el caso de captura en Precombustión será del 81.71% y para el caso de gasificación corresponderá a un 90.94%. Si nos basamos en el principio de máxima potencia el proceso más conveniente sería el de captura por aminas; pero no olvidemos que a los procesos de captura se le necesita incrementar el suministro de energía.

En lo que respecta a la exergía destruida como era de esperarse existe un incremento de este parámetro en los casos de captura con respecto al caso base. Esto se debe al incremento en el número de equipos dentro del sistema, al consumo de energía de los auxiliares durante el proceso de secuestro de CO₂ y por otro lado a los procesos de mezclado y separación presentes en los procesos de captura y separación de bióxido de carbono los cuales presentan una gran cantidad de irreversibilidades.

8.2 EFICIENCIAS DE PRIMERA Y SEGUNDA LEY DE LA TERMODINÁMICA

Otros aspectos importantes para comparar son las eficiencias de primera y segunda ley de la termodinámica así como el consumo térmico unitario (CTU) y el costo energético unitario del sistema (k).

Proceso	η_I [%]	CTU [KJ/KWh]	η_{II} [%]	$k = 1/\eta_{II}$
<i>Caso Base</i>	39.0823%	9,211.3391	42.2545%	2.3666
<i>Captura Aminas</i>	34.0716%	10,565.9807	36.8371%	2.7147
<i>Captura Precombustión</i>	28.0504%	12,834.0248	30.3272%	3.2974
<i>Gasificación con TG</i>	31.2204%	11,530.9323	30.8191%	3.2447

Para la columna de la eficiencia de primera ley podemos observar que el caso base es el que presenta un rendimiento mayor con respecto a los procesos de captura de bióxido de carbono. Cabe mencionar que estas eficiencias se calcularon respecto al poder calorífico superior del energético usado en cada caso.

La eficiencia que se debe sacrificar por la captura del bióxido de carbono algunos autores la denominan "Penalti en Eficiencia" que para el caso de aminas será del 5.01%, para el caso de captura en precombustión la disminución en la eficiencia con respecto al caso base será del 11.03% y para el caso de la gasificación está corresponde al 7.86%. Esto nos habla de un importante castigo a la eficiencia térmica con el propósito de evitar las emisiones de bióxido de carbono.

El consumo térmico unitario nos permite observar cuantas unidades de energía primaria (energía almacenada en el combustible) se necesitan para generar un KWh de potencia eléctrica, este parámetro es inversamente proporcional a la eficiencia del sistema, es decir, si la eficiencia se incrementa el CTU disminuye y viceversa. De esta manera debido al decremento en la eficiencia térmica por la captura de CO₂ el consumo térmico unitario será mayor como se observa en la tabla anterior.

La eficiencia de segunda ley se define para nuestro caso como el cociente de la potencia eléctrica neta entre la exergía o disponibilidad suministrada por el combustible, o dicha de otra manera, es la relación que existe entre la exergía obtenida como producto y la exergía suministrada como recurso. Para este análisis observamos, que de manera similar a la eficiencia de primera ley, esta tendrá una disminución importante como consecuencia de los procesos de captura de bióxido de carbono.

Para cada uno de los casos se obtuvo que la disminución en la eficiencia de segunda ley es de 5.41% para la captura por aminas, 11.92% para el proceso de

captura en precombustión y de 11.43% para el sistema de gasificación integrado a una turbina de gas.

El costo exergético unitario, es el inverso de la segunda ley de la termodinámica, y nos hace referencia a la cantidad de unidades de exergía que se tuvo que consumir para obtener una unidad de exergía de producto, para nuestro caso la potencia eléctrica neta. Este parámetro se comporta de manera análoga al CTU, ya que a medida que la eficiencia se incrementa este disminuirá y viceversa.

De continuar la política energética mundial basado en energéticos fósiles podríamos pensar en plantas de generación eléctrica a base de combustibles fósiles con procesos de captura de CO₂ las cuáles serán tema de gran discusión ya que se supone que estos energéticos seguirán siendo la base para generar electricidad, pero por otro lado la intervención de medidas y políticas de protección al ambiente deben contribuir a evitar emisiones de gases de efecto invernadero.

8.3 POTENCIA EN CADA TURBINA Y EXERGÍA EN CO₂ REMOVIDO

Otros aspectos importantes que se deben señalar es la producción de energía eléctrica en cada una de las turbinas, ya sea de gas o de vapor y la exergía de los flujos de bióxido de carbono obtenido en cada sistema.

Proceso	WeTG [KW]	WeTV [KW]	B _{CO2} [KW]
<i>Caso Base</i>	116,135.00	87,673.00	22,864.4324
<i>Captura Aminas</i>	116,135.00	86,148.40	13,380.5827
<i>Captura Precombustión</i>	114,668.24	51,867.39	14,316.9050
<i>Gasificación con TG</i>	185,355.56	0	20,000.4580

En la tabla anterior podemos observar el trabajo eléctrico generado por cada turbina en cada uno de los procesos. Como se ha mencionado anteriormente la potencia eléctrica mayor se desarrolla en el caso base.

La producción de electricidad para las turbinas de gas en el caso base y en el proceso de captura por aminas es igual, pero la generación eléctrica en la turbina de vapor es menor, debido al consumo de energía hecha por los auxiliares (bomba de circulación de Amina) en el proceso de secuestro de bióxido de carbono.

Para el caso de captura en precombustión debido principalmente a que existe un mayor número de equipos que propician una mayor cantidad de irreversibilidades y un consumo de energía mayor para poder accionarlos.

Durante el proceso de descarbonización del combustible, se genera una mezcla de gases que se dirigen hacia el ciclo combinado cuenta con una disponibilidad mayor respecto a la disponibilidad del gas natural a la entrada del proceso, pero para lograr esto se necesita suministrar energía en el prereformador y el reformador autotérmico, Además de que en la cámara de combustión existe una gran pérdida de energía y exergía.

En lo que respecta al proceso de gasificación con oxicomustión como se acopla a una sola turbina de gas con tres niveles de presión y tres cámaras de combustión como se menciono anteriormente solo generará energía eléctrica en la turbina de gas, esta producción de energía eléctrica es la mayor de todas las

turbinas de gas pero no contiene una turbina de vapor que pudiese adicionar electricidad como producto del proceso.

Para la columna de exergía de CO₂ existe una variación entre la disponibilidad de este gas en cada proceso. En el caso base se observa el valor de exergía mayor debido a las condiciones de temperatura y presión a las que se envían hacia el medio ambiente los gases producto de combustión, por lo que su exergía física es mayor. Se debe recordar que la exergía química del bióxido de carbono es la misma en cada proceso.

Se debe mencionar que para los procesos de captura por aminas y captura en precombustión por las condiciones de cada proceso (temperatura y presión) la exergía física es diferente entre cada uno de los procesos.

Obviamente en el sistema de gasificación existe una mayor cantidad de bióxido de carbono lo que trae consigo una mayor cantidad de exergía total para este flujo comparado con los demás sistemas estudiados.

8.4 COSTO EXERGÉTICO DE LOS PRODUCTOS EN CADA PROCESO

También para este análisis es importante comparar el coste exergético de la energía eléctrica generada en cada sistema y del bióxido de carbono capturado en cada proceso; de igual manera se debe analizar el coste exergético unitario de los productos en cada uno de los casos.

Proceso	B* _{WeTG} [KW]	B* _{WeTV} [KW]	B* _{CO2} [KW]	k _{WeTG}	k _{WeTV}	k _{CO2}
<i>Caso Base</i>	213,862.59	268,472.26	0	1.8415	3.0622	0
<i>Captura Aminas</i>	213,862.59	252,022.46	106,345.73	1.8415	2.9254	111.95
<i>Precombustión</i>	438,941.65	216,533.56	162.00	3.8279	4.1748	1.35
<i>Gasificación</i>	527,936.49	0	74,807.98	2.8482	0	3.74

El coste exergético se puede definir como la cantidad de exergía que se gasto o consumió para obtener un producto deseado. Se debe mencionar que a medida que el proceso se incrementa el costo exergético será mayor, esto se debe a las irreversibilidades presentes en los equipos.

Por ejemplo para el caso base observamos que el coste energético de la energía eléctrica generada en la turbina de gas es menor que el de la energía generada en la turbina de vapor debido al número de equipos que se tienen que accionar para obtener el producto en cada caso. Lo mismo sucede para el caso de captura por aminas en la potencia generada por cada turbina.

En el caso de descarbonización del combustible (precombustión) observamos que el coste exergético de la potencia de la turbina de gas es mayor que el de la turbina de vapor, este se debe a que la producción de vapor no se da totalmente en la caldera de recuperación, ya que se aprovecha el proceso de descarbonización para incrementar la temperatura del agua de alimentación; además de que la potencia generada por la turbina de vapor es mucho menor a la potencia generada en el caso base y en el caso de captura por aminas.

Para el proceso de gasificación se observa el mayor costo exergético en lo que respecta a la turbina de gas, esto también se debe a la mayor potencia que generada en este equipo.

Para la columna del coste exergético del bióxido de carbono capturado observamos que el mayor se encuentra en la captura por aminas, esto debido a que este proceso se realiza al final del sistema y se le suman las irreversibilidades de los equipos necesarios para capturar dicho gas. Caso contrario sucede en la captura en precombustión ya que los equipos necesarios para realizar esta captura no generan una alta destrucción de exergía y principalmente a que la captura se realiza antes de la combustión el cual es un proceso intrínsecamente irreversible y en la cámara de combustión es el equipo donde se destruye la mayor parte de exergía en cada uno de los procesos.

Una propiedad importante es el coste exergético unitario que nos dice cuantas de unidades de exergía se gastaron para obtener determinado producto, por ejemplo si “k” tuviera un valor de uno hablaríamos de un proceso reversible sin pérdida de energía y destrucción de disponibilidad.

El coste unitario para la potencia eléctrica de turbina de gas nos muestra que los procesos con menor coste son el ciclo combinado en operación normal y el caso de captura por aminas; mientras que el más alto se presenta en el sistema con descarbonización del combustible.

Para la potencia eléctrica de la turbina de vapor nos muestra que en el proceso de descarbonización en precombustión a pesar que el costo exergético es menor el costo unitario es el mayor de todos debido a la potencia eléctrica obtenida en este equipo. Esto concuerda con el hecho de que el sistema con mayor exergía destruida es el de captura en precombustión y como consecuencia de ello es el proceso más ineficiente.

También observamos un valor bastante similar entre la captura por aminas y el ciclo combinado normal, la diferencia se debe al valor del costo exergético asignado de cero a los gases producto de combustión para el caso base; mientras que para el caso de captura por aminas si se obtiene un valor debido a que estos gases entrarán al proceso de secuestro.

Para el caso de costo exergético unitario del bióxido de carbono separado, existe una diferencia enorme entre cada proceso. Debido a que el CO₂ se captura anterior a la combustión en el proceso de descarbonización el coste exergético unitario es el menor, pero en el caso de captura por aminas se observa un costo unitario muy elevado debido a que este se realiza después de generar electricidad en ambas turbinas y posteriormente se realiza un proceso con una gran cantidad de irreversibilidades durante la absorción química y durante la regeneración y separación de la amina, así como la separación del agua en un condensador, sin descartar la torre de enfriamiento y el intercambiador de calor los cuales son equipos con una eficiencia de segunda ley muy baja. Además de que se le suministra una cantidad importante de energía, el costo de esta energía debe asignársele al CO₂ capturado.

Para el proceso de gasificación se observa un costo exergético unitario del CO₂ mayor al de la potencia eléctrica debido a que la captura se realizará posteriormente a la generación eléctrica.

8.5 COSTO TERMOECONÓMICO DE PRODUCTOS EN CADA PROCESO

Ahora se realizará la comparación entre los costos de generación de energía eléctrica y los costos por captura de bióxido de carbono para cada proceso.

Proceso	WeTG [\$/KWh]	WeTV [\$/KWh]	CO ₂ [\$/Ton]
<i>Caso Base</i>	0.36366	0.66084	0
<i>Captura Aminas</i>	0.36772	0.64952	169.4841
<i>Captura Precombustión</i>	0.68990	0.79342	0.2452
<i>Gasificación con TG</i>	0.56186	0	59.54926

Los costos termoeconómicos mostrados en la tabla anterior son el resultado del análisis realizado en cada proceso considerando los precios y consumos de combustible, solventes, agua, precio de equipos, mantenimiento y operación de los equipos.

De igual manera que en los costos exergéticos estos costos mostrados en la tabla anterior se incrementan al crecer el número de equipos necesarios para obtener el producto.

Como podemos observar el precio del KWh es menor en el caso del ciclo combinado normal y en el caso de captura por aminas. Se supone que los costos de la potencia generada deberían ser iguales en estos dos procesos pero en el caso de captura por aminas con el propósito de reducir flujos se considero que el costo de la amina de repuesto se dividiera entre las entradas al proceso, y una de ellas es el gas natural, por lo que el costo del gas natural destinado a la turbina de gas y al quemado suplementario se incremento un poco.

En el caso de captura en precombustión y gasificación se observa que los precios de la potencia en la turbina de gas son más altos que en los primeros dos casos, en la precombustión se debe al número de equipos anterior a la turbina de gas, así como del precio del gas natural y en la gasificación al alto precio del sistema de gasificación y del sistema separador de aire. Sin embargo el alto precio de las potencias eléctricas se compensa en cierta medida con el bajo costo que se obtuvo por tonelada de bióxido de carbono secuestrado, a comparación del ejemplo de captura por aminas, el cual muestra un precio muy alto.

En el caso de la potencia de la turbina de vapor se observa un comportamiento análogo al del costo exergético y costo exergético unitario de los de la turbinas de gas, lo cual indica que los resultados son congruentes uno con el otro.

Los resultados obtenidos muestran que si por el lado de eficiencias estas disminuyen por la captura de CO₂; en el lado de los costos estos aumentarán debido al incremento de equipos y a las irreversibilidades que acompañan a estos dispositivos.

8.6 BIÓXIDO DE CARBONO GENERADO, REMOVIDO Y EMITIDO

Otros parámetros importantes de los procesos que se analizaron es la cantidad de bióxido de carbono, la cantidad de este gas secuestrado y emitido al ambiente, estos valores se muestran en la siguiente tabla:

Proceso	Ton CO ₂ /año		
	CO ₂ generado	CO ₂ capturado	CO ₂ emitido
<i>Caso Base</i>	838,578.6326	0.0000	838,578.6326
<i>Captura Aminas</i>	838,578.6326	796,649.7010	41,928.9316
<i>Captura Precombustión</i>	957,763.5391	909,875.3621	47,888.1770
<i>Gasificación con TG</i>	2,007,331.9725	2,007,331.9725	0.0000

En la tabla anterior podemos observar que para los dos primeros casos la cantidad de bióxido de carbono generado es igual debido a que en los estos casos se consumió la misma cantidad de gas natural para el proceso, esto sin considerar la energía que se utilizó en el stripper – regenerador para el caso de absorción química por aminas y que si se suministra por gas natural puede incrementar las emisiones, aunque una opción viable podría ser a través de vapor generado en la caldera de recuperación.

Mientras que para el caso de gasificación se formo una mayor cantidad de bióxido de carbono debido a que se uso como combustible carbón. El energético usado para este caso tiene un poder calorífico inferior al del gas natural lo que implica un mayor consumo y lo que trae consigo una mayor formación de CO₂.

Los procesos de captura por medio de aminas y en la precombustión manejan rangos de secuestro del 80 – 95% del CO₂ formado, para nuestro análisis se considero el rango superior, y para el caso de gasificación este método supone un secuestro que puede ir del 90 - 100% por lo que se considero un sistema de cero emisiones.

8.7 COSTOS ANUALES DE PROCESOS DE CAPTURA VS CASO BASE

Desde luego otro punto de vista de vital importancia es el económico, el cual se analizará en la siguiente tabla:

Proceso	Costos [\$/año]	Incremento(l) [\$/año]	Incremento %
<i>Caso Base</i>	\$816,078,418.21	0	0
<i>Captura Aminas</i>	\$938,780,096.81	\$122,701,678.61	15.04%
<i>Precombustión</i>	\$979,973,913.94	\$163,895,495.73	20.08%
<i>Gasificación con TG</i>	\$967,976,183.93	\$151,897,765.72	18.61%

La columna de costos por año se calculó multiplicando el costo unitario de cada producto por el número de horas al año y por la cantidad de producto generado, por ejemplo, el costo anual de la potencia eléctrica en cada turbina se multiplicó el costo en \$/KWh por el número de horas al año que esta en operación la planta y por el número de KW generados en el equipo. Y la suma de los costos anuales de los productos es igual al costo total de la planta en \$/año, y esta cantidad debe ser igual a la suma de inversiones realizadas en la planta.

La tabla anterior nos resume los costos totales de cada proceso y nos permite comparar entre uno y otro. Desde el punto de vista económico podemos observar que el proceso de descarbonización de combustible con captura de CO₂ en precombustión es el sistema con un mayor incremento económico seguido por el proceso de captura por medio de aminas y el proceso con un menor costo será

el sistema de gasificación integrada a una turbina de gas, esto debido principalmente al bajo costo del carbón comparado con el gas natural.

8.8 ANÁLISIS ECONÓMICO CONSIDERANDO BONOS DE CARBONO

Hoy en día existe la posibilidad de adentrarnos en un posible mercado de emisiones de carbono, con los denominados mecanismos de desarrollo limpio (MDL) los cuales consisten en incentivar los proyectos cuyo objetivo es reducir emisiones contaminantes al ambiente mediante los denominados bonos de carbono. La siguiente tabla nos ilustra posibles escenarios los cuales nos permitirán amortizar la inversión en los equipos de captura mediante la comercialización de bonos de carbono.

En cada sistema se realizó un análisis de factibilidad buscando un precio de bono de carbono el cual debe cubrir las necesidades de inversión para capturar el bióxido de carbono.

Proceso	Costo Equipo \$	Bono US\$/tonCO ₂	VPN \$
<i>Captura Aminas</i>	\$68,750,000.00	\$15.00	\$74,308,768.40
<i>Captura Precombustión</i>	\$374,664,824.53	\$19.00	\$391,271,684.97
<i>Gasificación con TG</i>	\$1,805,030,818.91	\$13.00	\$1,864,067,303.07

Para que un proyecto sea factible económicamente hablando se necesita que el valor presente neto sea superior a la inversión, que para este caso es el costo del equipo de captura.

La tabla anterior nos muestra que el sistema que necesita que el mercado de emisiones ofrezca un valor menor por el CO₂ capturado es el sistema de gasificación, esto debido a que secuestra una mayor cantidad de CO₂ y el carbón es mas barato que el gas natural. El sistema de captura en precombustión nos muestra un comportamiento que necesitaría un precio de US\$19 por tonelada de bióxido de carbono. Se debe señalar que los precios por bonos de carbono según los expertos pueden rondar entre US\$3 – US\$25 por tonelada de CO₂.

Proceso	Beneficio-Costo	TREMA %	TIR %	Recuperación Años
<i>Captura Aminas</i>	1.01	15%	16%	16.28
<i>Captura Precombustión</i>	1.01	15%	16%	18.88
<i>Gasificación con TG</i>	1.03	15%	16%	20.00

Y con la tabla anterior vemos que para los precios de bonos de carbono seleccionados en cada caso cada sistema se hace rentable, es decir, la relación beneficio – costo es mayor que la unidad, la Tasa Interna de Retorno (TIR) es mayor que la Tasa de retorno mínima aceptable (TREMA), la cuál se considero igual en todos los sistemas (15%), por otro lado los períodos de recuperación son muy altos, es decir, se amortizarán en un numero de años elevado.

CAPÍTULO 9

CONCLUSIONES

Cada proceso presenta diferentes características por lo que cada uno de ellos nos muestra un comportamiento distinto, a continuación se muestran las conclusiones que se obtuvieron al comparar los tres diferentes procesos para secuestrar bióxido de carbono.

Al realizar la comparación de la potencia eléctrica obtenida entre los diferentes procesos de captura de CO₂ se observa que para el caso de captura por Aminas se obtiene la generación eléctrica mayor.

La potencia eléctrica neta desarrollada para cada caso es diferente. Si se considera a la potencia del caso base como 100%, la potencia eléctrica desarrollada en el caso de captura por aminas es del 99%, para el caso de captura en precombustión será del 81.71% y para el caso de gasificación corresponderá a un 90.94%. Si nos basamos en el principio de máxima potencia el proceso más conveniente sería el de captura por aminas; pero no olvidemos que a los procesos de captura se le necesita incrementar el suministro de energía.

La observación de los parámetros termodinámicos de mayor importancia como son la eficiencia de primera y segunda ley de la termodinámica nos permiten concluir que el hecho de anexar equipos de captura de bióxido de carbono a un ciclo combinado traerá consigo una disminución en el rendimiento total de la planta de generación eléctrica.

La eficiencia que se debe sacrificar por la captura del bióxido de carbono para el caso de aminas será del 5.01%, mientras que para el caso de captura en precombustión la disminución en la eficiencia con respecto al caso base será del 11.03% y para el caso de la gasificación está corresponde al 7.86%. Esto nos habla de un importante castigo a la eficiencia térmica con el propósito de evitar las emisiones de bióxido de carbono.

Por el lado de la eficiencia exergética o eficiencia de segunda ley ocurre algo similar ya que existe una disminución de 5.41% para la captura por aminas con respecto al caso base, 11.92% para el proceso de captura en precombustión y el castigo será de 11.43% para el sistema de gasificación integrado a una turbina de gas.

Es un hecho que con el propósito de frenar las emisiones de bióxido de carbono se tendrá que disminuir la eficiencia de la planta, debido al incremento de irreversibilidades dentro de ella.

La disminución de eficiencia en cada caso es considerable, pero el proceso con menor eficiencia tanto energética como exergética es el caso de captura de bióxido de carbono en precombustión.

En lo que respecta a la exergía destruida como era de esperarse existe un incremento de este parámetro en los sistemas de captura con respecto al caso base. Esto se debe al incremento en el número de equipos dentro del sistema, al consumo de energía de los auxiliares durante el proceso de secuestro de CO₂.

Así que desde el punto de vista termodinámico, al comparar los procesos de captura, el sistema con un mejor rendimiento energético y exergético sería el método de captura por medio de Aminas.

El costo exergético unitario (k), es el inverso de la segunda ley de la termodinámica, y nos hace referencia a la cantidad de unidades de exergía que se tuvo que consumir para obtener una unidad de exergía de producto, para nuestro caso la potencia eléctrica neta. Este parámetro implica que al disminuir la eficiencia exergética este aumentará.

Los incrementos del costo exergético unitario son de 0.3480 para el caso de captura por aminas, 0.9308 para el caso de captura en precombustión y de 0.8781 para el caso de gasificación integrado a una turbina de gas. Esto implica que cada proceso necesitará una mayor cantidad de exergía para obtener una unidad de producto, para este caso la energía eléctrica.

El coste exergético (B^*) se puede definir como la cantidad de exergía que se gastó o consumió para obtener un producto deseado. Esta propiedad obviamente se incrementará en los casos de captura debido a las irreversibilidades presentes en los equipos de secuestro de CO_2 , lo que trae consigo un aumento en la exergía destruida.

Los costos termoeconómicos al igual que los costos exergéticos, se incrementan al crecer el número de equipos necesarios para obtener el producto, ya que un incremento en el número de equipos implica un aumento en los costos de operación y mantenimiento, inversión total de la planta y a su vez presenta un incremento en los costos de combustible ya que estos procesos necesitan mayor cantidad de energía suministrada.

Los procesos de captura por medio de aminas y en la precombustión manejan rangos de secuestro del 80 – 95% del CO_2 formado, para nuestro análisis se considero el rango superior, y para el caso de gasificación este método supone un secuestro que puede ir del 90 - 100%.

En lo que respecta a la cantidad de CO_2 enviado hacia el ambiente, podemos observar que el caso base arroja al medio 0.8 millones de toneladas de CO_2 al año. Mientras que en los casos de captura por aminas será de 0.041 millones de toneladas de bióxido de carbono y para el caso de captura en precombustión las emisiones serán de 0.047 millones de toneladas de CO_2 al año, y para el caso de gasificación se considero un sistema 100% eficiente de captura, es decir, un sistema de cero emisiones de bióxido de carbono al ambiente.

Esto nos lleva a evitar el incremento de la concentración de CO_2 en la atmósfera, el cual es el principal contribuyente al efecto invernadero, y con esto tratar de contrarrestar en parte el fenómeno del calentamiento global.

Al considerar costos anuales totales se observan incrementos con respecto al caso base que van desde 15.04% para el caso de captura por aminas, 20.08% para el caso de captura en precombustión y de 18.61% para el caso de gasificación con turbina de gas.

Los resultados obtenidos muestran que si por el lado de eficiencias estas disminuyen por la captura de CO_2 ; en el lado de los costos estos aumentarán debido al incremento de equipos y a las irreversibilidades que acompañan a estos dispositivos.

Desde el punto de vista económico podemos observar que el proceso de absorción química mediante aminas, es el sistema con un menor incremento económico seguido por el proceso de gasificación integrado a una turbina de gas y

el proceso con un mayor costo será el sistema de descarbonización de combustible con captura en precombustión.

Con el Mercado de Emisiones de Carbono, el cuál consiste en obtener ingresos por evitar las emisiones de CO₂ a la atmósfera, se abre una nueva posibilidad para amortizar los costos de inversión de los sistemas de captura de bióxido de carbono y con esto lograr una disminución de emisiones de este gas de efecto invernadero sin sacrificar en lo económico.

Realizando un análisis económico de factibilidad considerando el incremento de inversión en los costos de equipos con respecto al caso base como la inversión inicial, la venta de bonos de CO₂ como los ingresos y los costos de combustible de operación y mantenimiento como nuestros egresos en el año se encontraron los precios de bonos de carbono para los cuales los procesos serían factibles. Se considero una TREMA del 15% para todos los casos y un período de vida de 25 años para el proyecto. El proyecto es factible en la medida que la TIR es mayor que la TREMA y la relación beneficio costo es mayor que 1, así como el valor presente neto es mayor que la inversión inicial.

Los precios a los cuáles deben venderse los bonos de carbono para lograr que el proceso sea rentable son de US\$15/Ton CO₂ para el caso de captura por aminas, US\$19/Ton CO₂ para el caso de captura en precombustión y US\$15/Ton CO₂ para el sistema de gasificación.

Por lo que desde este punto de vista las opciones más viables serían los casos de captura con gasificación integrada a una turbina de gas y el caso de captura por absorción química mediante aminas.

Además se debe señalar que los procesos de captura en precombustión y el sistema de gasificación integrado a una turbina de gas aún se encuentran en proceso de investigación y desarrollo, lo que implica que sus costos pueden incrementarse de manera sustancial debido a incertidumbres que puedan surgir durante su implementación; mientras que por el otro lado el caso de captura por medio de aminas lleva años de aplicación sobre todo en la industria petroquímica. Esto representa una ventaja con respecto a los sistemas de captura en precombustión y el de gasificación.

Por último debido a las ventajas y desventajas termodinámicas y económicas de cada proceso se debe concluir que actualmente el sistema con mayores posibilidades de implementarse sería el proceso de captura por medio de Aminas.

ANEXO 1. BIBLIOGRAFÍA

- [1]. British Petroleum. "BP Statical Rewiew of World Energy June 2005".
- [2]. International Energy Agency "World Energy Outlook 2004".
- [3]. Secretaría de Energía. "Prospectiva del Sector Eléctrico Nacional 2006 – 2015". México 2006.
- [4]. Secretaría de Energía. "Prospectiva del mercado de Gas Natural 2006 – 2015". México 2006.
- [5]. Secretaría de Energía. "Balance Nacional de Energía 2005". México 2006.
- [6]. Valero Antonio. "Apuntes de Termoeconomía". Curso de Postgrado Universidad De Zaragoza.
- [7]. Yunus A. Cengel, Michael A. Boles. "Termodinámica". Cuarta Edición. Mc Graw Hill, 2003.
- [8]. Francis F. Huang. "Ingeniería Termodinámica. Fundamentos y aplicaciones". CECSA, 1994.
- [9]. Bejan Adrian, Tsatsaronis George y Moran Michael. "Thermal Design and Optimization". Jhon Wiley and Sons, Inc 1996.
- [10]. Kotas T.J. "The Exergy Method of Thermal Plant Analysis". Krieger Publishing Company 1995.
- [11]. Rolf Kehlhofer. "Combined Cycle Gas and Steam Turbine Power Plants". The Fairmont Press, Inc. 1991.
- [12]. Richard T.C. Harman. "Gas Turbine Engineering". The Macmillan Press LTD, 1981.
- [13]. Martin M. Halmann, Meyer Steinberg. "Greenhouse Gas Carbon Dioxide Mitigation Science and Technology". Lewis Publishers 1999.
- [14]. Gwendolyn Holmes Burke, Ben Ramnarine Singh, Louis Theodore. "Handbook of Environmental Management and Technology". Second Edition Wiley Interscience 2000
- [15]. Freguia, S., Rochelle, G. "Modeling of CO₂ Capture by Aqueous Monoethanolamine". AIChE Journal, Julio 2003.
- [16]. Jaureguiberry Stagnaro Tomás, Fernández Santón Jose María. "Estudio comparativo de procesos de recuperación de CO₂ por absorción con aminas". Universidad Politécnica de Cataluña.

- [17]. Ivar S. Ertesvag, Hanne M. Kvamsdal, Olav Bolland. “Exergy analysis of a gas-turbine combined-cycle power plant with precombustion CO₂ capture”. Science Direct 2005
- [18]. Hanne M. Kvamsdal, Olav Bolland. “Gas Turbine Combined Cycle with CO₂-Capture Using Auto-Thermal Reforming Of Natural Gas”. ASME TURBO EXPO 2000
- [19]. J. Martinez-Frias, S.M. Aceves, J.R. Smith, H. Brandt. “A Coal-Fired Power Plant with Zero Atmospheric Emissions”. ASME International Mechanical Engineering Congress and RD&D Expo 2003.
- [20]. Luke F. O’Keefe, John Griffiths, John M. Wainwright, Richard C. Weissman, Richard A. De Puy. “A Single IGCC Design for Variable CO₂ Capture”. Texaco Power and Gasification
- [21]. Rodolfo Corona Esquivel, Jordi Tritlla, María Elena Benavides Muñoz, Noé Piedad Sánchez. “Geología, estructura y composición de los principales yacimientos de carbón mineral mexicano”. Boletín de la Sociedad Geológica Mexicana, Tomo LVIII, Num. 1, 2006.
- [22]. Ralph E.H. Sims, Hans-Holger Rogner, Ken Gregory. “Carbon emission and mitigation cost comparisons between fossil fuel, nuclear and renewable energy resources for electricity generation”. Elsevier 2003
- [23]. Evangelos Tzimas, Stathis D. Peteves. “The impact of carbon sequestration on the production cost of electricity and hydrogen from coal and natural-gas technologies in Europe in the medium term”. Article: Science Direct
- [24]. Svendsen H.F., Hoff K.A., Poplsteinova J., da Silva E.F. “Absorption as a Method for CO₂ Capture”. Second Nordic Minisymposium on Carbon Dioxide Capture and Storage, Göteborg, October 26, 2001.
- [25]. M. Gambini, M. Vellini. “Comparative Analysis between Oxygen and Air blown combustion in Fossil Fuel Power Plants with ultra-low CO₂ Emissions”. World Energy Council 18th Congress, October 2001
- [26]. Ola Maurstad. “An Overview of Coal based Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Technology”. Laboratory for Energy and the environment. September 2005.
- [27]. J. Davison, L. Bressan, R. Domenichini. “CO₂ capture in coal-based IGCC power plants”. IEA Greenhouse Gas R&D Programme.
- [28]. Víctor Manuel Colina Rubio “El negocio de limpiar el aire, los Bonos de Carbono” Abril 03/2006
- [29]. Comisión Federal de Electricidad. “Costos y Parámetros de Referencia para la Formulación de Proyectos de Inversión en el Sector Eléctrico (COPAR de Generación)”. 2003

[30]. Comisión para la Cooperación Ambiental. “México y el incipiente mercado de emisiones de carbono. Oportunidades de inversión para pequeñas y medianas empresas en la agenda sobre cambio climático mundial”. 2001.

[31]. Josefa Esmeralda Ibars Hernández, Jorge Fernández Velásquez. “Comparación de opciones para la expansión a largo plazo del sector eléctrico mexicano usando el modelo DECADES”. XXVIII Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, Octubre 2002.

[32]. Comisión Federal de Electricidad. “Prontuario de Datos Técnicos de la Central de Ciclo Combinado Dos Bocas”.

[33]. Laboratorio de Pruebas de Equipos y Materiales (LAPEM). “Informe Final de Pruebas al paquete dos de la central de ciclo combinado Dos Bocas” Julio 2002.

[34]. B.G. Kyle, “Chemical and Process Thermodynamics” Englewood Cliffs, NJ: Prentice Hall, 1984

SITIOS DE INTERNET CONSULTADOS

1. <http://www.energia.gob.mx> Secretaría de Energía, México
2. <http://www.cfe.gob.mx> Comisión Federal de Electricidad, México
3. <http://www.worldenergy.org> Consejo Mundial de Energía
4. <http://www.iea.org> Agencia Internacional de Energía
5. <http://www.ine.gob.mx> Instituto Nacional de Ecología, México
6. <http://www.tecnun.es> Enciclopedia de Internet
7. <http://es.wikipedia.org> Enciclopedia de Internet
8. <http://www.eia.doe.gov> Departamento de Energía, Estados Unidos
9. <http://www.conae.gob.mx> Comisión Nacional para el Ahorro de Energía, México
10. <http://www.sciencedirect.com> Revista de divulgación científica
11. <http://www.elsevier.com/locate/energy> Revista de divulgación científica

ANEXO 2. SIGLAS Y NOMENCLATURA

A) SIGLAS.

WEO – World Energy Outlook (Pronóstico Energético Mundial)
 IEA – International Energy Agency (Agencia Internacional de Energía)
 TEP – Toneladas Equivalentes de Petróleo (1 TEP = 42 GJ)
 BP – British Petroleum
 PEMEX – Petróleos Mexicanos
 CFE – Comisión Federal de Electricidad
 LFC – Luz y Fuerza del Centro
 PIE – Productores Independientes de Energía
 SENER – Secretaría de Energía México
 GEI – Gases de Efecto Invernadero
 LNG – Gas Natural Licuado
 CCTG – Ciclo Combinado de Turbina de Gas
 GPC – Gases producto de combustión
 MEA – Monoetanolamina
 TIR – Tasa Interna de Retorno
 TREMA – Tasa de Retorno Mínima Aceptable
 VPN – Valor Presente Neto

B) NOMENCLATURA

m – Flujo másico (kg/s, lb/hr)
 G – Flujo volumétrico o gasto volumétrico (m^3/hr)
 P – Presión (bar, psia)
 T – Temperatura ($^{\circ}C$, $^{\circ}F$, K)
 x – Fracción Molar o Volumétrica
 m – Fracción Masa
 PM – Peso Molecular (kg/kmol)
 C_p – Calor Específico a presión constante (kJ/kgK)
 $C_{p\sim}$ – Calor Específico molar a presión constante (kJ/kgK)
 h – Entalpía Específica (kJ/kg)
 hd – Entalpía de devaluación estándar (kJ/kmol)
 $h\sim$ – Entalpía molar específica (kJ/molC)
 s – Entropía Específica (kJ/kgK)
 $s\sim$ – Entropía molar específica (kJ/molCK)
 g_{00} – Entalpía libre específica (kJ/molC)
 μ – Potencial químico o Entalpías libres molares (kJ/molC)
 ρ – Densidad (kg/m^3)
 v – Volumen Específico (m^3/kg)
 PCI – Poder Calorífico Inferior (kJ/kg)
 PCS – Poder Calorífico Superior (kJ/kg)
 $PC\sim$ – Poder Calorífico Molar (kJ/molC)
 R – Constante particular de gas (kJ/kgK)
 b – Exergía Específica (kJ/kg)
 bf – Exergía Física (kJ/kg)
 bq – Exergía Química (kJ/kg)
 bq – Exergía química molar estándar (kJ/kmol)
 b_T – Exergía total (kJ/kg)
 E – Energía total (KW)

- B – Exergía total (KW)
B_d – Exergía destruida (KW)
[A] – Matriz de Incidencia para un sistema
[A_F] – Matriz de recurso para un sistema
[A_p] – Matriz de Producto para un sistema
Re – Recurso energético para un dispositivo o sistema (KW)
R_b – Recurso exergético para un dispositivo o sistema (KW)
Pe – Producto energético para un dispositivo o sistema (KW)
P_b – Producto exergético para un dispositivo o sistema (KW)
 η_i – Eficiencia de primera ley de la termodinámica
 η_{ii} – Eficiencia de segunda ley de la termodinámica
r – Relación entre recurso “i” contra recurso total
 δ – Relación entre irreversibilidad “i” contra recurso total
 ψ – Relación entre irreversibilidad “i” contra irreversibilidad total
B* – Costo Exergético (kW)
 α – Ecuaciones Complementarias para encontrar la matriz cuadrada
k – Costo exergético unitario
Z_L – Vector de costos (\$/s)
 π – Costo termoeconómico (\$/s)
C – Costo termoeconómico (\$/KWh o \$/Ton)
W – Humedad presente en el carbón
 ϕ – Relación entre la exergía química y el poder calorífico inferior

ANEXO 3.

MEMORIA DE CÁLCULO DEL CASO BASE

Los datos de presión, temperatura y flujo se obtuvieron de una prueba realizada por CFE.

DATOS OBTENIDOS DE LA PRUEBA REALIZADA POR LAPEM

Flujo	Sustancia	m lb/hr	m [kg/s]	T [°F]	P [psia]	Pot [kW]
1	Vap. Sobrec.	795869	100.27781	929	1055.00	-
2	Vap. Ext.	75869	9.55933	-	25.00	-
3	Mezcla	720000	90.71847	inHg	2.66	-
4	Liq. Sat.	720000	90.71847	inHg	2.66	-
5	Liq. Comp.	720000	90.71847	-	25.00	-
6	Agua aliment.	795869	100.27781	220.000	25.00	-
7	Agua aliment.	795869	100.27781	241.500	1490.00	-
8	Agua Prec.	795869	100.27781	560.000	1350.00	-
9	Agua Prec.	795869	100.27781	h8 = h9	1177.00	-
10	Liq Sat.	-	99.91647	-	1177.00	-
11	Liq Comp.	-	99.91647	-	1250.00	-
12	Vap. Sat.	-	99.91647	572	1177.00	-
13	Vap. Sat.	795869	100.27781	-	1177.00	-
14	Vap. Sobrec.	795869	100.27781	930.345	1077.00	-
15	Aire	4322000	544.56285	81.900	14.70	-
16	Aire Comp.	4322000	544.56285	731.500	144.10	-
17	Gas Natural	66207	8.34194	-	-	-
18	GPC1	4388207	552.90479	2020.000	144.10	-
19	GPC2	4388207	552.90479	930.300	15.43	-
20	Calor Sum.	-	-	-	-	-
21	GPC3	4388207	552.90479	1186.500	15.495	-
22	GPC4	4388207	552.90479	-	15.41	-
23	GPC5	4388207	552.90479	-	15.11	-
24	GPC6	4388207	552.90479	-	14.785	-
25	WCA	-	-	-	-	-
26	WnTG	-	-	-	-	-
27	WeG1	-	-	-	-	116135
28	WnTV	-	-	-	-	-
29	WeG2	-	-	-	-	87673
30	WBAP	-	-	-	-	-
31	WBAA	-	-	-	-	-
32	WBC	-	-	-	-	-

Partiendo de esos datos se obtuvieron las propiedades termodinámicas de los flujos. Primero se hicieron las conversiones para manejar unidades del sistema internacional. La entalpía, entropía y título para los flujos de vapor se obtuvieron con ayuda del programa TPX. La exergía para los flujos de vapor se calculará utilizando la fórmula de Darrieus la cual es:

$$b_i = (h_i - h_0) - T_0(s_i - s_0) \quad (16)$$

El ambiente estable de referencia se considero a 27.72 °C y 1.0135 bar que son las condiciones donde esta ubicada la central.

Flujo	m [kg/s]	T [°C]	P [Bares]	h [kJ/kg]	s [kJ/kgK]	X
1	100.278	498.333	72.740	3402.958	6.771	1.000
2	9.559	115.627	1.724	2671.300	7.103	0.987
3	90.718	43.823	0.090	2322.897	7.373	0.892
4	90.718	43.823	0.090	183.511	0.623	0.000
5	90.718	43.833	1.724	183.694	0.623	0.000
6	100.278	100.417	1.724	420.834	1.311	0.000
7	100.278	101.422	102.732	432.654	1.315	0.000
8	100.278	293.333	93.079	1305.730	3.184	0.000
9	100.278	293.133	81.151	1305.730	3.187	0.000
10	99.916	296.093	81.151	1322.297	3.216	0.000
11	99.916	296.326	86.184	1323.073	3.217	0.000
12	99.916	300.000	81.151	2778.204	5.774	1.000
13	100.278	296.093	81.151	2756.391	5.736	1.000
14	100.278	499.080	74.257	3402.958	6.762	1.000

Flujo	b [kJ/kg]	E [kW]	B [kW]
1	1371.297	341241.188	137510.617
2	539.716	25535.848	5159.328
3	110.318	210729.646	10007.859
4	1.645	16647.815	149.219
5	1.811	16664.435	164.262
6	31.870	42200.283	3195.846
7	42.645	43385.582	4276.373
8	353.268	130935.785	35424.933
9	352.397	130935.785	35337.648
10	360.185	132119.268	35988.428
11	360.920	132196.800	36061.864
12	1046.614	277588.332	104573.995
13	1036.291	276404.850	103917.021
14	1373.993	341241.188	137781.042

Para el aire las propiedades se obtuvieron de la siguiente manera:

El calor específico molar como función de la temperatura.

$$Cp_{\sim}[\text{kJ/kmolK}] = a + bT + cT^2 + dT^3 \quad [33] \quad (17)$$

$$Cp = Cp_{\sim} / PM \quad (18)$$

$$Cp_i = fm_i * Cp_i \quad (19)$$

La entalpía y la exergía física considerando como gas ideal

$$h_i = Cp_i T_i \quad (20)$$

$$b_i = Cp_i (T_i - T_0) - T_0 (Cp_i \ln(\frac{T_i}{T_0}) - R_i \ln(\frac{P_i}{P_0})) \quad (21)$$

Propiedades del aire atmosférico a la entrada del Compresor (flujo 14)

T [K]	300.8722
P [bares]	1.0135
Cp _m [kJ/kmolK]	29.0830
PM [kg/kmol]	28.9700
Cp [kJ/kgK]	1.0039
R [kJ/kgK]	0.2870
h [kJ/kg]	302.0454
b [kJ/kg]	0.0000

Propiedades del Aire comprimido en la salida del Compresor (flujo 15)

T [K]	661.7611
P [bares]	9.9353
Cp _m [kJ/kmolK]	30.9449
PM [kg/kmol]	28.9700
Cp [kJ/kgK]	1.0682
R [kJ/kgK]	0.2870
h [kJ/kg]	706.8728
b [kJ/kg]	329.2791

Para el gas natural de los datos proporcionados por la prueba de CFE se conocía su poder calorífico inferior (PCI) y partiendo de su composición se obtuvo la exergía del combustible.

Propiedades del gas natural

PCI [kcal/m ³]	8,361.7000
PCI [kJ/m ³]	35,008.7656
Gto _{GN} [m ³ /hr]	52,946.0000
m _{TG} [kg/s]	8.3419

m_{CRC} [kg/s]	1.8951
ρ_{GN} [kg/m ³]	0.6961
PCI [kJ/kg]	50295.7778
PCS [kJ/kg]	52738.1778
PCS [kJ/m ³]	36708.8170

$$\rho_{GN} = (m_{TG} [\text{kg/s}] + m_{CRC} [\text{kg/s}]) / (G_{toGN} [\text{m}^3/\text{hr}] * [1\text{hr}/3600\text{s}])$$

$$PCI [\text{kJ/kg}] = PCI [\text{kJ/m}^3] / \rho_{GN} [\text{kg/m}^3]$$

$$PCS [\text{kJ/kg}] = PCI [\text{kJ/kg}] + 2442.4 \text{ kJ/kg}$$

$$PCS [\text{kJ/m}^3] = PCS [\text{kJ/kg}] * \rho_{GN} [\text{kg/m}^3]$$

Encontrando exergía del gas natural. Partiendo de la composición del combustible.

GAS	% Vol	PM	$x_i * PM_i$
CH ₄	0.8924	16.0430	14.3168
C ₂ H ₆	0.0739	30.0700	2.2222
C ₃ H ₈	0.0120	44.0970	0.5292
C ₄ H ₁₀	0.0024	58.1240	0.1395
C ₅ H ₁₂	0.0011	72.1140	0.0793
H ₂	0.0000	2.0160	0.0000
CO	0.0000	28.0100	0.0000
O ₂	0.0000	31.9980	0.0000
CO ₂	0.0182	44.0090	0.8010
N ₂	0.0000	28.0140	0.0000
H ₂ O	0.0000	18.0150	0.0000
TOTAL	1.0000		18.0879

Considerando a los componentes del gas natural como gas ideal, podemos decir que: $x_i = V_i/V = N_i/N$

Por kilomol de gas, la composición atómica la podemos expresar de la siguiente manera: C _{α} H _{β} O _{δ} N _{γ} S _{σ} . La expresión anterior la podemos formular sobre una base común. La más adecuada es la correspondiente a su consideración por mol de carbono de combustible. Para ello es preciso reducir la composición del gas a la fórmula molar siguiente: C_cH_hO_oN_nS_s. Asignando a la letra "f" la nueva composición atómica tenemos que:

$$f = [f_1, f_2, f_3, f_4, f_5] = [1, h, o, n, s] = [1, \beta/\alpha, \delta/\alpha, \gamma/\alpha, \sigma/\alpha] \quad (22)$$

Por lo que para la composición del gas natural tenemos:

$$\alpha = \%CH_4 + \%C_2H_6(2) + \%C_3H_8(3) + \%C_4H_{10}(4) + \%C_5H_{12}(5) + \%CO_2 + \%CO = 1.1095$$

$$\beta = \%CH_4(4) + \%C_2H_6(6) + \%C_3H_8(8) + \%C_4H_{10}(10) + \%C_5H_{12}(12) + \%H_2(2) + \%H_2O(2) = 4.1462$$

$$\delta = \%CO_2(2) + \%CO + \%O_2(2) + \%H_2O = 0.0364$$

$$\gamma = \%N_2(2) = 0$$

$$\sigma = \%S(0) = 0$$

$c = \alpha/\alpha =$	1.0000
$h = \beta/\alpha =$	3.7370
$o = \delta/\alpha =$	0.0328
$n = \gamma/\alpha =$	0
$s = \sigma/\alpha =$	0

Cambiando a base molar de carbono por metro cúbico normalizado, y obteniendo el PC en kcal/molC

$$f_g = (1000/24.414) * \alpha \text{ [molC/ Nm}^3\text{]} \quad (23)$$

$$PC \sim \text{[kJ/molC]} = PCS \text{ [kJ/m}^3\text{]} / f_g \text{ [mol C/Nm}^3\text{]} \quad (24)$$

$$f_g = 45.4452 \text{ molC/Nm}^3$$

$$PC \sim \text{[kJ/molC]} = 807.7594 \text{ kJ/molC}$$

A continuación debemos calcular la exergía molar y las propiedades molares del combustible con las siguientes ecuaciones:

$$b_0 \sim = h_0 \sim - T_0 s_0 \sim - g_{00} \sim \quad (25)$$

$$s_0 \sim = 1/\alpha \sum x_i [s_{i0} - R_u \ln x_i] \quad (26)$$

$$h_0 \sim = PC + h_0 \sim \text{CO}_2 + h/2[h_0 \sim \text{H}_2\text{O}]_{\text{liq}} \text{ [Fórmula Empírica]} \quad (27)$$

$$g_{00} \sim = \sum f_i \mu_{j00} = \mu_{00c} + h^* \mu_{00h} + o^* \mu_{00o} + n^* \mu_{00n} + s^* \mu_{00s} \quad (28)$$

$$h_0 \sim \text{[KJ/molC]} = \{PC - 393.77 + (h/2)(-286.016)\} = -120.4313 \text{ [KJ/molC]}$$

$$s_0 \sim = 1/\alpha \sum x_i [s_{i0} - R_u \ln x_i]$$

GAS	x_i	$s_{i0} \text{ [J/molK]}$	$\ln x_i$	$R_u \ln x_i$	$x_i [s_{i0} - R_u \ln x_i]$
CH ₄	0.8924	186.4350	-0.1138	-0.9465	167.2192
C ₂ H ₆	0.0739	229.6420	-2.6050	-21.6587	18.5711
C ₃ H ₈	0.0120	270.0860	-4.4228	-36.7722	3.6823
C ₄ H ₁₀	0.0024	310.3203	-6.0323	-50.1533	0.8651
C ₅ H ₁₂	0.0011	349.1730	-6.8124	-56.6397	0.4464
H ₂	0.0000	130.6050	-	-	0.0000
CO	0.0000	197.6720	-	-	0.0000
O ₂	0.0000	205.1710	-	-	0.0000
CO ₂	0.0182	213.8160	-4.0063	-33.3093	4.4977
N ₂	0.0000	191.6220	0.0000	0.0000	0.0000
H ₂ O	0.0000	188.8470	-	-	0.0000
$\Sigma =$					195.2819

$$s_0 \sim \text{[J/molC K]} = 195.2818$$

$$s_0 \sim \text{[KJ/molC K]} = 0.1952818$$

Elemento	$\mu_{00} \text{ [kJ/molC]}$
$c = \alpha/\alpha =$	-412.5855
$h = \beta/\alpha =$	-137.1824
$o = \delta/\alpha =$	-32.5602
$n = \gamma/\alpha =$	-28.8968
$s = \sigma/\alpha =$	-611.1202
$g_{00} \text{ [kJ/molC]} =$	-926.3041

$$b_{0\sim} = h_{0\sim} - T_0 s_{0\sim} - g_{00\sim} = 747.1179 \text{ kJ/molC}$$

Convirtiendo a KJ/Nm³

$$b_q [\text{kJ/m}^3] = 33952.9518$$

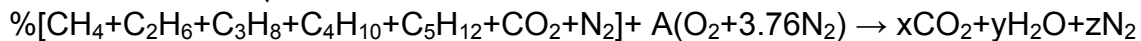
$$b_q [\text{kJ/kg}] = 48778.9298$$

El valor anterior de exergía corresponde al 92.492% del poder calorífico superior que se dio como dato.

ANÁLISIS DE COMBUSTIÓN

Para obtener las propiedades de los gases producto de combustión que tendrán que ceder su energía en la caldera de recuperación de calor necesitamos analizar la manera en que se esta llevando a cabo la combustión.

ECUACION ESTEQUEOMÉTRICA



Encontrando valores de A, x, y, z realizando los balances de cada elemento.

Balance de Carbono para encontrar x

$$x = 0.8924 + 0.0739(2) + 0.012(3) + 0.0024(4) + 0.0011(5) + 0.0182 \rightarrow x = 1.1095$$

Balance de Hidrógeno para encontrar y

$$0.8924(4) + 0.0739(6) + 0.012(8) + 0.0024(10) + 0.0011(12) = 2y \rightarrow y = 2.0731$$

Balance de Oxígeno para encontrar A

$$0.0182(2) + 2A = 2x + y \rightarrow A = 2.12785$$

Balance de Nitrógeno para encontrar z

$$0.0101 \cdot 2 + A(3.76) \cdot 2 = 2z \rightarrow z = 8.000716$$

Con los valores de las incógnitas encontraremos los gastos molares del gas natural, aire y GPC por cada kilomol quemado de gas natural:

Gas natural:

$$.892(16) + .073(30) + .012(44) + .0024(72) + .0081(44) + .0101(28) = 18.08 [\text{kg/kmol}_{\text{GN}}]$$

Aire

$$2.12785(32 + 3.76(28)) = 292.219002 [\text{kg/kmol}_{\text{GN}}]$$

GPC

$$1.0994(44) + 2.0731(18) + 8.010816(28) = 310.30694 [\text{kg/kmol}_{\text{GN}}]$$

Con los cálculos anteriores y los datos proporcionados podemos encontrar la relación Aire – Combustible tanto estequeométrica como real.

Estequeométrica

$$r = A/C = (310.3069 \text{ kg}_A/\text{kmol}_{GN}) / (18.08 \text{ kg}_{GN}/\text{kmol}_{GN}) = 16.15549 \text{ kg}_A/\text{kg}_{GN}$$

Real

$$r = m_A/m_{GN} = (544.562 \text{ kg}_A/\text{s}) / (8.34194 \text{ kg}_{GN}/\text{s}) = 65.2801 \text{ kg}_A/\text{kg}_{GN}$$

Para calcular el exceso de aire real realizaremos una regla de 3 entre ambas relaciones de aire combustible.

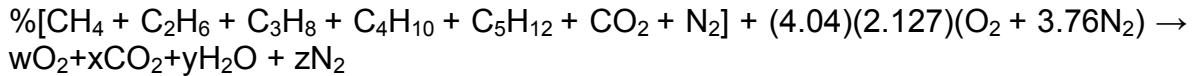
$$16.15549902 \text{ kg}_A/\text{kg}_{GN} \rightarrow 100 \%$$

$$65.28010633 \text{ kg}_A/\text{kg}_{GN} \rightarrow x\%$$

$$x \% = 404.073\% = 4.04073 \text{ veces el aire estequeométrico}$$

Por lo que el exceso de aire calculado será del: 304.073 %

Encontrando la ecuación real de combustión:



Realizando los balances de los elementos para hallar los valores de w, x, y, z

Balance de Carbono para encontrar x'

$$0.8924 + .0739(2) + .012(3) + .0024(4) + .0011(5) + 0.0081 = x' \rightarrow x' = 1.1095$$

Balance de Hidrógeno para encontrar y'

$$0.8924(4) + 0.0739(6) + 0.012(8) + 0.0024(10) + 0.0011(12) = 2y' \rightarrow y' = 2.0731$$

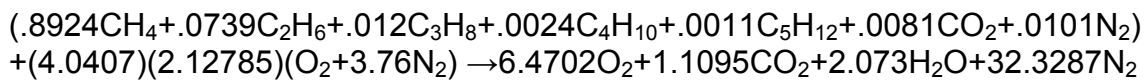
Balance de oxígeno para encontrar w'

$$0.0081(2) + 2(2.12785)(4.004) = 2w' + 2x' + y' \rightarrow w' = 6.4702$$

Balance de Nitrógeno para encontrar z'

$$0.0101(2) + 2.127(4.004)(3.76)(2) = 2z' \rightarrow z' = 32.3287$$

De esta manera la ecuación real de combustión será:



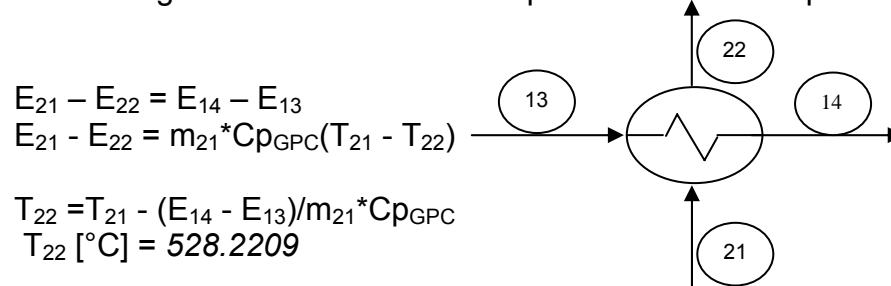
Con la ecuación real de combustión podemos encontrar la composición molar de GPC, su calor específico para que con esta propiedad podamos encontrar su entalpía y exergía en los estados 18, 19, 21, 23, 24

GAS	C_{pi} [kJ/kgK]	R_i [kJ/kgK]	# MOLES	x_i	PM [kg/kmol]	$x_i \cdot PM_i$
O2	0.9180	0.2598	6.4702	0.1541	31.9980	4.9316
CO2	0.8460	0.1889	1.1095	0.0264	44.0090	1.1631
H2O	1.8723	0.4615	2.0731	0.0494	18.0150	0.8896
N2	1.0390	0.2968	32.3288	0.7701	28.0140	21.5727
GPC			41.9816	1.0000		28.5570

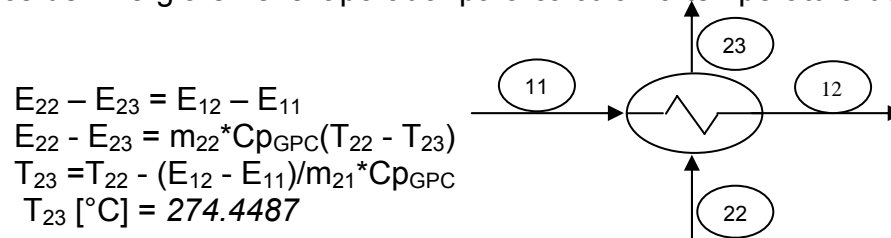
GAS	m_i kg	f_{m_i}	$C_{p_i} * f_{m_i}$	$R_i * f_{m_i}$
O ₂	207.0344	0.1727	0.1585	0.0449
CO ₂	48.8280	0.0407	0.0345	0.0077
H ₂ O	37.3469	0.0312	0.0583	0.0144
N ₂	905.6585	0.7554	0.7849	0.2242
GPC	1198.8678	1.0000	1.0362	0.2911

Como no se tienen las temperaturas en los puntos 22, 23 y 24 se realizarán los balances de energía en el sobrecalentador, evaporador y economizador para poder determinarlas, teniendo como condición que todo el calor que cede los gases producto de combustión se transfiere hacia el vapor de agua.

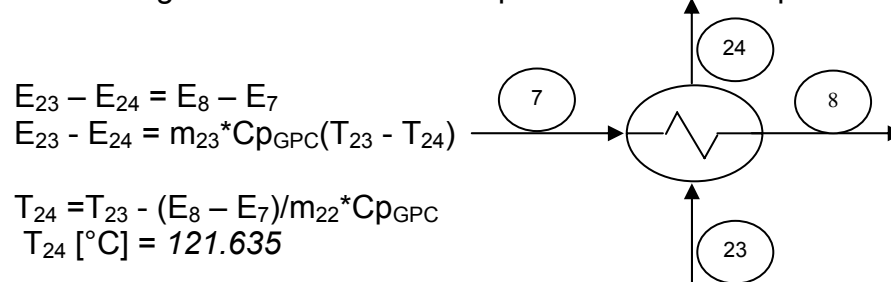
Balance de Energía en el sobrecalentador para calcular la temperatura del flujo 22



Balance de Energía en el evaporador para calcular la temperatura del flujo 23



Balance de Energía en el economizador para calcular la temperatura del flujo 24



Aplicando las siguientes formulas hallaremos las entalpías y exergías de cada estado de los gases producto de combustión considerándolos como gas ideal:

$$h_i = C_{p_i} T_i$$

$$b_i = C_{p_i} (T_i - T_0) - T_0 (C_{p_i} \ln(T_i/T_0) - R_i \ln(P_i/P_0))$$

ESTADO	T K	P bares	LN (T/To)	LN (P/Po)	hi [kJ/kg]	bi [kJ/kg]
18	1377.5944	9.9353	1.5214	2.2827	1427.4668	841.3373
19	772.2056	1.0639	0.9426	0.0485	800.1613	198.7839
21	914.5389	1.0683	1.1117	0.0527	947.6475	293.8974
22	801.3709	1.0625	0.9796	0.0472	830.3826	217.3335
23	547.5987	1.0418	0.5989	0.0275	567.4231	71.3659
24	394.7850	1.0194	0.2717	0.0058	409.0773	13.1251
AER	300.8722	1.0135				

Realizando los balances de energía en los equipos para encontrar las potencias y calor que se pierde hacia el medio ambiente en los equipos de mayor importancia. Durante la prueba se tienen las potencias eléctricas en cada generador (G1 – Turbina de Gas y G2 – Turbina de vapor).

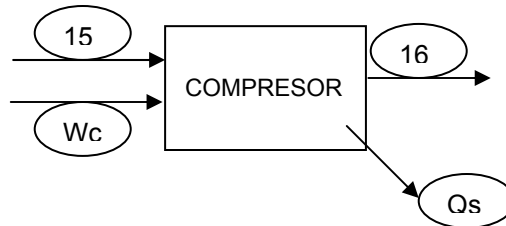
$$E_{27} = W_{eG1} = 118505.1 \text{ KW}$$

$$E_{29} = W_{eG2} = 87673 \text{ KW}$$

Encontrando trabajo necesario para la compresión de aire, considerando una eficiencia del 97% para el compresor

$$E_{25} = W_{CA} = (E_{16} - E_{15})/\eta_{CA}$$

$$E_{25} = W_{CA} = 227272.09 \text{ KW}$$



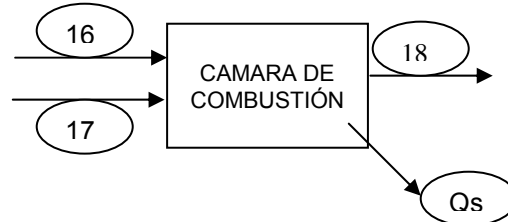
$$E_{33} = Q_{sCA} = E_{25} + E_{15} - E_{16}$$

$$E_{33} = Q_{sCA} = 6818.1627 \text{ KW}$$

Balance de Energía en la cámara de combustión

$$E_{34} = Q_{sCC} = E_{16} + E_{17} - E_{18}$$

$$E_{34} = Q_{sCC} = 35622.209 \text{ KW}$$

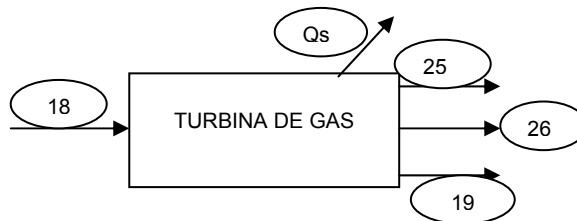


Balance de Energía en la Turbina de gas, la eficiencia del generador eléctrico se supuso del 98%, para que con ella podamos obtener el trabajo neto de la turbina de gas.

$$E_{26} = W_{nTG} = W_{eG1}/(\eta_{G1}) = 118505.1 \text{ KW}$$

$$E_{35} = Q_{sTG} = E_{18} - E_{19} - E_{25} - E_{26}$$

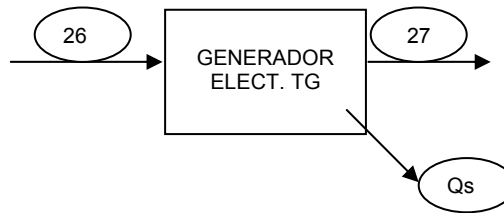
$$E_{35} = Q_{sTG} = 1063.0216 \text{ KW}$$



Balance de Energía en el generador eléctrico de la turbina de gas, considerando la misma eficiencia que se planteo anteriormente.

$$E_{36} = Q_{sGE1} = E_{26} - E_{27}$$

$$E_{36} = Q_{sGE1} = 2370.102 \text{ KW}$$



Calculando la energía necesaria para cada una de las tres bombas de agua

$$E_{30} = W_{BAP} = E_{11} - E_{10} = 77.532 \text{ KW}$$

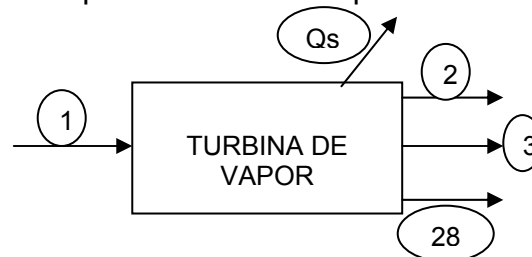
$$E_{31} = W_{BAA} = E_7 - E_6 = 1185.2991 \text{ KW}$$

$$E_{32} = W_{BC} = E_5 - E_4 = 16.621 \text{ KW}$$

Realizando balance de energía en la turbina de vapor, para encontrar el trabajo neto generado así como el calor perdido en este dispositivo.

$$E_{28} = W_{nTV} = (W_{eG2} + W_{Bomb}) / (\eta_{G2})$$

$$E_{28} = W_{nTV} = 90767.808 \text{ KW}$$



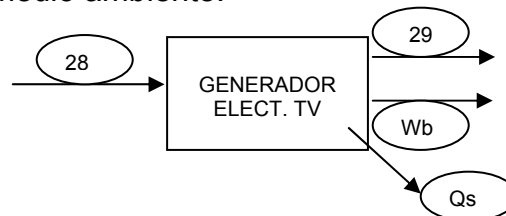
$$E_{37} = Q_{sTV} = E_1 - E_2 - E_3 - W_{nTV}$$

$$E_{37} = Q_{sTV} = 14207.886 \text{ KW}$$

Balance de Energía en el generador eléctrico de la turbina de vapor, para obtener el calor que se pierde hacia el medio ambiente.

$$E_{36} = Q_{sGE2} = E_{28} - E_{29} - W_{Bomb}$$

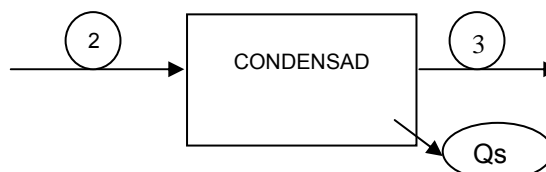
$$E_{36} = Q_{sGE1} = 1815.3562 \text{ KW}$$



Balance de Energía en el condensador para hallar el calor desechado hacia el medio a través de este equipo.

$$E_{39} = Q_{sCOND} = E_2 - E_3$$

$$E_{39} = Q_{sCOND} = 194081.832 \text{ KW}$$



Por lo que tabla de energía y exergía de todos los flujos presentes en nuestro sistema quedará de la siguiente manera.

Flujo	Sustancia	h [kJ/kg]	b [kJ/kg]	E [kW]	B [kW]
1	Vap. Sobrec.	3402.958	1371.2966	341241.188	137510.617
2	Vap. Ext.	2671.300	539.7163	25535.848	5159.328
3	Mezcla	2322.897	110.3178	210729.646	10007.859
4	Liq. Sat.	183.511	1.6449	16647.815	149.219
5	Liq. Comp.	183.694	1.8107	16664.435	164.262
6	Agua aliment.	420.834	31.8699	42200.283	3195.846
7	Agua aliment.	432.654	42.6453	43385.582	4276.373
8	Agua Prec.	1305.730	353.2679	130935.785	35424.933
9	Agua Prec.	1305.730	352.3975	130935.785	35337.648
10	Liq Sat.	1322.297	360.1851	132119.268	35988.428
11	Liq Comp.	1323.073	360.9201	132196.800	36061.864
12	Vap. Sat.	2778.204	1046.6142	277588.332	104573.995
13	Vap. Sat.	2756.391	1036.2913	276404.850	103917.021
14	Vap. Sobrec.	3402.958	1373.9934	341241.188	137781.042
15	Aire	302.045	0.0000	164482.728	0.000
16	Aire Comp.	706.873	329.2791	384936.655	179313.158
17	Gas Natural	52738.178	48778.929	439938.808	406910.992
18	GPC1	1427.467	841.3373	789253.253	465179.411
19	GPC2	800.161	198.7839	442413.041	109908.587
20	Calor Sum.	-	-	81545.804	75423.862
21	GPC3	947.648	293.8974	523958.845	162497.259
22	GPC4	830.383	217.3335	459122.506	120164.709
23	GPC5	567.423	71.3659	313730.974	39458.573
24	GPC6	409.077	13.1251	226180.771	7256.943
25	WCA	-	-	227272.089	227272.089
26	WnTG	-	-	118505.102	118505.102
27	WeG1	-	-	116135.000	116135.000
28	WnTV	-	-	90767.808	90767.808
29	WeG2	-	-	87673.000	87673.000
30	WBAP	-	-	77.532	77.532
31	WBAA	-	-	1185.299	1185.299
32	WBC	-	-	16.621	16.621
33	QsCA	-	-	6818.163	0
34	QsCC	-	-	35622.209	0
35	QsTG	-	-	1063.022	0
36	QsG1	-	-	2370.102	0
37	QsTV	-	-	14207.886	0
38	QsG2	-	-	1815.356	0
39	QsCOND	-	-	194081.832	0
AER		116.3407	0	-	-

Ahora se realizarán las matrices de incidencia, recurso y producto que son necesarias para realizar nuestros balances de masa, energía y exergía así como para obtener la eficiencia de los equipos y de la planta.

Nuestros balances de masa, energía y exergía deben cumplir con las siguientes ecuaciones:

$$[A] \times [m] = 0 \quad (29)$$

$$[A] \times [E] = 0 \quad (30)$$

$$[A] \times [B] = Bd \quad (31)$$

Para realizar nuestro análisis matricial debemos partir de las siguientes fórmulas.

$$[A_F] \times [B] = Rb \quad (32)$$

$$[A_F] \times [E] = Re \quad (33)$$

$$[A_P] \times [B] = Pb \quad (34)$$

$$[A_P] \times [E] = Pe \quad (35)$$

$$\eta_I = Pe_i / Re_i \quad (36)$$

$$\eta_{II} = Pb_i / Rb_i \quad (37)$$

$$r = F_i / F_T \quad (38)$$

$$\delta = I_i / F_T \quad (39)$$

$$\psi = I_i / I_T \quad (40)$$

Los balances de masa, energía y exergía realizados a través de la matriz de incidencia y los vectores de masa, energía y exergía quedarán de la siguiente manera:

<i>Equipo</i>	$[A] \times [m] = 0$	$[A] \times [E] = 0$	$[A] \times [B] = Bd$ [kW]	% Bd
CA	0.000	0.000	47958.931	17.679
CC	0.000	0.000	121044.739	44.622
TG	0.000	0.000	9493.633	3.500
G1	0.000	0.000	2370.102	0.874
N1	0.000	0.000	22835.190	8.418
SC	0.000	0.000	8468.529	3.122
EVAP	0.000	0.000	12194.005	4.495
ECON	0.000	0.000	1053.069	0.388
V2	0.000	0.000	270.425	0.100
BAP	0.000	0.000	4.096	0.002
DOMO	0.000	0.000	6.194	0.002
V1	0.000	0.000	87.284	0.032
BAA	0.000	0.000	104.773	0.039
CAB	0.000	0.000	2127.744	0.784
TV	0.000	0.000	31575.622	11.640
G2	0.000	0.000	1815.356	0.669
COND	0.000	0.000	9858.640	3.634
BC	0.000	0.000	1.578	0.001
TOTALES			271269.911	100.000

En este apartado se puede realizar un balance de exergía total considerando a la planta de ciclo combinado como una caja negra y tomando en cuenta que la exergía suministrada es igual a la potencia eléctrica más la exergía destruida más las pérdidas hacia el ambiente.

$$B_{\text{sum}} = EE + B_d + B_{24}$$

$$B_{\text{sum}} = B_{17} + B_{20} = \mathbf{482334.8542 \text{ KW}}$$

$$EE + B_d + B_{24} = \mathbf{482334.8542 \text{ KW}}$$

Los recursos y productos energéticos como exergéticos a través de las matrices de recurso (A_F) y producto (A_P) quedarán de la siguiente manera:

Equipo	$Re = [A_F] \times [E] \text{ kW}$	$Rb = [A_F] \times [B] \text{ kW}$	$Pe = [A_P] \times [E] \text{ kW}$	$Pb = [A_P] \times [B] \text{ kW}$
CA	227272.0890	227272.0890	220453.9264	179313.1582
CC	439938.8078	406910.9921	404316.5987	285866.2532
TG	346840.2127	355270.8244	345777.1911	345777.1911
G1	118505.1020	118505.1020	116135.0000	116135.0000
N1	81545.8039	75423.8621	81545.8039	52588.6721
SC	64836.3381	42332.5501	64836.3381	33864.0213
EVAP	145391.5327	80706.1363	145391.5327	68512.1313
ECON	87550.2031	32201.6295	87550.2031	31148.5601
V2	341241.1880	137781.0423	341241.1880	137510.6170
BAP	77.5320	77.5320	77.5320	73.4357
DOMO	408524.1175	139911.6432	408524.1175	139905.4490
V1	130935.7852	35424.9327	130935.7852	35337.6482
BAA	1185.2991	1185.2991	1185.2991	1080.5264
CAB	42200.2829	5323.5901	42200.2829	3195.8462
TV	104975.6942	122343.4298	90767.8080	90767.8080
G2	90767.8080	90767.8080	88952.4518	88952.4518
COND	210729.6462	10007.8588	16647.8146	149.2188
BC	16.6207	16.6207	16.6207	15.0430
TOTALES	521484.6116	482334.854	203808	203808

Por lo que las eficiencias de primera y segunda ley de la termodinámica así como el costo exergético unitario, así como los índices δ , ψ y r para cada uno de los equipos nos quedará de la siguiente manera:

Equipo	$\eta_I = Pe/Re$	$\eta_{II} = Pb/Fb$	$k = 1 / \eta_{II}$	$\psi = li/ltot$	$\delta = li/Rtot$	$ri = Ri/Rtot$
CA	0.970	0.789	1.267	0.177	0.099	0.471
CC	0.919	0.703	1.423	0.446	0.251	0.844
TG	0.997	0.973	1.027	0.035	0.020	0.737
G1	0.980	0.980	1.020	0.009	0.005	0.246
N1	1.000	0.697	1.434	0.084	0.047	0.156
SC	1.000	0.800	1.250	0.031	0.018	0.088
EVAP	1.000	0.849	1.178	0.045	0.025	0.167
ECON	1.000	0.967	1.034	0.004	0.002	0.067
V2	1.000	0.998	1.002	0.001	0.001	0.286
BAP	1.000	0.947	1.056	0.000	0.000	0.000
DOMO	1.000	1.000	1.000	0.000	0.000	0.290
V1	1.000	0.998	1.002	0.000	0.000	0.073
BAA	1.000	0.912	1.097	0.000	0.000	0.002
CAB	1.000	0.600	1.666	0.008	0.004	0.011
TV	0.865	0.742	1.348	0.116	0.065	0.254

Equipo	$\eta_{II} = Pe/Re$	$\eta_{III} = Pb/Fb$	$k = 1 / \eta_{II}$	$\psi = li/ltot$	$\delta = li/Rtot$	$ri = Ri/Rtot$
G2	0.980	0.980	1.020	0.007	0.004	0.188
COND	0.079	0.015	67.068	0.036	0.020	0.021
BC	1.000	0.905	1.105	0.000	0.000	0.000
TOTALES	0.391	0.423	2.367	1.000	0.562	1.000

La matriz de incidencia [A] consta de “m” flujos por “n” equipos, pero para poder realizar nuestro análisis termoeconómico se necesita una matriz cuadrada, la cual se logra agregando “m - n” ecuaciones complementarias [α]. Estas ecuaciones complementarias deben basarse en las siguientes reglas de asignación de costos:¹

Para el caso base se cuentan con 18 equipos y 32 flujos de exergía útiles en la planta por lo que se necesitan 14 ecuaciones complementarias para obtener nuestra matriz cuadrada. Las ecuaciones propuestas son:

1. $B^*_{GPC6} = B^*_{24} = 0$ (Regla 4)
2. $B^*_{GN} = B_{GN} = B^*_{17} = B_{17}$ (Regla 5)
3. $B^*_{Bsum} = B_{sum} = B^*_{20} = B_{20}$ (Regla 5)
4. $B^*_{AIRE} = B_{AIRE} = B^*_{15} = B_{15} = 0$ (Regla 5)
5. $B^*_1/B_1 - B^*_2/B_2 = 0$ (Regla 2)
6. $B^*_1/B_1 - B^*_3/B_3 = 0$ (Regla 2)
7. $B^*_{WCA}/W_{CA} - B^*_{WnTG}/W_{nTG} = B^*_{25}/B_{25} - B^*_{26}/B_{26} = 0$ (Regla 3a)
8. $B^*_{WeG2}/W_{eG2} - B^*_{WBAP}/W_{BAP} = B^*_{29}/B_{29} - B^*_{30}/B_{30} = 0$ (Regla 3a)
9. $B^*_{WeG2}/W_{eG2} - B^*_{WBAA}/W_{BAA} = B^*_{29}/B_{29} - B^*_{31}/B_{31} = 0$ (Regla 3a)
10. $B^*_{WeG2}/W_{eG2} - B^*_{WBC}/W_{BC} = B^*_{29}/B_{29} - B^*_{32}/B_{32} = 0$ (Regla 3a)
11. $B^*_{21}/B_{21} - B^*_{22}/B_{22} = 0$ (Regla 2)
12. $B^*_{22}/B_{22} - B^*_{23}/B_{23} = 0$ (Regla 2)
13. $B^*_{18}/B_{18} - B^*_{19}/B_{19} = 0$ (Regla 2)
14. $B^*_{10}/B_{10} - B^*_{13}/B_{13} = 0$ (Regla 3b)

Con estas ecuaciones podemos pasar a obtener la matriz aumentada y por medio de ella obtener la matriz inversa para aplicar las siguientes fórmulas:

$$B^* = \begin{bmatrix} A \\ \alpha \end{bmatrix}^{-1} * \begin{bmatrix} 0 \\ \varpi \end{bmatrix} \quad (41)$$

$$k_i = \frac{B^*_i}{B_i} \quad (42)$$

$$\pi = \begin{bmatrix} A \\ \alpha \end{bmatrix}^{-1} * \begin{bmatrix} -Z_L \\ \varpi \end{bmatrix} \quad (43)$$

$$c_i = \frac{\pi_i}{B_i} \quad (44)$$

Para encontrar los costes exergéticos se necesita la matriz inversa y el vector $[0/\omega]$, pero para encontrar los costos exergoeconómicos se necesitan considerar los supuestos económicos y con ellos encontrar el vector $[-Z_L/\omega]$.

Factor de Planta [%]	93
[Horas/Año]	8146.8
Costo por KW [dlls/KW]	650
Costo Ciclo Combinado [dlls]	\$132,475,200.00
Vida Económica Central[años]	25
Paridad del Peso [\$/DII]	11
Gas Natural [dlls/MMBTU]	4.8
Costos Op. y Mtto. [\$/kWh]	0.03
Costo del Aire [\$/kJ]	0
Costo de central Inversión [\$]	\$1,457,227,200.00
Costo Inversión por año [\$/año]	\$58,289,088.00
Costo Op. y Mtto. [\$/año]	\$49,811,490.40
Costo Total = Inv + Op y Mtto [\$/año]	\$108,100,578.43
Gas Natural [\$/kJ]	5.00474E-05
Gas Natural [\$/s]	\$20.365
c20 [\$/s]	\$3.774

Encontrando vector de costos.

<i>Equipo</i>	<i>% Costo</i>	<i>\$/AÑO</i>	<i>Z_L \$/s</i>
Compresor Aire	0.120	\$12,972,069.41	0.442
Camara Combustión	0.080	\$8,648,046.27	0.295
Turbina de Gas	0.180	\$19,458,104.12	0.663
Generador Electrico 1	0.050	\$5,405,028.92	0.184
Nodo 1	0.010	\$1,081,005.78	0.037
Sobrecalentador	0.030	\$3,243,017.35	0.111
Evaporador	0.030	\$3,243,017.35	0.111
Economizador	0.030	\$3,243,017.35	0.111
Valvula de estrangulación 2	0.010	\$1,081,005.78	0.037
Bomba Alta Presión	0.020	\$2,162,011.57	0.074
Domo	0.035	\$3,783,520.25	0.129
Valvula de estrangulación 1	0.010	\$1,081,005.78	0.037
Bomba de Agua de Alimentación	0.020	\$2,162,011.57	0.074
Calentador Abierto (Deareador)	0.075	\$8,107,543.38	0.276
Turbina de Vapor	0.150	\$16,215,086.76	0.553
Generador Eléctrico 2	0.050	\$5,405,028.92	0.184
Condensador	0.080	\$8,648,046.27	0.295
Bomba de Condensado	0.020	\$2,162,011.57	0.074
TOTALES	1.000	\$108,100,578.43	

Por lo que los vectores nos quedarán de la siguiente manera:

<i>Ecuación</i>	$[0/\omega]$	$[-Z_i/\omega]$
1	0	-0.4423
2	0	-0.2949
3	0	-0.6635
4	0	-0.1843
5	0	-0.0369
6	0	-0.1106
7	0	-0.1106
8	0	-0.1106
9	0	-0.0369
10	0	-0.0737
11	0	-0.1290
12	0	-0.0369
13	0	-0.0737
14	0	-0.2764
15	0	-0.5529
16	0	-0.1843
17	0	-0.2949
18	0	-0.0737
19	0	0
20	406,910.9921	20.3648
21	75,423.8621	3.7748
22	0	0
23	0	0
24	0	0
25	0	0
26	0	0
27	0	0
28	0	0
29	0	0
30	0	0
31	0	0
32	0	0

A continuación se realizarán los cálculos del coste exergético y costo termoeconómico a través de la matriz inversa calculada anteriormente. Por lo que nuestros resultados de B^* y k para cada uno de los flujos se muestra a continuación. Los costos termoeconómicos nos quedarán de la siguiente manera:

Sustancia	Flujo	B* [kW]	k = B*/B	π \$/s	C \$/kWh	C \$/Ton
Vap. Sobrec.	1	306159.0167	2.2264	17.5245	0.45879	174.7596
Vap. Ext.	2	11486.9302	2.2264	0.6575	0.45879	68.7821
Mezcla	3	22281.8884	2.2264	1.2754	0.45879	14.0590
Liq. Sat.	4	22281.8884	149.3236	1.5703	37.88404	17.3094
Liq. Comp.	5	22332.7842	135.9584	1.6470	36.09711	18.1556
Agua aliment.	6	33819.7144	10.5824	2.5810	2.90740	25.7385
Agua aliment.	7	37449.3374	8.7573	2.8723	2.41800	28.6434
Agua Prec.	8	102641.4045	2.8974	6.3897	0.64934	63.7198
Agua Prec.	9	102641.4045	2.9046	6.4265	0.65470	64.0873
Liq Sat.	10	81806.9874	2.2731	4.7522	0.47538	47.5621
Liq Comp.	11	82044.4060	2.2751	4.8402	0.48319	48.4423
Vap. Sat.	12	215384.2480	2.0596	11.9188	0.41031	119.2879
Vap. Sat.	13	236218.6651	2.2731	13.7221	0.47538	136.8412
Vap. Sobrec.	14	306159.0167	2.2221	17.4877	0.45692	174.3920
Aire	15	0	-	0	0	0
Aire Comp.	16	410151.1035	2.2873	22.5880	0.45349	-
Gas Natural	17	406910.9921	1.0000	20.3648	0.18017	-
GPC1	18	817062.0956	1.7564	43.2477	0.33469	-
GPC2	19	193048.3987	1.7564	10.2182	0.33469	-
Qsum (GN)	20	75423.8621	1.0000	3.7748	0.18017	-
GPC3	21	268472.2607	1.6522	14.0298	0.31082	-
GPC4	22	198531.9092	1.6522	10.3749	0.31082	-
GPC5	23	65192.0671	1.6522	3.4068	0.31082	-
GPC6	24	0.0000	0.0000	0.0000	0.00000	-
WCA	25	410151.1035	1.8047	22.1457	0.35079	-
WnTG	26	213862.5934	1.8047	11.5473	0.35079	-
WeG1	27	213862.5934	1.8415	11.7316	0.36366	-
WnTV	28	272390.1980	3.0010	16.1445	0.64032	-
WeG2	29	268472.2607	3.0622	16.0939	0.66084	-
WBAP	30	237.4186	3.0622	0.0142	0.66084	-
WBAA	31	3629.6230	3.0622	0.2176	0.66084	-
WBC	32	50.8958	3.0622	0.0031	0.66084	-

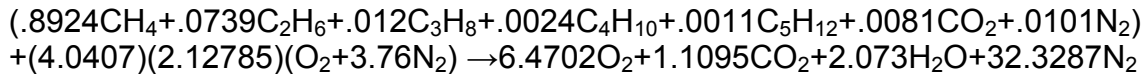
Por lo que los costos anuales de la energía generada en cada generador eléctrico se resumen de la siguiente manera, así también se muestran los gastos anuales totales para observar que todos los costos se le están asignando a la energía eléctrica producida.

Costos Anuales Totales	
WeG1 \$/año	\$344,069,045.61
WeG2 \$/año	\$472,009,372.60
TOT \$/año	\$816,078,418.21
Inversión Anual	
Equipo \$/año	\$108,100,578.43
GN \$/año	\$597,269,640.95
C ₂₀ (GN)\$/año	\$110,708,198.83
TOT \$/año	\$816,078,418.21

Método Tradicional	
Comb \$/KWh	\$0.43
Eq y Mtto. \$/KWh	\$0.07
TOT \$/KWh	\$0.49
TOT \$/año	\$816,078,418.21

Las emisiones de CO₂ basadas en la composición supuesta de los gases producto de combustión para este caso base se calculará de la siguiente manera:

Con la ecuación real de combustión



El porcentaje de CO₂ en GPC es aprox del 2.642823%

Sabiendo el flujo másico y el peso molecular de los GPC podemos obtener el gasto molar:

$$\text{Gto molar GPC [kmol/s]} = 19.361462$$

Gasto Molar de CO₂ será:

mCO ₂ [kmol/s]	0.6497
mCO ₂ [kg/s]	28.5926

Emisiones Anuales de CO₂

Ton/año	838,578.6326
----------------	---------------------

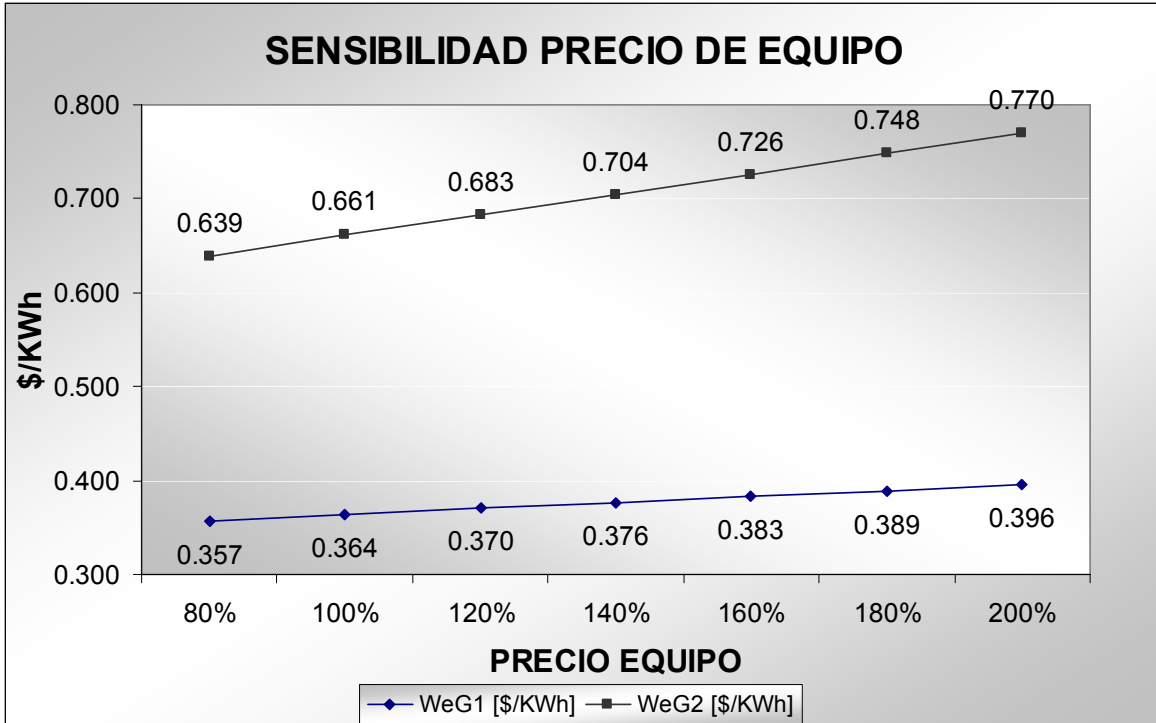
Emisiones en otras unidades

kgCO ₂ /año	838,578,632.631
grCO ₂ /KW año	4,114,552.091
kgCO₂/MWh	505.051

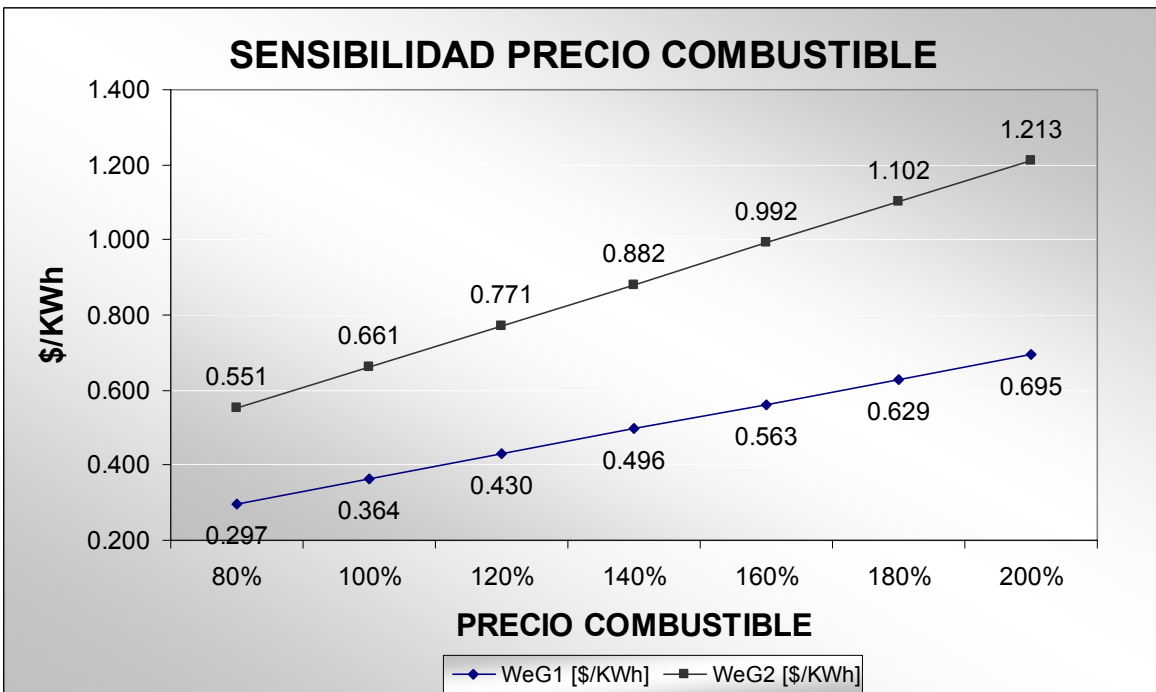
ANALISIS DE SENSIBILIDAD CONTRA COMBUSTIBLE Y EQUIPO

Para este análisis se consideró un incremento en los costos de equipo, así como de combustible y como repercutía esta variación en los precios de la energía eléctrica (\$/KWh) en cada generador.

Costo Equipo	80%	100%	120%	140%	160%	180%	200%
WeG1 [\$/KWh]	0.357	0.364	0.370	0.376	0.383	0.389	0.396
WeG2 [\$/KWh]	0.639	0.661	0.683	0.704	0.726	0.748	0.770



Combustible	80%	100%	120%	140%	160%	180%	200%
WeG1 [\$/KWh]	0.297	0.364	0.430	0.496	0.563	0.629	0.695
WeG2 [\$/KWh]	0.551	0.661	0.771	0.882	0.992	1.102	1.213



En el análisis de sensibilidad podemos observar que el impacto que se produce en el costo del KWh al variar el precio del equipo representa un incremento menor que si se incrementa el precio del combustible.

Lo anterior se debe a que en una central basada en combustible fósil el principal gasto que se realiza es el que se debe al consumo del energético.

Resulta interesante llevar a cabo este análisis de sensibilidad, debido a la volatilidad de los precios de los combustibles y con lo cuál se puede prever el incremento en los costos de generación para alguna contingencia de los precios.

ANEXO 4.

MEMORIA DE CÁLCULO DEL CASO DE CAPTURA POR AMINAS

Los datos de temperatura y presión utilizados como datos son los siguientes:

#	Sust	m[kg/s]	T[°C]	P[Bar]	#	Sust	m[kg/s]	T[°C]	P[Bar]
1	Vap. Sob.	100.2778	498.3333	72.7397	29	WeG2	-	-	-
2	Vap. Ext.	9.5593	115.6273	1.7237	30	WBAP	-	-	-
3	Mezcla	90.7185	43.8233	0.0901	31	WBAA	-	-	-
4	Liq. Sat.	90.7185	43.8233	0.0901	32	WBC	-	-	-
5	Liq	90.7185	43.8329	1.7237	33	WBAM	-	-	-
6	Agua al.	100.2778	100.4167	1.7237	34	GPC7	552.9048	50.0000	1.0194
7	Agua al.	100.2778	101.4220	102.7319	35	Gas dulce	531.5118	57.9400	1.0194
8	Agua Prec.	100.2778	293.3333	93.0792	36	Am.Pobre	380.7293	40.0000	1.5000
9	Agua Prec.	100.2778	293.1331	81.1513	37	Am.Pobre	380.7293	67.8200	1.5000
10	LiqSat.	99.9165	296.0928	81.1513	38	Am.Pobre	380.7293	66.9900	1.2500
11	Liq	99.9165	296.3264	86.1845	39	Qreaccion	-	-	-
12	Vap. Sat.	99.9165	300.0000	81.1513	40	Am.Rica	402.1223	53.2300	1.6084
13	Vap. Sat.	100.2778	296.0928	81.1513	41	Am.Rica	402.1223	100.0000	1.6084
14	Vap. Sob.	100.2778	499.0797	74.2565	42	Am.Reg	380.7293	114.3451	1.1000
15	Aire	544.5628	27.7222	1.0135	43	H2O-CO2	297.9355	113.5103	1.6084
16	Air Comp.	544.5628	388.6111	9.9353	44	H2O	276.5425	113.5103	1.6084
17	GN	8.3419	-	-	45	Qsum2	-	-	-
18	GPC1	552.9048	1104.4444	9.9353	46	CO2	21.3930	113.5103	1.6084
19	GPC2	552.9048	499.0556	1.0639	47	QsCA	-	-	-
20	QSum.	-	-	-	48	QsCC	-	-	-
21	GPC3	552.9048	641.3889	1.0683	49	QsTG	-	-	-
22	GPC4	552.9048	528.2209	1.0625	50	QsG1	-	-	-
23	GPC5	552.9048	274.4487	1.0418	51	QsTV	-	-	-
24	GPC6	552.9048	121.6350	1.0194	52	QsG2	-	-	-
25	WCA	-	-	-	53	QsCON	-	-	-
26	WnTG	-	-	-	54	QsEAP	-	-	-
27	WeG1	-	-	-	55	QsCM	-	-	-
28	WnTV	-	-	-	56	QsTE	-	-	-
					AER	-	-	27.7222	1.0135

Encontrando propiedades de los flujos adicionales. Para los GPC7 o flujo 34 se tiene que la entalpía y la exergía se pueden calcular de la misma manera que se hizo para los GPC anteriormente.

$$b_i = C_{p_i}(T_i - T_0) - T_0(C_{p_i} \ln(\frac{T_i}{T_0}) - R_i \ln(\frac{P_i}{P_0})) \quad (21)$$

$C_{p_{GPC}}$ [kJ/kgK] =	1.0362
R_{GPC} [kJ/kgK] =	0.2911

	$T\ K$	$P\ \text{bares}$	$LN\ (T/T_0)$	$LN\ (P/P_0)$	$h\ [\text{kJ/kg}]$	$b\ [\text{kJ/kg}]$
34	323.1500	1.0194	0.0714	0.0058	334.8488	1.3197
AER	300.8722	1.0135				

Considerando una absorción de CO_2 del 95% el total de gas capturado se muestra a continuación, considerando el mismo porcentaje de bióxido de carbono presente en los gases producto de combustión que en el caso base.

CO_2 Absorbido [kmol/s]	0.6172
CO_2 Absorbido [kg/s]	27.1630
CO_2 Absorbido [kg/h]	97,786.8244
CO_2 Absorbido [ton/h]	97.7868
CO_2 Absorbido [ton/año]	796,649.7010

La composición de los gases dulces, se muestra en la siguiente tabla.

GAS	kmol/s	x_i	$PM\ [\text{kg/kmol}]$	$x_i \cdot PM_i$	$C_{pi}\ [\text{kJ/kgK}]$	$R_i\ [\text{kJ/kgK}]$
O_2	2.9972	0.1592	31.9980	5.0932	0.9180	0.2598
CO_2	0.0325	0.0017	44.0090	0.0759	0.8460	0.1889
H_2O	0.9603	0.0510	18.0150	0.9188	1.8723	0.4615
N_2	14.9755	0.7953	28.0140	22.2799	1.0390	0.2968
Gas Dulce	18.8297	1.0000		28.3678		

GAS	$m_i\ \text{kg/s}$	f_{mi}	$C_{pi} \cdot f_{mi}$	$R_i \cdot f_{mi}$
O_2	95.9036	0.1824	0.1675	0.0474
CO_2	1.4296	0.0027	0.0023	0.0005
H_2O	17.3000	0.0329	0.0616	0.0152
N_2	419.5240	0.7980	0.8291	0.2368
Gas Dulce	525.7418		1.0605	0.2999

Por lo que la entalpía y exergía de los gases dulces que salen a la atmósfera será:

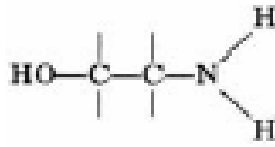
$h_{35}\ [\text{kJ/kg}]$	351.1059
$b_{35}\ [\text{kJ/kg}]$	1.3540

Encontrando propiedades del CO_2 o flujo 46

$C_p\ [\text{kJ/kgK}]$	0.8460
$R\ [\text{kJ/kgK}]$	0.1889
$T\ [\text{K}]$	386.6603
$LN\ (T/T_0)$	0.2509
$LN\ (P/P_0)$	0.4618
$h_{46}\ [\text{kJ/kg}]$	327.1146
$b_{46}\ [\text{kJ/kg}]$	34.9695

Encontrando propiedades de la solución MEA considerando las siguientes propiedades:

Formula Química: HO - CH₂ - CH₂ - NH₂



Monoethanolamine

Elemento	# ATOMOS	PM kg/kmol	PMi * # At
C	2	12.011	24.022
H	7	1.008	7.056
O	1	15.999	15.999
N	1	14.007	14.007
MEA	11		61.084

Gravedad Específica = 1.0179

Recomendaciones para la utilización de solventes:

Amine	Lean Amine Strength	Maximum Acid Gas Loading (Moles Acid Gas/ Mole Amine)	
	Weight %	CO ₂	H ₂ S
MEA	15 - 20	0.50	0.35
DEA	25 - 35	0.45	0.30
TEA, MDEA	35 - 50	0.30	0.20
DGA	45 - 65	0.50	0.35
DEA/MDEA*	35 - 50	0.45	0.30
MEA/MDEA*	35 - 50	0.45	0.30

* - amine mixtures are assumed to be primarily MDEA.

Tabla 5.1: Rangos de operación recomendados para las alcanolaminas [11]

Por lo que para nuestros cálculos se considerarán los siguientes valores:

mol CO ₂ /mol Amina	0.3000
mol Amina/mol CO ₂	3.3333
mCO ₂ [kmol/s]	0.6172
mMEA [kmol/s]	2.1657
mMEA [kg/s]	132.2875

Considerando una concentración molar de MEA en la solución del 10%

mSOL [kmol/s]	21.6567
mSOL [kg/s]	483.4178

Encontrando propiedades de la solución

Comp.	% Peso	% Molar	PM	Ce [kJ/kgK]	m kg/s
Agua	72.6349	90.0000	18.0150	4.1800	351.1303
MEA	27.3651	10.0000	61.0840	2.7904	132.2875
Solución			22.3219	3.7997	483.4178

ρ AGUA [kg/m ³]	1,000.0000
prel MEA [AGUA=1]	1.0179
prel MEA [kg/m ³]	1,017.9000
ρ sol H ₂ O-MEA [kg/m ³]	1,004.8983
v sol H ₂ O - MEA [m ³ /kg]	0.0010

Calculando propiedades para la amina rica (H₂O - MEA - CO₂) flujos 40 y 41 de acuerdo con lo siguiente.

Comp.	mi kg/s	fmi	Ce[kJ/kg°C]
Agua	351.1303	0.6877	4.1800
MEA	132.2875	0.2591	2.7904
CO ₂	27.1630	0.0532	0.8460
Solución	510.5808	1.0000	3.6426

Hallando la entalpía y exergía de esta solución considerándolo como líquido incomprensible, obtenemos los siguientes resultados:

Flujo	T K	ln T/To	h [kJ/kg]	b[kJ/kg]
40	326.3800	0.0814	193.8960	3.7885
41	373.1500	0.2153	364.2607	27.3844

Realizando balance de energía en el intercambiador de calor para encontrar la temperatura del estado 42 y con esto poder encontrar las propiedades de la amina pobre y amina regenerada.

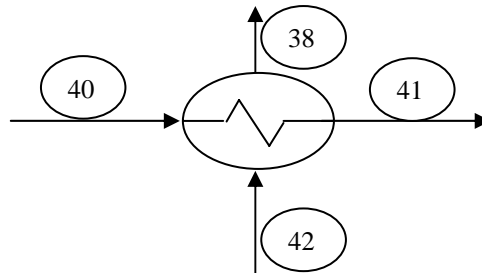
$$E_{40} + E_{42} = E_{41} + E_{38}$$

$$E_{42} - E_{38} = E_{41} - E_{40}$$

$$E_{42} - E_{38} = m_{42} * Ce(T_{42} - T_{38})$$

$$T_{42} = T_{38} + (E_{41} - E_{40})/m_{42} * Ce$$

$T_{42} [°C]$	114.3451
---------------	------------



Encontrando entalpías y exergías para los flujos 36, 37, 38, 42, que es la solución MEA - H₂O sin dióxido de carbono o amina pobre (36, 37, 38) y amina regenerada (42) considerándolos como líquidos incomprensibles por lo que aplicaremos la siguiente fórmula para hallar su disponibilidad o exergía.

$$b_{LI} = CeT_o(T/T_o - 1 - \ln T/T_o) + RT_o \ln P/P_o$$

$$b_{LI} = CeTo(T/To - 1 - \ln T/To) + v(P-Po)$$

Flujo	T K	P kPa	ln T/To	h kJ/kg	b kJ/kg
36	313.1500	150.0000	0.0400	151.9899	0.9752
37	340.9700	150.0000	0.1251	257.6988	9.3806
38	340.1400	125.0000	0.1227	254.5450	8.9882
42	387.4951	110.0000	0.2530	434.4825	39.8943
AER	300.8722	101.3529			

Realizando los cálculos para encontrar las propiedades del flujo 43 que es una mezcla de gases (H₂O - CO₂) considerando un comportamiento de gas ideal de la mezcla con lo que obtendremos los siguientes valores:

GAS	Cp[kJ/kgK]	mi kg/s	fmi	fmi*Cp	R [kJ/kgK]	fmi* <i>Ri</i>
H ₂ O	1.8723	351.1303	0.9282	1.7379	0.4615	0.4284
CO ₂	0.8460	27.1630	0.0718	0.0607	0.1889	0.0136
Mezcla		378.2933	1.0000	1.7986		0.4419

Flujo	T K	P bares	LN (T/To)	LN (P/Po)	hi [kJ/kg]	b [kJ/kg]
43	386.6603	1.6084	0.2509	0.4618	569.2778	79.9481

Como el flujo 44 es agua condensada con ayuda del TPX obtenemos sus propiedades termodinámicas:

Flujo	m [kg/s]	T [°C]	P [Bares]	h [kJ/kg]	s [kJ/kgK]	X	b [kJ/kg]
44	351.1303	113.5103	1.6084	476.1479	1.4570	0	43.3878

Ahora se realizarán los balances de energía en los equipos adicionales para el secuestro de CO₂ para encontrar la energía liberada al ambiente y la energía requerida para realizar la captura de este gas de efecto invernadero.

Encontrando el calor suministrado en el stripper - regenerador (flujo 45), este calor debe ser suficiente para calentar la corriente que entra a la columna (amina rica) hasta la temperatura en que ésta deja la caldera (amina regenerada). Por lo que el balance de energía y exergía nos quedará de la siguiente manera:

$$Q_{sum2} = E_{45} = (E_{42} - E_{41}) + (E_{43} - E_{44}) \text{ [KW]} = 72,216.0888$$

$$B_{sum2} = B_{45} = E_{45} * (B_{GN}/E_{GN}) \text{ [KW]} = 66,794.5629$$

Calculando el calor desechado en el enfriador de amina pobre (EAP) que se obtendrá de la siguiente manera:

$$Q_{sEAP} \text{ [kW]} = E_{54} = E_{37} - E_{36} \text{ [KW]} = 51,101.5893$$

Obteniendo el calor expulsado en el condensador de mezcla de H₂O - CO₂ o flujo de energía 55

$$Q_{sCM} = E_{55} = E_{43} - E_{44} - E_{46} \text{ [KW]} = 39,278.6272$$

Calculando el calor que se expulsa al medio a través de la torre de enfriamiento de los gases producto de combustión, por lo que el calor será:

$$Q_{sTE} \text{ [kW]} = E_{GPC6} - E_{GPC7} = E_{24} - E_{34} \text{ [kW]} = 41041.2399$$

Por lo que tabla de energía y exergía de todos los flujos de energía quedará de la siguiente manera.

Flujo	Sustancia	h [kJ/kg]	b [kJ/kg]	E [kW]	B [kW]
1	Vap. Sobrec.	3402.9582	1371.2966	341241.1880	137510.6170
2	Vap. Ext.	2671.3001	539.7163	25535.8476	5159.3283
3	Mezcla	2322.8967	110.3178	210729.6462	10007.8588
4	Liq. Sat.	183.5107	1.6449	16647.8146	149.2188
5	Liq. Comp.	183.6940	1.8107	16664.4353	164.2619
6	Agua aliment.	420.8337	31.8699	42200.2829	3195.8462
7	Agua aliment.	432.6539	42.6453	43385.5820	4276.3726
8	Agua Prec.	1305.7304	353.2679	130935.7852	35424.9327
9	Agua Prec.	1305.7304	352.3975	130935.7852	35337.6482
10	Liq Sat.	1322.2972	360.1851	132119.2676	35988.4280
11	Liq Comp.	1323.0732	360.9201	132196.7996	36061.8637
12	Vap. Sat.	2778.2039	1046.6142	277588.3324	104573.9950
13	Vap. Sat.	2756.3910	1036.2913	276404.8499	103917.0210
14	Vap. Sobrec.	3402.9582	1373.9934	341241.1880	137781.0423
15	Aire	302.0454	0.0000	164482.7283	0.0000
16	Aire Comp.	706.8728	329.2791	384936.6546	179313.1582
17	Gas Natural	52738.1778	48778.9299	439938.8078	406910.9921
18	GPC1	1427.4668	841.3373	789253.2533	465179.4114
19	GPC2	800.1613	198.7839	442413.0406	109908.5870
20	Calor Sum.	-	-	81545.8039	75423.8621
21	GPC3	947.6475	293.8974	523958.8445	162497.2592
22	GPC4	830.3826	217.3335	459122.5064	120164.7090
23	GPC5	567.4231	71.3659	313730.9737	39458.5727
24	GPC6	409.0773	13.1251	226180.7705	7256.9432
25	WCA	-	-	227272.0890	227272.0890
26	WnTG	-	-	118505.1020	118505.1020
27	WeG1	-	-	116135.0000	116135.0000
28	WnTV	-	-	90767.8080	90767.8080
29	WeG2	-	-	86148.4019	86148.4019
30	WBAP	-	-	77.5320	77.5320
31	WBAA	-	-	1185.2991	1185.2991
32	WBC	-	-	16.6207	16.6207
33	WBAM	-	-	1524.5981	1524.5981
34	GPC7	334.8488	1.3197	185139.5306	729.6748
35	Gas Dulce	351.1059	1.3540	184591.0300	711.8601
36	Amina Pobre	151.9899	0.9752	73474.6071	471.4104
37	Amina Pobre	257.6988	9.3806	124576.1964	4534.7525
38	Amina Pobre	254.5450	8.9882	123051.5983	4345.0746
39	Qreaccion	-	-	24976.4460	23101.3728

Flujo	Sustancia	h [kJ/kg]	b [kJ/kg]	E [kW]	B [kW]
40	Amina Rica	193.8960	3.7885	98999.5537	1934.3238
41	Amina Rica	364.2607	27.3844	185984.5082	13981.9400
42	Amina Regen	434.4825	39.8943	210036.5527	19285.6064
43	H2O - CO2	569.2778	79.9481	215353.9703	30243.8264
44	H2O Liq	476.1479	43.3878	167189.9260	15234.7632
45	Qsum2	-	-	72216.0888	66794.5629
46	CO2	327.1146	34.9695	8885.4171	949.8763
47	QsCA	-	-	6818.1627	0
48	QsCC	-	-	35622.2091	0
49	QsTG	-	-	1063.0216	0
50	QsG1	-	-	2370.1020	0
51	QsTV	-	-	14207.8862	0
52	QsG2	-	-	1815.3562	0
53	QsCOND	-	-	194081.8316	0
54	QsEAP	-	-	51101.5893	0
55	QsCM	-	-	39278.6272	0
56	QsTE	-	-	41041.2399	0
AER		116.340666	-	-	-

Ahora se realizarán las matrices de incidencia, recurso y producto necesarias para realizar nuestros balances de masa, energía y exergía así como para obtener la eficiencia de los equipos y de la planta. Además se realizarán las ecuaciones complementarias para realizar la matriz cuadrada. Se tienen 25 equipos y 46 flujos de exergía útiles en la planta por lo que necesitamos 21 ecuaciones complementarias para obtener nuestra matriz cuadrada. Se eliminaron 10 flujos de energía ya que estos son flujos de calor que se expulsan al medio.

1. $B^*_{GD} = B^*_{35} = 0$ (Regla 4)
2. $B^*_{GN} = B_{GN} = B^*_{17} = B_{17}$ (Regla 5)
3. $B^*_{B_{sum}} = B_{sum} = B^*_{20} = B_{20}$ (Regla 5)
4. $B^*_{AIRE} = B_{AIRE} = B^*_{15} = B_{15} = 0$ (Regla 5)
5. $B^*_{B_{sum2}} = B_{sum2} = B^*_{45} = B_{45}$ (Regla 5)
6. $B^*_{B_{reaccion}} = B_{reaccion} = B^*_{39} = B_{39} = 0$ (Regla 2)
7. $B^*_{W_{CA}/W_{CA}} - B^*_{W_{nTG}/W_{nTG}} = B^*_{25}/B_{25} - B^*_{26}/B_{26} = 0$ (Regla 3a)
8. $B^*_{W_{eG2}/W_{eG2}} - B^*_{W_{BAP}/W_{BAP}} = B^*_{29}/B_{29} - B^*_{30}/B_{30} = 0$ (Regla 3a)
9. $B^*_{W_{eG2}/W_{eG2}} - B^*_{W_{BAA}/W_{BAA}} = B^*_{29}/B_{29} - B^*_{31}/B_{31} = 0$ (Regla 3a)
10. $B^*_{W_{eG2}/W_{eG2}} - B^*_{W_{BC}/W_{BC}} = B^*_{29}/B_{29} - B^*_{32}/B_{32} = 0$ (Regla 3a)
11. $B^*_{W_{eG2}/W_{eG2}} - B^*_{W_{BAM}/W_{BAM}} = B^*_{29}/B_{29} - B^*_{33}/B_{33} = 0$ (Regla 3a)
12. $B^*_{10}/B_{10} - B^*_{13}/B_{13} = 0$ (Regla 3a)
13. $B^*_{42}/B_{42} - B^*_{43}/B_{43} = 0$ (Regla 3a)
14. $B^*_1/B_1 - B^*_2/B_2 = 0$ (Regla 2)
15. $B^*_1/B_1 - B^*_3/B_3 = 0$ (Regla 2)
16. $B^*_{21}/B_{21} - B^*_{22}/B_{22} = 0$ (Regla 2)
17. $B^*_{22}/B_{22} - B^*_{23}/B_{23} = 0$ (Regla 2)
18. $B^*_{23}/B_{23} - B^*_{24}/B_{24} = 0$ (Regla 2)
19. $B^*_{18}/B_{18} - B^*_{19}/B_{19} = 0$ (Regla 2)
20. $B^*_{H2O}/B_{H2O} - B^*_M/B_M = B^*_{44}/B_{44} - B^*_{43}/B_{43} = 0$ (Regla 2)

$$21. B^*_{42}/B_{42} - B^*_{38}/B_{38} = 0$$

(Regla 2)

Los vectores de masa, energía y exergía para cada uno de los flujos nos quedarán de la siguiente manera. Estos vectores son necesarios para realizar los balances así como para obtener los costos exergéticos.

Sustancia	Flujo	m [kg/s]	E [kW]	B [kW]
Vap. Sobrec.	1	100.2778	341241.1880	137510.6170
Vap. Ext.	2	9.5593	25535.8476	5159.3283
Mezcla	3	90.7185	210729.6462	10007.8588
Liq. Sat.	4	90.7185	16647.8146	149.2188
Liq. Comp.	5	90.7185	16664.4353	164.2619
Agua aliment.	6	100.2778	42200.2829	3195.8462
Agua aliment.	7	100.2778	43385.5820	4276.3726
Agua Prec.	8	100.2778	130935.7852	35424.9327
Agua Prec.	9	100.2778	130935.7852	35337.6482
Liq Sat.	10	99.9165	132119.2676	35988.4280
Liq Comp.	11	99.9165	132196.7996	36061.8637
Vap. Sat.	12	99.9165	277588.3324	104573.9950
Vap. Sat.	13	100.2778	276404.8499	103917.0210
Vap. Sobrec.	14	100.2778	341241.1880	137781.0423
Aire	15	544.5628	164482.7283	0.0000
Aire Comp.	16	544.5628	384936.6546	179313.1582
Gas Natural	17	8.3419	439938.8078	406910.9921
GPC1	18	552.9048	789253.2533	465179.4114
GPC2	19	552.9048	442413.0406	109908.5870
Calor Sum.	20	1.5462	81545.8039	75423.8621
GPC3	21	552.9048	523958.8445	162497.2592
GPC4	22	552.9048	459122.5064	120164.7090
GPC5	23	552.9048	313730.9737	39458.5727
GPC6	24	552.9048	226180.7705	7256.9432
WCA	25	-	227272.0890	227272.0890
WnTG	26	-	118505.1020	118505.1020
WeG1	27	-	116135.0000	116135.0000
WnTV	28	-	90767.8080	90767.8080
WeG2	29	-	86148.4019	86148.4019
WBAP	30	-	77.5320	77.5320
WBAA	31	-	1185.2991	1185.2991
WBC	32	-	16.6207	16.6207
WBAM	33	-	1524.5981	1524.5981
GPC7	34	552.9048	185139.5306	729.6748
Gas Dulce	35	525.7418	184591.0300	711.8601
Amina Pobre	36	483.4178	73474.6071	471.4104
Amina Pobre	37	483.4178	124576.1964	4534.7525
Amina Pobre	38	483.4178	123051.5983	4345.0746
Qreaccion	39	-	24976.4460	23101.3728
Amina Rica	40	510.5808	98999.5537	1934.3238
Amina Rica	41	510.5808	185984.5082	13981.9400

Sustancia	Flujo	m [kg/s]	E [kW]	B [kW]
Amina Regen	42	483.4178	210036.5527	19285.6064
H2O - CO2	43	378.2933	215353.9703	30243.8264
H2O Liq	44	351.1303	167189.9260	15234.7632
Qsum2	45	1.3693	72216.0888	66794.5629
CO2	46	27.1630	8885.4171	949.8763
QsCA	47	100.2778	6818.1627	0
QsCC	48	9.5593	35622.2091	0
QsTG	49	90.7185	1063.0216	0
QsG1	50	90.7185	2370.1020	0
QsTV	51	90.7185	14207.8862	0
QsG2	52	100.2778	1815.3562	0
QsCOND	53	100.2778	194081.8316	0
QsEAP	54	100.2778	51101.5893	0
QsCM	55	100.2778	39278.6272	0
QsTE	56	99.9165	41041.2399	0

Los balances de masa, energía y exergía realizados a través de la matriz de incidencia y los vectores de masa, energía y exergía nos quedarán de la siguiente manera:

Equipo	$A * m = 0$	$A * E = 0$	$A * B = Bd[kW]$	$Bdi/Bdtot$
CA	0.0000	0.0000	47958.9308	13.0222
CC	0.0000	0.0000	121044.7389	32.8671
TG	0.0000	0.0000	9493.6333	2.5778
G1	0.0000	0.0000	2370.1020	0.6435
N1	0.0000	0.0000	22835.1900	6.2004
SC	0.0000	0.0000	8468.5289	2.2994
EVAP	0.0000	0.0000	12194.0050	3.3110
ECON	0.0000	0.0000	1053.0695	0.2859
V2	0.0000	0.0000	270.4253	0.0734
BAP	0.0000	0.0000	4.0963	0.0011
DOMO	0.0000	0.0000	6.1942	0.0017
V1	0.0000	0.0000	87.2845	0.0237
BAA	0.0000	0.0000	104.7727	0.0284
CAB	0.0000	0.0000	2127.7439	0.5777
TV	0.0000	0.0000	31575.6219	8.5737
G2	0.0000	0.0000	1815.3562	0.4929
COND	0.0000	0.0000	9858.6400	2.6769
BC	0.0000	0.0000	1.5776	0.0004
Torre Enf.	0.0000	0.0000	6527.2684	1.7723
Absorbedor	0.0000	0.0000	21656.2741	5.8803
Enfriador AP	0.0000	0.0000	4063.3421	1.1033
BAM	0.0000	0.0000	1334.9202	0.3625
Int Calor	0.0000	0.0000	2892.9155	0.7855
Stripper	0.0000	0.0000	46481.8333	12.6211
Cond Mezcla	0.0000	0.0000	14059.1869	3.8175
PLANTA	0	0	368285.6515	100

En este apartado se puede realizar un balance de exergía total considerando a la planta de ciclo combinado como una caja negra y tomando en cuenta que la exergía suministrada es igual a la potencia eléctrica más la exergía destruida más las pérdidas hacia el ambiente.

$$B_{\text{sum}} = B_d + EE + B_L$$

$$B_{\text{sum}} = B_{17} + B_{20} + B_{45} + B_{39} = \mathbf{572230.7899 \text{ KW}}$$

$$EE + B_d + B_{35} + B_{\text{CO}_2} = \mathbf{572230.7899 \text{ KW}}$$

Los recursos y productos energéticos como exergéticos a través de las matrices de recurso (A_F) y producto (A_P) para nuestro caso base quedarán de la siguiente manera:

<i>Equipo</i>	<i>Re[kW]</i>	<i>Rb[kW]</i>	<i>Pe[kW]</i>	<i>Pb[kW]</i>
CA	227272.0890	227272.0890	220453.9264	179313.1582
CC	439938.8078	406910.9921	404316.5987	285866.2532
TG	346840.2127	355270.8244	345777.1911	345777.1911
G1	118505.1020	118505.1020	116135.0000	116135.0000
N1	81545.8039	75423.8621	81545.8039	52588.6721
SC	64836.3381	42332.5501	64836.3381	33864.0213
EVAP	145391.5327	80706.1363	145391.5327	68512.1313
ECON	87550.2031	32201.6295	87550.2031	31148.5601
V2	341241.1880	137781.0423	341241.1880	137510.6170
BAP	77.5320	77.5320	77.5320	73.4357
DOMO	408524.1175	139911.6432	408524.1175	139905.4490
V1	130935.7852	35424.9327	130935.7852	35337.6482
BAA	1185.2991	1185.2991	1185.2991	1080.5264
CAB	42200.2829	5323.5901	42200.2829	3195.8462
TV	104975.6942	122343.4298	90767.8080	90767.8080
G2	90767.8080	90767.8080	88952.4518	88952.4518
COND	210729.6462	10007.8588	16647.8146	149.2188
BC	16.6207	16.6207	16.6207	15.0430
Torre Enf.	226180.7705	7256.9432	185139.5306	729.6748
Absorbedor	283590.5837	24302.4580	283590.5837	2646.1839
Enfriador AP	124576.1964	4534.7525	73474.6071	471.4104
BAM	1524.5981	1524.5981	1524.5981	189.6779
Int Calor	86984.9545	14940.5318	86984.9545	12047.6162
Stripper	425390.5230	96011.2661	425390.5230	49529.4327
Cond Mezcla	48164.0443	15009.0632	8885.4171	949.8763
PLANTA	593700.7005	549129.4171	202283.4019	202283.4019

Por lo que las eficiencias de primera y segunda ley de la termodinámica así como el costo exergético unitario, así como los índices δ , ψ y r para cada uno de los equipos nos quedará de la siguiente manera:

<i>Equipo</i>	η_I	η_{II}	$k=1/\eta_{II}$	$\delta=I_i/R_{tot}$	$r_i=R_i/R_{tot}$
CA	0.970	0.789	1.267	0.087	0.414
CC	0.919	0.703	1.423	0.220	0.741
TG	0.997	0.973	1.027	0.017	0.647
G1	0.980	0.980	1.020	0.004	0.216

Equipo	η_I	η_{II}	$k=1/\eta_{II}$	$\delta=Ii/Rtot$	$ri=Ii/Rtot$
N1	1.000	0.697	1.434	0.042	0.137
SC	1.000	0.800	1.250	0.015	0.077
EVAP	1.000	0.849	1.178	0.022	0.147
ECON	1.000	0.967	1.034	0.002	0.059
V2	1.000	0.998	1.002	0.000	0.251
BAP	1.000	0.947	1.056	0.000	0.000
DOMO	1.000	1.000	1.000	0.000	0.255
V1	1.000	0.998	1.002	0.000	0.065
BAA	1.000	0.912	1.097	0.000	0.002
CAB	1.000	0.600	1.666	0.004	0.010
TV	0.865	0.742	1.348	0.058	0.223
G2	0.980	0.980	1.020	0.003	0.165
COND	0.079	0.015	67.068	0.018	0.018
BC	1.000	0.905	1.105	0.000	0.000
Torre Enf.	0.819	0.101	9.945	0.012	0.013
Absorbedor	1.000	0.109	9.184	0.039	0.044
Enfriador AP	0.590	0.104	9.620	0.007	0.008
BAM	1.000	0.124	8.038	0.002	0.003
Int Calor	1.000	0.806	1.240	0.005	0.027
Stripper	1.000	0.516	1.938	0.085	0.175
Cond Mezcla	0.184	0.063	15.801	0.026	0.027
PLANTA	0.341	0.368	2.715		

Para encontrar los costes exergéticos se necesita la matriz inversa y el vector $[0/\omega]$, pero para encontrar los costos exergoeconómicos se necesitan considerar los siguientes supuestos económicos y así calcular el vector $[-Z_L/\omega]$.

Factor de Planta [%]	93
[Horas/Año]	8146.8
Costo por KW [dls/KW]	650
Costo Ciclo Combinado [dls]	\$132,475,200.00
Vida Económica Central[años]	25
Paridad del Peso [\$/DII]	11
Gas Natural [dls/MMBTU]	4.8
Costos Op. y Mtto. [\$/kWh]	0.03
Costo del Aire [\$/kJ]	0
Costo de central Inversión [\$]	\$1,457,227,200.00
Costo Inversión por año [\$/año]	\$58,289,088.00
Costo Op. y Mtto. [\$/año]	\$49,811,490.40
Costo Total = Inv + Op y Mtto [\$/año]	\$108,100,578.43
Gas Natural [\$/kJ]	5.00474E-05
Gas Natural [\$/s]	\$20.365
c20 [\$/s]	\$3.774

Equipo	% Costo	\$/AÑO	Z_L \$/s
Compresor Aire	0.120	\$12,972,069.41	0.442
Cámara Combustión	0.080	\$8,648,046.27	0.295
Turbina de Gas	0.180	\$19,458,104.12	0.663

<i>Equipo</i>	<i>% Costo</i>	<i>\$/AÑO</i>	<i>Z_L \$/s</i>
Generador Eléctrico 1	0.050	\$5,405,028.92	0.184
Nodo 1	0.010	\$1,081,005.78	0.037
Sobrecalentador	0.030	\$3,243,017.35	0.111
Evaporador	0.030	\$3,243,017.35	0.111
Economizador	0.030	\$3,243,017.35	0.111
Válvula de estrangulación 2	0.010	\$1,081,005.78	0.037
Bomba Alta Presión	0.020	\$2,162,011.57	0.074
Domo	0.035	\$3,783,520.25	0.129
Válvula de estrangulación 1	0.010	\$1,081,005.78	0.037
Bomba de Agua de Alimentación	0.020	\$2,162,011.57	0.074
Calentador Abierto (Deareador)	0.075	\$8,107,543.38	0.276
Turbina de Vapor	0.150	\$16,215,086.76	0.553
Generador Eléctrico 2	0.050	\$5,405,028.92	0.184
Condensador	0.080	\$8,648,046.27	0.295
Bomba de Condensado	0.020	\$2,162,011.57	0.074
TOTALES	1.000	\$108,100,578.43	

Costos para el equipo de absorción de CO₂

<i>Precios del equipo de captura de CO₂ *</i>	
MEA + Inhibidor €/kg	1.0000
Paridad € [\$/€]	13.7500
MEA Repuesto[\$/s]	0.7470
MEA Inicial [\$/año]	1818.9537
MEA Inicial [\$/s]	0.0001
Costo MEA [\$/s]	0.7470
c45 [\$/s]	3.3429
c39 [\$/s]	0.0000

<i>EQUIPO</i>	<i>% Costo Total</i>	<i>€ / año</i>	<i>\$/AÑO</i>	<i>\$/s</i>
Absorbedor	0.090	18048.349	\$248,164.795	\$0.008
Torre Enfriamiento	0.052	10412.509	\$143,171.997	\$0.005
Enfriador Amina Pobre	0.099	19783.767	\$272,026.795	\$0.009
Bomba Amina Pobre	0.025	5032.713	\$69,199.799	\$0.002
Intercambiador de calor	0.089	17867.865	\$245,683.147	\$0.008
Stripper y Regenerador	0.629	125817.816	\$1,729,994.967	\$0.059
Cond. H ₂ O - CO ₂	0.015	3036.982	\$41,758.499	\$0.001
TOTAL	1.000	200,000.000€	\$2,750,000.000	\$0.094

Por lo que los vectores nos quedarán de la siguiente manera:

♦ Jaureguiberry Stagnaro Tomás, Fernández Santón Jose María. "Estudio comparativo de procesos de recuperación de CO₂ por absorción con aminas". Universidad Politécnica de Cataluña.

	$0/\omega$	$[-ZL/\omega]$
1	0	-0.4423
2	0	-0.2949
3	0	-0.6635
4	0	-0.1843
5	0	-0.0369
6	0	-0.1106
7	0	-0.1106
8	0	-0.1106
9	0	-0.0369
10	0	-0.0737
11	0	-0.1290
12	0	-0.0369
13	0	-0.0737
14	0	-0.2764
15	0	-0.5529
16	0	-0.1843
17	0	-0.2949
18	0	-0.0737
19	0	-0.0085
20	0	-0.0049
21	0	-0.0093
22	0	-0.0024
23	0	-0.0084
24	0	-0.0590
25	0	-0.0014
26	0	0
27	406,910.9921	20.6138
28	75,423.8621	4.0238
29	0	0
30	66,794.5629	3.5919
31	23,101.3728	0
32	0	0
33	0	0
34	0	0
35	0	0
36	0	0
37	0	0
38	0	0
39	0	0
40	0	0
41	0	0
42	0	0
43	0	0
44	0	0
45	0	0
46	0	0

A continuación se realizarán los cálculos del coste exergético y costo termoeconómico a través de la matriz inversa calculada anteriormente. Por lo que nuestros resultados de B^* y k para cada uno de los flujos se muestra a continuación:

Sustancia	Flujo	E [kW]	B [kW]	B^* [kW]	$k=B^*/B$
Vap. Sobrec.	1	341241.1880	137510.6170	292486.302	2.127
Vap. Ext.	2	25535.8476	5159.3283	10973.937	2.127
Mezcla	3	210729.6462	10007.8588	21286.805	2.127
Liq. Sat.	4	16647.8146	149.2188	21286.805	142.655
Liq. Comp.	5	16664.4353	164.2619	21335.427	129.887
Agua aliment.	6	42200.2829	3195.8462	32309.364	10.110
Agua aliment.	7	43385.5820	4276.3726	35776.892	8.366
Agua Prec.	8	130935.7852	35424.9327	88979.293	2.512
Agua Prec.	9	130935.7852	35337.6482	88979.293	2.518
Liq Sat.	10	132119.2676	35988.4280	77071.868	2.142
Liq Comp.	11	132196.7996	36061.8637	77298.684	2.144
Vap. Sat.	12	277588.3324	104573.9950	210638.526	2.014
Vap. Sat.	13	276404.8499	103917.0210	222545.951	2.142
Vap. Sobrec.	14	341241.1880	137781.0423	292486.302	2.123
Aire	15	164482.7283	0.0000	0.000	0.000
Aire Comp.	16	384936.6546	179313.1582	410151.104	2.287
Gas Natural	17	439938.8078	406910.9921	406910.992	1.000
GPC1	18	789253.2533	465179.4114	817062.096	1.756
GPC2	19	442413.0406	109908.5870	193048.399	1.756
Calor Sum.	20	81545.8039	75423.8621	75423.862	1.000
GPC3	21	523958.8445	162497.2592	268472.261	1.652
GPC4	22	459122.5064	120164.7090	198531.909	1.652
GPC5	23	313730.9737	39458.5727	65192.067	1.652
GPC6	24	226180.7705	7256.9432	11989.667	1.652
WCA	25	227272.0890	227272.0890	410151.104	1.805
WnTG	26	118505.1020	118505.1020	213862.593	1.805
WeG1	27	116135.0000	116135.0000	213862.593	1.841
WnTV	28	90767.8080	90767.8080	260225.561	2.867
WeG2	29	86148.4019	86148.4019	252022.465	2.925
WBAP	30	77.5320	77.5320	226.816	2.925
WBAA	31	1185.2991	1185.2991	3467.528	2.925
WBC	32	16.6207	16.6207	48.623	2.925
WBAM	33	1524.5981	1524.5981	4460.129	2.925
GPC7	34	185139.5306	729.6748	11989.667	16.432
Gas Dulce	35	184591.0300	711.8601	0.000	0.000
Amina Pobre	36	73474.6071	471.4104	35246.870	74.769
Amina Pobre	37	124576.1964	4534.7525	35246.870	7.773
Amina Pobre	38	123051.5983	4345.0746	30786.741	7.085
Qreaccion	39	24976.4460	23101.3728	23101.373	1.000
Amina Rica	40	98999.5537	1934.3238	70337.909	36.363
Amina Rica	41	185984.5082	13981.9400	176198.065	12.602
Amina Regen	42	210036.5527	19285.6064	136646.897	7.085

Sustancia	Flujo	E [kW]	B [kW]	B* [kW]	k=B*/B
H2O - CO2	43	215353.9703	30243.8264	214290.645	7.085
H2O Liq	44	167189.9260	15234.7632	107944.914	7.085
Qsum2	45	72216.0888	66794.5629	66794.563	1.000
CO2	46	8885.4171	949.8763	106345.731	111.957

Los costos termoeconómicos nos quedarán de la siguiente manera:

Flujo	π \$/s	$C = \pi/B$ \$/kJ	C \$/kWh	C \$/MWh	C \$/Ton
1	17.210	0.0001	0.451	450.5542	171.623
2	0.646	0.0001	0.451	450.5542	67.548
3	1.253	0.0001	0.451	450.5542	13.807
4	1.547	0.0104	37.332	37331.8105	17.057
5	1.624	0.0099	35.594	35594.3038	17.903
6	2.546	0.0008	2.868	2868.2622	25.392
7	2.834	0.0007	2.386	2385.6150	28.260
8	5.797	0.0002	0.589	589.1521	57.813
9	5.834	0.0002	0.594	594.3623	58.181
10	4.610	0.0001	0.461	461.1670	46.140
11	4.698	0.0001	0.469	468.9834	47.018
12	11.959	0.0001	0.412	411.6893	119.689
13	13.312	0.0001	0.461	461.1670	132.751
14	17.173	0.0001	0.449	448.7068	171.256
15	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
16	22.839	0.0001	0.459	458.5288	41.940
17	20.614	0.0001	0.182	182.3737	2471.109
18	43.748	0.0001	0.339	338.5610	79.123
19	10.336	0.0001	0.339	338.5610	18.695
20	4.024	0.0001	0.192	192.0562	0.000
21	14.397	0.0001	0.319	318.9535	26.039
22	10.646	0.0001	0.319	318.9535	19.255
23	3.496	0.0001	0.319	318.9535	6.323
24	0.643	0.0001	0.319	318.9535	1.163
25	22.397	0.0001	0.355	354.7640	0.000
26	11.678	0.0001	0.355	354.7640	0.000
27	11.862	0.0001	0.368	367.7169	0.000
28	15.865	0.0002	0.629	629.2176	0.000
29	15.543	0.0002	0.650	649.5173	0.000
30	0.014	0.0002	0.650	649.5173	0.000
31	0.214	0.0002	0.650	649.5173	0.000
32	0.003	0.0002	0.650	649.5173	0.000
33	0.275	0.0002	0.650	649.5173	0.000
34	0.651	0.0009	3.214	3213.8829	1.178
35	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
36	1.619	0.0034	12.364	12364.1139	3.349
37	1.610	0.0004	1.278	1277.9488	3.330
38	1.332	0.0003	1.104	1103.8785	2.756
39	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000

Flujo	π \$/s	$C = \pi/B$ \$/kJ	C \$/kWh	C \$/MWh	C \$/Ton
40	2.275	0.0012	4.235	4234.6765	4.456
41	6.865	0.0005	1.768	1767.5604	13.445
42	5.914	0.0003	1.104	1103.8785	12.233
43	9.274	0.0003	1.104	1103.8785	24.515
44	4.671	0.0003	1.104	1103.8785	13.304
45	3.592	0.0001	0.194	193.5917	0.000
46	4.604	0.0048	17.448	17447.8585	169.484

Por lo que los costos anuales de la energía generada en cada generador eléctrico se resumen de la siguiente manera, así también se muestran los gastos anuales totales para observar que todos los costos se le están asignando a la energía eléctrica producida.

Costos Anuales Totales	
WeG1 \$/año	\$347,907,446.23
WeG2 \$/año	\$455,853,228.10
CO2 \$/año	\$135,019,422.49
TOT \$/año	\$938,780,096.81
Inversión Anual	
Equipo \$/año	\$110,850,578.43
GN \$/año	\$604,572,869.52
Qsum \$/año	\$118,011,427.40
Qsum2 \$/año	\$105,345,221.45
TOTAL \$/año	\$938,780,096.81
Método Tradicional	
Comb \$/KWh	\$0.50
Eq y Mtto. \$/KWh	\$0.07
TOT \$/KWh	\$0.57
TOT \$/año	\$938,780,096.81

Incremento en los costos totales con respecto al caso base	
Caso Base \$/año	\$816,078,418.21
AMINA - MEA \$/año	\$938,780,096.81
Incremento en costos anuales [\$ /año]	\$122,701,678.61
Incremento Costos en %	15.04%

Las emisiones anuales de CO₂ para el caso de captura por amina serían las siguientes:

kg/s	1.430
kmol/s	0.032
kgCO₂/MWh	25.442
ton/año	41,928.931

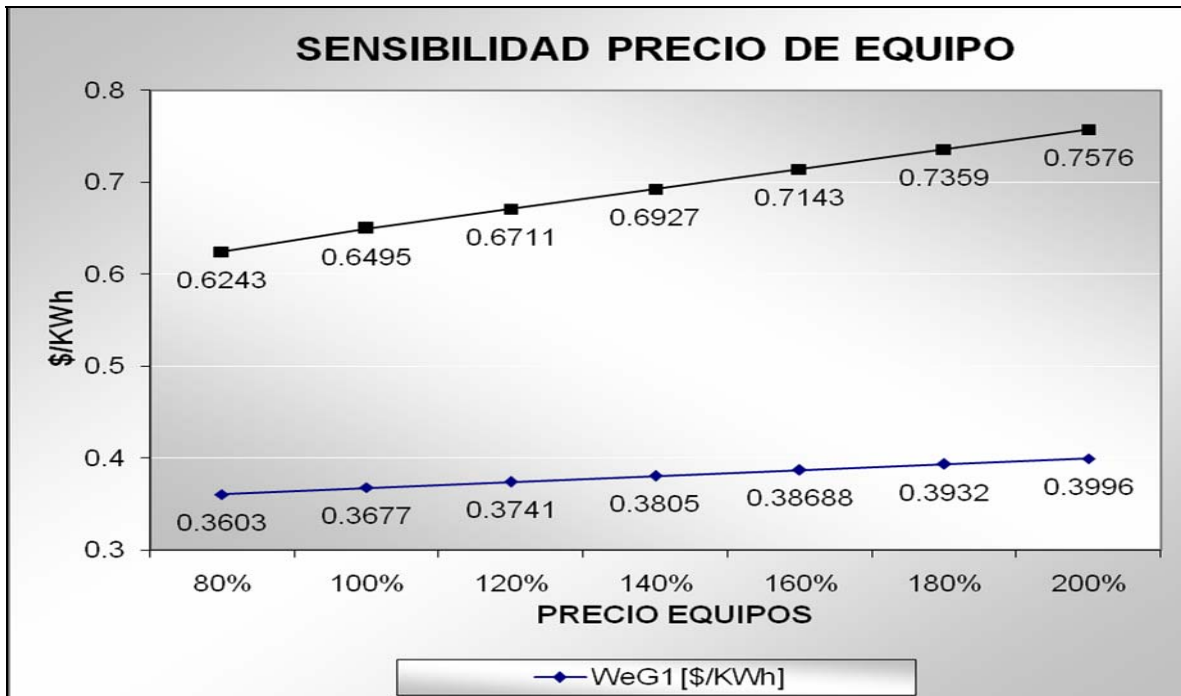
El bióxido de carbono capturado se puede medir en las siguientes unidades:

CO₂ Absorbido [ton/h]	97.787
CO₂ Absorbido [ton/año]	796,649.701

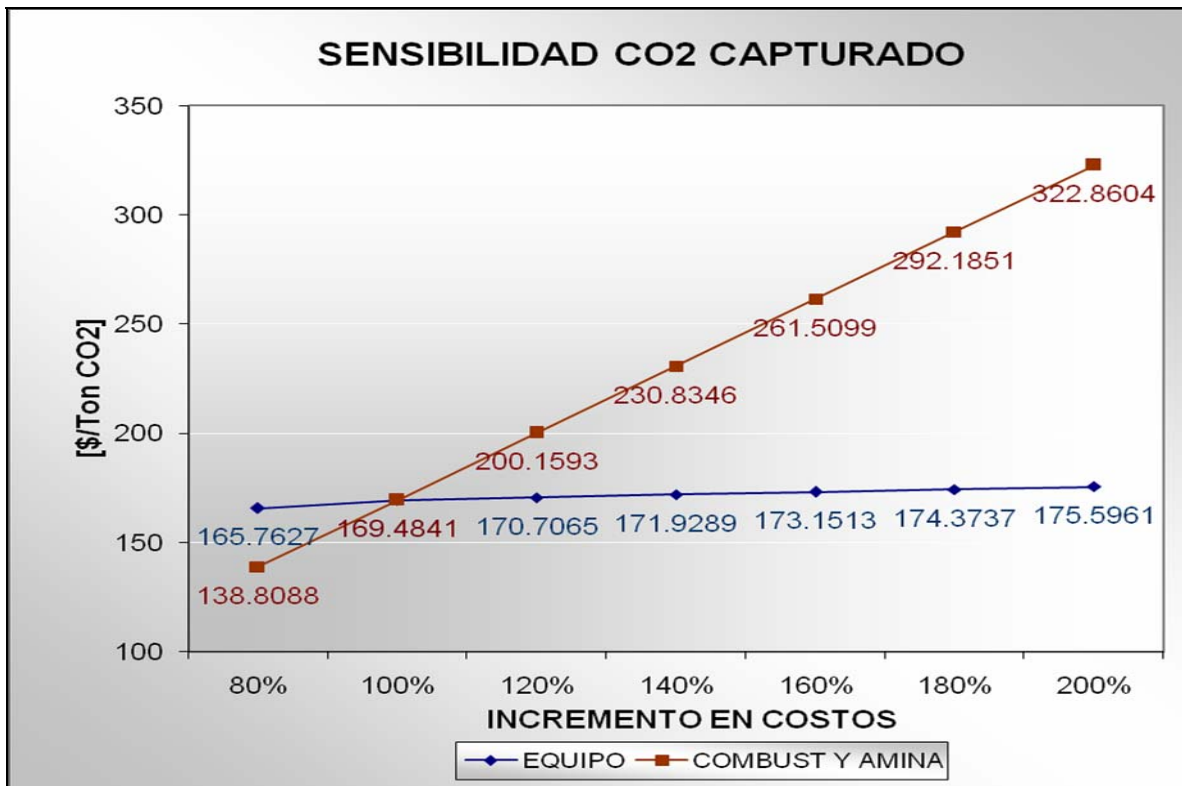
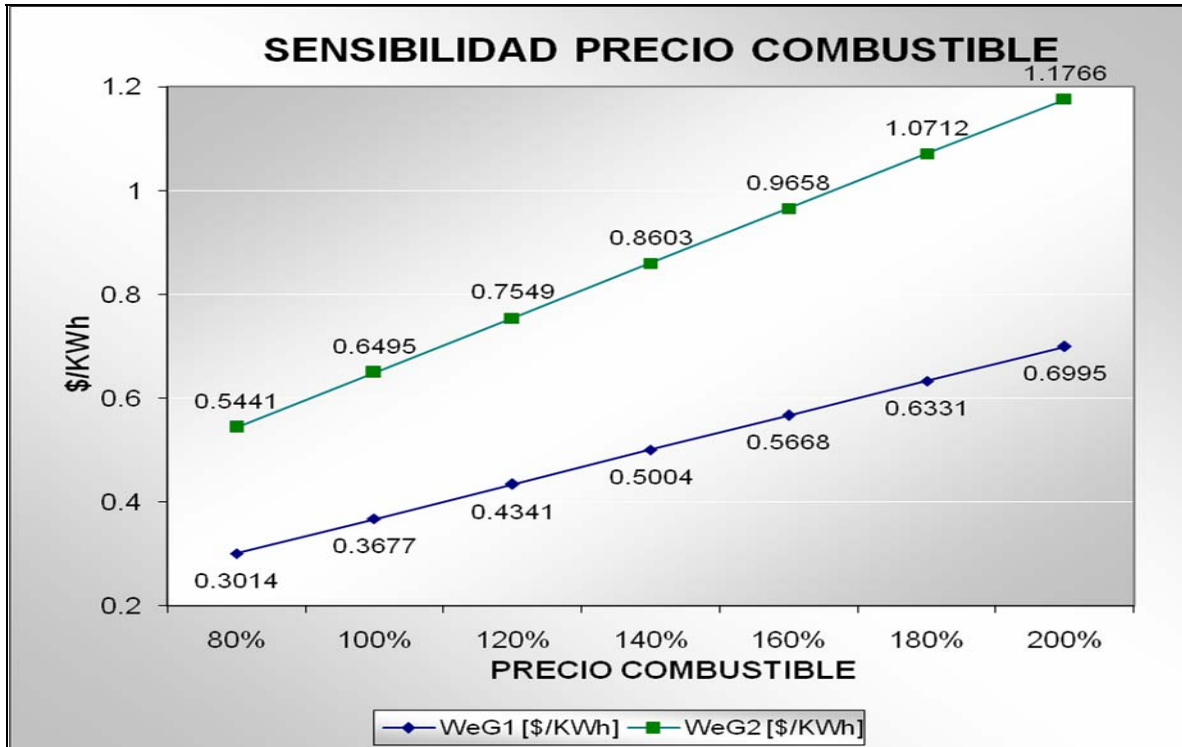
ANALISIS DE SENSIBILIDAD CONTRA COMBUSTIBLE Y EQUIPO

Para este análisis se consideró un incremento en los costos de equipo, así como de combustible y de la MEA y de cómo este incremento repercutía en los precios de la energía eléctrica (\$/KWh) en cada generador, así como en el CO₂ capturado.

Costo Equipo	80%	100%	120%	140%	160%	180%	200%
WeG1 [\$/KWh]	0.3603	0.3677	0.3741	0.3805	0.38688	0.3932	0.3996
WeG2 [\$/KWh]	0.6243	0.6495	0.6711	0.6927	0.7143	0.7359	0.7576
CO ₂ [\$/Ton]	165.762	169.4841	170.7065	171.9289	173.1513	174.3737	175.5961



Combust y MEA	80%	100%	120%	140%	160%	180%	200%
WeG1 [\$/KWh]	0.3014	0.3677	0.4341	0.5004	0.5668	0.6331	0.6995
WeG2 [\$/KWh]	0.5441	0.6495	0.7549	0.8603	0.9658	1.0712	1.1766
CO ₂ [\$/Ton]	138.8088	169.4841	200.1593	230.8346	261.5099	292.1851	322.8604



De igual manera que en el caso base podemos observar en el análisis de sensibilidad que el precio del KWh se incrementa en mayor medida con una variación en el precio del combustible.

También podemos observar que debido al incremento de equipos el precio del KWh es mayor comparado con el caso base.

5.10 ANÁLISIS ECONÓMICO CONSIDERANDO BONOS DE CARBONO

En este apartado se realiza un análisis de factibilidad económica considerando el ingreso que podría darse al comercializar el CO₂ capturado, se toma como inversión el incremento en la inversión de la planta (costo del equipo de secuestro de CO₂) con respecto al caso base, los costos incrementales de operación y mantenimiento así como los costos incrementales en combustible serán comparados con los ingresos por venta de bonos de carbono.

El proyecto será factible si la relación beneficio costo es mayor que uno, la Tasa Interna de Retorno (TIR) es mayor que la Tasa de Retorno Mínima Aceptable (TREMA) la cual se considero del 15%, además el período de recuperación de la inversión debe ser menor a la vida económica del proyecto, además el valor presente neto (VPN) debe ser mayor a la inversión realizada (costo equipo de captura).

Para lograr las condiciones anteriores se realizaron diversas pruebas variando el precio de los bonos de carbono (US\$/Ton CO₂) y analizando con que valor del bono de carbono se lograría que el proyecto fuese factible económicamente hablando.

De esta manera se realizó el siguiente análisis económico.

Consideraciones Económicas:

Costo Equipo de Captura Total [\$]	\$68,750,000.00
Costo Combustible, Operación y Mtto [\$/año]	\$119,951,678.61
Precio Bonos de Carbono [US\$/Ton CO ₂]	\$15.00
Precio Bonos de Carbono [\$/Ton CO ₂]	\$165.00
Toneladas de CO ₂ capturadas [Ton CO ₂ /año]	796649.701
Ingreso Anual por Bonos de Carbono [\$/año]	\$131,447,200.66

So - Inversión Inicial [\$]	-\$68,750,000.00
St - Flujo de efectivo del período t [\$]	\$11,495,522.06
i - TREMA (bancario) [porcentaje]	0.15
t - Vida económica del proyecto [años]	25
Valor Presente Neto [VPN] [\$]	\$74,308,768.40

Análisis año por año

AÑO	0	1	2	3	4	5	6	7
So [MM\$]	-\$68.75							
St [MM\$]		\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50
VP St [MM\$]		\$10.00	\$8.69	\$7.56	\$6.57	\$5.72	\$4.97	\$4.32
SAD [MM\$]	-\$68.75	-\$58.75	-\$50.06	-\$42.50	-\$35.93	-\$30.22	-\$25.25	-\$20.92
St [MM\$]	-\$68.75	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50
VP Ingr.[MM\$]		\$114.30	\$99.39	\$86.43	\$75.16	\$65.35	\$56.83	\$49.42
VP Costos[MM\$]		\$104.31	\$90.70	\$78.87	\$68.58	\$59.64	\$51.86	\$45.09

AÑO	8	9	10	11	12	13	14	15
So [MM\$]								
St [MM\$]	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50
VP St [MM\$]	\$3.76	\$3.27	\$2.84	\$2.47	\$2.15	\$1.87	\$1.62	\$1.41
SAD [MM\$]	-\$17.17	-\$13.90	-\$11.06	-\$8.59	-\$6.44	-\$4.57	-\$2.94	-\$1.53
St [MM\$]	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50
VP Ingr.[MM\$]	\$42.97	\$37.37	\$32.49	\$28.25	\$24.57	\$21.36	\$18.58	\$16.15
VP Costos[MM\$]	\$39.21	\$34.10	\$29.65	\$25.78	\$22.42	\$19.50	\$16.95	\$14.74

AÑO	16	17	18	19	20	21	22	23
So [MM\$]								
St [MM\$]	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50
VP St [MM\$]	\$1.23	\$1.07	\$0.93	\$0.81	\$0.70	\$0.61	\$0.53	\$0.46
SAD [MM\$]	-\$0.30	\$0.77	\$1.69	\$2.50	\$3.20	\$3.82	\$4.35	\$4.81
St [MM\$]	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50	\$11.50
VP Ingr.[MM\$]	\$14.05	\$12.21	\$10.62	\$9.24	\$8.03	\$6.98	\$6.07	\$5.28
VP Costos[MM\$]	\$12.82	\$11.15	\$9.69	\$8.43	\$7.33	\$6.37	\$5.54	\$4.82

AÑO	24	25	TOTALES
So [MM\$]			
St [MM\$]	\$11.50	\$11.50	
VP St [MM\$]	\$0.40	\$0.35	
SAD [MM\$]	\$5.21	\$5.56	
St [MM\$]	\$11.50	\$11.50	
VP Ingr.[MM\$]	\$4.59	\$3.99	\$849.69
VP Costos[MM\$]	\$4.19	\$3.64	\$775.39

Relación Beneficio - Costo

R= B/C = 1.01

Tasa Interna de Retorno

TIR = 16%

Período de Recuperación

PR (años) 16.28

ANEXO 5.

MEMORIA DE CÁLCULO DEL CASO DE CAPTURA EN PRECOMBUSTIÓN

Las propiedades de los gases usados en este caso son las siguientes:

GAS	PM kg/kmol	Cp kJ/kgK	Cp kJ/kmolK	bqj kJ/kmol ^[10]	hd kJ/kmol ^[10]
CH ₄	0.8924	16.0430	2.2537	836510	802320
C ₂ H ₆	0.0739	30.0700	1.7662	1504360	1428780
C ₃ H ₈	0.0120	44.0970	1.6794	2163190	2045380
C ₄ H ₁₀	0.0024	58.1240	1.7164	2818930	2658830
C ₅ H ₁₂	0.0011	72.1140	2.6482	3477050	3274290
H ₂	0.0000	2.0160	14.3070	238490	242000
CO	0.0000	28.0100	1.0400	275430	283150
O ₂	0.0000	31.9980	0.9180	3970	0
CO ₂	0.0182	44.0090	0.8460	20140	0
N ₂	0.0000	28.0140	1.0390	720	0
H ₂ O	0.0000	18.0150	1.8723	11710	0

Los datos de temperatura y presión que se consideran para los flujos de materia son los siguientes: ^[17].

Flujo	T °C	P Bar	Flujo	T °C	P Bar
1	257.700	16.400	23	613.400	1.020
2	500.000	16.100	24	83.000	1.020
3	439.900	15.610	25	501.000	111.100
4	598.400	15.140	26	310.981	29.170
5	27.722	1.014	27	501.000	26.620
6	377.200	15.600	28	261.766	4.240
7	377.200	15.600	29	274.500	4.240
8	1251.000	15.440	30	43.807	0.090
9	598.400	15.130	31	43.807	0.090
10	900.200	14.220	32	15.000	3.450
11	350.500	13.800	33	434.607	17.000
12	429.200	13.380	34	91.500	122.000
13	327.300	12.980	35	145.000	121.500
14	200.700	12.590	36	145.000	121.500
15	236.800	12.220	37	145.000	121.500
16	129.700	11.850	38	325.300	121.000
17	30.000	11.750	39	325.300	121.000
18	30.000	1.014	40	325.300	121.000
19	30.000	1.014	41	30.000	1.014
20	110.000	2.400	42	30.000	1.014
21	200.000	2.300	43	529.888	1.020
22	257.700	16.400			

El flujo másico de combustible será el combustible total utilizado en el caso anterior (captura por aminas), de esta manera y considerando que en el mezclador el ratio carbón – agua es de 1.7 obtenemos las propiedades de los flujos 2 y 3 obteniendo la siguiente composición molar de los flujos:

$$m_2 = m_3 = m_4 = m_5$$

$$m_2 = m_1 + m_{33} = 30.3182 \text{ kg/s}$$

Flujo	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	H ₂ O	O ₂	N ₂
2,3	0	0	0.674	33.052	2.737	0.444	0.089	0.041	62.963	0

Con la composición molar y las propiedades de los flujos 2 y 3 podemos calcular su exergía física y química para estos flujos, la entalpía se calculará usando la fórmula $h_i = C_p \cdot T_i$

EXERGÍA FÍSICA

b_{gas ideal} = $C_p(T - T_0) - T_0(C_p \ln(T/T_0) - R \ln(P/P_0))$

$C_{p,m}[\text{kJ/kmolK}] = \sum x_i C_{p,m_i}$

$C_p [\text{kJ/kgK}] = C_{p,m_i} / PM$

FLUJO	T K	P bares	ln (T/T ₀)	ln (P/P ₀)	R [kJ/kgK]	C _p [kJ/kgK]	bf [kJ/kg]
2	530.8500	16.4000	0.5678	2.7839	0.4608	1.9614	501.9852
3	773.1500	16.1000	0.9438	2.7654	0.4608	1.9614	752.7889

EXERGÍA QUÍMICA

La exergía química de una mezcla de gases ideales se puede calcular con la siguiente ecuación.

$b_{qm} = \sum x_i b_{q_i} + R T_0 \sum x_i \ln x_i$

b_{q_i} - Exergía molar química del gas i-esimo x_i - Fracción Molar del gas i-esimo

R - Constante universal de los gases b_{qm} - Exergía molar química de la mezcla

Para realizar estas fórmulas necesitamos ocupar los siguientes valores que son constantes y necesarios para aplicar la fórmula anterior y para encontrar la energía química contenida en el compuesto. ^[10]

GAS	C _p kJ/kgK	b _{q_i} kJ/kmol ^[10]	h _d kJ/kmol ^[10]
CH ₄	16.0430	836510	802320
C ₂ H ₆	30.0700	1504360	1428780
C ₃ H ₈	44.0970	2163190	2045380
C ₄ H ₁₀	58.1240	2818930	2658830
C ₅ H ₁₂	72.1140	3477050	3274290
H ₂	2.0160	238490	242000
CO	28.0100	275430	283150
O ₂	31.9980	3970	0
CO ₂	44.0090	20140	0
N ₂	28.0140	720	0
H ₂ O	18.0150	11710	0

GAS	x _i	ln x _i	x _i *b _{q_i}	x _i *lnx _i	h kJ/kmol	h _i * x _i
CO ₂	0.0067	-4.9996	135.7585	-0.0337	19,764.4023	133.2267
CH ₄	0.3305	-1.1071	276,482.0459	-0.3659	821,513.4705	271,525.4152
C ₂ H ₆	0.0274	-3.5983	41,174.8904	-0.0985	1,456,973.2492	39,877.8975

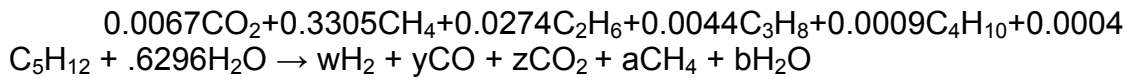
C_3H_8	0.0044	-5.4161	9,614.1778	-0.0241	2,084,692.8940	9,265.3018
C_4H_{10}	0.0009	-7.0255	2,505.7156	-0.0062	2,711,789.7372	2,410.4798
C_5H_{12}	0.0004	-7.8057	1,416.5759	-0.0032	3,375,667.9306	1,375.2721
H_2O	0.6296	-0.4626	7,372.9630	-0.2913	17,905.2968	11,273.7054
Σ	1		338,702.1270	-0.8229		335,861.2984

bq2 [kJ/kmol]	336,643.7098	bq2 [kJ/kg]	18,658.8921	b_2 [kJ/kg]	19,160.8772
bq3 [kJ/kmol]	336,643.7098	bq3 [kJ/kg]	18,658.8921	b_3 [kJ/kg]	19,411.6809

$$h_3 = h_2 + Cp \cdot \Delta T$$

h_2 [kJ/kg]	18,615.5259
h_3 [kJ/kg]	19,090.7730

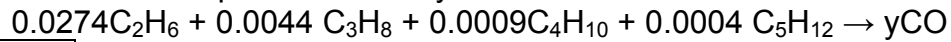
Para encontrar las propiedades de los flujos 4 y 5, primero debemos analizar la reacción en el prereformador, en el cual los hidrocarburos más pesados se convierten en H_2 y CO para conocer la composición molar en estos estados.



Como el metano y el CO_2 no sufre reacción entonces tenemos que:

a =	0.3305
z =	0.0067

Balance de Carbono para encontrar y



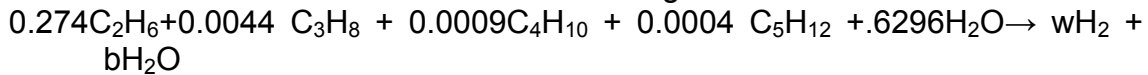
y =	0.0736
-----	--------

Encontrando b con el balance de Oxígeno



b =	0.5559
-----	--------

Encontrando w con el balance de Hidrógeno



w =	0.1804
-----	--------

Composición molar de los flujos 4 y 5

X_{CH_4}	0.2881
X_{CO_2}	0.0059
X_{CO}	0.0642
X_{H_2O}	0.4846
X_{H_2}	0.1573
TOTAL	1.0000

EXERGÍA FÍSICA

$$b_{gas \text{ ideal}} = Cp(T - T_o) - T_o(Cp \ln(T/T_o) - R \ln(P/P_o))$$

$$Cp_m [kJ/kmolK] = \sum x_i Cp_{mi}$$

$$Cp [kJ/kgK] = Cp_{mi} / PM$$

FLUJO	T K	P bares	$\ln(T/T_o)$	$\ln(P/P_o)$	R [kJ/kgK]	Cp [kJ/kgK]	bf [kJ/kg]
-------	-----	---------	--------------	--------------	------------	-------------	------------

4	713.05	15.61	0.8629	2.7345	0.5287	2.1230	758.8981
5	871.55	15.14	1.0636	2.7039	0.5287	2.1230	962.3248

EXERGÍA QUÍMICA

La exergía química de una mezcla de gases ideales se puede calcular con la siguiente ecuación.

$$b_{qm} = \sum x_i b_{qi} + R T_o \sum x_i \ln x_i$$

b_{qi} - Exergía molar química del gas i-esimo x_i - Fracción Molar del gas i-esimo

R - Constante universal de los gases b_{qm} - Exergía molar química de la mezcla

GAS	x_i	$\ln x_i$	$x_i * b_{qi}$	$x_i * \ln x_i$	h kJ/kmol	$h_i * x_i$
CH4	0.2881	-1.2445	240977.9598	-0.3585	828101.1136	238555.5665
CO2	0.0059	-5.1370	118.3253	-0.0302	26548.0024	155.9732
CO	0.0642	-2.7456	17684.4945	-0.1763	303921.4317	19513.8397
H2O	0.4846	-0.7245	5674.3111	-0.3511	24050.8089	11654.2931
H2	0.1573	-1.8498	37508.0147	-0.2909	262566.4384	41294.5861
Σ	1		301963.1054	-1.2070		311174.2586

bq4 [kJ/kmol]	298,943.8800	bq4 [kJ/kg]	19,010.5317	b_4 [kJ/kg]	19,769.4298
bq5 [kJ/kmol]	298,943.8800	bq5 [kJ/kg]	19,010.5317	b_5 [kJ/kg]	19,972.8565

$$h_5 = h_4 + C_p * \Delta T$$

h_4 [kJ/kg]	19,788.2897
h_5 [kJ/kg]	20,124.7928

Encontrando propiedades del aire atmosférico y del aire comprimido. La composición molar del aire atmosférico es la siguiente:

Flujo	H_2	CO	CO ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	H ₂ O	O ₂	N ₂
6, 7, 8, 10	0	0	0	0	0	0	0	0	21.008	78.992

Para encontrar el flujo de aire se utilizará una relación de 32.683 kg de aire por cada kg de gas natural.

$$m_6 = 32.683 * m_1 = 367.9293 \text{ kg/s}$$

El porcentaje de aire que se dirige hacia el ATR será el 12.15% del total de aire que ingresa a la planta, con lo que obtenemos:

$$m_8 = m_{10} = 0.1215 * m_6 = 44.7034 \text{ kg/s}$$

$$m_7 = m_6 - m_8 = 323.2259 \text{ kg/s}$$

$$h_6 = C_{p6} * T_6 = 304.1238 \text{ kJ/kg}$$

$$h_7 = h_8 = C_{p7} * T_7 = 657.3784 \text{ kJ/kg}$$

$$h_{10} = C_{p10} * T_{10} = 880.9689 \text{ kJ/kg}$$

Aplicando la fórmula de exergía para gas ideal obtenemos las exergías de los flujos de aire:

$$b_{gas \text{ ideal}} = C_p(T - T_o) - T_o(C_p \ln(T/T_o) - R \ln(P/P_o))$$

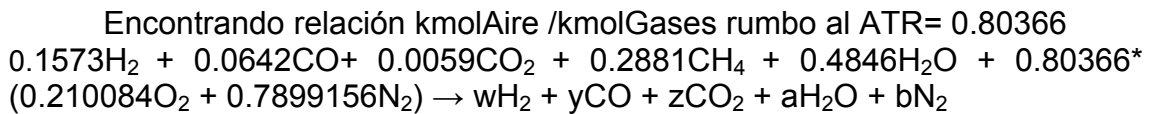
	T [K]	P [bar]	$\ln(T/T_0)$	$\ln(P/P_0)$	R [kJ/kgK]	C_p [kJ/kgK]	b [kJ/kg]
6	300.87	1.013	0	0	0.2882	1.0108	0
7	650.35	15.6	0.7708	2.7339	0.2882	1.0108	355.8653
8	650.35	15.6	0.7708	2.7339	0.2882	1.0108	355.8653
10	871.55	15.13	1.0636	2.7033	0.2882	1.0108	487.7680

Flujo másico de gases que pasan por Intercambiadores de calor y reactores de alta y baja temperatura.

$$m_{11} = m_{12} = m_{13} = m_{14} = m_{15} = m_{16} = m_{17} = m_{18}$$

$$m_{11} = m_{10} + m_5 = 75.0216 \text{ kg/s}$$

Analizando reacción en el ATR para encontrar la composición molar de los flujos 11 y 12.



El CO_2 de los gases que vienen del PRE se mantiene constante ya que el CH_4 se convertirá en CO y H_2O

$$z = 0.0059$$

Balance de Nitrógeno para encontrar b

$$b = 0.6348$$

Balance de Carbono para encontrar y

$$y = 0.3523$$

Balance de Oxígeno para encontrar a

$$a = 0.3653$$

Balance de Hidrógeno para encontrar w

$$w = 0.8527$$

Composición Molar en fracción de flujos 11 y 12

X_{H_2}	0.3857
X_{CO_2}	0.0027
X_{CO}	0.1593
$X_{\text{H}_2\text{O}}$	0.1652
X_{N_2}	0.2871
TOTAL	1

Encontrando la energía química y la exergía tanto física como química de los flujos 11 y 12

	T [K]	P [bares]	$\ln(T/T_0)$	$\ln(P/P_0)$	R [kJ/kgK]	bf [kJ/kg]
--	---------	-------------	--------------	--------------	--------------	--------------

11	1173.35	14.22	1.3609	2.6412	0.5077	1245.7363
12	623.65	13.8	0.7289	2.6113	0.5077	587.0771

EXERGÍA Y ENERGÍA QUÍMICA

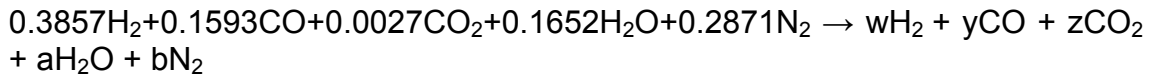
	xi	ln xi	xi*bqi	xi*lnxi	hi kJ/kmol	hi * xi
H2	0.3857	-0.9528	91,973.6918	-0.3675	275,842.8308	106,378.8147
CO2	0.0027	-5.9305	53.5172	-0.0158	43,685.7143	116.0843
CO	0.1593	-1.8368	43,885.2053	-0.2927	317,330.1548	50,561.3005
H2O	0.1652	-1.8004	1,934.9023	-0.2975	39,576.4906	6,539.4229
N2	0.2871	-1.2478	206.7294	-0.3583	34,152.1657	9,805.9126
SUMAS	1		138,054.0460	-1.3316		173,401.5349

h11 [kJ/kg]	10,587.7585
h12 [kJ/kg]	9,587.7408

bq11 [kJ/kmol]	134,722.97	bq11 [kJ/kg]	8,226.0761	b11 [kJ/kg]	9,471.8124
bq12 [kJ/kmol]	134,722.97	bq12 [kJ/kg]	8,226.0761	b12 [kJ/kg]	8,813.1531

Reacción HTS en el que aprox. del 60 al 70% del CO que se formo en la reformación del combustible se convertirá en CO₂ (Flujos 13, 14 y 15)

% CO a CO ₂	70
------------------------	----



El N₂ se mantendrá constante

b =	0.28712
-----	---------

Con el porcentaje de CO a CO₂ podemos obtener z, y

z =	0.1141
y =	0.0478

Balance de O₂ para encontrar a

a =	0.0537
-----	--------

Balance de H₂ para encontrar w

w =	0.4971
-----	--------

Composición Molar en fracción de flujos 13, 14 y 15

X _{H2}	0.4972
X _{CO2}	0.1142
X _{CO}	0.0478
X _{H2O}	0.0537
X _{N2}	0.2871
TOTAL	1.0000

Encontrando la energía química y la exergía tanto física como química de los flujos 13, 14 y 15

	T K	P bar	ln (T/To)	ln (P/Po)	R [kJ/kgK]	bf [kJ/kg]
--	-----	-------	-----------	-----------	------------	------------

13	702.35	13.38	0.8478	2.5804	0.5077	663.6854
14	600.45	12.98	0.6910	2.5500	0.5077	558.2717
15	473.85	12.59	0.4542	2.5195	0.5077	451.6937
			AER	300.8722	1.0135	

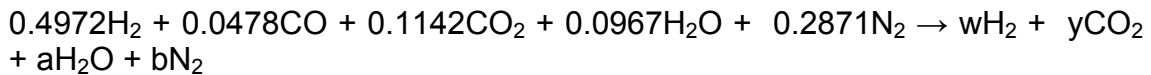
	x_i	$\ln x_i$	$x_i \cdot b_{qi}$	$x_i \cdot \ln x_i$	h_i kJ/kmol	$h_i \cdot x_i$
H2	0.4972	-0.6988	118,573.2918	-0.3474	262,257.8192	130,390.2593
CO2	0.1142	-2.1699	2,299.7999	-0.2478	26,149.6241	2,986.0428
CO	0.0478	-3.0407	13,165.5616	-0.1453	303,609.7364	14,512.5538
H2O	0.0537	-2.9243	628.8462	-0.1570	23,689.9034	1,272.1866
N2	0.2871	-1.2478	206.7294	-0.3583	20,442.9826	5,869.6746
SUMAS	1.0000		134,874.2288	-1.2559		155,030.7171

bq13 [kJ/kmol]	131732.6643	bq13 [kJ/kg]	8043.4907	b13 [kJ/kg]	8707.1761
bq14 [kJ/kmol]	131732.6643	bq14 [kJ/kg]	8043.4907	b14 [kJ/kg]	8601.7624
bq15 [kJ/kmol]	131732.6643	bq15 [kJ/kg]	8043.4907	b15 [kJ/kg]	8495.1844

h_{13} [kJ/kg]	9466.0511
h_{14} [kJ/kg]	9278.4432
h_{15} [kJ/kg]	9045.3601

Reacción LTS en el que el CO restante que se formo en la reformación del combustible se convertirá en CO₂ (Flujos 16, 17 y 18)

% CO a CO ₂	30
------------------------	----



El N₂ se mantendrá constante

b =	0.2871
-----	--------

Con el porcentaje de CO a CO₂ podemos obtener y

y =	0.1620
-----	--------

Balance de O₂ para encontrar a

a =	0.0059
-----	--------

Balance de H₂ para encontrar w

w =	0.5450
-----	--------

X _{H2}	0.5450
X _{CO2}	0.1620
X _{H2O}	0.0059
X _{N2}	0.2871
TOTAL	1.0000

Encontrando la energía química y la exergía tanto física como química de los flujos 16, 17 y 18

	T K	P bares	$\ln (T/T_o)$	$\ln (P/P_o)$	R [kJ/kgK]	bf [kJ/kg]
16	509.95	12.22	0.5276	2.4897	0.5077	473.4029

17	402.85	11.85	0.2919	2.4589	0.5077	401.7742
18	303.15	11.75	0.0075	2.4504	0.5077	374.2924

	x_i	$\ln x_i$	$x_i \cdot b_{qi}$	$x_i \cdot \ln x_i$	h_i kJ/kmol	$h_i \cdot x_i$
H2	0.5450	-0.6070	129,973.1204	-0.3308	256,708.4430	139,901.8716
CO2	0.1620	-1.8202	3,262.4924	-0.2949	18,986.2616	3,075.5975
H2O	0.0059	-5.1325	69.1079	-0.0303	17,200.3506	101.5098
N2	0.2871	-1.2478	206.7294	-0.3583	14,842.8831	4,261.7507
Σ	1.0000		133,511.4501	-1.0142		147,340.7296

bq16 [kJ/kmol]	130,974.3546	bq16 [kJ/kg]	7,997.1889	b16 [kJ/kg]	8,470.5918
bq17 [kJ/kmol]	130,974.3546	bq17 [kJ/kg]	7,997.1889	b17 [kJ/kg]	8,398.9631
bq18 [kJ/kmol]	130,974.3546	bq18 [kJ/kg]	7,997.1889	b18 [kJ/kg]	8,371.4813

h_{16} [kJ/kg]	8,996.5066
h_{17} [kJ/kg]	8,798.3201
h_{18} [kJ/kg]	8,613.8272

Encontrando composición y propiedades del flujo 19

	% Molar 18	%18 sin H2O	% Molar 19
H2	0.5450	0.5450	0.5482
CO2	0.1620	0.1620	0.1630
H2O	0.0059	0.0000	0.0000
N2	0.2871	0.2871	0.2888
TOTAL	1.0000	0.9941	1.0000

$$m_{41} \sim = m_{H_2O} \sim = 0.027 \text{ kmol/s} \quad \rightarrow \quad m_{41} = m_{H_2O} = 0.487 \text{ kg/s}$$

$$m_{19} \sim = m_{18} \sim - m_{41} \sim = m_{18} \sim - m_{H_2O} \sim = 4.5537 \text{ kmol/s}$$

$$m_{19} = 74.5345 \text{ kg/s}$$

	T K	P bares	$\ln(T/T_0)$	$\ln(P/P_0)$	R [kJ/kgK]	bf [kJ/kg]
19	303.15	1.0135	0.0075	0.0000	0.5080	0.0159

	x_i	$\ln x_i$	$x_i \cdot b_{qi}$	$x_i \cdot \ln x_i$	h kJ/kmol	$h_i \cdot x_i$
H2	0.5482	-0.6011	130,744.7249	-0.3295	250,743.7288	137,462.4505
CO2	0.1630	-1.8143	3,281.8607	-0.2956	11,286.7638	1,839.2049
N2	0.2888	-1.2419	207.9567	-0.3587	8,823.6494	2,548.5235
SUMAS	1		134,234.5422	-0.9839		141,850.1789

bq19[kJ/kmol]	131,773.4115	bq19[kJ/kg]	8,050.7572	b19 [kJ/kg]	8050.7731
		h_{19} [kJ/kg]	8666.4019		

Encontrando composición y propiedades de los flujos 20, 21 y 22

	% Molar 19	%19 sin CO2	% Molar 20
H2	0.5482	0.5482	0.6486
CO2	0.1630	0.0081	0.0096
N2	0.2888	0.2888	0.3417
TOTAL	1.0000	0.8452	1.0000

$$m_{42} \sim = m_{CO_2} \sim = 0.7049 \text{ kmol/s} \quad \rightarrow \quad m_{42} = 31.0236 \text{ kg/s}$$

$$m_{20} = m_{21} = m_{22}$$

$$m_{20} = m_{19} - m_{42} = 43.5109 \text{ kg/s}$$

	<i>T K</i>	<i>P bares</i>	<i>ln (T/To)</i>	<i>ln (P/Po)</i>	<i>R [kJ/kgK]</i>	<i>bf [kJ/kg]</i>
20	303.15	1.0135	0.0075	0.0000	0.7354	0.0221
21	383.15	2.4	0.2417	0.8621	0.7354	215.2447
22	473.15	2.3	0.4527	0.8195	0.7354	273.8912

	<i>xi</i>	<i>ln xi</i>	<i>xi*bqi</i>	<i>xi*lnxi</i>	<i>h kJ/kmol</i>	<i>hi * xi</i>
H2	0.6486	-0.4329	154,691.7409	-0.2808	250,743.7288	162,639.8756
CO2	0.0096	-4.6418	194.1481	-0.0447	11,286.7638	108.8035
N2	0.3417	-1.0737	246.0457	-0.3669	8,823.6494	3,015.3074
SUMAS	1.0000		155,131.9348	-0.6925		165,655.1830

bq20[kJ/kmol]	153,399.7569	bq20[kJ/kg]	13,569.0626	b20[kJ/kg]	13,569.0846
bq21[kJ/kmol]	153,399.7569	bq21[kJ/kg]	13,569.0626	b21[kJ/kg]	13,784.3073
bq22[kJ/kmol]	153,399.7569	bq22[kJ/kg]	13,569.0626	b22[kJ/kg]	13,842.9538

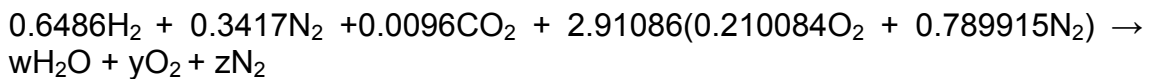
<i>h20[kJ/kg]</i>	14,653.1232
<i>h21[kJ/kg]</i>	14,858.4383
<i>h22[kJ/kg]</i>	15,089.4178

Analizando la reacción en la cámara de combustión para obtener los componentes molares de los gases producto de combustión (Flujos 9, 23, 24, 43)

$$m_9 = m_{23} = m_{24} = m_{43}$$

$$m_9 = m_7 + m_{22} = 366.7368 \text{ kg/s}$$

Relación Aire/Combust [kmolA/kmolC] = 2.91086



Balance de N₂ para encontrar z

$$z = 2.64106$$

Balance de H₂ para encontrar w

$$w = 0.64862$$

Balance de O₂ para encontrar y

$$y = 0.28721$$

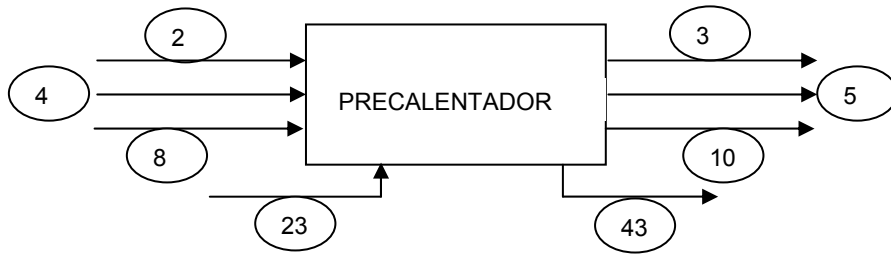
Kmoles de GPC por cada kmol de Combustible= 3.5769

Kmol /s de GPC = 13.7667

Composición molar de GPC

H ₂ O	0.1813
O ₂	0.0803
N ₂	0.7384
TOTAL	1.0000

Realizando balance de energía en el precalentador para encontrar la temperatura del flujo 43



Energía cedida por GPC = Energía ganada por GN y gases Preref

$$m_{23}C_p(T_{23} - T_{43}) = m_2(h_3 - h_2) + m_4(h_5 - h_4) + m_8(h_{10} - h_8)$$

$$T_{43} = T_{23} - (m_2(h_3 - h_2) + m_4(h_5 - h_4) + m_8(h_{10} - h_8)) / m_{23} * C_p$$

$T_{43} [K] =$	803.038
----------------	----------------

Encontrando exergía de los flujos de GPC

	T K	P bares	$\ln(T/T_0)$	$\ln(P/P_0)$	R [kJ/kgK]	b [kJ/kg]
9	1524.15	15.44	1.6225	2.7236	0.3135	1087.5127
23	886.55	1.02	1.0807	0.0064	0.3135	294.9955
24	356.15	1.02	0.1687	0.0064	0.3135	5.7228
43	796.886	1.02	0.9817	0.0064	0.3135	234.2675

$$h_9 = C_{p9} * T_9 = \mathbf{1722.1722 \text{ kJ/kg}}$$

$$h_{23} = C_{p23} * T_{23} = \mathbf{1001.7333 \text{ kJ/kg}}$$

$$h_{24} = C_{p24} * T_{24} = \mathbf{402.4221 \text{ kJ/kg}}$$

$$h_{43} = C_{p43} * T_{43} = \mathbf{907.3712 \text{ kJ/kg}}$$

Encontrando propiedades del CO₂ o flujo 42

$$h_{42} = C_{p42} * T_{42} = \mathbf{256.4649 \text{ kJ/kg}}$$

	T K	P bares	$\ln(T/T_0)$	$\ln(P/P_0)$	R [kJ/kgK]	bf [kJ/kg]
CO2	303.15	1.01352	0.0075	0.0000	0.1889	3.8505

Los flujos 25 hasta el 41 son solamente agua por lo que con ayuda del TPX podemos obtener sus propiedades, se consideró la exergía química de los flujos de vapor debido a que se mezclará con el gas natural para descarboxar el combustible:

Flujo	T °C	P bar	h kJ/kg	b_f kJ/kg	b_Q kJ/kg	b_T kJ/kg
25	501.0000	111.1000	3,362.2894	1,400.9795	650.0139	2,050.9934
26	310.9812	29.1700	3,023.4866	1,042.5319	650.0139	1,692.5458
27	501.0000	26.6200	3,462.4879	1,273.1096	650.0139	1,923.1235
28	261.7658	4.2400	2,987.5683	767.7756	650.0139	1,417.7895
29	274.5000	4.2400	3,013.7515	779.4042	650.0139	1,429.4181
30	43.8066	0.0900	2,412.5345	114.7757	650.0139	764.7896
31	43.8066	0.0900	183.4411	1.6418	650.0139	651.6557

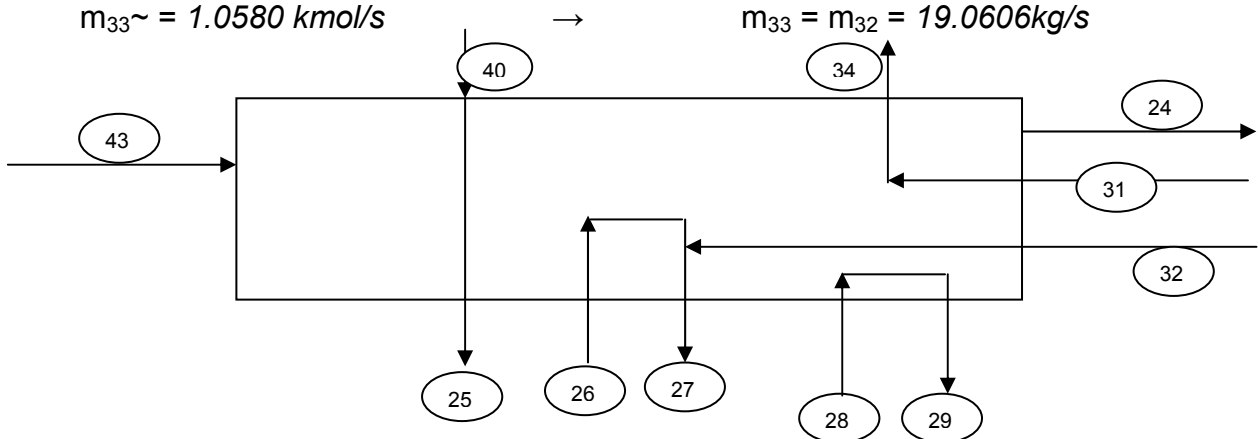
32	15.0000	3.4500	63.3128	1.4034	650.0139	651.4173
33	434.6070	17.0000	3,327.9174	1,132.1520	650.0139	1,782.1659
34	91.5000	122.0000	392.5775	36.8193	650.0139	686.8332
35	145.0000	121.5000	618.1204	88.7150	650.0139	738.7289
36	145.0000	121.5000	618.1204	501.7891	650.0139	738.7289
37	145.0000	121.5000	618.1204	88.7150	650.0139	738.7289
38	325.3000	121.0000	1,494.7250	446.7860	650.0139	1,096.7998
39	325.3000	121.0000	1,494.7250	446.7860	650.0139	1,096.7998
40	325.3000	121.0000	1,494.7250	446.7860	650.0139	1,096.7998
41	30.0000	1.0135	125.8603	0.0359	0.0000	0.0359

Balance de masa y energía en el HRSG para obtener los flujos de vapor:

El flujo molar de vapor que se mezclara con el gas natural es 1.7 veces mayor que la cantidad de gas natural con lo que:

$$m_{33} \sim = 1.0580 \text{ kmol/s}$$

$$m_{33} = m_{32} = 19.0606 \text{ kg/s}$$



$$m_{34} = m_{40} = m_{25} = m_{26} = m_{28} = m_{29} = m_{31}$$

$$m_{27} = m_{26} + m_{32} \quad m_{33} = m_{32} = 19.0606 \text{ kg/s}$$

$$E_{43} - E_{24} - m_{32} \cdot (h_{28} - h_{32}) = m_{25}(h_{25} + h_{27} + h_{29} + h_{34} - h_{40} - h_{26} - h_{28} - h_{31})$$

$m_{25} \text{ [kg/s]} =$	47.3637
---------------------------	----------------

La tabla siguiente nos muestra los flujos máxicos calculados.

#	kmol/s	kg/s	kg/kmol	Flujo	kmol/s	kg/s	kg/kmol
1	0.6224	11.2575	18.0879	23	13.7668	366.7368	26.5207
2	1.6804	30.3182	18.0420	24	13.7668	366.7368	26.5207
3	1.6804	30.3182	18.0420	25	2.6291	47.3637	18.0150
4	1.9280	30.3182	15.7252	26	2.6291	47.3637	18.0150
5	1.9280	30.3182	15.7252	27	3.6872	66.4243	18.0150
6	12.7528	367.9293	28.8510	28	2.6291	47.3637	18.0150
7	11.2033	323.2259	28.8510	29	2.6291	47.3637	18.0150
8	1.5495	44.7034	28.8510	30	2.6291	47.3637	18.0150
9	13.7668	366.7368	26.5207	31	2.6291	47.3637	18.0150

10	1.5495	44.7034	28.8510	32	1.0580	19.0606	18.0150
11	4.5808	75.0216	16.3775	33	1.0580	19.0606	18.0150
12	4.5808	75.0216	16.3775	34	2.6291	47.3637	18.0150
13	4.5808	75.0216	16.3775	35	2.6291	47.3637	18.0150
14	4.5808	75.0216	16.3775	36	0.3944	7.1045	18.0150
15	4.5808	75.0216	16.3775	37	2.2348	40.2591	18.0150
16	4.5808	75.0216	16.3775	38	0.3944	7.1045	18.0150
17	4.5808	75.0216	16.3775	39	2.2348	40.2591	18.0150
18	4.5808	75.0216	16.3775	40	2.6291	47.3637	18.0150
19	4.5537	74.5345	16.3678	41	0.0270	0.4870	18.0150
20	3.8488	43.5109	11.3051	42	0.7049	31.0236	44.0090
21	3.8488	43.5109	11.3051	43	13.7668	366.7368	26.5207
22	3.8488	43.5109	11.3051				

Por lo que la tabla con la composición molar de los flujos es:

Flujo	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	H ₂ O	O ₂	N ₂
1	0	0	1.820	89.24 0	7.39 0	1.20 0	0.240	0	0	0
2,3	0	0	0.674	33.05 2	2.73 7	0.44 4	0.089	62.963	0	0
4,5	15.727	6.421	0.588	28.80 8	0	0	0	48.457	0	0
6, 7, 8, 10	0	0	0	0	0	0	0	0	21.00 8	78.99 2
9, 23, 24,43	0	0	0	0	0	0	0	18.134	8.030	73.83 7
11, 12	38.565	15.933	0.266	0	0	0	0	16.524	0	28.71 2
13, 14, 15	49.718	4.780	11.41 9	0	0	0	0	5.370	0	28.71 2
16, 17, 18	54.498	0.000	16.19 9	0	0	0	0	0.590	0	28.71 2
19	54.822	0.000	16.29 5	0	0	0	0	0	0	28.88 3
20, 21, 22	64.863	0.000	0.964	0	0	0	0	0	0	34.17 3
25 - 35	0	0	0	0	0	0	0	100.00 0	0	0
36 - 41	0	0	0	0	0	0	0	100.00 0	0	0
42	0	0	100	0	0	0	0	0	0	0

Con la composición molar y el peso molecular podemos obtener el Cp molar y el Cp específico para cada flujo

Flujo	Cp kJ/kmolK	Cp kJ/kgK	Flujo	Cp kJ/kmolK	Cp kJ/kgK
1	-	-	23	29.9663	1.1299
2	35.3876	1.9614	24	29.9663	1.1299
3	35.3876	1.9614	25	-	-
4	33.3853	2.1230	26	-	-
5	33.3853	2.1230	27	-	-
6	29.1628	1.0108	28		
7	29.1628	1.0108	29	-	-
8	29.1628	1.0108	30	-	-

9	29.9663	1.1299	31	-	-
10	29.1628	1.0108	32	-	-
11	29.7941	1.8192	33	-	-
12	29.7941	1.8192	34	-	-
13	30.1527	1.8411	35	-	-
14	30.1527	1.8411	36	-	-
15	30.1527	1.8411	37	-	-
16	30.3063	1.8505	38	-	-
17	30.3063	1.8505	39	-	-
18	30.3063	1.8505	40	-	-
19	30.2860	1.8503	41	-	-
20	29.0139	2.5664	42	37.2316	0.8460
21	29.0139	2.5664	43	29.9663	1.1299
22	29.0139	2.5664			

Por lo que multiplicando la energía y exergía por unidad de masa por su flujo másico obtenemos la energía total en kW para cada flujo.

Flujo	E kW	B kW	Flujo	E kW	B kW
1	593,700.7005	549,129.4171	23	367,372.4653	108,185.6946
2	564,388.4166	580,922.4620	24	147,582.9942	2,098.7735
3	578,797.0325	588,526.3675	25	159,250.3130	97,142.5407
4	599,944.4513	599,372.6532	26	143,203.3738	80,165.1542
5	610,146.6043	605,540.1744	27	229,993.3267	127,742.1280
6	111,896.0368	0.0000	28	141,502.1524	67,151.6899
7	212,481.6945	115,024.8685	29	142,742.2857	67,702.4653
8	29,387.0528	15,908.3910	30	114,266.4510	36,223.2316
9	631,583.9411	398,830.9348	31	8,688.4387	30,864.7943
10	39,382.3109	21,804.8933	32	1,206.7829	12,416.4327
11	794,310.1972	710,590.1806	33	63,432.2458	33,969.2288
12	719,287.3117	661,176.5315	34	18,593.9070	32,530.9288
13	710,157.9551	653,225.9642	35	29,276.4424	34,988.9003
14	696,083.3157	645,317.6687	36	4,391.4664	5,248.3350
15	678,597.0612	637,322.0183	37	24,884.9761	29,740.5652
16	674,931.9954	635,477.0434	38	10,619.3461	7,792.2673
17	660,063.7359	630,103.3469	39	60,176.2945	44,156.1812
18	646,222.7884	628,041.6211	40	70,795.6405	51,948.4485
19	645,946.3648	600,060.7468	41	61.2958	0.0175
20	637,571.1360	590,403.5991	42	7,956.4674	119.4560
21	646,504.5872	599,768.1386	43	332,766.4383	85,914.5163
22	656,554.7198	602,319.9033			

Realizando balances de energía para encontrar los trabajos obtenidos en las turbinas, los flujos de energía tirados hacia el medio ambiente, etc.

Balace de Energía en Compresor de Aire

η_{CA} [%] 97



$$E_{44} = W_{CA} = (E_7 + E_8 - E_6) / \eta_{CA}$$

$$E_{44} = 133,952.4852 \text{ KW}$$

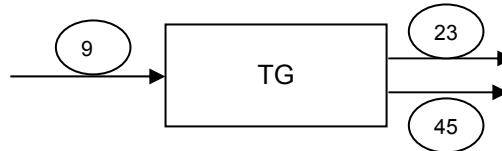
$$E_{53} = Q_{SCA} = E_{44} + E_6 - E_7 - E_8 = 4,019.7745 \text{ KW}$$

Balance de Energía en Turbina de Gas

$$\eta_{TG} [\%] \quad 95$$

$$E_{45} = W_{TG} = E_9 - E_{23} * \eta_{TG}$$

$$W_{bTG} [\text{KW}] = 251,000.902 \text{ KW}$$



$$E_{46} = W_{nTG} = W_{bTG} - W_{CA}$$

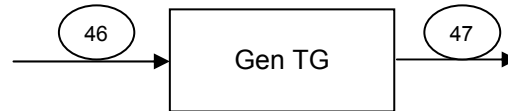
$$W_{nTG} [\text{KW}] = 117,008.4168 \text{ KW}$$

$$E_{54} = Q_{STG} = E_9 - E_{23} - W_{TG}$$

$$E_{54} = Q_{STG} [\text{KW}] = 1,3210.573 \text{ KW}$$

Balance de Energía en el Generador Eléctrico de la Turbina de Gas

$$\eta_{GTG} [\%] \quad 98$$

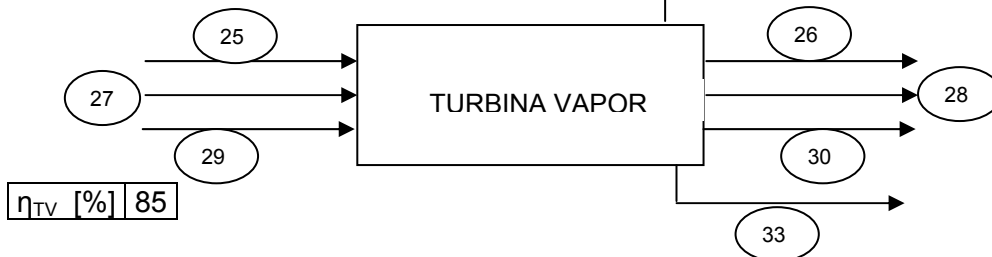


$$W_{elG1} = E_{47}$$

$$W_{elG1} = E_{46} * \eta_{GTG} \quad E_{55} = Q_{SGTG} = E_{46} - E_{47}$$

$$W_{elG1} = 114,668.2485 \text{ KW} \quad Q_{SGTG} = 2,340.1683 \text{ KW}$$

Balance de energía en la turbina de vapor



$$\eta_{TV} [\%] \quad 85$$

$$E_{48} = W_{TV}$$

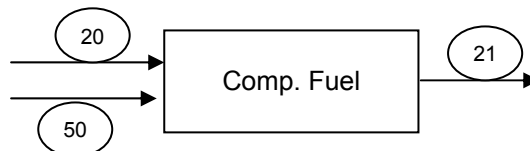
$$W_{TV} = (E_{25} - E_{26} + E_{27} - E_{28} - E_{33} + E_{29} - E_{30}) * \eta_{TV}$$

$$W_{TV} [\text{kW}] = 62,623.5322 \text{ KW}$$

$$E_{65} = Q_{STV} = E_{25} - E_{26} + E_{27} - E_{28} - E_{33} + E_{29} - E_{30} - W_{TV} = 6,958.1702 \text{ KW}$$

Balance de Energía en Compresor de Fuel

$$\eta_{CF} [\%] \quad 94$$



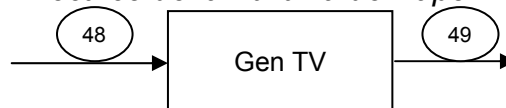
$$E_{50} = W_{CF} = (E_{21} - E_{20}) / \eta_{CF}$$

$$E_{50} = 9,503.6714 \text{ KW}$$

$$E_{70} = Q_{SCF} = E_{50} - (E_{21} - E_{20}) = 570.2203 \text{ KW}$$

Balance de Energía en el Generador Eléctrico de la Turbina de Vapor

$$\eta_{GTV} [\%] \quad 98$$



$$W_{elG2} = E_{49}$$

$$W_{elG2} = E_{48} * \eta_{GTV} - E_{50}$$

$$W_{elG2} = 5,1867.39 \text{ KW}$$

Calculando el calor que se pierde en el generador de la turbina de vapor

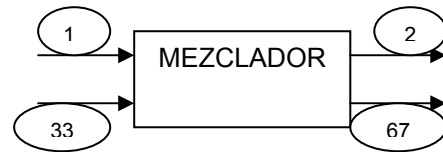
$$E_{66} = Q_{SGTV} = E_{48} - E_{49} - E_{50}$$

$$Q_{SGTV} = 1,252.4706 \text{ KW}$$

Balance de Energía en el mezclador

$$E_{66} = Q_{SMEZC} = E_1 + E_{33} - E_2$$

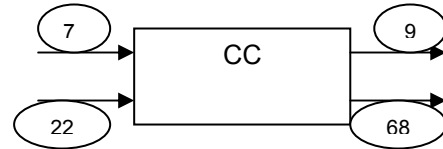
$$Q_{SMEZC} = 92,744.5297 \text{ KW}$$



Balance de Energía en la cámara de combustión

$$E_{68} = Q_{SCC} = E_7 + E_{22} - E_9$$

$$Q_{SCC} = 237,452.4733 \text{ KW}$$

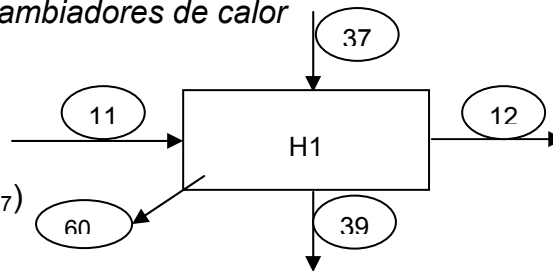


Balance de Energía en los Intercambiadores de calor

Intercambiador de calor 1

$$E_{60} = Q_{SH1} = (E_{11} - E_{12}) - (E_{39} - E_{37})$$

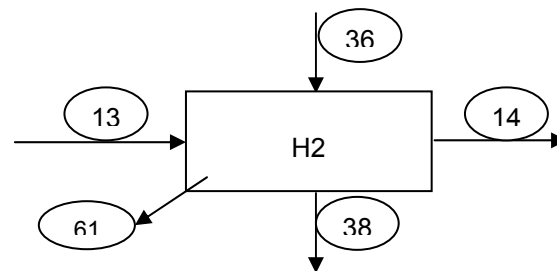
$$Q_{SH1} = 39,731.5671 \text{ KW}$$



Intercambiador de calor 2

$$E_{61} = Q_{SH2} = (E_{13} - E_{14}) - (E_{38} - E_{36})$$

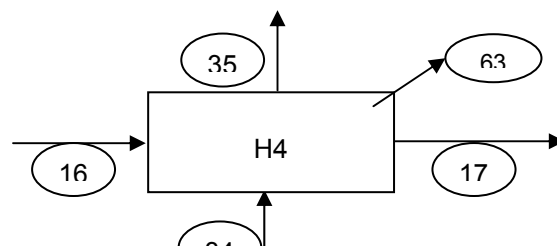
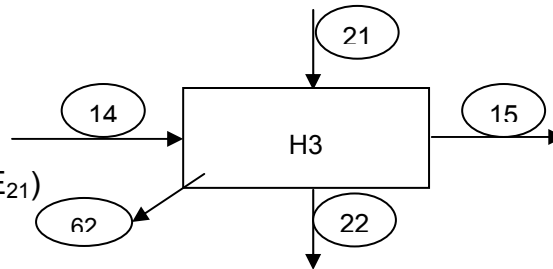
$$Q_{SH2} = 7,846.7596 \text{ KW}$$



Intercambiador de calor 3

$$E_{62} = Q_{SH3} = (E_{14} - E_{15}) - (E_{22} - E_{21})$$

$$Q_{SH3} = 7,436.1219 \text{ KW}$$



Intercambiador de calor 4

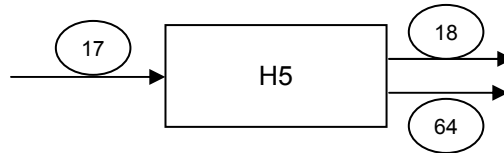
$$E_{63} = Q_{s_{H4}} = (E_{16} - E_{17}) - (E_{35} - E_{34})$$

$$Q_{s_{H4}} = 4,185.7240 \text{ KW}$$

Intercambiador de calor 5

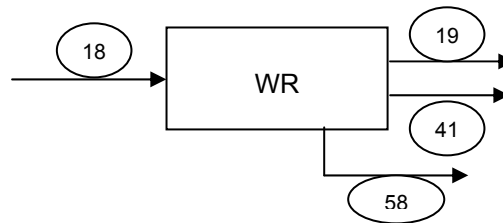
$$E_{64} = Q_{s_{H5}} = E_{17} - E_{18}$$

$$Q_{s_{H5}} = 13,840.9475 \text{ KW}$$

**Balance de energía en el removedor de agua WR**

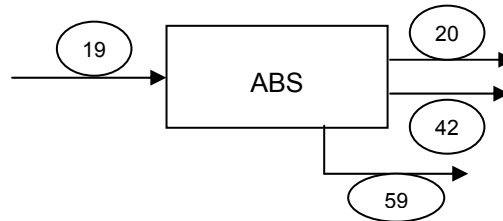
$$E_{58} = Q_{s_{WR}} = E_{18} - E_{19} - E_{41}$$

$$Q_{s_{WR}} = 215.1278 \text{ KW}$$

**Balance de energía en el absorbedor de CO₂**

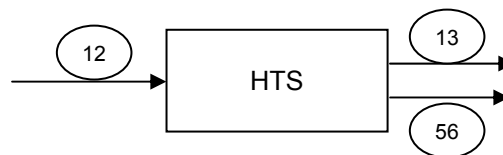
$$E_{59} = Q_{s_{ABS}} = E_{19} - E_{20} - E_{42}$$

$$Q_{s_{ABS}} = 418.7614 \text{ KW}$$

**Balance de energía en HTS**

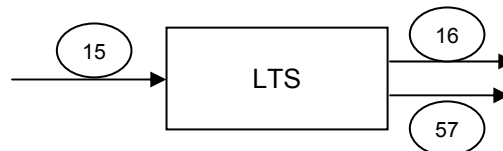
$$E_{56} = Q_{s_{HTS}} = E_{17} - E_{18}$$

$$Q_{s_{HTS}} = 9,129.3567 \text{ KW}$$

**Balance de energía en LTS**

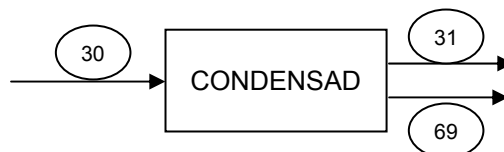
$$E_{57} = Q_{s_{HTS}} = E_{15} - E_{16}$$

$$Q_{s_{HTS}} = 3,665.0658 \text{ KW}$$

**Balance de Energía en el condensador**

$$E_{69} = Q_{s_{COND}} = E_{30} - E_{31}$$

$$Q_{s_{COND}} = 105,778.0123 \text{ KW}$$



Balance de energía y exergía en el prereformador

$$E_{PRE} = E_{51} = E_4 - E_3$$

$$E_{51} = 21,147.4188 \text{ KW}$$



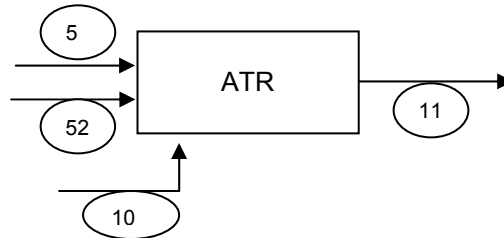
$$B_{PRE} = B_{51} = B_4 - B_3$$

$$B_{51} = 10,846.2857 \text{ KW}$$

Balance de energía y exergía en ATR

$$E_{ATR} = E_{52} = E_{11} - E_5 - E_{10}$$

$$E_{52} = 144,781.2821 \text{ KW}$$



$$B_{ATR} = B_{52} = B_{11} - B_5 - B_{10}$$

$$B_{52} = 83,245.1128 \text{ KW}$$

Una vez calculados todos nuestras propiedades, y hechos nuestros balances de energía podemos realizar nuestro análisis matricial, primero definiremos nuestros vectores de masa, energía y exergía.

Flujo	kg/s	E kW	B kW
1	11.2575	593,700.7005	549,129.4171
2	30.3182	564,388.4166	580,922.4620
3	30.3182	578,797.0325	588,526.3675
4	30.3182	599,944.4513	599,372.6532
5	30.3182	610,146.6043	605,540.1744
6	367.9293	111,896.0368	0.0000
7	323.2259	212,481.6945	115,024.8685
8	44.7034	29,387.0528	15,908.3910
9	366.7368	631,583.9411	398,830.9348
10	44.7034	39,382.3109	21,804.8933
11	75.0216	794,310.1972	710,590.1806
12	75.0216	719,287.3117	661,176.5315
13	75.0216	710,157.9551	653,225.9642
14	75.0216	696,083.3157	645,317.6687
15	75.0216	678,597.0612	637,322.0183
16	75.0216	674,931.9954	635,477.0434
17	75.0216	660,063.7359	630,103.3469
18	75.0216	646,222.7884	628,041.6211
19	74.5345	645,946.3648	600,060.7468
20	43.5109	637,571.1360	590,403.5991
21	43.5109	646,504.5872	599,768.1386
22	43.5109	656,554.7198	602,319.9033
23	366.7368	367,372.4653	108,185.6946

Flujo	kg/s	E kW	B kW
24	366.7368	147,582.9942	2,098.7735
25	47.3637	159,250.3130	97,142.5407
26	47.3637	143,203.3738	80,165.1542
27	66.4243	229,993.3267	127,742.1280
28	47.3637	141,502.1524	67,151.6899
29	47.3637	142,742.2857	67,702.4653
30	47.3637	114,266.4510	36,223.2316
31	47.3637	8,688.4387	30,864.7943
32	19.0606	1,206.7829	12,416.4327
33	19.0606	63,432.2458	33,969.2288
34	47.3637	18,593.9070	32,530.9288
35	47.3637	29,276.4424	34,988.9003
36	7.1045	4,391.4664	5,248.3350
37	40.2591	24,884.9761	29,740.5652
38	7.1045	10,619.3461	7,792.2673
39	40.2591	60,176.2945	44,156.1812
40	47.3637	70,795.6405	51,948.4485
41	0.4870	61.2958	0.0175
42	31.0236	7,956.4674	119.4560
43	366.7368	332,766.4383	85,914.5163
44	0	133,992.4852	133,992.4852
45	0	251,000.9020	251,000.9020
46	0	117,008.4168	117,008.4168
47	0	114,668.2485	114,668.2485
48	0	62,623.5322	62,623.5322
49	0	51,867.3901	51,867.3901
50	0	9,503.6715	9,503.6715
51	0	21,147.4188	10,846.2857
52	0	144,781.2821	83,245.1128
53	0	4,019.7746	0
54	0	13,210.5738	0
55	0	2,340.1683	0
56	0	9,129.3567	0
57	0	3,665.0658	0
58	0	215.1278	0
59	0	418.7614	0
60	0	39,731.5671	0
61	0	7,846.7596	0
62	0	7,436.1219	0
63	0	4,185.7240	0
64	0	13,840.9475	0
65	0	6,958.1702	0
66	0	1,252.4706	0
67	0	92,744.5297	0
68	0	237,452.4733	0
69	0	105,578.0123	0
70	0	570.2203	0

Encontrando las ecuaciones complementarias para realizar nuestra matriz cuadrada. Se tienen 24 equipos y 52 flujos de energía por lo que se requieren de 28 ecuaciones complementarias.

1. $B^*_{24} = 0$
2. $B^*_1 = B_1$
3. $B^*_6 = B_6$
4. $B^*_{32} = B_{32}$
5. $B^*_{51} = B_{51}$
6. $B^*_{52} = B_{52}$
7. $B^*_9/B_9 - B^*_{23}/B_{23} = 0$
8. $B^*_{11}/B_{11} - B^*_{12}/B_{12} = 0$
9. $B^*_{13}/B_{13} - B^*_{14}/B_{14} = 0$
10. $B^*_{14}/B_{14} - B^*_{15}/B_{15} = 0$
11. $B^*_{16}/B_{16} - B^*_{17}/B_{17} = 0$
12. $B^*_{23}/B_{23} - B^*_{43}/B_{43} = 0$
13. $B^*_{25}/B_{25} - B^*_{26}/B_{26} = 0$
14. $B^*_{27}/B_{27} - B^*_{28}/B_{28} = 0$
15. $B^*_{27}/B_{27} - B^*_{33}/B_{33} = 0$
16. $B^*_{29}/B_{29} - B^*_{30}/B_{30} = 0$
17. $B^*_{50}/B_{50} - B^*_{49}/B_{49} = 0$
18. $B^*_{45}/B_{45} - B^*_{46}/B_{46} = 0$
19. $B^*_{45}/B_{45} - B^*_{44}/B_{44} = 0$
20. $B^*_{19}/B_{19} - B^*_{41}/B_{41} = 0$
21. $B^*_{20}/B_{20} - B^*_{42}/B_{42} = 0$
22. $B^*_7/B_7 - B^*_8/B_8 = 0$
23. $B^*_{37}/B_{37} - B^*_{36}/B_{36} = 0$
24. $(B^*_3 - B^*_2)/(B_3 - B_2) - (B^*_5 - B^*_4)/(B_5 - B_4) = 0$
25. $(B^*_3 - B^*_2)/(B_3 - B_2) - (B^*_{10} - B^*_8)/(B_{10} - B_8) = 0$
26. $(B^*_{25} - B^*_{40})/(B_{25} - B_{40}) - (B^*_{34} - B^*_{31})/(B_{34} - B_{31}) = 0$
27. $(B^*_{25} - B^*_{40})/(B_{25} - B_{40}) - (B^*_{29} - B^*_{28})/(B_{29} - B_{28}) = 0$
28. $(B^*_{25} - B^*_{40})/(B_{25} - B_{40}) - (B^*_{27} - B^*_{26})/(B_{27} - B_{26}) = 0$

Los balances de masa, energía y exergía realizados a través de la matriz de incidencia nos quedarán de la siguiente manera:

<i>Equipo</i>	$A^* m = 0$	$A^* E = 0$	$A^* B = B_d$	% B_d
Mezclador	0	0	2,176.1839	0.4470
Pre calentador	0	0	2,603.2492	0.5347
Prereformador	0	0	0.0000	0.0000
Compresor Aire	0	0	3,059.2256	0.6283
Cámara Combust.	0	0	318,513.8371	65.4189
Turbina Gas	0	0	39,644.3382	8.1425
Gen. Turbina Gas	0	0	2,340.1683	0.4806
ATR	0	0	0.0000	0.0000
Intercambiador 1	0	0	34,998.0331	7.1882
HTS	0	0	7,950.5672	1.6330
Intercambiador 2	0	0	5,364.3633	1.1018
Intercambiador 3	0	0	5,443.8857	1.1181
LTS	0	0	1,844.9749	0.3789
Intercambiador 4	0	0	2,915.7250	0.5989
Intercambiador 5	0	0	2,061.7258	0.4235
Removedor Agua	0	0	27,980.8568	5.7469
Absorbedor CO2	0	0	9,537.6916	1.9589
Compresor Fuel	0	0	139.1321	0.0286

<i>Equipo</i>	A* m = 0	A*E = 0	A * B = Bd	% Bd
Unión Vapor AP	0	0	0.0000	0.0000
Div Vapor BP	0	0	0.0000	0.0000
HRSG	0	0	1,244.1996	0.2555
Turbina Vapor	0	0	12,454.2973	2.5580
Gen. TV	0	0	1,252.4706	0.2572
Condensador	0	0	5,358.4373	1.1006
PLANTA			486,883.3626	100.0000

En este apartado se puede realizar un balance de exergía total considerando a la planta de ciclo combinado como una caja negra y tomando en cuenta que la exergía suministrada es igual a la potencia eléctrica más la exergía destruída más las pérdidas hacia el ambiente.

$$B_{\text{sum}} = B_d + EE + B_L$$

$$B_{\text{sum}} = B_1 + B_{51} + B_{52} + B_{32} = \mathbf{655637.2482 \text{ KW}}$$

$$B_d + EE + B_L = EE + B_d + B_{41} + B_{\text{CO}_2} = \mathbf{655637.2482 \text{ KW}}$$

Los recursos y productos energéticos como exergéticos a través de las matrices de recurso (A_F) y producto (A_P) para nuestro caso quedarán de la siguiente manera:

<i>Equipo</i>	$Re[kW]$	$Rb[kW]$	$Pe[kW]$	$Pb[kW]$
Mezclador	657132.9463	583098.6459	564388.4166	580922.4620
Precalentador	34606.0270	22271.1783	34606.0270	19667.9290
Prereformador	599944.4513	599372.6532	599944.4513	599372.6532
Compresor Aire	133992.4852	133992.4852	129972.7106	130933.2595
Cámara Combust.	656554.7198	602319.9033	419102.2465	283806.0663
Turbina Gas	264211.4758	290645.2402	251000.9020	251000.9020
Gen. Turbina Gas	117008.4168	117008.4168	114668.2485	114668.2485
ATR	794310.1972	710590.1806	794310.1972	710590.1806
Intercambiador 1	75022.8855	49413.6491	35291.3184	14415.6160
HTS	719287.3117	661176.5315	710157.9551	653225.9642
Intercambiador 2	14074.6393	7908.2955	6227.8797	2543.9322
Intercambiador 3	17486.2545	7995.6504	10050.1326	2551.7648
LTS	678597.0612	637322.0183	674931.9954	635477.0434
Intercambiador 4	14868.2595	5373.6965	10682.5355	2457.9715
Intercambiador 5	660063.7359	630103.3469	646222.7884	628041.6211
Removedor Agua	646222.7884	628041.6211	646007.6606	600060.7643
Absorbedor CO2	645946.3648	600060.7468	645527.6034	590523.0552
Compresor Fuel	9503.6715	9503.6715	8933.4512	9364.5394
Unión Vapor AP	70795.6405	51948.4485	70795.6405	51948.4485
Div Vapor BP	29276.4424	34988.9003	29276.4424	34988.9003
HRSG	185183.4441	83815.7428	185183.4441	82571.5433
Turbina Vapor	69581.7025	75077.8295	62623.5322	62623.5322
Gen. TV	62623.5322	62623.5322	61371.0616	61371.0616
Condensador	114266.4510	36223.2316	8688.4387	30864.7943
PLANTA	593700.7005	549129.4171	166535.6386	166535.6386

Por lo que las eficiencias de primera y segunda ley de la termodinámica así como el costo exergético unitario, así como el índice δ para cada uno de los equipos nos quedara de la siguiente manera:

Equipo	$\eta_I = P_e/R_e$	$\eta_{II} = P_b/R_b$	$k = 1 / \eta_{II}$	$\delta = li/R_{tot} [\%]$
Mezclador	0.8589	0.9963	1.0037	106.1860
Precaentador	1.0000	0.8831	1.1324	4.0557
Prereformador	1.0000	1.0000	1.0000	109.1496
Compresor Aire	0.9700	0.9772	1.0234	24.4009
Cámara Combust.	0.6383	0.4712	2.1223	109.6863
Turbina Gas	0.9500	0.8636	1.1579	52.9284
Gen. Turbina Gas	0.9800	0.9800	1.0204	21.3080
ATR	1.0000	1.0000	1.0000	129.4030
Intercambiador 1	0.4704	0.2917	3.4278	8.9985
HTS	0.9873	0.9880	1.0122	120.4045
Intercambiador 2	0.4425	0.3217	3.1087	1.4402
Intercambiador 3	0.5747	0.3191	3.1334	1.4561
LTS	0.9946	0.9971	1.0029	116.0604
Intercambiador 4	0.7185	0.4574	2.1862	0.9786
Intercambiador 5	0.9790	0.9967	1.0033	114.7459
Removedor Agua	0.9997	0.9554	1.0466	114.3704
Absorbedor CO2	0.9994	0.9841	1.0162	109.2749
Compresor Fuel	0.9400	0.9854	1.0149	1.7307
Unión Vapor AP	1.0000	1.0000	1.0000	9.4601
Div Vapor BP	1.0000	1.0000	1.0000	6.3717
HRSG	1.0000	0.9852	1.0151	15.2634
Turbina Vapor	0.9000	0.8341	1.1989	13.6722
Gen. TV	0.9800	0.9800	1.0204	11.4041
Condensador	0.0760	0.8521	1.1736	6.5965
PLANTA	0.2805	0.3033	3.2974	

Para encontrar los costes exergéticos se necesita la matriz inversa y el vector $[0/\omega]$, pero para encontrar los costos exergoeconómicos se necesitan considerar los siguientes supuestos económicos y así calcular el vector $[-Z_L/\omega]$.

Factor de Planta [%]	93
[Horas/Año]	8146.8
Costo por KW [US\$/KW]	1000*
Costo Ciclo Combinado [US\$]	\$166,535,638.59
Vida Económica Central[años]	25
Paridad del Peso [\$/US\$]	11
Gas Natural [dolls/MMBTU]	4.8
Costos Op. y Mtto. [\$/kWh]	0.06
Costo Central [\$]	\$1,831,892,024.53
Costo Op. y Mtto. [\$/año]	\$81,403,952.43
Costo Central [\$/año]	\$73,275,680.98
GN [\$/kJ]	\$0.0001
GN [\$/s]	\$27.4825
Agua [\$/m3]	\$6*
Agua [\$/s]	\$0.1181

* Hanne M. Kvamsdal, Olav Bolland. "Gas Turbine Combined Cycle with CO₂-Capture Using Auto-Thermal Reforming Of Natural Gas". ASME TURBO EXPO 2000

* CFE. COPAR 2003

EQUIPO	% Costo	\$/AÑO	\$/s
Turbina de Gas	0.13	\$20,108,352.34	\$0.6856
Compresor Aire	0.1	\$15,467,963.34	\$0.5274
Cámara Combustión	0.1	\$15,467,963.34	\$0.5274
Generador TG	0.02	\$3,093,592.67	\$0.1055
Turbina de Vapor	0.11	\$17,014,759.68	\$0.5801
Generador TV	0.02	\$3,093,592.67	\$0.1055
Condensador	0.04	\$6,187,185.34	\$0.2110
Pre calentador	0.04	\$6,187,185.34	\$0.2110
HRSG	0.11	\$17,014,759.68	\$0.5801
Prereformador	0.035	\$5,413,787.17	\$0.1846
ATR	0.035	\$5,413,787.17	\$0.1846
Intercambiador de Calor 1	0.018	\$2,784,233.40	\$0.0949
HTS	0.035	\$5,413,787.17	\$0.1846
Intercambiador de Calor 2	0.018	\$2,784,233.40	\$0.0949
Intercambiador de Calor 3	0.018	\$2,784,233.40	\$0.0949
LTS	0.035	\$5,413,787.17	\$0.1846
Intercambiador de Calor 4	0.018	\$2,784,233.40	\$0.0949
Intercambiador de Calor 5	0.018	\$2,784,233.40	\$0.0949
Removedor de Agua	0.03	\$4,640,389.00	\$0.1582
Absorbedor CO2	0.025	\$3,866,990.84	\$0.1319
Compresor Fuel	0.035	\$5,413,787.17	\$0.1846
Mezclador	0.01	\$1,546,796.33	\$0.0527

Por lo que los vectores nos quedarán de la siguiente manera:

EC.	$0/\omega$	$[-ZL/\omega]$
1	0	-0.0527
2	0	-0.2110
3	0	-0.1846
4	0	-0.5274
5	0	-0.5274
6	0	-0.6856
7	0	-0.1055
8	0	-0.1846
9	0	-0.0949
10	0	-0.1846
11	0	-0.0949
12	0	-0.0949
13	0	-0.1846
14	0	-0.0949
15	0	-0.0949
16	0	-0.1582
17	0	-0.1319
18	0	-0.1846
19	0	0
20	0	0
21	0	-0.5801
22	0	-0.5801
23	0	-0.1055
24	0	-0.2110
25	0	0
26	549129.4171	27.4825

EC.	$0/\omega$	$[-ZL/\omega]$
27	0	0
28	12416.4327	0.1144
29	10846.2857	0.5428
30	83245.1128	0
31	0	0
32	0	0
33	0	0
34	0	0
35	0	0
36	0	0
37	0	0
38	0	0
39	0	0
40	0	0
41	0	0
42	0	0
43	0	0
44	0	0
45	0	0
46	0	0
47	0	0
48	0	0
49	0	0
50	0	0
51	0	0
52	0	0

A continuación se realizarán los cálculos del coste exergético y costo termoeconómico a través de la matriz inversa calculada anteriormente. Por lo que nuestros resultados de B^* y k para cada uno de los flujos se muestra a continuación:

Flujo	Sustancia	B [kW]	B^* [kW]	$k=B^*/B$
1	Gas Natural	549,129.4171	549,129.4171	1.0000
2	Mezcla Vap - GN	580,922.4620	662,393.6561	1.1402
3	Mezcla Vap - GN	588,526.3675	690,288.4419	1.1729
4	Gases Preref	599,372.6532	701,134.7276	1.1698
5	Gases Preref	605,540.1744	723,760.1644	1.1952
6	Aire Atmosférico	0.0000	0.0000	0.0000
7	Aire Comprimido	115,024.8685	441,582.5457	3.8390
8	Aire Comprimido	15,908.3910	61,072.6002	3.8390
9	GPC	398,830.9348	1,292,083.5414	3.2397
10	Aire Comprimido	21,804.8933	82,703.8091	3.7929
11	Gases ATR	710,590.1806	889,709.0863	1.2521
12	Gases ATR	661,176.5315	827,839.7082	1.2521
13	Gases HTS	653,225.9642	827,839.7082	1.2673
14	Gases HTS	645,317.6687	817,817.4473	1.2673
15	Gases HTS	637,322.0183	807,684.4806	1.2673
16	Gases LTS	635,477.0434	807,684.4806	1.2710
17	Gases LTS	630,103.3469	800,854.5702	1.2710
18	Gases LTS	628,041.6211	800,854.5702	1.2752
19	Gas sin Agua(WR)	600,060.7468	800,854.5469	1.3346
20	Fuel H2 - N2	590,403.5991	800,692.5432	1.3562
21	Fuel H2 - N2	599,768.1386	840,368.0290	1.4012
22	Fuel H2 - N2	602,319.9033	850,500.9957	1.4120
23	GPC	108,185.6946	350,486.7431	3.2397
24	GPC	2,098.7735	0.0000	0.0000
25	Vapor AP	97,142.5407	357,470.3560	3.6799
26	Vapor AP	80,165.1542	294,996.0542	3.6799
27	Vapor PI	127,742.1280	425,932.9815	3.3343
28	Vapor PI	67,151.6899	223,905.1434	3.3343
29	Vapor PI	67,702.4653	225,761.7183	3.3346
30	Vapor Salida TV	36,223.2316	120,790.5645	3.3346
31	Condensado	30,864.7943	120,790.5645	3.9135
32	Agua de Repuesto	12,416.4327	12,416.4327	1.0000
33	Vapor Mezcla GN	33,969.2288	113,264.2390	3.3343
34	Vapor a Recalent	32,530.9288	126,406.8344	3.8857
35	Vapor a Recalent	34,988.9003	133,236.7448	3.8080
36	Vapor a Recalent	5,248.3350	19,985.5117	3.8080
37	Vapor a Recalent	29,740.5652	113,251.2331	3.8080
38	Vapor a Recalent	7,792.2673	30,007.7726	3.8510
39	Vapor a Recalent	44,156.1812	175,120.6112	3.9659
40	Vapor a Recalent	51,948.4485	205,128.3838	3.9487
41	Agua Remov WR	0.0175	0.0233	1.3346
42	CO2	119.4560	162.0037	1.3562
43	GPC sal del Prec.	85,914.5163	278,335.3116	3.2397
Flujo	Sustancia	B [kW]	B^* [kW]	$k=B^*/B$
44	Trabajo comp Aire	133,992.4852	502,655.1459	3.7514
45	Trabajo Bruto TG	251,000.9020	941,596.7983	3.7514
46	Trabajo Neto TG	117,008.4168	438,941.6524	3.7514

47	Pot Neta Gen TG	114,668.2485	438,941.6524	3.8279
48	Trabajo mec TV	62,623.5322	256,209.0547	4.0913
49	Pot Neta Gen TV	51,867.3901	216,533.5688	4.1748
50	Trab Comp. Fuel	9,503.6715	39,675.4859	4.1748
51	Calor Reacc PRE	10,846.2857	10,846.2857	1.0000
52	Energ lib ATR	83,245.1128	83,245.1128	1.0000

Los costos termoeconómicos nos quedarán de la siguiente manera:

Flujo	π \$/s	$C = \pi/B$ \$/kJ	C \$/kWh	C \$/MWh	C \$/Ton
1	27.4825	5.00474E-05	0.1802	180.1706161	2441.2583
2	33.1789	5.71141E-05	0.2056	205.6106977	1094.3559
3	34.6299	5.88417E-05	0.2118	211.8302035	1142.2168
4	35.3573	5.89906E-05	0.2124	212.3659976	1166.2096
5	36.5343	6.03334E-05	0.2172	217.2000909	1205.0295
6	0.0000	0	0.0000	0	0.0000
7	22.4643	0.0001953	0.7031	703.078439	69.5003
8	3.1069	0.0001953	0.7031	703.078439	69.5003
9	63.4347	0.000159052	0.5726	572.5856822	172.9706
10	4.2321	0.000194091	0.6987	698.7270889	94.6713
11	40.9510	5.76296E-05	0.2075	207.4663905	545.8563
12	38.1033	5.76296E-05	0.2075	207.4663905	507.8981
13	38.2879	5.86136E-05	0.2110	211.0088167	510.3586
14	37.8244	5.86136E-05	0.2110	211.0088167	504.1799
15	37.3557	5.86136E-05	0.2110	211.0088167	497.9330
16	37.5403	5.90742E-05	0.2127	212.6671539	500.3935
17	37.2229	5.90742E-05	0.2127	212.6671539	496.1621
18	37.3178	5.94193E-05	0.2139	213.909459	497.4275
19	37.4760	6.24537E-05	0.2248	224.8332968	502.8005
20	37.6003	6.36857E-05	0.2293	229.2684402	864.1564
21	39.8794	6.64913E-05	0.2394	239.3688542	916.5372
22	40.4430	6.71453E-05	0.2417	241.723247	929.4899
23	17.2071	0.000159052	0.5726	572.5856822	46.9195
24	0.0000	0	0.0000	0	0.0000
25	18.2286	0.000187648	0.6755	675.5319606	506.8380
26	15.0428	0.000187648	0.6755	675.5319606	439.5761
27	21.2230	0.000166139	0.5981	598.1007678	427.4987
28	11.1565	0.000166139	0.5981	598.1007678	343.5430
29	11.2515	0.000166191	0.5983	598.2875524	345.5829
30	6.0200	0.000166191	0.5983	598.2875524	235.1276
31	6.2309	0.000201878	0.7268	726.7623558	262.7790
32	0.1144	9.21069E-06	0.0332	33.15846867	11.9871
33	5.6436	0.000166139	0.5981	598.1007678	404.0802
34	6.5184	0.000200375	0.7213	721.3486421	267.8702
35	6.9308	0.000198084	0.7131	713.1035211	275.0882
Flujo	π \$/s	$C = \pi/B$ \$/kJ	C \$/kWh	C \$/MWh	C \$/Ton
36	1.0396	0.000198084	0.7131	713.1035211	275.0882
37	5.8911	0.000198084	0.7131	713.1035211	275.0882
38	1.5981	0.000205085	0.7383	738.3068348	358.2457
39	8.8338	0.000200057	0.7202	720.2056482	349.4625
40	10.4318	0.000200811	0.7229	722.9208262	350.7800
41	0.0000	6.24537E-05	0.2248	224.8332968	0.0022
42	0.0076	6.36857E-05	0.2293	229.2684402	0.2452

43	13.6648	0.000159052	0.5726	572.5856822	37.2606
44	25.0438	0.000186905	0.6729	672.8563659	0.0000
45	46.9132	0.000186905	0.6729	672.8563659	0.0000
46	21.8694	0.000186905	0.6729	672.8563659	0.0000
47	21.9749	0.000191639	0.6899	689.8996905	0.0000
48	13.4203	0.000214301	0.7715	771.4845444	0.0000
49	11.4312	0.000220393	0.7934	793.4165875	0.0000
50	2.0945	0.000220393	0.7934	793.4165875	0.0000
51	0.5428	5.00474E-05	0.1802	180.1706161	0.0000
52	0.0000	0	0.0000	0	0.0000

Por lo que los costos anuales de la energía generada en cada generador eléctrico se resumen de la siguiente manera, así también se muestran los gastos anuales totales para observar que todos los costos se le están asignando a la energía eléctrica producida.

Costos Anuales Totales	
WeG1 \$/año	\$644,490,000.94
WeG2 \$/año	\$335,260,760.45
CO2 \$/año	\$223,120.50
TOT \$/año	\$979,973,881.89
Inversión Anual	
Equipo \$/año	\$154,679,633.41
GN \$/año	\$806,019,832.65
Agua \$/año	\$3,354,118.17
EATR \$/año	\$15,920,329.71
TOT \$/año	\$979,973,913.94
Método Tradicional	
Comb \$/KWh	\$0.61
Eq y Mtto. \$/KWh	\$0.11
TOT \$/KWh	\$0.72
TOT \$/año	\$979,973,913.94

Existe una diferencia de **\$277.56** entre la inversión y los costos anuales totales, pero este valor no es significativo considerando las sumas totales. Esta pequeña diferencia quizás se deba a problemas en el redondeo.

Caso Base \$/año	\$816,078,418.21
Precombustión Captura	\$979,973,913.94
Incremento Costos \$/año	\$163,895,495.73
Incremento Costos en %	20.08%

Las emisiones anuales de CO₂ para el este proceso de captura serían las siguientes:

[kg/s]	1.6328
[kmol/s]	0.0371
[ton/año]	47,888.1770
kgCO₂/MWh	35.2967

El bióxido de carbono capturado se puede medir en las siguientes unidades:

CO ₂ Absorbido [ton/h]	111.6850
CO ₂ Absorbido [ton/año]	909,875.3621

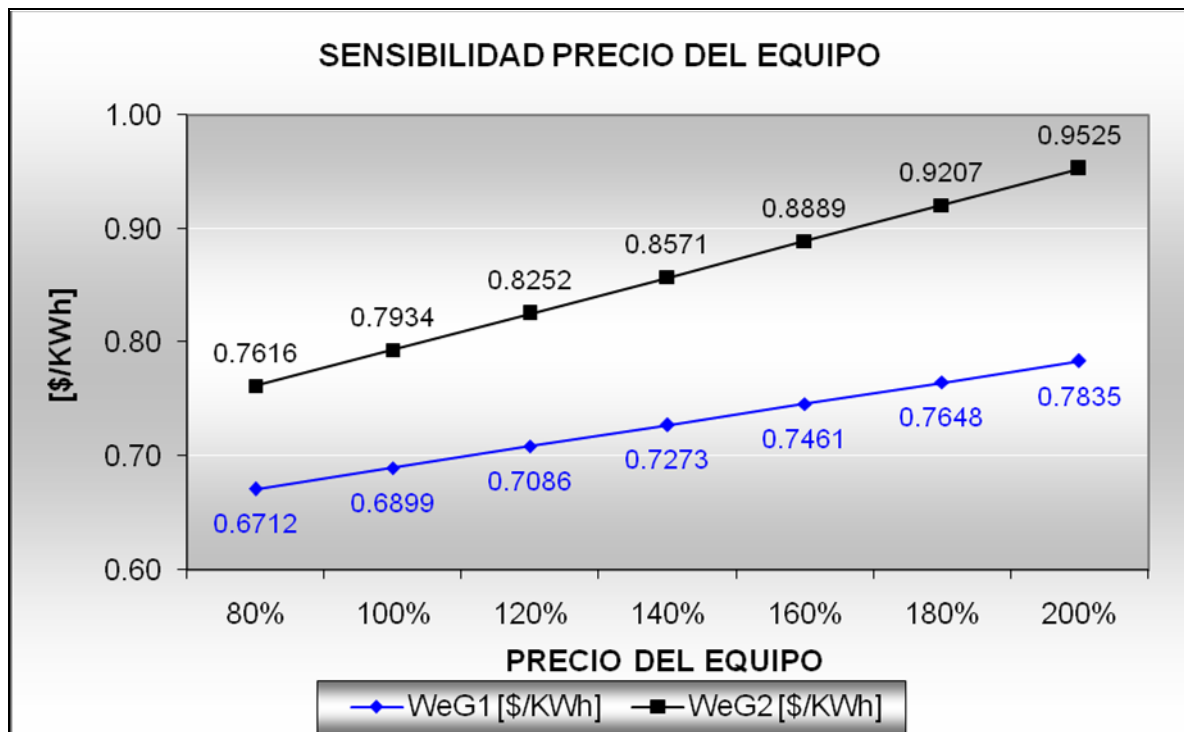
El bióxido de carbono capturado se puede medir en las siguientes unidades:

CO ₂ Absorbido [ton/h]	97.78693085
CO ₂ Absorbido [ton/año]	796650.5683

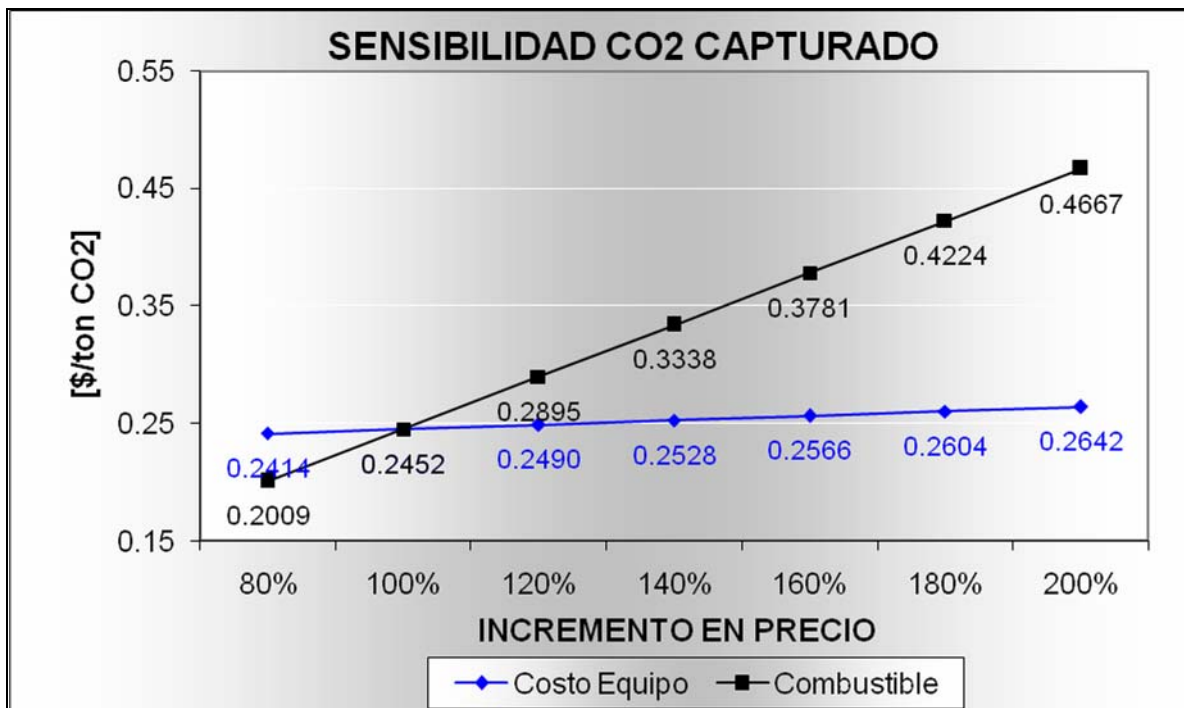
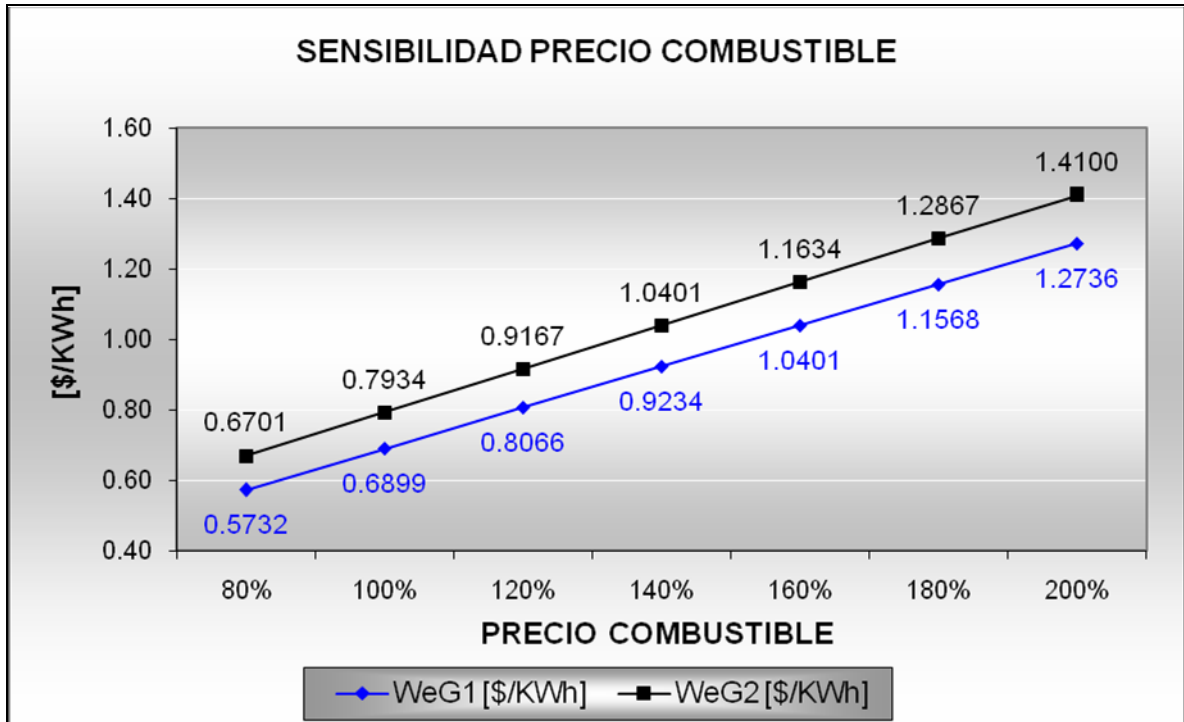
ANALISIS DE SENSIBILIDAD CONTRA COMBUSTIBLE Y EQUIPO

Para este análisis se consideró un incremento en los costos de equipo, así como de combustible y de la MEA y de cómo este incremento repercutía en los precios de la energía eléctrica (\$/KWh) en cada generador, así como en el CO₂ capturado.

Costo Equipo	80%	100%	120%	140%	160%	180%	200%
WeG1 [\$/KWh]	0.6712	0.6899	0.7086	0.7273	0.7461	0.7648	0.7835
WeG2 [\$/KWh]	0.7616	0.7934	0.8252	0.8571	0.8889	0.9207	0.9525
CO ₂ [\$/Ton]	0.2414	0.2452	0.2490	0.2528	0.2566	0.2604	0.2642



Combustible	80%	100%	120%	140%	160%	180%	200%
WeG1 [\$/KWh]	0.5732	0.6899	0.8066	0.9234	1.0401	1.1568	1.2736
WeG2 [\$/KWh]	0.6701	0.7934	0.9167	1.0401	1.1634	1.2867	1.4100
CO ₂ [\$/Ton]	0.2009	0.2452	0.2895	0.3338	0.3781	0.4224	0.4667



De igual manera que en el caso base y el caso de captura por medio de aminas podemos observar en el análisis de sensibilidad que el precio del KWh se incrementa en mayor medida con una variación en el precio del combustible.

También podemos observar que debido al incremento de equipos el precio del KWh es mayor comparado con el caso base.

6.10 ANÁLISIS DE ECONÓMICO CONSIDERANDO BONOS DE CARBONO

En este apartado se realiza un análisis de factibilidad económica considerando el ingreso que podría darse al comercializar el CO₂ capturado, se toma como inversión el incremento en la inversión de la planta (costo del equipo de secuestro de CO₂) con respecto al caso base, los costos incrementales de operación y mantenimiento así como los costos incrementales en combustible serán comparados con los ingresos por venta de bonos de carbono.

El proyecto será factible si la relación beneficio costo es mayor que uno, la Tasa Interna de Retorno (TIR) es mayor que la Tasa de Retorno Mínima Aceptable (TREMA) la cual se considero del 15%, además el período de recuperación de la inversión debe ser menor a la vida económica del proyecto, además el valor presente neto (VPN) debe ser mayor a la inversión realizada (costo equipo de captura).

Para lograr las condiciones anteriores se realizaron diversas pruebas variando el precio de los bonos de carbono (US\$/Ton CO₂) y analizando con que valor del bono de carbono se lograría que el proyecto fuese factible económicamente hablando.

De esta manera se realizó el siguiente análisis económico.

Consideraciones Económicas:

Costo Equipo de Captura Total [\$]	\$374,664,824.53
Costo Combustible, Operación y Mtto [\$/año]	\$129,634,454.87
Precio Bonos de Carbono [US\$/Ton CO ₂]	\$19.00
Precio Bonos de Carbono [\$/Ton CO ₂]	\$209.00
Toneladas de CO ₂ capturadas [Ton CO ₂ /año]	909875.3621
Ingreso Anual por Bonos de Carbono [\$/año]	\$190,163,950.68

So - Inversión Inicial [\$]	-\$374,664,824.53
St - Flujo de efectivo del período t [\$]	\$60,529,495.81
i - TREMA (bancario) [porcentaje]	0.15
t - Vida económica del proyecto [años]	25
Valor Presente Neto [VPN] [\$]	\$391,271,684.97

Análisis año por año

AÑO	0	1	2	3	4	5	6
So [MM\$]	-\$374.66						
St [MM\$]		\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53
VP St [MM\$]		\$52.63	\$45.77	\$39.80	\$34.61	\$30.09	\$26.17
SAD [MM\$]	-\$374.66	-\$322.03	-\$276.26	-\$236.46	-\$201.85	-\$171.76	-\$145.59
St [MM\$]	-\$374.66	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53
VP Ingr.[MM\$]		\$165.36	\$143.79	\$125.04	\$108.73	\$94.55	\$82.21
VP Cost[MM\$]		\$112.73	\$98.02	\$85.24	\$74.12	\$64.45	\$56.04

AÑO	7	8	9	10	11	12	13
So [MM\$]							
St [MM\$]	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53
VP St [MM\$]	\$22.76	\$19.79	\$17.21	\$14.96	\$13.01	\$11.31	\$9.84
SAD [MM\$]	-\$122.84	-\$103.05	-\$85.84	-\$70.88	-\$57.87	-\$46.56	-\$36.72
St [MM\$]	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53
VP Ingr.[MM\$]	\$71.49	\$62.16	\$54.06	\$47.01	\$40.87	\$35.54	\$30.91
VP Costos[MM\$]	\$48.73	\$42.38	\$36.85	\$32.04	\$27.86	\$24.23	\$21.07

AÑO	14	15	16	17	18	19	20
So [MM\$]							
St [MM\$]	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53
VP St [MM\$]	\$8.55	\$7.44	\$6.47	\$5.62	\$4.89	\$4.25	\$3.70
SAD [MM\$]	-\$28.17	-\$20.73	-\$14.26	-\$8.63	-\$3.74	\$0.51	\$4.21
St [MM\$]	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53
VP Ingr.[MM\$]	\$26.88	\$23.37	\$20.32	\$17.67	\$15.37	\$13.36	\$11.62
VP Costos[MM\$]	\$18.32	\$15.93	\$13.85	\$12.05	\$10.48	\$9.11	\$7.92

AÑO	21	22	23	24	25	TOTALES
So [MM\$]						
St [MM\$]	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	
VP St [MM\$]	\$3.22	\$2.80	\$2.43	\$2.11	\$1.84	
SAD [MM\$]	\$7.43	\$10.22	\$12.65	\$14.77	\$16.61	
St [MM\$]	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	\$60.53	
VP Ingr.[MM\$]	\$10.10	\$8.79	\$7.64	\$6.64	\$5.78	\$1,229.25
VP Costos[MM\$]	\$6.89	\$5.99	\$5.21	\$4.53	\$3.94	\$837.98

Relación Beneficio - Costo

$$R = B/C = 1.01$$

Tasa Interna de Retorno

$$TIR = 16\%$$

Período de Recuperación

$$PR \text{ (años)} = 18.88$$

ANEXO 6.

MEMORIA DE CÁLCULO DEL CASO DE CAPTURA CON GASIFICACIÓN

Flujo	Sustancia	m kg/s	T K	T °C	P bares
1	Carbón	21.235	300.870	27.720	1.014
2	Agua Gasificación	12.340	300.870	27.720	1.014
3	Gas de Síntesis	53.640	299.800	26.650	3.447
4	Gas de Síntesis	33.463	299.800	26.650	3.447
5	Gas de Síntesis	20.177	299.800	26.650	3.447
6	Gas de Síntesis	20.177	460.000	186.850	13.500
7	Gas de Síntesis	5.382	460.000	186.850	13.500
8	Gas de Síntesis	14.795	460.000	186.850	13.500
9	Gas de Síntesis	5.382	304.200	31.050	13.000
10	Gas de Síntesis	5.382	510.000	236.850	83.000
11	Aire Atmosférico	324.409	300.870	27.720	1.014
12	Oxígeno	75.587	299.800	26.650	3.447
13	Oxígeno	42.537	299.800	26.650	3.447
14	Oxígeno Sal Div1	33.050	299.800	26.650	3.447
15	Oxígeno	20.616	299.800	26.650	3.447
16	Oxígeno	12.434	299.800	26.650	3.447
17	Oxígeno	12.434	510.000	236.850	22.000
18	Oxígeno	3.315	510.000	236.850	22.000
19	Oxígeno	9.119	510.000	236.850	22.000
20	Oxígeno	3.315	311.100	37.950	20.340
21	Oxígeno	3.315	510.000	236.850	83.000
22	Agua CC	71.542	825.000	552.000	83.000
23	Gases Turbina AP	80.239	1089.000	815.850	82.740
24	Gases Turbina AP	80.239	821.300	548.150	17.650
25	Gases Turbina AP	80.239	1149.000	875.850	17.650
26	Gases Turbina PI	104.153	1700.000	1426.850	17.240
27	Gases Turbina PI	104.153	1314.000	1040.850	3.241
28	Gases Turbina PI	104.153	611.100	337.950	3.143
29	Gases Turbina BP	158.233	1700.000	1426.850	3.103
30	Gases Turbina BP	158.233	916.300	643.150	0.062
31	Gases Condensador	158.233	305.700	32.550	0.055
32	CO2	68.443	295.200	22.050	0.055
33	Agua	89.790	295.200	22.050	0.055
34	Agua	18.247	1156.000	22.050	0.055
35	Agua	71.542	295.200	22.050	0.055
36	Agua Salida Bomba	71.542	296.000	22.850	131.690
37	Agua	71.542	296.000	135.292	131.690
38	Agua	71.542	602.700	329.644	127.830
39	Agua	71.542	1156.000	831.134	125.270
40	Residuo Gasificación	22.472	-	-	-
41	Nitrógeno	248.822	299.800	26.650	3.447

Encontrando propiedades del carbón o flujo 1

Se consideró la entrada de energía (E_1 , E_{51}) de tal forma que ambas entradas de energía sean igual que en el caso anterior. Por lo que

$$E_1 = 560,117.177 \text{ KW}$$

<i>Comp. Y Propiedades del Carbón</i>	
ELEMENTO	% Peso
C	82.32
H	1.60
O	7.80
N	0.36
S	0.37
Humedad (W)	2.82
Cenizas	4.73
TOTAL	100.00
<i>PCS [kcal/kg]</i>	<i>6300.00</i>
<i>PCS [kJ/kg]</i>	<i>26376.84</i>
<i>PCI [kJ/kg]</i>	<i>23934.84</i>
<i>PCI [kcal/kg]</i>	<i>5716.74</i>

$$m_1[\text{kg/s}] = E_1[\text{KW}] / \text{PCS} [\text{kJ/kg}] = 21.235 \text{ kg/s}$$

Hallando exergía del carbón:

Como primer paso necesitamos conocer la relación O/C, y de esta forma determinar que formula debe emplearse

$$\text{O/C} = 7.8 / 82.32 = 0.094752187 < 0.667$$

Por lo que aplicaremos la siguiente fórmula:

$$\phi_{\text{seco}} = 1.0437 + 0.1882 (\text{H/C}) + 0.610(\text{O/C}) + 0.0404(\text{N/C})$$

Sustituyendo los datos en la fórmula anterior obtenemos:

$\phi_{\text{seco}} =$	1.1053
------------------------	---------------

Para hallar la exergía química aplicamos la siguiente fórmula:

$$b_{\sim o} = [(\text{PCI})_o + 2442 * W] \phi_{\text{seco}} + 9417S$$

Sustituyendo los datos obtenemos:

$b_{q1} =$	26566.9398	<i>kJ/kg</i>
$b_{q1} =$	6345.40456	<i>kcal/kg</i>

$$B_1 = m_1 * b_{q1} = 564,153.983 \text{ KW}$$

Para encontrar la cantidad de oxígeno necesario para la gasificación se recomienda un ratio de $\text{O}_2/\text{Carbón}$ de 2.003, por lo que el flujo másico de oxígeno será:

$$m_{13} = 2 * m_1 = 42.537 \text{ kg/s}$$

Este flujo másico de oxígeno debe corresponder al 56.275% del total de oxígeno necesario para la planta. De aquí podemos obtener m_{12} .

$$m_{12} = m_{13} / 0.56275 = 75.587 \text{ kg/s}$$

$$m_{11} = m_{12} / (0.23299) = 324.409 \text{ kg/s}$$

$$m_{41} = m_{11} - m_{12} = 248.822 \text{ kg/s}$$

Encontrando composición y propiedades del aire y nitrógeno

Composición y propiedades del Aire (11)

	% Molar x_i	PM	PM* x_i	% Peso	Cp kJ/kmolK	Cp kJ/kgK
Nitrógeno	78.9916	28.0140	22.1287	76.7000	29.1065	1.0390
Oxígeno	21.0084	31.9980	6.7223	23.3000	29.3742	0.9180
TOTAL	78.9916	28.0140	22.1287	76.7000	29.1065	1.0390

	h kJ/kmol	$h_i * x_i$	bq_i kJ/kmol	$x_i * bq_i$	$x_i * \ln x_i$
Nitrógeno	8757.2865	6917.5204	720.0000	-0.2358	568.7395
Oxígeno	8837.8047	1856.6817	3970.0000	-1.5602	834.0336
TOTAL		8774.2021			1402.7731

$bf_{11} =$	0	h_{11} [kJ/kmol]	8774.2021
bq_{11} [kJ/kmol]	116.8430	h_{11} [kJ/kg]	304.1215
bq_{11} [kJ/kg]	4.0499		
b_{11} [kJ/kg]	4.0499		

Propiedades del Nitrógeno (41)

$bf_{41} =$	109.3035	h_{41} [kJ/kmol]	8757.2865
bq_{41} [kJ/kmol]	720.0000	h_{41} [kJ/kg]	312.6039
	bq_{41} [kJ/kg]	25.7014	
	b_{41} [kJ/kg]	135.0049	

Composición y propiedades del Gas de Síntesis que sale del proceso de gasificación (3, 4, 5, 6, 7, 8, 9, 10)

La cantidad de carbón y oxígeno que se convierte en gas de síntesis ronda alrededor del 84%, por lo que el flujo másico 3 será:

$$m_3 = (m_1 + m_{13}) * 0.8411 = 53.640 \text{ kg/s}$$

$$m_4 = 0.62383 * m_3 = 33.463 \text{ kg/s}$$

$$m_5 = m_6 = m_3 - m_4 = 20.177 \text{ kg/s}$$

$$m_8 = 0.2758 * m_3 = 14.795 \text{ kg/s}$$

$$m_7 = m_9 = m_{10} = m_6 - m_8 = 5.382 \text{ kg/s}$$

	T K	P bares	$\ln(T/T_0)$	$\ln(P/P_0)$	R [kJ/kgK]	Cp[kJ/kgK]	bf [kJ/kg]
3	299.8	3.447	-0.0036	1.2241	0.3835	1.4006	141.2252
4	299.8	3.447	-0.0036	1.2241	0.3835	1.4006	141.2252
5	299.8	3.447	-0.0036	1.2241	0.3835	1.4006	141.2252
6	460	13.5	0.4245	2.5893	0.3835	1.4006	342.7002
7	460	13.5	0.4245	2.5893	0.3835	1.4006	342.7002
8	460	13.5	0.4245	2.5893	0.3835	1.4006	342.7002
9	304.2	13	0.0110	2.5515	0.3835	1.4006	294.3978
10	510	83	0.5277	4.4054	0.3835	1.4006	578.7811

	%Molar x_i	PM kg/kmol	h kJ/kmol	$h_i * x_i$	$x_i * b_{qi}$	$x_i * \ln x_i$
H₂	34.5000	2.0160	250647.1050	86473.2512	82279.0500	-0.3672
CO	49.0000	28.0100	291883.2939	143022.8140	134960.7000	-0.3495
CO₂	16.5000	44.0090	11162.0379	1841.7362	3323.1000	-0.2973
SINGAS	100.0000	21.6819		231337.8015	220562.8500	-1.0140

$b_{q3} = \dots = b_{q12}$ [kJ/kmol]	218026.3687	$h_3 = h_4 = h_5$ [kJ/kmol]	231337.8015
$b_{q3} = \dots = b_{q12}$ [kJ/kg]	10055.6832	$h_3 = h_4 = h_5$ [kJ/kg]	10669.6253

	b [kJ/kg]	h [kJ/kg]
3	10196.9085	10669.6253
4	10196.9085	10669.6253
5	10196.9085	10669.6253
6	10398.3834	10894.0032
7	10398.3834	10894.0032
8	10398.3834	10894.0032
9	10350.0810	10675.7880
10	10634.4644	10964.0337

Encontrando cantidad de agua necesaria, así como los residuos en el proceso de gasificación

Con la composición del gas de síntesis podemos obtener la cantidad de agua necesaria

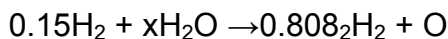
	%Molar x_i	PM kg/kmol	kmol/s	kg/s	% Peso
H ₂	34.5	2.016	0.8535	1.7207	3.2078
CO	49	28.01	1.2122	33.9548	63.3012
CO ₂	16.5	44.009	0.4082	17.9646	33.4910
SINGAS	100	21.681905	2.4740	53.6401	100.0000

Porcentaje de Hidrógeno en Carbón

% H	1.6
-----	-----

Flujo de Hidrógeno en Carbón

m_H [kg/s]	0.3397
m_H [kmol/s]	0.1685



Balace de Hidrógeno

$x =$	0.6850
m_2 [kmol/s]	0.6850
m_2 [kg/s]	12.3400

Aplicando balance de Masa en proceso de Gasificación

$$m_1 + m_{13} + m_2 = m_3 + m_{40}$$

$$m_{40} = m_1 + m_2 + m_{13} - m_3$$

m_{40} [kg/s]	22.4719
-----------------	---------

Encontrando propiedades para los flujos de oxígeno. Flujos (12... ..21)

$$m_{14} = m_{12} - m_{13} = 33.050 \text{ kg/s}$$

$$m_{15} = 0.27275 * m_{12} = 20.616 \text{ kg/s}$$

$$m_{16} = m_{17} = m_{14} - m_{15} = 12.434 \text{ kg/s}$$

$$m_{18} = m_{20} = m_{21} = 0.0438 * m_{12} = 3.315 \text{ kg/s}$$

$$m_{19} = m_{17} - m_{18} = 9.119 \text{ kg/s}$$

	PM	Cp kJ/kgK	h kJ/kmol	h kJ/kg	bqi kJ/kmol	bqi kJ/kg
Oxígeno	31.998	0.918	8806.3744	275.2164	3970	124.0703

	T K	P bares	ln (T/To)	ln (P/Po)	R [kJ/kgK]	Cp[kJ/kgK]	bf [kJ/kg]
12	299.8	3.447	-0.0036	1.2241	0.2598	0.9180	95.6944
13	299.8	3.447	-0.0036	1.2241	0.2598	0.9180	95.6944
14	299.8	3.447	-0.0036	1.2241	0.2598	0.9180	95.6944
15	299.8	3.447	-0.0036	1.2241	0.2598	0.9180	95.6944
16	299.8	3.447	-0.0036	1.2241	0.2598	0.9180	95.6944
17	510	22	0.5277	3.0776	0.2598	0.9180	286.8174
18	510	22	0.5277	3.0776	0.2598	0.9180	286.8174
19	510	22	0.5277	3.0776	0.2598	0.9180	286.8174
20	311.1	20.34	0.0334	2.9992	0.2598	0.9180	234.6180
21	510	83	0.5277	4.4054	0.2598	0.9180	390.6195

FLUJO	b [kJ/kg]	h [kJ/kg]
12	219.7647	275.2164
13	219.7647	275.2164
14	219.7647	275.2164
15	219.7647	275.2164
16	219.7647	275.2164
17	410.8876	468.1800
18	410.8876	468.1800
19	410.8876	468.1800
20	358.6883	285.5898
21	514.6897	468.1800

Encontrando propiedades para el flujo de vapor que va hacia la cámara de combustión 1 o flujo 22

El flujo másico de vapor debe ser 13.2929 veces el flujo de gas de síntesis hacia la CC1. Por lo que el flujo másico de vapor en 22 será:

$$m_{22} = 13.2929 * m_{10} = 71.542 \text{ kg/s}$$

La temperatura de este flujo debe ser 825K y la presión de 83 bares

FLUJO	T K	P kPa	T °C	P bares	h kJ/kg	s kJ/kgK	b kJ/kg
22	825	8300	551.85	83.00	3522.933	6.8639	1463.381

Encontrando propiedades de los flujos 23, 24 y 25.

$$m_{23} = m_{24} = m_{25} = m_{10} + m_{21} + m_{22} = 80.239 \text{ kg/s}$$

La composición en peso del fluido de trabajo de la TAP, y sus propiedades son: (Flujos 23, 24 y 25)

	% Peso	x % Mol	kmol/s	PM kg/kmol	Cp kJ/kmolK	Cp kJ/kgK
H ₂ O	0.92	0.9656	4.0977	18.0150	33.7295	1.8723
CO ₂	0.08	0.0344	0.1459	44.0090	37.2316	0.8460
MEZCLA	1	1	4.2436	18.9085	33.8499	1.7902

	h kJ/kmol	h _i * x _i	ln x _i	x _i *b _{q_i}	x _i *lnx _i
H ₂ O	36731.4086	35468.8767	-0.0350	11307.5039	-0.0338
CO ₂	40545.2276	1393.6205	-3.3705	692.2520	-0.1159
MEZCLA		36862.4972		11999.7559	-0.1496

bq ₂₃ [kJ/kmol]	11625.4705	h ₂₃ [kJ/kmol]	36862.4972
bq ₂₃ [kJ/kg]	614.8288	h ₂₃ [kJ/kg]	1949.5234

	T K	P bares	ln (T/To)	ln (P/Po)	R [kJ/kgK]	Cp[kJ/kgK]	bf [kJ/kg]
23	1089	82.74	1.2863	4.4023	0.4397	1.7902	1300.4589
24	821.3	17.65	1.0042	2.8573	0.4397	1.7902	768.7913
25	1149	17.65	1.3400	2.8573	0.4397	1.7902	1174.5934

FLUJO	b [kJ/kg]	h [kJ/kg]
23	1915.2877	1949.5234
24	1383.6202	1470.2880
25	1789.4223	2056.9352

Encontrando propiedades de los flujos 26, 27 y 28.

$$m_{26} = m_{27} = m_{28} = m_8 + m_{25} + m_{19} = 104.153 \text{ kg/s}$$

La composición en peso del fluido de trabajo de la TPI, y sus propiedades son: (Flujos 26, 27 y 28)

	% Peso	PM kg/kmol	kg/s	kmol/s	x % Mol	Cp kJ/kmolK	Cp kJ/kgK
H ₂ O	0.77	18.015	80.1982	4.4517	0.8910	33.7295	1.8723
CO ₂	0.23	44.009	23.9553	0.5443	0.1090	37.2316	0.8460
MEZCLA	1	20.84707371	104.1535	4.9961	1.0000	34.1110	1.6363

	h kJ/kmol	h _i * x _i	b _{q_i} kJ/kmol	ln x _i	x _i *b _{q_i}	x _i *lnx _i
H ₂ O	57340.1237	51092.8567	11710.0000	-0.1154	10434.1832	-0.1028
CO ₂	63293.7438	6895.9201	20140.0000	-2.2169	2194.2742	-0.2415
MEZCLA		57988.7768			12628.4574	-0.3443

bq30[kJ/kmol]	11767.1567	h30[kJ/kmol]	57988.7768
bq ₃₀ [kJ/kg]	564.4512	h ₃₀ [kJ/kg]	2781.6267

	T K	P bares	ln (T/To)	ln (P/Po)	R [kJ/kgK]	Cp[kJ/kgK]	bf [kJ/kg]
26	1700	17.24	1.7317	2.8338	0.3988	1.6363	1776.8435
27	1314	3.241	1.4742	1.1624	0.3988	1.6363	1071.4949
28	611.1	3.143	0.7086	1.1317	0.3988	1.6363	294.5793

FLUJO	b [kJ/kg]	h [kJ/kg]
26	2341.2947	2781.6267
27	1635.9461	2150.0338
28	859.0306	999.9130

Encontrando propiedades de los flujos 29, 30 y 31.

$$m_{29} = m_{30} = m_{31} = m_{28} + m_{15} + m_4 = 158.233 \text{ kg/s}$$

La composición en peso del fluido de trabajo de la TBP, y sus propiedades son: (Flujos 29, 30 y 31)

	x % Mol	PM kg/kmol	Cp kJ/kmolK	Cp kJ/kgK
H ₂ O	0.7622	18.0150	33.7295	1.8723
CO ₂	0.2378	44.0090	37.2316	0.8460
MEZCLA	1.0000	24.1970	34.5624	1.4284

	h kJ/kmol	h _i * x _i	ln x _i	x _i *b _{q_i}	x _i *lnx _i
H ₂ O	57340.1237	43703.3605	-0.2716	8925.1002	-0.2070
CO ₂	63293.7438	15052.6671	-1.4362	4789.7422	-0.3416
MEZCLA		58756.0276		13714.8424	-0.5486

bq29 [kJ/kmol]	12342.6394	h29[kJ/kmol]	58756.0276
bq ₂₉ [kJ/kg]	510.0906	h ₂₉ [kJ/kg]	2428.2406

	T K	P bares	ln (T/To)	ln (P/Po)	R [kJ/kgK]	Cp[kJ/kgK]	bf [kJ/kg]
29	1700	3.103	1.7317	1.1189	0.3436	1.4284	1369.9496
30	916.3	0.06205	1.1137	-2.7933	0.3436	1.4284	111.6956
31	305.7	0.05516	0.0159	-2.9110	0.3436	1.4284	-300.8795

FLUJO	b [kJ/kg]	h [kJ/kg]
29	1880.0402	2428.2406
30	621.7862	1308.8217
31	209.2111	436.6548

Propiedades del flujo 32

	kmol/s	kg/s	% PESO
H ₂ O	4.9842	89.7896	0.5675
CO ₂	1.5552	68.4431	0.4325
Mezcla 29	6.5394	158.2327	1.0000

$$m_{32} = 68.4431 \text{ kg/s}$$

	$h \text{ kJ/kmol}$	$h \text{ kJ/kg}$	$b_{qi} \text{ kJ/kmol}$	$b_q \text{ [kJ/kg]}$	$b_f \text{ [kJ/kg]}$	$b \text{ [kJ/kg]}$
CO ₂	10990.7725	249.7392	20140	457.6337	-165.4134	292.2202

Propiedades de los flujos de agua y vapor (33, 34, 35, 36, 37, 38, 39)

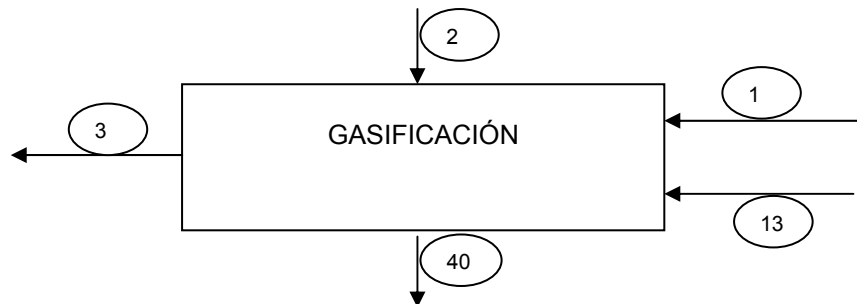
$$m_{33} = m_{31} - m_{32} = 89.790 \text{ kg/s}$$

$$m_{35} = m_{36} = m_{37} = m_{38} = m_{39} = m_{22} = 71.542 \text{ kg/s}$$

$$m_{34} = m_{33} - m_{35} = 18.247 \text{ kg/s}$$

FLUJO	$T \text{ K}$	$P \text{ kPa}$	$T \text{ }^\circ\text{C}$	$P \text{ bares}$	$h \text{ kJ/kg}$	$s \text{ kJ/kgK}$	$b \text{ kJ/kg}$
33	295.200	5.516	22.050	0.055	92.527	0.326	0.130
34	1156.000	12527.000	22.050	0.055	92.527	0.326	0.130
35	295.200	5.516	22.050	0.055	92.527	0.326	0.130
36	296.000	13169.000	22.850	131.690	108.089	0.334	13.242
37	296.000	13169.000	135.292	131.690	577.511	1.677	78.465
38	602.700	12783.000	329.644	127.830	2506.514	5.179	954.042
39	1156.000	12527.000	831.134	125.270	4180.895	7.366	1970.167

Balace de energía en sistema de gasificación para encontrar la energía que se pierde con los residuos de gasificación (E_{40})



$$E_1 + E_2 + E_{13} - E_{40} - E_3 = 0$$

$$E_{40} = E_1 + E_2 - E_3 + E_{13}$$

$E_{40} \text{ [kW]}$	939.361
-----------------------	---------

Encontrando energía necesaria para el proceso de separación del oxígeno del aire

0.22	kWh/kg O ₂
792	kW/kg O ₂
$E_{52} \text{ kW}$	59865.031

Equipo	Eficiencia [%]
Compresor	85
Bomba	85
TAP	90
TPI	91
TBP	93
Generador	98

Balance de Energía en la turbina en sus tres niveles de presión.

TAP

$$E_{42} = W_{TAP} = E_{23} - E_{24} * \eta_{TAP}$$

$$E_{42} \text{ [KW]} = 34608.150 \text{ KW}$$

$$E_{61} = Q_{S_{TAP}} = E_{23} - E_{24} - E_{42}$$

$$E_{61} \text{ [KW]} = 3845.350 \text{ KW}$$

TPI

$$E_{43} = W_{TPI} = E_{26} - E_{27} * \eta_{TPI}$$

$$E_{43} \text{ [KW]} = 59862.154 \text{ KW}$$

$$E_{62} = Q_{S_{TPI}} = E_{26} - E_{27} - E_{43}$$

$$E_{62} \text{ [KW]} = 5920.433 \text{ KW}$$

TBP

$$E_{44} = W_{TBP} = E_{29} - E_{30} * \eta_{TBP}$$

$$E_{43} \text{ [KW]} = 164729.650 \text{ KW}$$

$$E_{63} = Q_{S_{TBP}} = E_{29} - E_{30} - E_{44}$$

$$E_{63} \text{ [KW]} = 12399.006 \text{ KW}$$

Balance de energía en los compresores y bomba de agua

COMP1

$$E_{46} = E_6 - E_5 = 4527.367 \text{ KW}$$

COMP2

$$E_{47} = E_{10} - E_9 = 1551.332 \text{ KW}$$

COMP3

$$E_{48} = E_{17} - E_{16} = 2399.263 \text{ KW}$$

COMP4

$$E_{49} = E_{21} - E_{20} = 605.287 \text{ KW}$$

BA

$$E_{50} = E_{36} - E_{35} = 1113.338 \text{ KW}$$

Balance de Energía para calentador de agua

$$E_{51} = E_{37} - E_{36} = 33583.324 \text{ KW}$$

Balance de Energía en el generador eléctrico

$$E_{45} = (E_{42} + E_{43} + E_{44} - (E_{46} + E_{47} + E_{48} + E_{49} + E_{50} + E_{51} + E_{52} * 1 / \eta_{GE})) * \eta_{GE}$$

$$E_{45} \text{ [KW]} = 185355.569 \text{ KW}$$

$$E_{60} = E_{42} + E_{43} + E_{44} - (E_{46} + E_{47} + E_{48} + E_{49} + E_{50} + E_{51} + E_{52} * 1 / \eta_{GE}) - E_{45}$$

$$E_{60} \text{ [KW]} = 3782.767 \text{ KW}$$

Balance de Energía en los enfriadores

ENF1

$$E_{53} = E_7 - E_9 = 1174.429 \text{ KW}$$

ENF2

$$E_{54} = E_{18} - E_{20} = 605.287 \text{ KW}$$

Balance de energía en las cámaras de combustión

CC1

$$E_{55} = E_{10} + E_{21} + E_{22} - E_{23}$$

$$E_{55} \text{ [KW]} = 156170.518 \text{ KW}$$

CC2

$$E_{56} = E_{19} + E_8 + E_{25} - E_{26}$$

$$E_{56} \text{ [KW]} = 40781.748 \text{ KW}$$

CC3

$$E_{57} = E_4 + E_{15} + E_{28} - E_{29}$$

$$E_{57} \text{ [KW]} = 82626.054 \text{ KW}$$

Balance de Energía en ASU

$$E_{58} \text{ [KW]} = E_{11} + E_{52} - E_{12} - E_{41} = 59939.277 \text{ KW}$$

Balance de Energía en el condensador

$$E_{59} \text{ [KW]} = E_{31} - E_{32} - E_{33} = 43692.214 \text{ KW}$$

Los vectores de masa, energía y exergía nos quedarán de la siguiente manera:

Flujo	m kg/s	E kW	B kW
1	21.235	560117.177	564153.983
2	12.340	1435.525	0.000
3	53.640	572320.194	546963.598
4	33.463	357034.674	341216.284
5	20.177	215285.520	205747.314
6	20.177	219812.888	209812.559
7	5.382	58631.265	55963.851
8	14.795	161181.623	153848.708
9	5.382	57456.836	55703.889
10	5.382	59008.168	57234.433
11	324.409	98659.698	1313.817
12	75.587	20802.826	16611.387
13	42.537	11706.854	9348.109
14	33.050	9095.973	7263.279
15	20.616	5673.997	4530.777
16	12.434	3421.975	2732.502

<i>Flujo</i>	<i>m kg/s</i>	<i>E kW</i>	<i>B kW</i>
17	12.434	5821.239	5108.879
18	3.315	1552.019	1362.094
19	9.119	4269.220	3746.785
20	3.315	946.731	1189.053
21	3.315	1552.019	1706.199
22	71.542	252038.655	104693.608
23	80.239	156428.323	153681.275
24	80.239	117974.822	111020.665
25	80.239	165046.963	143581.923
26	104.153	289716.057	243853.956
27	104.153	223933.470	170389.459
28	104.153	104144.402	89471.011
29	158.233	384227.019	297483.793
30	158.233	207098.363	98386.891
31	158.233	69093.059	33104.032
32	68.443	17092.924	20000.458
33	89.790	8307.921	11.689
34	18.247	1688.360	2.376
35	71.542	6619.561	9.314
36	71.542	7732.899	947.358
37	71.542	41316.422	5613.537
38	71.542	179321.727	68254.373
39	71.542	299110.796	140950.232
40	22.472	939.361	939.361
41	248.822	77782.625	33592.161
42	0	34608.150	34608.150
43	0	59862.154	59862.154
44	0	164729.650	164729.650
45	0	185355.569	185355.569
46	0	4527.367	4527.367
47	0	1551.332	1551.332
48	0	2399.263	2399.263
49	0	605.287	605.287
50	0	1113.338	1113.338
51	0	33583.524	37276.683
52	0	59865.031	59865.031
53	0	1174.429	0.000
54	0	605.287	0.000
55	0	156170.518	0.000
56	0	40781.748	0.000
57	0	82626.054	0.000
58	0	59939.277	0.000
59	0	43692.214	0.000
60	0	3782.767	0.000
61	0	3845.350	0.000
62	0	5920.433	0.000
63	0	12399.006	0.000

Encontrando las ecuaciones complementarias para realizar nuestra matriz cuadrada. Tenemos 27 ecuaciones y 52 flujos de energía útiles en la planta por lo que se necesitarán 25 ecuaciones complementarias.

1. $B^*_{1} = B_1$ (Regla 5)
2. $B^*_{2} = B_2$ (Regla 5)
3. $B^*_{11} = B_{11}$ (Regla 5)
4. $B^*_{34} = 0$ (Regla 4)
5. $B^*_{40} = 0$ (Regla 4)
6. $B^*_{41} = 0$ (Regla 4)
7. $B^*_{45}/B_{45} - B^*_{46}/B_{46} = 0$ (Regla 3a)
8. $B^*_{45}/B_{45} - B^*_{47}/B_{47} = 0$ (Regla 3a)
9. $B^*_{45}/B_{45} - B^*_{48}/B_{48} = 0$ (Regla 3a)
10. $B^*_{45}/B_{45} - B^*_{49}/B_{49} = 0$ (Regla 3a)
11. $B^*_{45}/B_{45} - B^*_{50}/B_{50} = 0$ (Regla 3a)
12. $B^*_{45}/B_{45} - B^*_{51}/B_{51} = 0$ (Regla 3a)
13. $B^*_{45}/B_{45} - B^*_{52}/B_{52} = 0$ (Regla 3a)
14. $B^*_{23}/B_{23} - B^*_{24}/B_{24} = 0$ (Regla 2)
15. $B^*_{26}/B_{26} - B^*_{27}/B_{27} = 0$ (Regla 2)
16. $B^*_{29}/B_{29} - B^*_{30}/B_{30} = 0$ (Regla 2)
17. $B^*_{4}/B_4 - B^*_{5}/B_5 = 0$ (Regla 3a)
18. $B^*_{7}/B_7 - B^*_{8}/B_8 = 0$ (Regla 3a)
19. $B^*_{13}/B_{13} - B^*_{14}/B_{14} = 0$ (Regla 3a)
20. $B^*_{15}/B_{15} - B^*_{16}/B_{16} = 0$ (Regla 3a)
21. $B^*_{18}/B_{18} - B^*_{19}/B_{19} = 0$ (Regla 3a)
22. $B^*_{31}/B_{31} - B^*_{33}/B_{33} = 0$ (Regla 2)
23. $B^*_{27}/B_{27} - B^*_{28}/B_{28} = 0$ (Regla 2)
24. $B^*_{30}/B_{30} - B^*_{31}/B_{31} = 0$ (Regla 2)
25. $B^*_{22}/B_{22} - B^*_{39}/B_{39} = 0$ (Regla 2)

Los balances de masa, energía y exergía realizados a través de la matriz de incidencia nos quedarán de la siguiente manera:

Equipo	$A^* m = 0$	$A^* E = 0$	$A^* B = Bd$	% Bd
Sistema Gasific.	0	0	25599.1323	7.0549
Division1 Singas	0	0	0	0
Compresor 1	0	0	462.1224	0.1274
Division2 Singas	0	0	0.0000	0.0000
Enfriador 1	0	0	259.9623	0.0716
Compresor 2	0	0	20.7874	0.0057
Sep. Aire ASU	0	0	10975.2992	3.0247
Division1 Oxigeno	0	0	0	0
Division2 Oxigeno	0	0	0	0
Compresor 3	0	0	22.8860	0.0063
Division3 Oxigeno	0	0	0	0
Enfriador 2	0	0	173.0412	0.0477
Compresor 4	0	0	88.1418	0.0243

<i>Equipo</i>	$A * m = 0$	$A * E = 0$	$A * B = B_d$	$\% B_d$
Camara Comb 1	0	0	9952.9644	2.7430
Turbina AP	0	0	8052.4603	2.2192
Recalentador	0	0	3695.3658	1.0184
Camara Comb 2	0	0	57323.4598	15.7979
Turbina PI	0	0	13602.3424	3.7487
Precalentador 2	0	0	8222.5887	2.2661
Camara Comb 3	0	0	137734.2797	37.9585
Turbina BP	0	0	34367.2520	9.4714
Generador Elect.	0	0	3782.7667	1.0425
Precalentador 1	0	0	2642.0237	0.7281
Condensador	0	0	13091.8843	3.6080
Division Agua	0	0	0	0
Bomba Agua	0	0	175.2938	0.0483
Calentador Agua	0	0	32610.5042	8.9872
PLANTA	0	0	362854.5585	100.0000

En este apartado se puede realizar un balance de exergía total considerando a la planta de ciclo combinado como una caja negra y tomando en cuenta que la exergía suministrada es igual a la potencia eléctrica más la exergía destruida más las pérdidas hacia el ambiente.

$$B_{\text{sum}} = B_d + EE + B_L$$

$$B_{\text{sum}} = B_1 + B_{51} + B_{11} = \mathbf{602744.4836 \text{ KW}}$$

$$B_d + EE + B_L = EE + B_d + B_{41} + B_{40} + B_{\text{CO}_2} = \mathbf{602744.4836 \text{ KW}}$$

Los recursos y productos energéticos como exergéticos a través de las matrices de recurso (A_F) y producto (A_P) para nuestro caso quedarán de la siguiente manera:

<i>Equipo</i>	$Re \text{ (KW)}$	$Rb \text{ (KW)}$	$Pe \text{ (KW)}$	$Pb \text{ (KW)}$
Sistema Gasificación	573259.5551	573502.0915	572320.1943	546963.5984
División 1 Singas	572320.1943	546963.5984	572320.1943	546963.5984
Compresor 1	4527.3673	4527.3673	4527.3673	4065.2449
Division2 Singas	219812.8875	209812.5590	219812.8875	209812.5590
Enfriador 1	58631.2648	55963.8511	57456.8357	55703.8888
Compresor 2	1551.3318	1551.3318	1551.3318	1530.5444
Sep. Aire ASU	158524.7284	61178.8481	20802.8261	16611.3875
División 1 Oxigeno	20802.8261	16611.3875	20802.8261	16611.3875
División 2 Oxigeno	9095.9725	7263.2787	9095.9725	7263.2787
Compresor 3	2399.2634	2399.2634	2399.2634	2376.3774
División 3 Oxigeno	5821.2386	5108.8790	5821.2386	5108.8790
Enfriador 2	1552.0188	1362.0944	946.7315	1189.0532
Compresor 4	605.2873	605.2873	605.2873	517.1455
Cámara Combustión 1	312598.8411	163634.2398	156428.3229	153681.2754
Turbina AP	38453.5005	42660.6108	34608.1505	34608.1505
Recalentador	47072.1409	36256.6239	47072.1409	32561.2581
Cámara Combustión 2	330497.8059	301177.4153	289716.0574	243853.9556
Turbina PI	65782.5872	73464.4967	59862.1543	59862.1543
Precalentador 2	119789.0687	80918.4478	119789.0687	72695.8591

<i>Equipo</i>	<i>Re (KW)</i>	<i>Rb (KW)</i>	<i>Pe (KW)</i>	<i>Pb (KW)</i>
Cámara Combustión 3	466853.0730	435218.0725	384227.0189	297483.7928
Turbina BP	177128.6557	199096.9018	164729.6498	164729.6498
Generador Eléctrico	259199.9546	259199.9546	255417.1879	255417.1879
Pre calentador 1	138005.3045	65282.8593	138005.3045	62640.8356
Condensador	60785.1381	33092.3424	17092.9240	20000.4580
División Agua	8307.9205	11.6893	8307.9205	11.6893
Bomba Agua	1113.3379	1113.3379	1113.3379	938.0441
Calentador Agua	33583.5238	37276.6835	33583.5238	4666.1793
PLANTA	593700.7008	601430.6663	185355.5693	185355.5693

Por lo que las eficiencias de primera y segunda ley de la termodinámica así como el costo exergetico unitario, así como el índice δ para cada uno de los equipos nos quedara de la siguiente manera:

<i>Equipo</i>	η_I	η_{II}	$k=1 / \eta_{II}$	$\delta=Ii/R_{tot}$
Sistema Gasificación	0.9984	0.9537	1.0485	4.2564
División 1 Singas	1.0000	1.0000	1.0000	0
Compresor 1	1.0000	0.8979	1.1137	0.0768
Division2 Singas	1.0000	1.0000	1.0000	0
Enfriador 1	0.9800	0.9954	1.0047	0.0432
Compresor 2	1.0000	0.9866	1.0136	0.0035
Sep. Aire ASU	0.1312	0.2715	3.6829	1.8249
División 1 Oxigeno	1.0000	1.0000	1.0000	0
División 2 Oxigeno	1.0000	1.0000	1.0000	0
Compresor 3	1.0000	0.9905	1.0096	0.0038
División 3 Oxigeno	1.0000	1.0000	1.0000	0
Enfriador 2	0.6100	0.8730	1.1455	0.0288
Compresor 4	1.0000	0.8544	1.1704	0.0147
Cámara Combustión 1	0.5004	0.9392	1.0648	1.6549
Turbina AP	0.9000	0.8112	1.2327	1.3389
Recalentador	1.0000	0.8981	1.1135	0.6144
Cámara Combustión 2	0.8766	0.8097	1.2351	9.5312
Turbina PI	0.9100	0.8148	1.2272	2.2617
Pre calentador 2	1.0000	0.8984	1.1131	1.3672
Cámara Combustión 3	0.8230	0.6835	1.4630	22.9011
Turbina BP	0.9300	0.8274	1.2086	5.7143
Generador Eléctrico	0.9854	0.9854	1.0148	0.6290
Pre calentador 1	1.0000	0.9595	1.0422	0.4393
Condensador	0.2812	0.6044	1.6546	2.1768
División Agua	1.0000	1.0000	1.0000	0
Bomba Agua	1.0000	0.8426	1.1869	0.0291
Calentador Agua	1.0000	0.1252	7.9887	5.4222
PLANTA	0.3122	0.3082	3.2447	

Para encontrar los costes exergéticos se necesita la matriz inversa y el vector $[0/\omega]$, pero para encontrar los costos exergoeconómicos se necesitan considerar los siguientes supuestos económicos y así calcular el vector $[-Z_L/\omega]$.

Factor de Planta [%]	93
[Horas/Año]	8146.8
Costo por KW [US\$/KW]	\$1,600.00
Costo Central [US\$]	\$296,568,910.81
Vida Económica Central[años]	25
Paridad del Peso [\$/US\$]	11
Carbón [\$/MJ]	0.02345*
Costos Op. y Mtto. [\$/KWh]	0.15*
Costo Op. y Mtto. [\$/año]	\$181,276,570.19
Carbón [\$/s]	\$13.2348
Agua [\$/KWh]	0.0206
Agua [\$/s]	1.0601
ASU [\$/año]	\$44,485,336.62
Gasificación [\$/año]	\$62,279,471.27
Costo central [\$/año]	\$296,568,910.81
Central [\$/año]	\$3,262,258,018.91

Por lo que los vectores nos quedarán de la siguiente manera:

EQUIPO	% Costo	\$/AÑO	\$/s
Sistema Gasificación	0.21	\$100,332,851.01	\$3.4210
División 1 Singas	0.005	\$2,388,877.41	\$0.0815
Compresor 1	0.015	\$7,166,632.22	\$0.2444
Division2 Singas	0.005	\$2,388,877.41	\$0.0815
Enfriador 1	0.005	\$2,388,877.41	\$0.0815
Compresor 2	0.015	\$7,166,632.22	\$0.2444
Sep. Aire ASU	0.15	\$71,666,322.15	\$2.4436
División 1 Oxígeno	0.005	\$2,388,877.41	\$0.0815
División 2 Oxígeno	0.005	\$2,388,877.41	\$0.0815
Compresor 3	0.015	\$7,166,632.22	\$0.2444
División 3 Oxígeno	0.005	\$2,388,877.41	\$0.0815
Enfriador 2	0.005	\$2,388,877.41	\$0.0815
Compresor 4	0.015	\$7,166,632.22	\$0.2444
Cámara Combustión 1	0.04	\$19,111,019.24	\$0.6516
Turbina AP	0.08	\$38,222,038.48	\$1.3032
Recalentador	0.01	\$4,777,754.81	\$0.1629
Cámara Combustión 2	0.04	\$19,111,019.24	\$0.6516
Turbina PI	0.08	\$38,222,038.48	\$1.3032
Precalentador 2	0.01	\$4,777,754.81	\$0.1629

* Rodolfo Corona Esquivel, Jordi Trilla, María Elena Benavides Muñoz, *“Geología, estructura y composición de los principales yacimientos de carbón mineral mexicano”*. Boletín de la Sociedad Geológica Mexicana, Tomo LVIII, Num. 1, 2006.

* COPAR, CFE, 2003

EQUIPO	% Costo	\$/AÑO	\$/s
Cámara Combustión 3	0.04	\$19,111,019.24	\$0.6516
Turbina BP	0.14	\$66,888,567.34	\$2.2807
Generador Eléctrico	0.02	\$9,555,509.62	\$0.3258
Precalentador 1	0.01	\$4,777,754.81	\$0.1629
Condensador	0.04	\$19,111,019.24	\$0.6516
División Agua	0.005	\$2,388,877.41	\$0.0815
Bomba Agua	0.02	\$9,555,509.62	\$0.3258
Calentador Agua	0.01	\$4,777,754.81	\$0.1629
TOTAL	1	\$477,775,481.00	\$16.29

	$0/\omega$	$[-Z_L/\omega]$
1	0	-3.7454
2	0	-0.0892
3	0	-0.2675
4	0	-0.0892
5	0	-0.0892
6	0	-0.2675
7	0	-2.6753
8	0	-0.0892
9	0	-0.0892
10	0	-0.2675
11	0	-0.0892
12	0	-0.0892
13	0	-0.2675
14	0	-0.7134
15	0	-1.4268
16	0	-0.1784
17	0	-0.7134
18	0	-1.4268
19	0	-0.1784
20	0	-0.7134
21	0	-2.4969
22	0	-0.3567
23	0	-0.1784
24	0	-0.7134
25	0	-0.0892
26	0	-0.3567
27	0	-0.1784
28	564153.9828	13.2349
29	0	1.0601
30	1313.8173	0
31	0	0
32	0	0
33	0	0
34	0	0
35	0	0
36	0	0

	$0/\omega$	$[-Z_L/\omega]$
37	0	0
38	0	0
39	37276.6835	0.8745
40	0	0
41	0	0
42	0	0
43	0	0
44	0	0
45	0	0
46	0	0
47	0	0
48	0	0
49	0	0
50	0	0
51	0	0
52	0	0

A continuación se realizarán los cálculos del coste exergético y costo termoeconómico a través de la matriz inversa calculada anteriormente. Por lo que nuestros resultados de B^* y k para cada uno de los flujos se muestra a continuación:

Flujo	Sustancia	B [KW]	B^* [KW]	$k=B^*/B$
1	Carbón	564153.9828	564153.9828	1.0000
2	Agua Gasif	0.0000	0.0000	0.0000
3	Gas de Síntesis	546963.5984	660848.2253	1.2082
4	Gas de Síntesis	341216.2843	412261.7603	1.2082
5	Gas de Síntesis	205747.3141	248586.4650	1.2082
6	Gas de Síntesis	209812.5590	261481.4778	1.2463
7	Gas de Síntesis	55963.8511	69745.6365	1.2463
8	Gas de Síntesis	153848.7080	191735.8413	1.2463
9	Gas de Síntesis	55703.8888	69745.6365	1.2521
10	Gas de Síntesis	57234.4332	74164.1964	1.2958
11	Aire Atm	1313.8173	1313.8173	1.0000
12	Oxígeno	16611.3875	171823.5820	10.3437
13	Oxígeno	9348.1087	96694.2425	10.3437
14	Oxígeno Sal Div1	7263.2787	75129.3395	10.3437
15	Oxígeno	4530.7771	46865.1013	10.3437
16	Oxígeno	2732.5016	28264.2382	10.3437
17	Oxígeno	5108.8790	35097.9079	6.8700
18	Oxígeno	1362.0944	9357.5642	6.8700
19	Oxígeno	3746.7846	25740.3437	6.8700
20	Oxígeno	1189.0532	9357.5642	7.8698
21	Oxígeno	1706.1987	11081.5657	6.4949
22	Agua CC	104693.6079	283007.4878	2.7032
23	Gases Turbina AP	153681.2754	368253.2500	2.3962
24	Gases Turbina AP	111020.6646	266029.2899	2.3962
25	Gases Turbina AP	143581.9227	364038.1010	2.5354
26	Gases Turbina PI	243853.9556	581514.2860	2.3847
27	Gases Turbina PI	170389.4588	406324.7786	2.3847
28	Gases Turbina PI	89471.0111	213359.9638	2.3847
29	Gases Turbina BP	297483.7928	672486.8253	2.2606
30	Gases Turbina BP	98386.8910	222411.7399	2.2606
31	Gases Condens.	33104.0316	74834.4135	2.2606
32	CO2	20000.4580	74807.9888	3.7403
33	Agua	11.6893	26.4246	2.2606
34	Agua	2.3755	0.0000	0.0000
35	Agua	9.3138	26.4246	2.8372
36	Agua Sal Bomba	947.3578	3197.4741	3.3751
37	Agua	5613.5371	40474.1576	7.2101
38	Agua	68254.3727	188051.4841	2.7552
39	Agua	140950.2317	381016.2990	2.7032
40	Residuo Gasific.	939.3608	0.0000	0.0000
41	Nitrógeno	33592.1614	0.0000	0.0000
42	Trabajo TAP	34608.1505	102223.9601	2.9538
43	Trabajo TPI	59862.1543	175189.5074	2.9265

Flujo	Sustancia	B [KW]	B* [KW]	k=B*/B
44	Trabajo TBP	164729.6498	450075.0854	2.7322
45	Potencia Elect.	185355.5693	527936.4947	2.8482
46	Trabajo Comp1	4527.3673	12895.0128	2.8482
47	Trabajo Comp2	1551.3318	4418.5599	2.8482
48	Trabajo Comp3	2399.2634	6833.6697	2.8482
49	Trabajo Comp4	605.2873	1724.0015	2.8482
50	Trabajo Bomba	1113.3379	3171.0495	2.8482
51	Energía Calent	37276.6835	37276.6835	1.0000
52	Energía ASU	59865.0308	170509.7648	2.8482

Los costos termoeconómicos nos quedarán de la siguiente manera:

Flujo	Sustancia	π \$/s	C \$/kJ	C \$/kWh	C \$/MWh	C \$/Ton
1	Carbón	13.2349	0.0000	0.0845	84.4550	623.2529
2	Agua Gasif	1.0601	0.0000	0.0000	0.0000	85.9104
3	Gas de Síntesis	24.8541	0.0000	0.1636	163.5842	463.3482
4	Gas de Síntesis	15.5605	0.0000	0.1642	164.1712	465.0107
5	Gas de Síntesis	9.3827	0.0000	0.1642	164.1712	465.0107
6	Gas de Síntesis	10.3568	0.0000	0.1777	177.7045	513.2886
7	Gas de Síntesis	2.7863	0.0000	0.1792	179.2345	517.7082
8	Gas de Síntesis	7.6597	0.0000	0.1792	179.2345	517.7082
9	Gas de Síntesis	2.8755	0.0001	0.1858	185.8342	534.2775
10	Gas de Síntesis	3.3851	0.0001	0.2129	212.9211	628.9727
11	Aire Atm	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
12	Oxígeno	12.0186	0.0007	2.6046	2604.6470	159.0026
13	Oxígeno	6.8137	0.0007	2.6240	2623.9730	160.1824
14	Oxígeno Sal Div1	5.2941	0.0007	2.6240	2623.9730	160.1824
15	Oxígeno	3.3580	0.0007	2.6682	2668.1724	162.8806
16	Oxígeno	2.0252	0.0007	2.6682	2668.1724	162.8806
17	Oxígeno	2.6672	0.0005	1.8795	1879.4602	214.5130
18	Oxígeno	0.7349	0.0005	1.9423	1942.2983	221.6851
19	Oxígeno	2.0215	0.0005	1.9423	1942.2983	221.6851
20	Oxígeno	0.8241	0.0007	2.4949	2494.9479	248.5857
21	Oxígeno	1.1861	0.0007	2.5025	2502.5280	357.7848
22	Agua CC	13.5515	0.0001	0.4660	465.9813	189.4189
23	Gases Turbina AP	18.8360	0.0001	0.4412	441.2363	234.7485
24	Gases Turbina AP	13.6073	0.0001	0.4412	441.2363	169.5843
25	Gases Turbina AP	18.4787	0.0001	0.4633	463.3126	230.2950
26	Gases Turbina PI	28.8733	0.0001	0.4263	426.2549	277.2190
27	Gases Turbina PI	20.1748	0.0001	0.4263	426.2549	193.7028
28	Gases Turbina PI	10.5937	0.0001	0.4263	426.2549	101.7128
29	Gases Turbina BP	30.2257	0.0001	0.3658	365.7762	191.0205
30	Gases Turbina BP	9.9966	0.0001	0.3658	365.7762	63.1763
31	Gases Condens.	3.3635	0.0001	0.3658	365.7762	21.2568
32	CO2	4.0757	0.0002	0.7336	733.6157	59.5493
33	Agua	0.0012	0.0001	0.3658	365.7762	0.0132
34	Agua	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Flujo	Sustancia	π \$/s	C \$/kJ	C \$/kWh	C \$/MWh	C \$/Ton
35	Agua	0.0904	0.0097	34.9277	34927.6725	1.2631
36	Agua Sal Bomba	0.6208	0.0007	2.3592	2359.1701	8.6778
37	Agua	1.6737	0.0003	1.0733	1073.3418	23.3943
38	Agua	8.4851	0.0001	0.4475	447.5351	118.6021
39	Agua	18.2445	0.0001	0.4660	465.9813	255.0169
40	Residuo Gasific.	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
41	Nitrógeno	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	Trabajo TAP	6.6555	0.0002	0.6923	692.3203	-
43	Trabajo TPI	10.1253	0.0002	0.6089	608.9176	-
44	Trabajo TBP	22.7261	0.0001	0.4967	496.6550	-
45	Potencia Elect.	28.9289	0.0002	0.5619	561.8611	-
46	Trabajo Comp1	0.7066	0.0002	0.5619	561.8611	-
47	Trabajo Comp2	0.2421	0.0002	0.5619	561.8611	-
48	Trabajo Comp3	0.3745	0.0002	0.5619	561.8611	-
49	Trabajo Comp4	0.0945	0.0002	0.5619	561.8611	-
50	Trabajo Bomba	0.1738	0.0002	0.5619	561.8611	-
51	Energía Calent	0.8745	0.0000	0.0845	84.4550	-
52	Energía ASU	9.3433	0.0002	0.5619	561.8611	-

Por lo que los costos anuales de la energía generada en cada generador eléctrico se resumen de la siguiente manera, así también se muestran los gastos anuales totales para observar que todos los costos se le están asignando a la energía eléctrica producida.

Costos Anuales Totales	
WeGEN \$/año	\$848,441,045.28
CO ₂ \$/año	\$119,535,138.65
TOTAL \$/año	\$967,976,183.93
Inversión Anual	
Carbón \$/año	\$413,807,033.04
Equipo \$/año	\$523,077,123.55
Agua \$/año	\$31,092,027.34
TOTAL \$/año	\$967,976,183.93
Método Tradicional	
Comb \$/KWh	\$0.29
Eq y Mtto. \$/KWh	\$0.35
TOT \$/KWh	\$0.64
TOT \$/año	\$967,976,183.93

Caso Base \$/año	\$816,078,418.21
Gasificación Captura	\$967,976,183.93
Incremento Costos Anuales \$/año	\$151,897,765.72
Incremento Costos Anuales en %	18.61%

Ton CO2 capturadas [ton/año]	2,007,731.97
-------------------------------------	---------------------

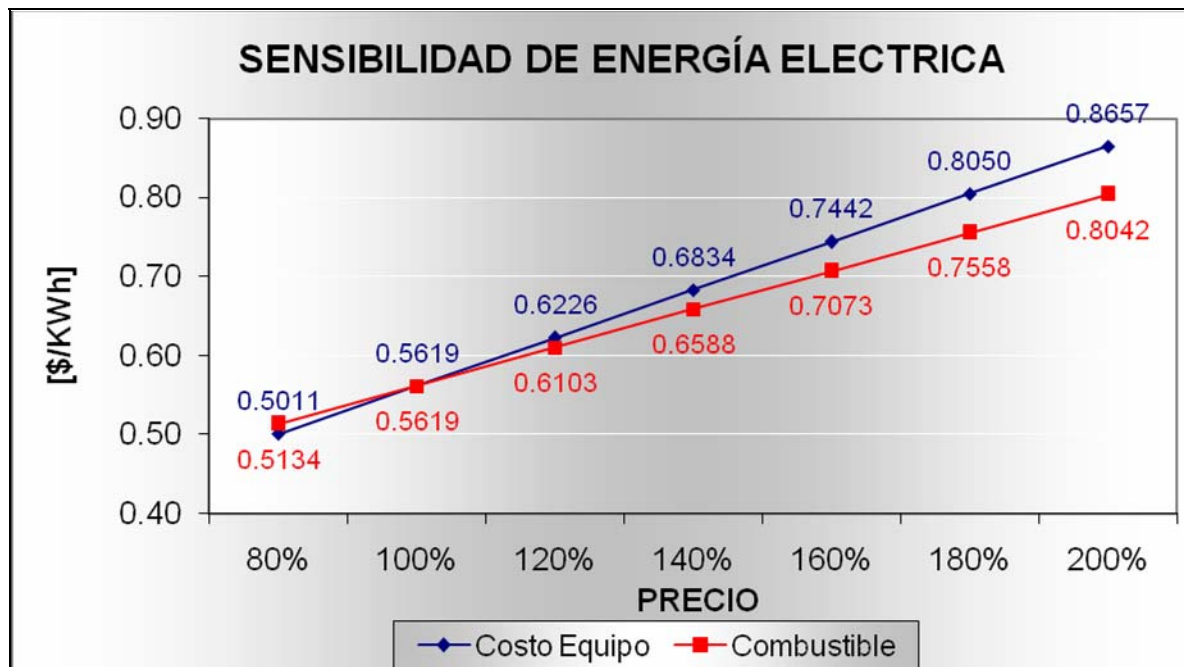
ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD CONTRA COMBUSTIBLE Y EQUIPO

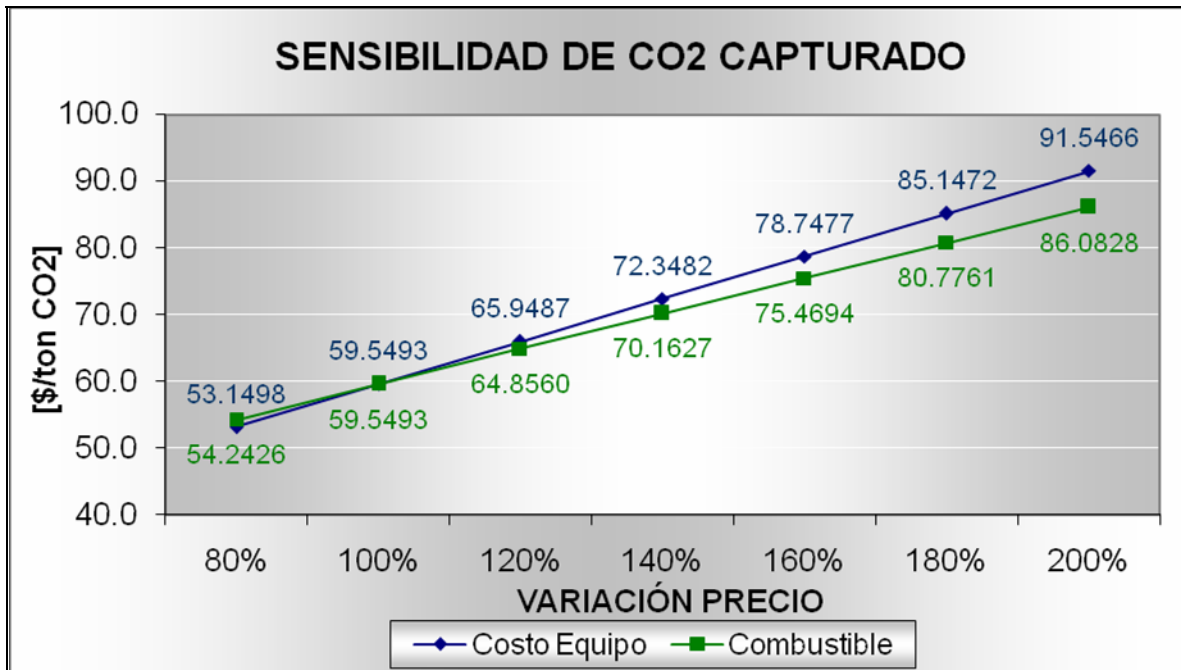
Para este análisis se consideró un incremento en los costos de equipo, así como de combustible y de la MEA y de cómo este incremento repercutía en los precios de la energía eléctrica (\$/KWh) en cada generador, así como en el CO₂ capturado.

Costo Equipo	80%	100%	120%	140%	160%	180%	200%
WeG1 [\$/KWh]	0.5011	0.5619	0.6226	0.6834	0.7442	0.8050	0.8657
CO ₂ [\$/Ton]	53.1498	59.5493	65.9487	72.3482	78.7477	85.1472	91.5466

Combustible	80%	100%	120%	140%	160%	180%	200%
WeG1 [\$/KWh]	0.5134	0.5619	0.6103	0.6588	0.7073	0.7558	0.8042
CO ₂ [\$/Ton]	54.2426	59.5493	64.8560	70.1627	75.4694	80.7761	86.0828

A diferencia que en los casos anteriores para este proceso la variación en el precio del equipo incrementa en mayor medida el costo del KWh generado, debido al alto precio de los dispositivos y también al bajo precio del energético (carbón) comparado con el gas natural.





ANÁLISIS DE ECONÓMICO CONSIDERANDO BONOS DE CARBONO

En este apartado se realiza un análisis de factibilidad económica considerando el ingreso que podría darse al comercializar el CO₂ capturado, se toma como inversión el incremento en la inversión de la planta (costo del equipo de secuestro de CO₂) con respecto al caso base, los costos incrementales de operación y mantenimiento así como los costos incrementales en combustible serán comparados con los ingresos por venta de bonos de carbono.

El proyecto será factible si la relación beneficio costo es mayor que uno, la Tasa Interna de Retorno (TIR) es mayor que la Tasa de Retorno Mínima Aceptable (TREMA) la cual se considero del 15%, además el período de recuperación de la inversión debe ser menor a la vida económica del proyecto, además el valor presente neto (VPN) debe ser mayor a la inversión realizada (costo equipo de captura).

Para lograr las condiciones anteriores se realizaron diversas pruebas variando el precio de los bonos de carbono (US\$/Ton CO₂) y analizando con que valor del bono de carbono se lograría que el proyecto fuese factible económicamente hablando.

De esta manera se realizó el siguiente análisis económico.

Consideraciones Económicas:

Costo Equipo de Captura Total [\$]	\$1,805,030,818.91
Costo Combustible, Operación y Mtto [\$/año]	-\$1,321,625.60
Precio Bonos de Carbono [US\$/Ton CO ₂]	\$13.00
Precio Bonos de Carbono [\$/Ton CO ₂]	\$143.00
Toneladas de CO ₂ capturadas [Ton CO ₂ /año]	2007331.973
Ingreso Anual por Bonos de Carbono [\$/año]	\$287,048,472.07

So - Inversión Inicial [\$]	-\$1,805,030,818.91
St - Flujo de efectivo del período t [\$]	\$288,370,097.67
i - TREMA (bancario) [porcentaje]	0.15
t - Vida económica del proyecto [años]	25
Valor Presente Neto [VPN] [\$]	\$1,864,067,303.07

Análisis año por año

AÑO	0	1	2	3	4	5
So [MM\$]	-\$1,805.03					
St [MM\$]		\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37
VP St [MM\$]		\$250.76	\$218.05	\$189.61	\$164.88	\$143.37
SAD [MM\$]	-\$1,805.03	-\$1,554.27	-\$1,336.22	-\$1,146.62	-\$981.74	-\$838.37
St [MM\$]	-\$1,805.03	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37
VP Ingr.[MM\$]		\$249.61	\$217.05	\$188.74	\$164.12	\$142.71
VP Costos[MM\$]		-\$1.15	-\$1.00	-\$0.87	-\$0.76	-\$0.66

AÑO	6	7	8	9	10	11	12
So [MM\$]							
St [MM\$]	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37
VP St [MM\$]	\$124.67	\$108.41	\$94.27	\$81.97	\$71.28	\$61.98	\$53.90
SAD [MM\$]	-\$713.70	-\$605.29	-\$511.02	-\$429.05	-\$357.77	-\$295.78	-\$241.89
St [MM\$]	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37
VP Ingr.[MM\$]	\$124.10	\$107.91	\$93.84	\$81.60	\$70.95	\$61.70	\$53.65
VP Costos[MM\$]	-\$0.57	-\$0.50	-\$0.43	-\$0.38	-\$0.33	-\$0.28	-\$0.25

AÑO	13	14	15	16	17	18	19
So [MM\$]							
St [MM\$]	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37
VP St [MM\$]	\$46.87	\$40.75	\$35.44	\$30.82	\$26.80	\$23.30	\$20.26
SAD [MM\$]	-\$195.02	-\$154.26	-\$118.82	-\$88.01	-\$61.21	-\$37.91	-\$17.65
St [MM\$]	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37
VP Ingr.[MM\$]	\$46.65	\$40.57	\$35.28	\$30.68	\$26.67	\$23.19	\$20.17
VP Costos[MM\$]	-\$0.21	-\$0.19	-\$0.16	-\$0.14	-\$0.12	-\$0.11	-\$0.09

AÑO	20	21	22	23	24	25	TOTALES
So [MM\$]							
St [MM\$]	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	
VP St [MM\$]	\$17.62	\$15.32	\$13.32	\$11.59	\$10.07	\$8.76	
SAD [MM\$]	-\$0.03	\$15.29	\$28.62	\$40.20	\$50.28	\$59.04	
St [MM\$]	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	\$288.37	
VP Ingr.[MM\$]	\$17.54	\$15.25	\$13.26	\$11.53	\$10.03	\$8.72	\$1,855.52
VP Costos[MM\$]	-\$0.08	-\$0.07	-\$0.06	-\$0.05	-\$0.05	-\$0.04	-\$8.54

Relación Beneficio - Costo
R= B/C = 1.03

Tasa Interna de Retorno
TIR = 16%

Período de Recuperación
PR (años) 20.00