



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA
INGENIERÍA MECÁNICA – TERMOFLUIDOS

COMPARACIÓN DE UN CICLO COMBINADO (CCGN) CONVENCIONAL CON CCS VS
CCGN INTEGRADO CON CELDAS DE COMBUSTIBLE DE ALTA TEMPERATURA CON
CCS

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

PRESENTA:
JUAN CARLOS SÁNCHEZ LADRÓN DE GUEVARA

TUTORES PRINCIPALES

DR. GABRIEL ASCANIO GASCA
ICAT, UNAM

DRA. ABIGAIL GONZÁLEZ DÍAZ
SISTEMAS MECÁNICOS, INEEL

CIUDAD UNIVERSITARIA, CD. MX., JUNIO 2022



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO:

Presidente: Dr. Dávila Serrano Moisés

Secretario: Dr. Romero Martínez Ascención

1 er. Vocal: Dr. Ascanio Gasca Gabriel

2 do. Vocal: Dra. González Díaz Abigail

3 er. Vocal: Dr. Díaz Herrera Pablo René

Lugares donde se realizó la tesis:

Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM)
Instituto Nacional de Electricidad y Energías Limpias (INEEL).

TUTORES DE TESIS:

DRA. ABIGAIL GONZÁLEZ DÍAZ

DR. GABRIEL ASCANIO GASCA

FIRMA

FIRMA

(Segunda hoja)

Agradecimientos:

A mi familia

Resumen

En México las plantas de cogeneración y ciclos combinados son y serán de vital importancia durante la transición a energías limpias para dar flexibilidad, seguridad a la red y suplir la demanda ante las intermitentes energías renovables. La capacidad instalada de ciclos combinados, en 2021 es de 39% (PRODESEN 2021-2035). Adicionalmente, el bajo precio del gas natural y la infraestructura que actualmente existe en el país conlleva a evaluar alternativas que utilicen gas natural, pero con bajas emisiones de CO₂. Dos alternativas son evaluadas en esta tesis: 1. Captura de CO₂ en una planta de cogeneración (electricidad y vapor) y 2. Generación con hidrógeno producido en una planta de reformación de metano con vapor (SMR por sus siglas en inglés *steam methane reforming*) con captura de CO₂ e integrado a celdas de combustible de alta temperatura (TSOFC) para generar electricidad y vapor.

La producción de hidrógeno a través de SMR representa costos de bajos de producción comparado el generado a través de la electrólisis, 1.84 USD/kg y 9.05 USD/kg, respectivamente (Gonzalez-Diaz, 2021). Por otro lado, una celda TSOFC consiste en un sistema con un ánodo y un cátodo mediante una reacción electroquímica se genera potencia y energía térmica, alcanzado una eficiencia eléctrica de hasta 60%.

La integración de celdas TSOFC en el SMR con captura de CO₂ es la primera aportación de esta tesis. Para evaluar esta alternativa, se desarrolló un modelo para la TSOFC en el *software* Aspen plus.

La generación de electricidad utilizando celdas TSOFC en el SMR con captura de CO₂ se comparó con una planta de cogeneración con captura de CO₂, ambas de aproximadamente la misma potencia eléctrica. La comparación de estos dos sistemas es la segunda aportación de esta tesis.

Los resultados muestran que las celdas TSOFC en el SMR con captura de CO₂ alcanzan una eficiencia e intensidad de emisiones de CO₂ de 30.4% y 17.4 kgCO₂/MWh, respectivamente, comparada con la planta de cogeneración con captura de CO₂ de 40.4% y 57 kgCO₂/MWh.

La ventaja principal de la alternativa propuesta radica en la reducción de emisiones de CO₂. Aunque la alternativa propuesta presenta menor eficiencia que una planta de cogeneración con captura de CO₂, es una alternativa que presenta flexibilidad para utilizar hidrógeno verde.

Introducción

Las emisiones de CO₂ hacia la atmósfera han causado cambios catastróficos al medio ambiente y efectos nocivos a la salud humana, tales como: enfermedades respiratorias, cardíacas y de la piel entre otros. México se ha comprometido en la ley de cambio Climático, a reducir el 50% de emisiones de gases de efecto invernadero para el 2050, y en materia de la ley de transición energética a garantizar el acceso de todos a una energía asequible, segura, sostenible y moderna.

La captura, uso y almacenamiento de CO₂ (CCUS, por sus siglas en inglés) es una alternativa para reducir las emisiones a niveles cercanos a cero en plantas de generación eléctrica que utilizan combustibles fósiles, como lo indica el IPCC (IPCC, 2014). Una de las tecnologías CCUS más avanzadas es la postcombustión basada en soluciones acuosas de alcanolaminas. La principal ventaja del acoplamiento de este proceso es que su implementación no requiere de grandes modificaciones en las plantas de cogeneración existentes y permite capturar de 85% a 99% del CO₂ emitido, de acuerdo con la IEAGHG¹ (IEAGHG, 2006). Después de ser capturado el CO₂ es comprimido y transportado, generalmente en condiciones supercríticas, para su uso o disposición final.

El CO₂ puede ser utilizado en procesos industriales tales como: fabricación de urea, fabricación de bebidas carbonatadas, refrigerantes, descafeinación,² producción de polímeros y síntesis de metanol. El CO₂ también puede ser aprovechado para inyección en yacimientos de hidrocarburos para recuperación mejorada de petróleo (EOR), de no ser aprovechado el CO₂ puede ser inyectado en formaciones geológicas seguras a miles de metros de profundidad.

Una de las principales problemáticas que se enfrenta en este trabajo es la reducción en la eficiencia de la planta generadora de energía por el elevado requerimiento energético en la regeneración del disolvente de la planta de captura y la compresión del CO₂. Este trabajo plantea una alternativa a las plantas de generación eléctrica, esta opción consiste en la integración un sistema que está compuesto por un proceso de generación de hidrogeno por

¹ IEAGHG: International Energy Agency Greenhouse Gas R&D program

²(Es el proceso de extraer un porcentaje de cafeína al grano verde de café.)

medio de la reformación de metano, celdas de combustible de alta temperatura y una planta de captura de CO₂.

Este trabajo de tesis está conformado por 4 capítulos, las conclusiones y anexos complementarios que facilitan la comprensión del tema estudiado. En el primer capítulo se hace énfasis en la situación actual de las emisiones de gas de efecto invernadero (GEI), los acuerdos establecidos para disminuir el incremento de la temperatura a nivel global y las consecuencias e impacto al medio ambiente, además se describen las tecnologías para mitigar el cambio climático tales como los sistemas de captura de CO₂, en específico la captura postcombustión.

En el segundo capítulo se analiza el panorama de la capacidad energética instalada en el país, así como la demanda esperada en los próximos años. Las plantas de cogeneración producen energía eléctrica y vapor simultáneamente, lo que resulta en esquemas mucho más eficientes que los independientes. De acuerdo con el PRODESEN (2018-2032), se determinaron cuántas y cuáles son las próximas plantas de cogeneración en iniciar operaciones en el corto-mediano plazo y cuales son candidatas para implementarles plantas de captura de CO₂.

En el capítulo tercero se describe el proceso de cogeneración integrada a una planta de captura de CO₂ (PCC) y sus elementos principales que la conforman. La primera parte de este capítulo describe el modelo desarrollado en Aspen Plus de la planta de cogeneración sin captura de CO₂ (caso base). Los resultados obtenidos en Aspen Plus se compararon con los obtenidos con Thermoflow y se obtuvieron desviaciones menores al 1% en la potencia y las eficiencias. En la segunda parte del capítulo se le realizaron las modificaciones requeridas para incorporar la planta de cogeneración con la PCC, por ejemplo, la extracción de vapor del *crossover* para regenerar el disolvente acuoso de monoetanolamina (MEA). Finalmente se varió la presión en el *reboiler* de 1.75 bar a 1.9 bar en donde a cada presión le correspondió una relación CO₂/MEA, y se obtuvo que la presión óptima de trabajo en la planta de captura fue de 1.87 bar y un consumo óptimo de energía de 3.87 MJ/kg CO₂.

En el cuarto capítulo se desarrolla el modelo de una celda de combustible con base en un reactor de Gibbs y se describe la planta reformadora de metano para producir hidrógeno y alimentar la celda. Posteriormente se introduce la aportación novedosa de este proyecto: la integración energética de celdas de combustible de alta temperatura a una planta de hidrogeno con captura de CO₂. Los resultados de la integración del sistema presentaron una eficiencia de 30.4% y una potencia de 49.4MW con una menor intensidad de carbono que la central de cogeneración con captura de CO₂.

Hipótesis

Mediante la integración de celdas de combustible de alta temperatura a una planta de generación de hidrógeno con reformación de metano con vapor (SMR) y con captura de CO₂, es posible generar electricidad y energía eficiente mayores a los de un sistema de cogeneración convencional con captura de CO₂. Las celdas de combustible utilizan H₂, por lo que es un sistema flexible a las tecnologías de producción de H₂: SMR con captura de CO₂.

Objetivo

El objetivo general de este trabajo es comparar el desempeño de celdas de combustible de alta temperatura integradas a una planta de reformación de metano mediante vapor (SMR) para producción de hidrogeno contra una planta de cogeneración convencional, ambas con captura de CO₂ postcombustión.

Objetivos específicos

- Simular la planta de cogeneración convencional con captura de CO₂ (Alternativa 1).
- Simular la celda de combustible de alta temperatura.
- Integrar las celdas de combustible con la planta de generación de hidrógeno con captura de CO₂ (Alternativa 2).
- Comparar los casos de estudio de la alternativa 1 y la alternativa 2.
- Analizar las ventajas y desventajas de la alternativa 2.

Índice general

Hipótesis.....	8
Objetivo.....	8
Objetivos específicos	8
Capítulo 1 Cambio climático y alternativas para mitigarlo	16
1.1 Origen del cambio climático: emisiones de CO ₂	16
1.2 Impacto del cambio climático.....	18
1.2.1 Calentamiento en la atmósfera y los océanos:	18
1.2.2 Disminución de las masas de hielo y nieve:	20
1.2.3 Aumento en las emisiones de GEI:.....	21
1.3 Tecnologías de captura de CO ₂	22
1.3.1 Captura de CO ₂ empleando la tecnología de oxidación	24
1.3.2 Precombustión	25
1.3.3 Captura postcombustión.....	26
1.3.4 Otras tecnologías.....	28
Capítulo 2 Panorama de la generación eléctrica en México.....	31
2.1 El sector eléctrico en México.....	31
2.2 Transición energética y plantas de cogeneración	35
2.3 Almacenamiento del CO ₂ capturado.....	39
Capítulo 3 Captura de CO₂ en plantas de generación de ciclos combinados	45
3.1 Planta de cogeneración.....	45
3.1.1 Turbina de gas	46
3.1.2 Compresor axial.....	47
3.1.3 Combustor	49
3.1.4 Ciclo de vapor.....	50
3.1.5 HRSG y condensador.....	50
3.1.6 Turbina de vapor	52
3.1.7 Eficiencia de la planta de energía	53
3.1.8 Resultados del desempeño de la planta de CCGN.....	55

Índice general

3.2	Planta de captura postcombustión	57
3.2.1	Condiciones de diseño de una planta de captura de CO ₂	57
3.2.2	Estrategias para operar la planta de captura	59
3.2.3	Estrategias para operar un compresor de CO ₂	60
3.2.4	Resultados de la planta de captura:	62
Capítulo 4 Celdas de combustible integradas a sistemas de cogeneración		68
4.1	Producción de hidrógeno:	68
4.1.1	Descripción y simulación del proceso de reformación de metano:	69
4.1.2	Resultados del proceso de reformación de metano.....	72
4.2	Celda de combustible.....	75
4.2.1	Principio de funcionamiento de las celdas de combustible	75
4.2.2	Clasificación de las celdas de combustible	77
4.3	Celda SOFC	81
4.4	Metodología de la celda TSOFC:	85
4.5	Resultados:	87
4.6	Conclusiones.....	91
4.7	Trabajo a futuro	93
Referencias		94
Apéndice:		101

Índice de figuras

Figura 1.1: Emisiones globales de gas de efecto invernadero por tipo de gas y fuente (Peters 2020).	17
Figura 1.2: Diagrama de emisiones GEI para México (INECC 2018).....	18
Figura 1.3: Cambios observados en la temperatura de la superficie del planeta en el periodo 1901-2012 (IPCC 2014).	19
Figura 1.4: Contenido calorífico del océano superficial (0 a 700 m) en ZJ (1 ZJ = 1021 Joules), (Levitus, Antonov et al., 2012) y (Ishii and Kimoto, 2009).....	19
Figura 1.5: Promedio anual y global del cambio del nivel del mar durante el periodo 1901-2010 (IPCC, 2014).	20
Figura 1.6: Cambios observados en precipitación anual sobre el planeta en el periodo 1951-2010(IPCC 2014).	21
Figura 1.7: Emisiones anuales antropogénicas de CO ₂ y su reparto en PgC/año (1 PgC = 1015 gramos de carbono) (IPCC, 2014).....	22
Figura 1.8: Tecnología de captura de CO ₂ con oxidación	25
Figura 1.9: Tecnología de captura de CO ₂ precombustión.....	26
Figura 1.10: Tecnología de captura de CO ₂ postcombustión.	26
Figura 1.11: Esquema de la absorción de CO ₂ con disolventes base alcanolaminas.	27
Figura 2.1: Capacidad instalada de generación de energía eléctrica (SENER, 2018).	31
Figura 2.2: Capacidad instalada por tipo de tecnología 2018-2032 (SENER 2018).	32
Figura 2.3: Evolución de la composición relacionada con la generación de energía eléctrica (SENER 2018)	33
Figura 2.4: Demanda de combustibles fósiles en el sector eléctrico, 2017 (SENER, 2018).	35
Figura 2.5: Capacidad y generación en centrales de cogeneración por estado. (SENER, 2018).	37
Figura 2.6: Densidad y volumen relativo del CO ₂ a diferentes profundidades. North American Carbon Storage Atlas (2015).	40
Figura 2.7: Opciones de almacenamiento de CO ₂ en formaciones geológicas profundas. IPCC (2005).	41
Figura 2.8: Diagrama de la tecnología de recuperación mejorada de petróleo por inyección de CO ₂ . Melzer, S. (2010).	42
Figura 2.9: Campos petrolíferos candidatos para EOR y zonas de inclusión/exclusión para almacenamiento de CO ₂ . Lacy et al., (2013).	43
Figura 3.1: Diagrama de una planta de ciclo combinado convencional.....	46
Figura 3.2: Diagrama Entalpía-Entropía de un compresor.....	48
Figura 3.3: Diagrama T-S para el proceso de compresión del CO ₂ en 6 etapas. Liebenthal and Kather (2011).	61
Figura 3.4: Esquema de la planta de captura de CO ₂	62
Figura 3.5: Esquema del tren de compresión.	64
Figura 3.6: Gráfica de optimización del consumo energético.....	65

Índice de figuras

Figura 3.7: a) Planta de cogeneración sin captura de CO ₂ ; b) Planta de cogeneración integrada a una planta de captura de CO ₂	67
Figura 4.1: Porcentaje de participación de los métodos para producir hidrógeno alrededor del mundo. Voldsund, M., et al. (2016).	69
Figura 4.2: Esquema del proceso de reformación de metano integrado a la celda de combustible. ..	70
Figura 4.3: Simulación del proceso de la reformación de metano.	72
Figura 4.4: Principio de operación de una celda PEM. <i>U.S. Department of Energy</i> (2015).	76
Figura 4.5: Simulación de la celda de combustible tipo TSOFC de 200 kW.	81
Figura 4.6: (a) Esquema del balance de masa para la celda TSOFC, (b) Esquema del balance de energía (entalpía) para la celda TSOFC.	82
Figura 4.7: Diagrama de energía-temperatura para el HRSG.	85
Figura 4.8: Diagrama de la celda de combustible TSOFC.	89
Figura A.1: Arreglo general de la planta de reformación de metano con celdas TSOFC y captura de CO ₂	102

Índice de tablas

Tabla 1.1: Principales proyectos con CCUS a gran escala que operan en los Estados Unidos (Council, 2019).	23
Tabla 2.1: Generación de energía eléctrica a partir de tecnologías convencionales 2018-2032 (SENER, 2018).	34
Tabla 2.2: Generación de energía eléctrica a partir de tecnologías limpias 2018-2032 SENER (2018).	34
Tabla 2.3: Centrales de cogeneración eficiente existentes (Elaboración propia con información del PRODESEN 2018-2032).....	37
Tabla 2.4: Centrales de cogeneración eficiente nuevas (Elaboración propia con información del PRODESEN 2018-2032).....	38
Tabla 2.5: Centrales de cogeneración eficiente nuevas (Elaboración propia con información del PRODESEN 2018-2032).....	44
Tabla 3.1: Resultados de la simulación de la planta de CCGN sin captura de CO ₂	56
Tabla 3.2: Condiciones de operación de la planta de captura de CO ₂	59
Tabla 3.3: Condiciones de operación de la planta de captura de CO ₂	63
Tabla 3.4: Condiciones de operación para la carga de amina pobre y carga de amina rica.	63
Tabla 3.5: Etapas del tren de compresión.....	64
Tabla 3.6: Rendimiento esperado para el caso de estudio con captura y sin captura de CO ₂	66
Tabla 4.1: Condiciones de operación del proceso de reformación de metano.	72
Tabla 4.2: Resultados de la simulación del proceso de reformación de metano en el software Aspen Plus.	73
Tabla 4.3: Composición y flujo masico del gas de síntesis para la planta de captura de CO ₂	74
Tabla 4.4: Resumen de los parámetros clave para la planta de captura de CO ₂ con un nivel de captura de 90%.....	75
Tabla 4.5: Resultados de la simulación del sistema de la celda de combustible TSOFC.	88
Tabla 4.6: Resultados de la simulación del sistema de la celda de combustible TSOFC.....	89
Tabla 4.7: Rendimiento esperado los dos casos de estudio con captura de CO ₂	90
Tabla A.1: Balances de masa y energía del SMR con las celdas TSOFC y captura de CO ₂	103

Nomenclatura

<i>AC</i>	Corriente alterna
<i>AFC</i>	Celda de combustible alcalina
<i>CCGN</i>	Ciclo combinado de gas natural
<i>CCUS</i>	Captura, uso y almacenamiento de CO ₂
<i>CCS</i>	Dióxido de carbono
<i>CD</i>	Corriente directa
<i>CFE</i>	Comisión Federal de Electricidad
<i>CHP</i>	Eficiencia de un ciclo de cogeneración
<i>CI</i>	Intensidad de carbono
<i>CRE</i>	Comisión Reguladora de Energía
<i>DMFC</i>	Celda de combustible de metanol directo
<i>EOR</i>	Recuperación mejorada de petróleo
<i>GEI</i>	Gases de efecto invernadero
<i>HRSR</i>	Recuperador de calor residual
<i>IEA</i>	Agencia Internacional de energía
<i>MCFC</i>	Celda de combustible de carbonato fundido
<i>MEA</i>	Monoetanolamina
<i>PAFC</i>	Celda de combustible de ácido fosfórico
<i>PEM</i>	Celda de combustible de membrana de intercambio de protones
<i>PCC</i>	Captura de carbono de postcombustión
<i>PSA</i>	Adsorción por oscilación de presión

Nomenclatura

<i>SMR</i>	Reformación de metano con vapor
<i>SOFC</i>	Celda de combustible de óxido sólido
<i>TSOFC</i>	Celda de combustible de óxido sólido tubular
<i>WGSR</i>	Reacción de desplazamiento gas-agua
<i>WSR</i>	Reacción de desplazamiento del agua

Capítulo 1

Cambio climático y alternativas para mitigarlo

En este capítulo se hace énfasis en la situación actual de las emisiones de gas de efecto invernadero, posteriormente se indican los acuerdos establecidos para disminuir el incremento de la temperatura a nivel global y los compromisos que internacionalmente ha contraído el gobierno federal en materia de contaminación y emisiones. También se menciona la importancia del gas natural como una fuente energética importante y se habla de las nuevas tecnologías para mitigar el cambio climático tales como los sistemas de captura de CO₂, en específico la captura postcombustión.

1.1 Origen del cambio climático: emisiones de CO₂

El Panel Intergubernamental sobre Cambio Climático (IPCC, por sus siglas en inglés) señaló que el calentamiento de la tierra es claro, el impacto de los seres humanos en el sistema climático es evidente y las emisiones de gases de efecto invernadero son las más altas de la historia. Además, el IPCC señala que muchos de los cambios observados en las últimas décadas no tienen precedentes. La atmósfera y los océanos se están calentando, la nieve y el hielo se reducen y el nivel del mar está aumentando. Basado en el aumento de la concentración de gases de efecto invernadero en la atmósfera, el forzamiento radiactivo positivo y el calentamiento observado, la influencia humana en el cambio climático es decisiva (IPCC, 2013). Las causas del cambio climático se pueden dividir en aquellas relacionadas con los procesos naturales (variaciones solares, orbitales, actividad volcánica y corrientes marinas) y las causas vinculadas con la actividad humana.

Se ha estimado que las emisiones mundiales de gases de efecto invernadero (GEI) continuarán aumentando en un 28% entre 2000 y 2030 si no se toman medidas (Gonzalez-Diaz 2016). Las emisiones de CO₂ hacia la atmosfera están asociadas a efectos medio ambientales y de salud humana, tales como: enfermedades respiratorias, de la piel y efecto invernadero entre otros.

En el reciente acuerdo de París sobre el cambio climático, se estableció un nuevo objetivo para limitar los aumentos de temperatura a 2 ° C (Energy and Change 2015). Las emisiones pasadas, que suman alrededor de 2 billones de toneladas de CO₂, causaron un aumento de temperatura de 1 ° C (Hone, 2016). Para limitar el aumento de la temperatura a 2 ° C en relación con los niveles preindustriales, las emisiones globales de CO₂ deben reducirse.

1.1 ORIGEN DEL CAMBIO CLIMÁTICO: EMISIONES DE CO₂

El IPCC estima que para lograr esta meta, se tendrían que invertir un 0.06% del PIB mundial, mientras que el costo sin medidas de mitigación se calcula entre un 1.6 y 3.0% (IPCC 2014). En la Figura 1.1 se puede observar la evolución de las emisiones globales de gas de efecto invernadero por tipo de gas y fuente en el periodo 1990-2020. Como puede apreciarse el sector energético es la actividad antropogénica con mayor contribución de emisiones de CO₂ a nivel global, seguido por el cambio de uso de suelo. De acuerdo con la actualización del INEGYCEI³ para 2017 el gas más relevante que se emitió en nuestro país es el dióxido de carbono (CO₂) con 72%, seguido del metano (CH₄) con 20.3%, óxido nitroso (N₂O) con 5.9% y gases fluorados con 1.8% (ver Figura 1.2).

En el caso de México los sectores que presentaron mayor GEI durante el 2017 fueron el sector de la industria de la energía (25.9%) y el de transportes (24.5%), ambos sectores tuvieron una contribución considerable en sus disposiciones finales en la industria del cemento, hierro, acero y química. La generación de energía es la actividad humana con mayor aportación en la emisión de CO₂ en nuestro país, esto es debido a que alrededor del 80% de la electricidad producida proviene de fuentes fósiles que a su vez son aprovechadas en centrales de ciclo combinado de gas natural (INECC 2018).

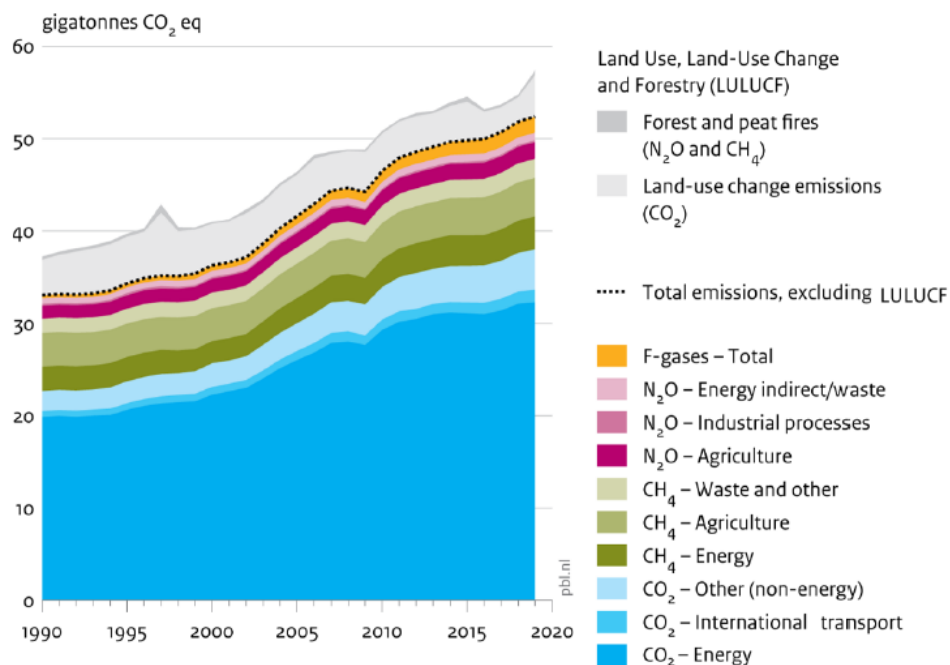


Figura 1.1: Emisiones globales de gas de efecto invernadero por tipo de gas y fuente (Peters 2020).

³ (Inventario Nacional de Emisiones de Gases y Compuestos de Efecto Invernadero)

1.2 IMPACTO DEL CAMBIO CLIMÁTICO

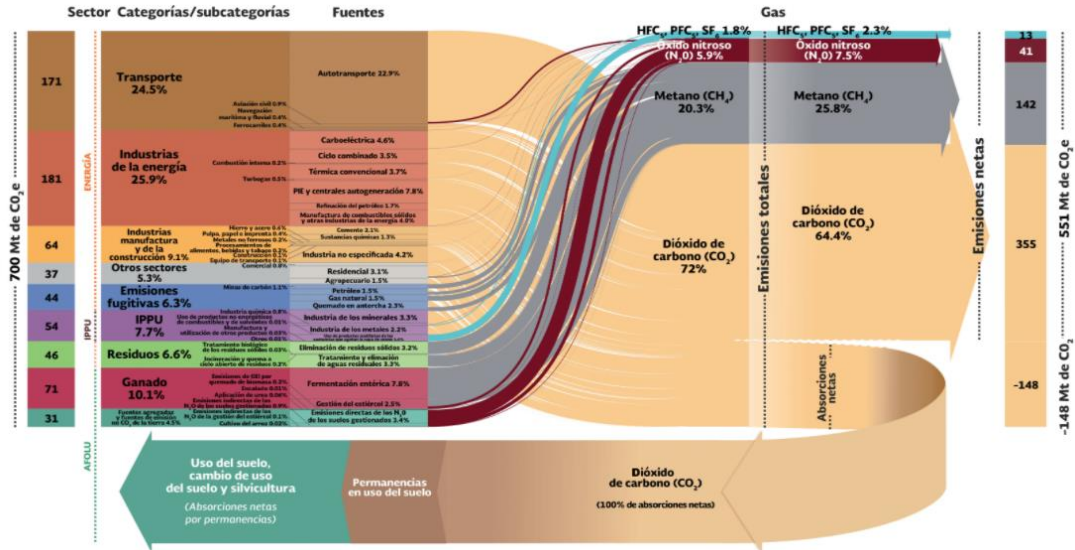


Figura 1.2: Diagrama de emisiones GEI para México (INECC 2018).

1.2 Impacto del cambio climático.

Con respecto al impacto que generan las emisiones de GEI se tiene que si no se aplican las estrategias para mitigar estas emisiones en el 2100 los ecosistemas se verán expuestos a niveles de CO₂ más elevados que en los pasados 650 000 años, y a temperaturas más altas que la de los últimos 740 000 años. Esto producirá perturbaciones que alterarán la estructura de los ecosistemas, reducirá su biodiversidad y alterará su funcionamiento (Parry et al., 2007). Los cambios en el sistema climático que se han venido observando desde mediados del siglo XIX y que prevalecen en aumento hasta nuestros días son: Calentamiento de la atmósfera y los océanos, disminución en la cantidad y extensión de las masas de hielo y nieve, aumento en el nivel del mar y aumento en las concentraciones de los GEI.

1.2.1 Calentamiento en la atmósfera y los océanos:

Cada uno de los tres últimos decenios ha sido sucesivamente más cálido en la superficie de la tierra que cualquier otro decenio anterior desde 1850. El periodo comprendido entre 1983 y 2012 ha sido el periodo de 30 años más cálido de los últimos 800 años en el hemisferio norte, además la superficie oceánica y terrestre han tenido un calentamiento que va de los 0.65 a

1.2 IMPACTO DEL CAMBIO CLIMÁTICO

1.06 °C lo que ha provocado que el planeta experimente un aumento general en su temperatura (IPCC 2014), ver Figura 1.3.

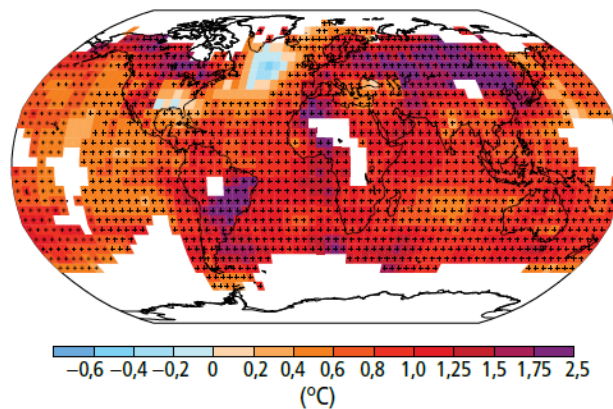


Figura 1.3: Cambios observados en la temperatura de la superficie del planeta en el periodo 1901-2012 (IPCC 2014).

El calentamiento del océano es el factor predominante en el incremento de la energía almacenada en el sistema climático y representó más del 90% de la energía acumulada entre 1971 y 2010, durante este periodo se calentó la capa superior del océano (desde la superficie hasta los 700 m), el calentamiento del océano fue mayor cerca de la superficie (los 75 m superiores), en promedio se ha calentado 0.11 °C por década. También se observó que el calentamiento decrecía con la profundidad y se extendió hasta los 2000 m.

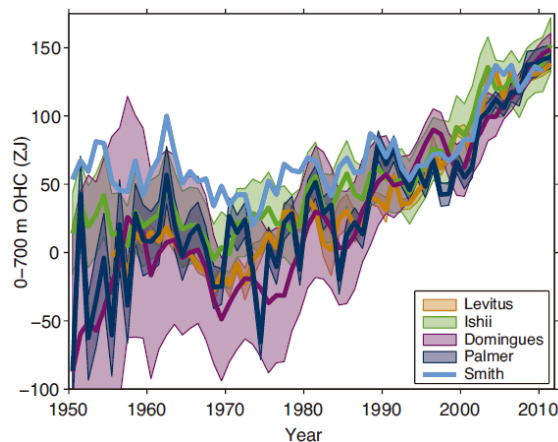


Figura 1.4: Contenido calorífico del océano superficial (0 a 700 m) en ZJ (1 ZJ = 1021 Joules), (Levitus, Antonov et al., 2012) y (Ishii and Kimoto, 2009).

1.2 IMPACTO DEL CAMBIO CLIMÁTICO

Desde el comienzo de la era industrial, la incorporación de CO₂ ha dado lugar a su acidificación; el pH del agua del océano superficial ha disminuido un 0.1, lo que corresponde con un aumento del 26% de la acidez (concentración de iones de hidrógeno).

1.2.2 Disminución de las masas de hielo y nieve:

En el periodo comprendido entre 1992 y 2011, los mantos de hielo de Groenlandia y la Antártida perdieron masa, esta pérdida se produjo a un ritmo más acelerado entre 2002 y 2011. Los glaciares han continuado menguando en casi todo el mundo. El manto de nieve en primavera en el hemisferio norte ha seguido reduciéndose en extensión, las temperaturas del “*permafrost*” han aumentado. La superficie media anual del hielo marino del Ártico disminuyó durante el periodo 1979-2012 en un rango del 3.5% al 4.1% por decenio, mientras que la extensión del hielo marino de la Antártida aumentó en un rango del 1.2% al 1.8% por decenio durante el mismo periodo (IPCC 2014). La combinación de la pérdida de masa de los glaciares y la expansión térmica del océano provocada por el calentamiento dan razón de aproximadamente el 75% de la elevación del nivel del mar. Durante el periodo 1993-2010 la elevación del nivel del mar coincidió con la suma de las contribuciones observadas de la expansión térmica del océano y de los cambios en los glaciares, en el manto de hielo de Groenlandia, en el manto de hielo de la Antártida y en el almacenamiento terrestre de agua. También el nivel global medio del mar aumento 1.7 mm/año en el periodo 1901-2010 y los datos recogidos con mareógrafos y altímetros satelitales coinciden en que el periodo entre 1993 y 2010 la tasa fue más alta (3.2 mm/año) (IPCC, 2014).

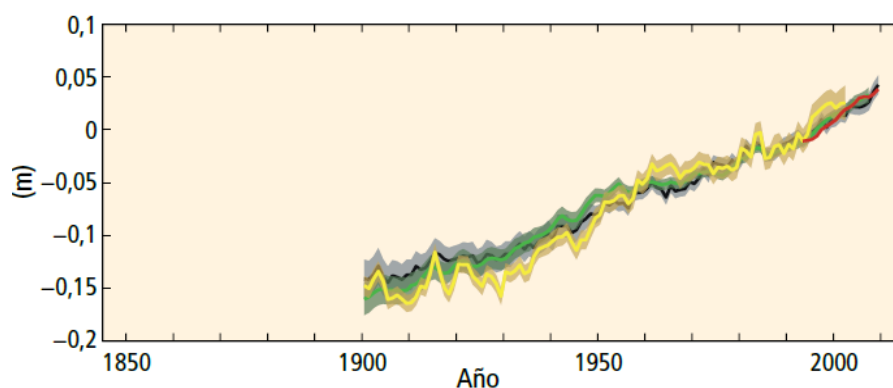


Figura 1.5: Promedio anual y global del cambio del nivel del mar durante el periodo 1901-2010 (IPCC, 2014).

1.2 IMPACTO DEL CAMBIO CLIMÁTICO

Además de los cambios de temperatura, el calentamiento de los océanos y la disminución de los cuerpos de nieve también se han visto afectados los fenómenos meteorológicos y el clima, por ejemplo, las precipitaciones en Europa y América del Norte aumentaron durante el periodo 1951-2010.

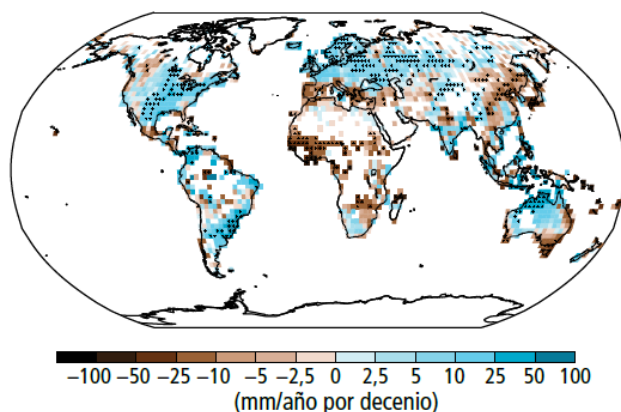


Figura 1.6: Cambios observados en precipitación anual sobre el planeta en el periodo 1951-2010(IPCC 2014).

1.2.3 Aumento en las emisiones de GEI:

Las emisiones antropogénicas de gases de efecto invernadero aumentaron desde la era preindustrial, en gran medida como resultado del crecimiento económico y demográfico. De 2000 a 2010 las emisiones registraron un máximo histórico. Las emisiones históricas han hecho que las concentraciones atmosféricas de dióxido de carbono, metano y óxido nitroso alcanzaran niveles nunca observados en los últimos 800 000 años.

El CO₂ sigue siendo el principal gas de efecto invernadero antropógeno y representó en 2010 el 76% de las emisiones antropógenas totales de gases de efecto invernadero. De la cifra total, el 16% procedía del metano (CH₄), el 6,2% del óxido nitroso (N₂, O₂), y el 2,0% de gases fluorados (IPCC 2014). Anualmente, desde 1970, alrededor del 25% de las emisiones antropógenas de gases de efecto invernadero han sido en forma de gases distintos del CO₂.

Alrededor de la mitad de las emisiones de CO₂ antropogénicas acumuladas entre 1750 y 2011 se han producido en los últimos 40 años. Estas emisiones antropogénicas provienen de la combustión de combustibles fósiles, producción de cemento, quema en antorcha, silvicultura

1.3 TECNOLOGÍAS DE CAPTURA DE CO₂

y otros usos del suelo (FOLU⁴), el 40% de estas emisiones permanecen en la atmósfera desde 1750, y el resto de las emisiones fue removido de la atmósfera por sumideros y almacenado en reservorios naturales del ciclo del carbono (ver Figura 1.7) (IPCC 2014).

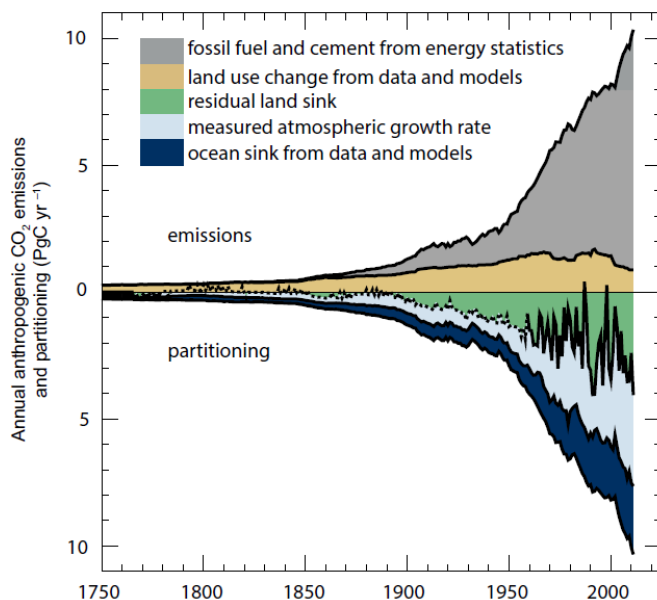


Figura 1.7: Emisiones anuales antropogénicas de CO₂ y su repartición en PgC/año (1 PgC = 1015 gramos de carbono) (IPCC, 2014).

1.3 Tecnologías de captura de CO₂

La captura, uso y almacenamiento de carbono (CCUS, por sus siglas en inglés) es un proceso que captura el CO₂ de las emisiones de fuentes fijas (centrales eléctricas, refinerías, siderúrgicas, cementeras, etc.) y una vez capturado el CO₂, éste es comprimido y enviado por tuberías al subsuelo para ser almacenado, inclusive el CO₂ puede ser empleado para la recuperación mejorada de petróleo (EOR, por sus siglas en inglés). La tecnología EOR consiste en inyectar el CO₂ en pozos de petróleo para reducir su viscosidad, y aumentar el flujo de petróleo.

⁴ FOLU por sus siglas en inglés *Food and Land Use*, es una iniciativa global que trabaja por una nueva economía de la alimentación y uso del suelo que impulse el crecimiento económico y el desarrollo sostenible.

1.3 TECNOLOGÍAS DE CAPTURA DE CO₂

Las primeras plantas de captura de CO₂ se construyeron a principios de la década de los 70s del siglo pasado en los Estados Unidos. La Tabla 1.1 muestra los principales proyectos con CCUS a gran escala que operan en los Estados Unidos. De estos proyectos, seis fueron impulsados exclusivamente por factores de mercado, incluida la disponibilidad de un suministro de CO₂ de bajo costo y la demanda de CO₂ de la industria EOR. Para estos seis proyectos se produjo una corriente de CO₂ de alta concentración como parte de la producción de fertilizantes o el procesamiento de gas natural. En consecuencia, solo se requirieron instalaciones de deshidratación, compresión y tuberías para entregar CO₂ a los sitios de EOR, lo que redujo en gran medida los costos de capital y operativos. Los cuatro proyectos restantes implicaron una captura de CO₂ más compleja y costosa. Como resultado, los cuatro proyectos requirieron un apoyo financiero significativo a través de políticas gubernamentales. Además de los proyectos enumerados en esta sección, también hay numerosos proyectos piloto y de demostración que están siendo aplicados en los Estados Unidos.

Tabla 1.1: Principales proyectos con CCUS a gran escala que operan en los Estados Unidos (Council, 2019).

Plant Name	Start Up Year	State	Operator	Capacity (million tonnes/yr)	CO ₂ Source	Pipeline Connection (miles)	CO ₂ Sink	Govt. Fund
1.Terrell Gas Processing	1972	TX	Occidental Petroleum	0.5	Natural Gas Processing	220	EOR	
2.Enid Fertilizer	1982	OK	Koch Nitrogen Company	0.7	Fertilizer Production	120	EOR	
3.Shute Creek Gas Plant	1986	WY	ExxonMobil	7.0	Natural Gas Processing	142	EOR	
4.Great Plains Synfuels	2000	ND	Dakota Gasification	3.0	Coal Gasification	205	EOR	\$1.6B ²
5.Century Plant	2010	TX	Occidental Petroleum	8.4	Natural Gas Processing	100	EOR	
6.Air Products SMR	2013	LA	Air Products	1.0	Hydrogen Production	13	EOR	\$235M
7.Coffeyville Gasification	2013	KS	Coffeyville Resources	1.0	Fertilizer Production	68	EOR	
8.Lost Cabin Gas Plant	2013	WY	ConocoPhillips	0.9	Natural Gas Processing	232	EOR	
9.Illinois Industrial CCS	2017	IL	ADM	1.0	Ethanol Production	2	Saline	\$141M
10.Petra Nova	2017	TX	NRG	1.4	Power Generation	80	EOR	\$190M

1.3 TECNOLOGÍAS DE CAPTURA DE CO₂

Se han diseñado y utilizado varias estrategias para capturar dióxido de carbono de mezclas gaseosas en la industria. El tipo de tecnología está determinado por la pureza y el estado del gas en relación con las condiciones ambientales que rodean el CO₂ (Yáñez, Ramírez et al., 2020).

Las tecnologías utilizadas para CCS se agrupan como sistemas de precombustión y postcombustión. Estas tecnologías se nombran según el momento en que se elimina el carbono que es anterior o posterior a la combustión de combustibles fósiles (Yáñez, Ramírez et al. 2020). Existe otra tecnología de CCS conocida como la oxicomcombustión que aún se encuentra en etapas de desarrollo y requiere algún tiempo antes de que sea comercialmente aceptable.

1.3.1 Captura de CO₂ empleando la tecnología de oxicomcombustión

La oxicomcombustión es similar a la combustión tradicional de carbón o gas natural, excepto que el combustible se quema en presencia de una corriente de O₂ de alta pureza en lugar de aire (Adams II, 2014), como productos se obtienen CO₂, vapor de agua y exceso de oxígeno para completar la combustión. La captura de CO₂ con oxicomcombustión incorpora tres principales componentes: una unidad de separación de aire que suministre el oxígeno para la combustión, en donde la corriente de oxígeno se obtiene de la separación criogénica del aire (Zheng, 2011); una cámara de combustión en donde el calor producido durante la combustión se utiliza para generar vapor en una planta de energía; y una unidad de captura y compresión de CO₂.

El objetivo principal de la oxicomcombustión es producir una corriente gaseosa con una alta concentración de CO₂, la cual puede ser separada de los demás gases por medio de unidades condensadoras, y posteriormente ser almacenada. Las principales desventajas de la oxicomcombustión son el elevado requerimiento energético para producir O₂ de alta pureza y las elevadas temperaturas producidas por la combustión en un ambiente de oxígeno puro, la oxicomcombustión puede alcanzar una temperatura de 2500°C comparada con la temperatura de operación de 1700 °C en la cámara de combustión (Breeze, 2015). Actualmente no hay materiales para las calderas y quemadores que soporten temperaturas tan altas, como resultado los gases de escape deben recircularse en grandes cantidades para mantener la temperatura de flama en niveles razonables. La Figura 1.8 muestra un esquema con la tecnología de captura de CO₂ empleando la oxicomcombustión.

1.3 TECNOLOGÍAS DE CAPTURA DE CO₂

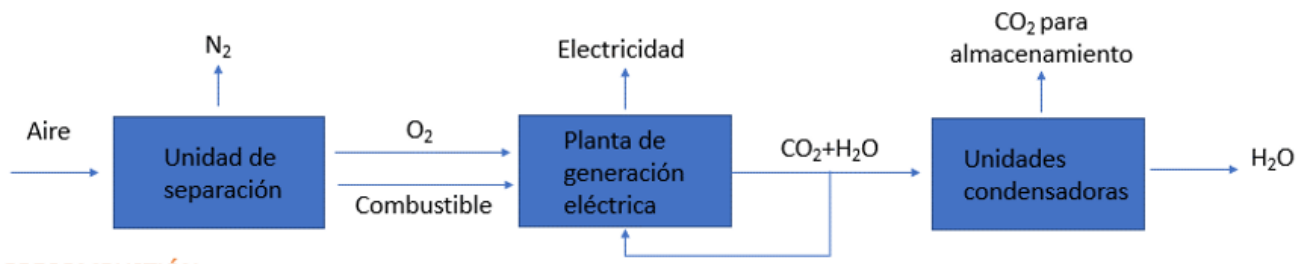


Figura 1.8: Tecnología de captura de CO₂ con oxidación

1.3.2 Precombustión

La captura de CO₂ precombustión implica la conversión de un combustible fósil en un gas sintético compuesto por H₂, CO y CO₂, la gasificación del combustible fósil se produce en un gasificador por medio de dos reacciones, la corriente que sale del gasificador tiene una temperatura de 400 °C y una presión de 65.5 bares. Como producto de la primera reacción se obtiene una mezcla gaseosa de hidrógeno y monóxido de carbono, esta reacción puede obtenerse mediante el reformado con vapor o adicionando oxígeno al combustible. En la segunda reacción se adiciona vapor de agua al monóxido de carbono para obtener dióxido de carbono e hidrógeno como productos, esta reacción es conocida como reacción de desplazamiento gas-agua (WGSR por sus siglas en inglés). Como paso final el CO₂ es separado del H₂ en una planta de captura y la corriente rica en H₂ se utiliza como combustible para generar energía eléctrica. La Figura 1.9 muestra un esquema con la tecnología de captura de CO₂ precombustión.

1.3 TECNOLOGÍAS DE CAPTURA DE CO₂

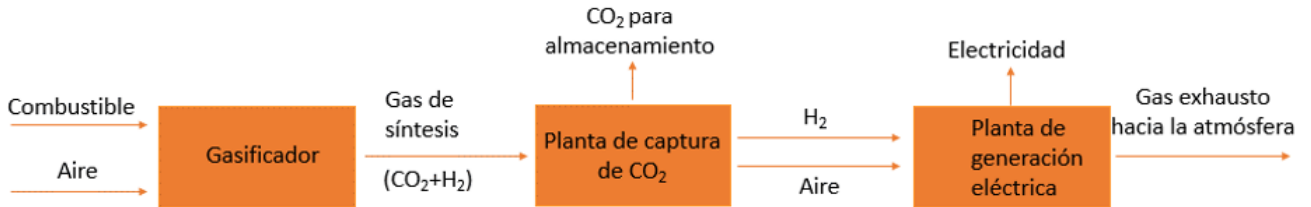


Figura 1.9: Tecnología de captura de CO₂ precombustión

1.3.3 Captura postcombustión

La captura de carbono posterior a la combustión (PCC) consiste en capturar el CO₂ de los humos generados en el proceso de la combustión de los combustibles fósiles (combustión a la salida de la chimenea de plantas de generación eléctrica, plantas cementeras, etc.) y biomasa.

Los gases de escape son enviados a una planta de captura en donde el CO₂ es separado de esta corriente, así los gases libres de CO₂ son venteados a la atmósfera y la corriente de CO₂ es comprimida y almacenada. La Figura 1.10 muestra un esquema con la tecnología de captura de CO₂ postcombustión.

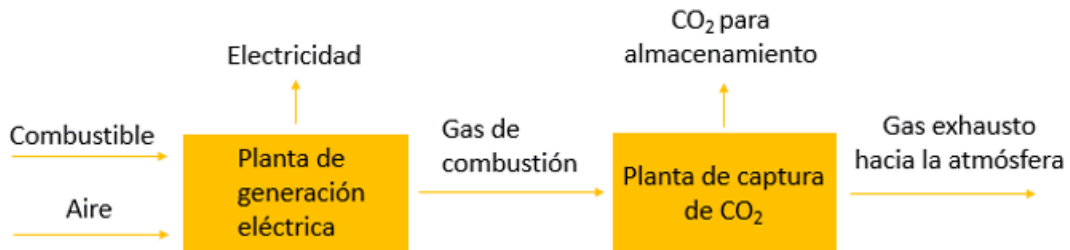


Figura 1.10: Tecnología de captura de CO₂ postcombustión.

1.3 TECNOLOGÍAS DE CAPTURA DE CO₂

Para la tecnología de postcombustión la absorción del CO₂ de los gases de escape se produce por medio de una solución acuosa de monoetanolamina (MEA), este proceso fue heredado de la tecnología de endulzamiento de gas natural con disolventes base alcanolaminas. En la tecnología postcombustión la corriente de gases de escape y la corriente de alcanolamina acuosa reaccionan en una columna absorbidora, en la parte superior de la columna salen los gases libres de CO₂ para ser venteados a la atmosfera y por la parte inferior de la columna sale una corriente de amina rica (ver Figura 1.11). Para minimizar los costos operativos y reducir la contaminación ambiental, la corriente de disolvente se regenera. La corriente de amina rica se bombea a una columna de destilación donde se lleva a cabo la desorción del CO₂ y el disolvente, la corriente de amina pobre se enfría y presuriza para realimentar la columna de absorción, finalmente el CO₂ capturado se comprime y se transporta para su almacenamiento.

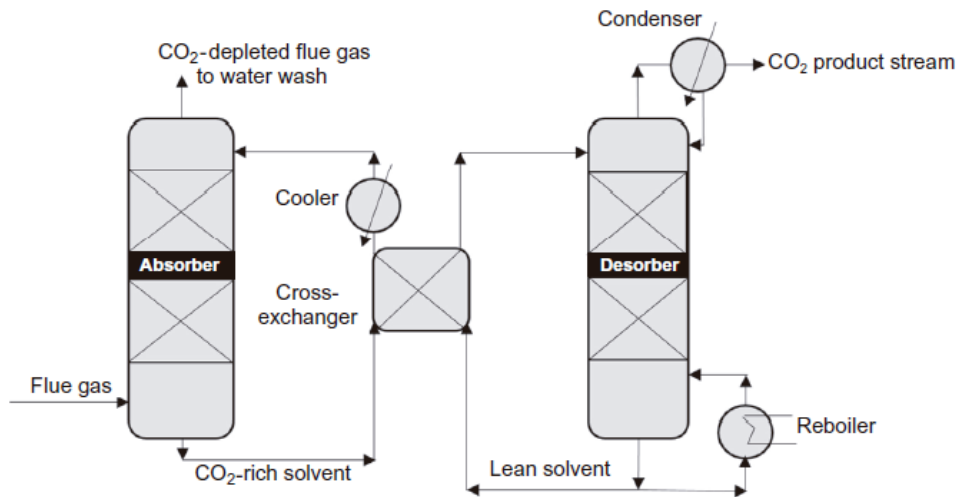


Figura 1.11: Esquema de la absorción de CO₂ con disolventes base alcanolaminas.

1.3 TECNOLOGÍAS DE CAPTURA DE CO₂

1.3.4 Otras tecnologías

Las tecnologías de captura se pueden clasificar de acuerdo con su mecanismo de separación en: Adsorción, absorción, permeación con membranas, adsorbentes sólidos.

- Adsorción

La adsorción es la adhesión de átomos, iones o moléculas de un gas a la superficie de un sólido. Existen dos tipos de adsorción (física y química), en la adsorción física la adhesión al adsorbente se produce sin reacción química, mientras que en la adsorción química la adhesión al adsorbente se produce con reacción química.

Para la captura de CO₂ a través del proceso de adsorción se hacen pasar los gases de escape a través de un lecho de material adsorbente (carbónes activados o tamices moleculares), quedando retenido el CO₂ mediante fuerzas superficiales. La desorción del CO₂ se realiza por oscilación de presión o de temperatura (PSA o TSA).

Entre las desventajas que tiene la adsorción están la necesidad de enfriar y eliminar la humedad del gas a tratar, además de que a elevadas concentraciones de CO₂ se requiere un elevado consumo de energía en la regeneración.

- Absorción líquida

Las tecnologías de captura de CO₂ basadas en absorbentes líquidos son líderes tanto en la postcombustión como en la precombustión, aunque las presiones parciales de CO₂ difieren significativamente en estas dos aplicaciones. A presiones parciales bajas, como con los gases de combustión se prefiere la absorción química, mientras que se prefiere la absorción física a presiones elevadas (Feron and Puxty, 2011).

La absorción química consiste en poner en contacto los gases de escape previamente enfriados (40°C a 60°C) con un disolvente orgánico en una columna de absorción en un rango de presiones de 1 a 65 bares, el disolvente puede ser regenerado en una columna de desorción en un rango de temperaturas de 100 a 140 °C por medio de vapor.

1.3 TECNOLOGÍAS DE CAPTURA DE CO₂

Los procesos basados en la absorción química son los que tienen mayor madurez tecnológica para la captura de CO₂ poscombustión (PCC), ya que se han utilizado ampliamente en la industria del procesamiento de gas natural. Los disolventes pueden ser orgánicos, típicamente aminas acuosas⁵ (MEA, DEA, MDEA, DGA), pero también pueden ser solventes inorgánicos⁶ (K₂CO₃, Na₂CO₃, NH₃), y procesos mejorados con enzimas. Las eficiencias de captura de CO₂ están generalmente en el rango de 85-90% (IEAGHG, 2006).

Las tecnologías de PCC basadas en absorción química se han probado en una variedad de instalaciones de carbón y gas natural Global, C. C. S. (2014) se han ampliado a una escala de megatoneladas por año, como lo demuestra la planta Boundary Dam en Saskatchewan, Canadá y el proyecto PetraNova en Texas, Estados Unidos.

La absorción física consiste en poner en contacto los gases de escape con un disolvente a baja temperatura y alta presión para disolver el CO₂, el disolvente puede ser regenerado reduciendo la presión o aumentando la temperatura.

La captura de CO₂ basada en la absorción física de corrientes de gas a alta presión ya se practica ampliamente en la industria. Los procesos de absorción física disponibles comercialmente incluyen Selexol y Rectisol. Dichos procesos pueden capturar hasta el 95% del CO₂ de una corriente de gas de alimentación. Sin embargo, como resultado de la conversión incompleta de CO en CO₂ en los reactores de gasificación, la eficiencia general de captura de CO₂ de la planta tiende a estar en el rango de 85-90% (IEA GHG, 2006).

- Membranas

Una membrana es una barrera delgada que permite el paso selectivo de diferentes especies (Abanades, Arias et al., 2015). El material de la membrana puede ser orgánico (polimérico, carbono) o inorgánico (cerámica, metal). Este material suele ser muy delgado y requiere un material de soporte (poroso) para darle resistencia estructural. Normalmente, la diferencia de presión parcial de una especie en diferentes lados de la membrana proporciona la fuerza impulsora para la separación.

⁵ Menaetanolamina, dietanolamina, metildietanolamina, diglicolamina.

⁶ Carbonato de potasio, carbonato de calcio, amoníaco.

1.3 TECNOLOGÍAS DE CAPTURA DE CO₂

Debido a la baja presión parcial de CO₂ en las corrientes de gases de combustión, la separación de CO₂ a través de membranas es un desafío en esta aplicación. No obstante, se han desarrollado sistemas de membranas para la captura de CO₂ de las corrientes de gas de combustión en donde se utiliza un compresor o una bomba de vacío para proporcionar la fuerza impulsora para la separación.

El aire de combustión entrante se puede utilizar como gas de barrido, aumentando la concentración de CO₂ en el gas de combustión (Merkel, Lin et al. 2010). Este concepto ha sido pionero en *Membrane Technology Research* y es capaz de proporcionar un 90% de captura de CO₂ con un producto de 95% de pureza de CO₂.

Entre las principales desventajas que tiene el uso de membranas está que se necesita una elevada concentración de gas para separar los componentes, se requieren limpiar los gases que estén en contacto con la membrana para evitar que se degrade y también se necesita de un consumo energético para crear una diferencia de presión en ambos lados de la membrana.

- Adsorbentes sólidos

La captura de emisiones de gas con sorbentes sólidos implica la adsorción preferencial de un componente de gas (en este caso, CO₂) de una corriente de alimentación mixta (por ejemplo, gas de combustión, reformado de metano con vapor y reacción de desplazamiento de agua-gas) a una determinada presión y temperatura de funcionamiento, seguida de regeneración.

Se han descrito varios adsorbentes en la literatura con sus capacidades de captura y regeneración en una configuración cíclica. Los adsorbentes a base de carbono y zeolita generalmente se consideran superiores a los adsorbentes de óxidos metálicos e hidrotalcita para aplicaciones de captura de CO₂ a temperatura moderada (PCC), pero para aplicaciones de alta temperatura, como reformado con vapor de metano, se prefieren estos últimos tipos de adsorbentes en comparación con el carbono y las zeolitas (Ebner, Ritter et al., 2009).

Capítulo 2

Panorama de la generación eléctrica en México

En este capítulo se analiza el panorama de la capacidad energética instalada en el país, así como la demanda esperada en los próximos años. Se hace énfasis en el incremento del número de plantas de cogeneración y los posibles proyectos para aplicar la tecnología de almacenamiento y captura de CO₂.

2.1 El sector eléctrico en México

En 2017, la capacidad instalada registrada en la SENER fue de 75,685 MW, 70.5% corresponde a centrales eléctricas convencionales y 29.5% a centrales eléctricas con tecnologías limpias. La capacidad instalada se incrementó 3% respecto a la capacidad registrada al cierre de 2016 (ver Figura 2.1).

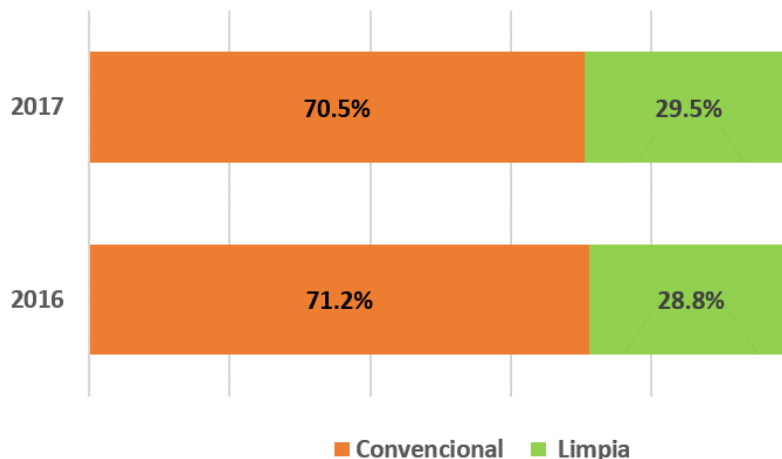


Figura 2.1: Capacidad instalada de generación de energía eléctrica (SENER, 2018) .

2.1 EL SECTOR ELÉCTRICO EN MÉXICO

Se espera que para el periodo 2018-2032 se requerirán 66,912 MW de capacidad adicional para satisfacer la demanda de energía eléctrica. La capacidad adicional para la generación eléctrica se integrará en 45% por tecnologías convencionales y 55% por tecnologías limpias. En el grupo de las tecnologías convencionales, predominan los proyectos de ciclo combinado con 28,105 MW de capacidad nominal (ver Figura 2.2).

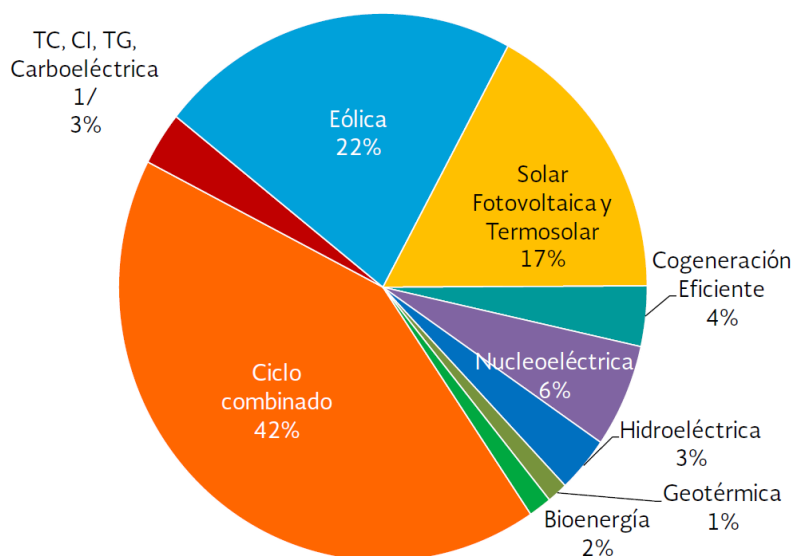


Figura 2.2: Capacidad instalada por tipo de tecnología 2018-2032 (SENER 2018).

De acuerdo con el escenario de planeación de PRODESEN, la generación de energía eléctrica crecerá a una tasa media anual de 3.1% durante el periodo 2018-2032. En el rubro de las tecnologías convencionales la energía proveniente de termoeléctricas y turbo gas decrecerá de forma constante a una tasa media anual de 8% y 11%, respectivamente, lo cual se explica por los retiros programados a lo largo del periodo de planeación. Asimismo, se estima un incremento en la energía generada por las carboeléctricas (periodo 2019-2029) debido a la entrada en la operación de capacidad; sin embargo, se proyecta una reducción en los últimos años por los retiros de las unidades carboeléctricas programadas en 2029.

2.1 EL SECTOR ELÉCTRICO EN MÉXICO

Por otro lado, las tecnologías limpias incrementarán su generación a una tasa promedio de 6.4% anual, la energía proveniente de las plantas fotovoltaicas y eólicas representan la trayectoria de mayor crecimiento en el periodo de estudio, con tasas medias anuales de 22% y 11%, respectivamente. En cambio, se estima un crecimiento moderado en la generación hidroeléctrica, en promedio de 2% anual, debido a la menor participación en la composición de la generación durante el periodo de estudio (ver Figura 2.3).

La capacidad instalada de generación de electricidad a disposición de los Sistemas Eléctricos de Potencia se divide en diez tipos de tecnologías, incluyendo las tecnologías convencionales. A continuación, se enlistan las tecnologías consideradas como convencionales, así como los valores de generación por tecnología para los años 2016 y 2017.

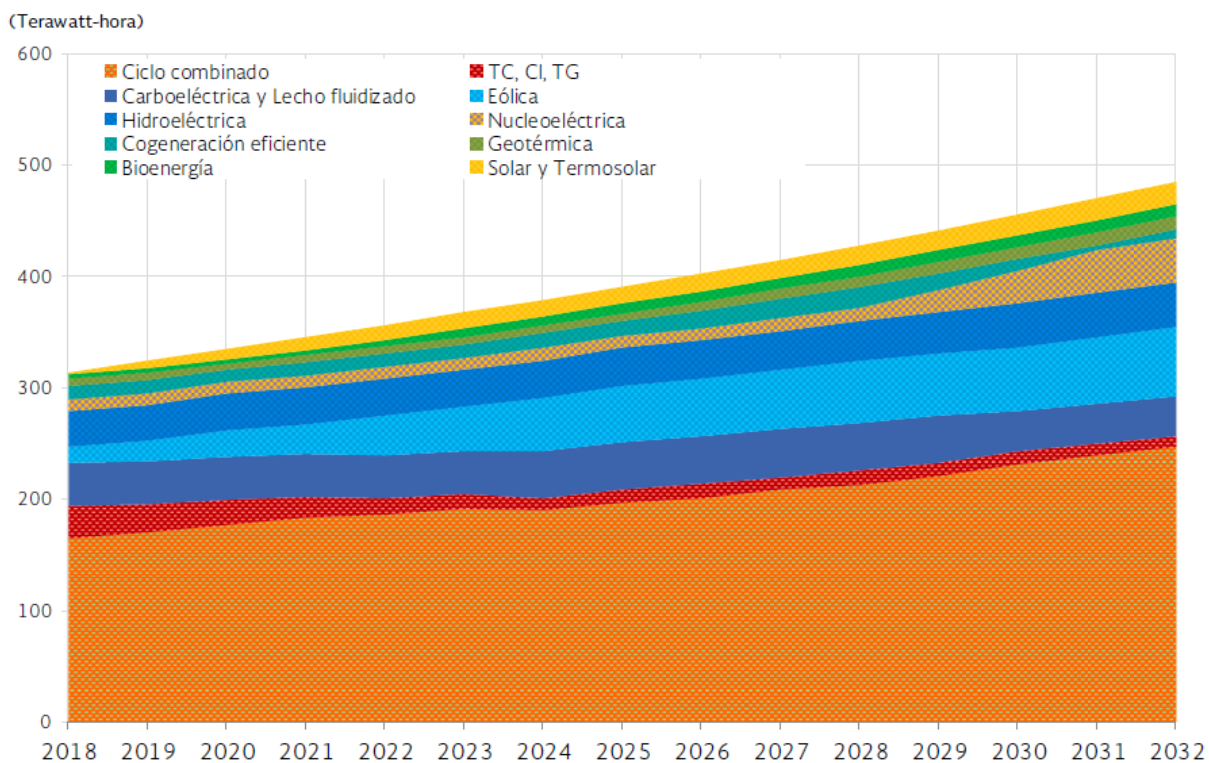


Figura 2.3: Evolución de la composición relacionada con la generación de energía eléctrica (SENER 2018)

2.1 EL SECTOR ELÉCTRICO EN MÉXICO

Tabla 2.1: Generación de energía eléctrica a partir de tecnologías convencionales 2018-2032 (SENER, 2018).

Tecnología	Generación 2016 (GW/h)	Generación 2017 (GW/h)
Ciclo combinado	160,378	165,245
Termoeléctrica convencional	40,343	42,780
Carboeléctrica	34,208	30,557
Turbo gas	12,600	12,849
Combustión interna	3,140	4,006
Lecho fluidizado	3,826	4,329
Total	254,495	259,766

En la siguiente Tabla 2.2 se enlistan las tecnologías consideradas como limpias, así como los valores de generación por tecnología para los años 2016 y 2017.

Tabla 2.2: Generación de energía eléctrica a partir de tecnologías limpias 2018-2032 SENER (2018).

Tecnología	Generación 2016 (GW/h)	Generación 2017 (GW/h)
Renovable	49,244	51,578
Hidroeléctrica	30,909	31,848
Eólica	10,463	10,620
Geotérmica	6,148	6,041
Solar	160	344
Bioenergía	1,471	1,884
Generación Distribuida	56	760
FIRCO	36	82
Otras	15,624	17,818
Nucleoeléctrica	10,567	10,883
Cogeneración eficiente	5,053	6,932
Total	64,863	69,394

2.2 TRANSICIÓN ENERGÉTICA Y PLANTAS DE COGENERACIÓN

2.2 Transición energética y plantas de cogeneración

El gas natural ha jugado un rol importante en la transición energética por ser la energía fósil más limpia, esto se encuentra reflejado en la intensidad de carbono (CI) de diversas fuentes de energía, el promedio de CI para el gas natural es de 930 kg CO₂/ MWh, para el carbón es 1689 kg CO₂/ MWh , y para el combustóleo es de 1170 kg CO₂/ MWh IPCC (2011). Además de ser más eficiente y económicamente redituable el gas natural es uno de los combustibles que mantiene un crecimiento significativo en los próximos quince años dentro de la matriz energética nacional SENER (2018).

A nivel global, una quinta parte de la generación de electricidad depende del gas natural. Estados Unidos de América es el mayor productor de electricidad a partir de dicho combustible, seguido por Rusia y Japón PRODESEN (2018). México se ubica dentro de los primeros diez países con la mayor capacidad de generación de electricidad a partir de gas

natural PRODESEN (2018). En México predomina la generación eléctrica a partir de ciclos combinados, actualmente existen 83 centrales eléctricas en todo el territorio nacional. Al cierre de 2017, la participación del gas natural en la matriz energética del consumo eléctrico fue de 67.8%, seguido del combustóleo, carbón, coque de petróleo y diésel, ver fig. 2.4.

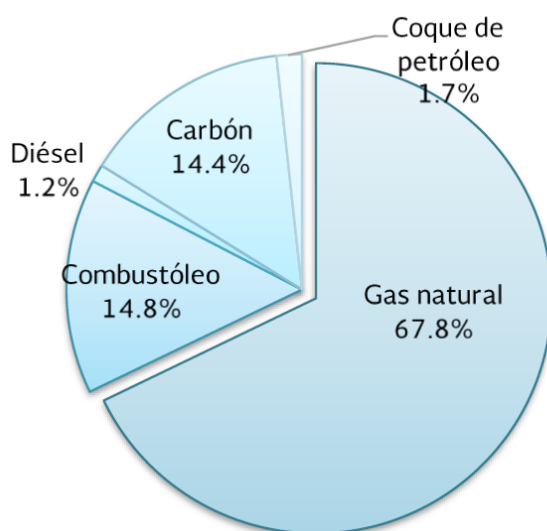


Figura 2.4: Demanda de combustibles fósiles en el sector eléctrico, 2017 (SENER, 2018).

2.2 TRANSICIÓN ENERGÉTICA Y PLANTAS DE COGENERACIÓN

Para el cumplimiento de los objetivos marcados por la Ley General de Cambio Climático, México se compromete a reducir en un 22% las emisiones de gases de efecto invernadero para el 2030 sobre la línea base del 2013, esto significa una reducción aproximada de 210 Megatoneladas de GEI al año 2030 (Cámara de Diputados 2018), por lo cual es necesaria la implementación de la tecnología de captura, uso y almacenamiento de carbono (CCUS, por sus siglas en inglés) en plantas de generación eléctrica de ciclo combinado y cogeneración. De acuerdo con el PRODESEN 2018-2032, los ciclos combinados son los que representan y representarán la mayor participación en el mercado eléctrico mexicano.

Aunque las plantas de energía CCGN tienen una intensidad de carbono relativamente baja, la alta participación de CCGN en México hace que emitan grandes cantidades de CO₂ y requerirán tecnologías de captura de CO₂ para mitigar las emisiones de GEI. Al mismo tiempo, los sitios de producción petroleros ubicados en el Golfo de México, que se están agotando o son menos productivos a través de la extracción tradicional podrían extender su vida productiva mediante la inyección de CO₂ para mejorar la recuperación de petróleo (EOR) González- Díaz (2016).

De acuerdo con el PRODESEN (2018) las 30 centrales en operación acreditadas por la CRE (Comisión Reguladora de Energía) como cogeneración eficiente representaron el 1.7% de la capacidad instalada (1,251 MW) y generaron el 2.1% de la electricidad en 2017 (6,932 GWh). La mayor capacidad disponible se encuentra en Veracruz y Tabasco, con 767 MW (ver fig. 2.5.) y representa el 70.8% de la generación de electricidad mediante esta tecnología certificada ante la CRE. La cogeneración eficiente representa solo el 9% de la capacidad instalada a nivel mundial, la cual se ha mantenido en la última década; sin embargo, países como Dinamarca y Finlandia han logrado una participación de esta tecnología en la generación de electricidad, de alrededor de 60% y 40% respectivamente IEA (2014). La cogeneración se define como la producción secuencial de energía eléctrica y de energía térmica aprovechable en los procesos industriales y comerciales a partir de la misma fuente de combustible PRODESEN (2018).

Cabe señalar que la cogeneración se considera como energía limpia siempre y cuando califique como cogeneración eficiente en términos de la regulación que al efecto expida la CRE. La producción de electricidad mediante la cogeneración es predecible y garantizada, a diferencia de la eólica y la solar, además tiene la capacidad de cubrir la demanda pico.

2.2 TRANSICIÓN ENERGÉTICA Y PLANTAS DE COGENERACIÓN



Figura 2.5: Capacidad y generación en centrales de cogeneración por estado. (SENER, 2018).

Tabla 2.3: Centrales de cogeneración eficiente existentes (Elaboración propia con información del PRODESEN 2018-2032).

#	Entidad Federativa	Región de Transmisión	Año	Capacidad Bruta (MW)	CO ₂ emitido (Miles de Ton/año)
1	CDMX	01-Central	2017	1	2.6
2	CDMX	01-Central	2017	1	2.6
3	MEX	01-Central	2017	1	2.6
4	CDMX	01-Central	2017	1	2.6
5	GTO	03-Occidental	2017	2	5.2
6	VER	02-Oriental	2017	118	307.5
7	VER	02-Oriental	2017	145	377.9
8	TAMS	06-Noreste	2017	36	93.8
9	NL	06-Noreste	2017	2	5.2
10	YUC	07-Peninsular	2017	13	33.9
11	BC	08-Baja California	2017	23	59.9
12	TAMS	06-Noreste	2017	61	159.0

2.2 TRANSICIÓN ENERGÉTICA Y PLANTAS DE COGENERACIÓN

13	QRO	03-Occidental	2017	62	161.6
14	COAH	06-Noreste	2017	60	156.4
15	HGO	01-Central	2017	60	156.4
16	HGO	01-Central	2017	7	18.2
17	NL	06-Noreste	2017	5	13.0
18	TAB	02-Oriental	2017	367	956.4
19	NL	06-Noreste	2017	18	46.9
20	JAL	03-Occidental	2017	4	10.4
21	AGS	03-Occidental	2017	4	10.4
22	NL	06-Noreste	2017	16	41.7
23	CDMX	01-Central	2017	2	5.2
24	VER	02-Oriental	2017	64	166.8
25	VER	02-Oriental	2017	64	166.8
26	PUE	02-Oriental	2017	20	52.1
27	PUE	02-Oriental	2017	27	70.4
28	MEX	01-Central	2017	28	73.0
29	SON	04-Noroeste	2017	30	78.2
30	VER	02-Oriental	2017	9	23.5

Tabla 2.4: Centrales de cogeneración eficiente nuevas (Elaboración propia con información del PRODESEN 2018-2032).

#	Entidad Federativa	Región de Transmisión	Año	Capacidad Bruta (MW)	CO ₂ emitido (Miles de Ton/año)
1	TAB	38-Tabasco	2018	261	680.2
2	CDMX	31-Central	2018	1	2.6
3	TAMS	19-Huasteca	2018	350	912.1
4	QRO	30-Querétaro	2018	54	140.7
5	TAB	38-Tabasco	2018	13	33.9
6	NL	16-Monterrey	2019	1	2.6
7	MEX	31-Central	2023	84	218.9
8	VER	37-Coatzacoalcos	2024	120	312.7
9	HGO	31-Central	2026	457	1191.0
10	NL	16-Monterrey	2027	380	990.3
11	CHIS	38-Tabasco	2029	662	1725.2

2.3 ALMACENAMIENTO DEL CO₂ CAPTURADO

Se estima que estas 41 plantas emitirán unos 9.47 millones de toneladas anuales de CO₂. Las emisiones anuales de CO₂ de las centrales de cogeneración eficiente reportadas en las Tablas 2.3, y 2.4 se calcularon con base en el informe IEAGHG (2012), y considerando un factor de planta del 85% para las centrales con una generación de potencia menor a 300 MW, así como un factor de planta del 70% para las centrales con una generación de potencia mayor a 300 MW. Un ciclo combinado gas natural (CCGN) con potencia neta de 910 MW produce 320 toneladas de CO₂ por hora, esta relación se utilizó para extrapolar la producción de CO₂ a diferentes capacidades de potencia.

Si bien desde el punto de vista técnico las 41 centrales de cogeneración anteriores son candidatas para la incorporación de la captura del dióxido de carbono pudiéndose mitigar el 90% de las 9.47 millones de toneladas anuales de CO₂, se debe hacer énfasis en que se debe invertir en infraestructura para almacenar y poder hacer uso de ese volumen de gases capturado.

Una alternativa redituable puede ser el uso del CO₂ para recuperación mejorada de petróleo debido a que no solo sería almacenado en un yacimiento geológico, también sería empleado para aumentar la producción de hidrocarburos. En México existe un gran potencial para almacenar geológicamente el CO₂ capturado y emplearlo en proyectos de recuperación mejorada de petróleo.

2.3 Almacenamiento del CO₂ capturado

La secretaria de Energía (SENER) y la comisión Federal de Electricidad (CFE), publicaron de manera conjunta en el año 2012 el “Atlas de Almacenamiento geológico de CO₂, México” como una de las opciones para la disposición final del CO₂ capturado.

El yacimiento para almacenar CO₂ debe ser poroso, permeable y con la profundidad adecuada para retener al CO₂ permanentemente. Típicamente se buscan formaciones con una capa impermeable que impida que él escape. El comportamiento del CO₂ varía con respecto a la profundidad, a partir de los 800 metros en adelante se comporta como fluido en estado líquido, manteniendo su volumen y densidades constantes, lo que facilita su almacenamiento (ver figura 2.6).

2.3 ALMACENAMIENTO DEL CO₂ CAPTURADO

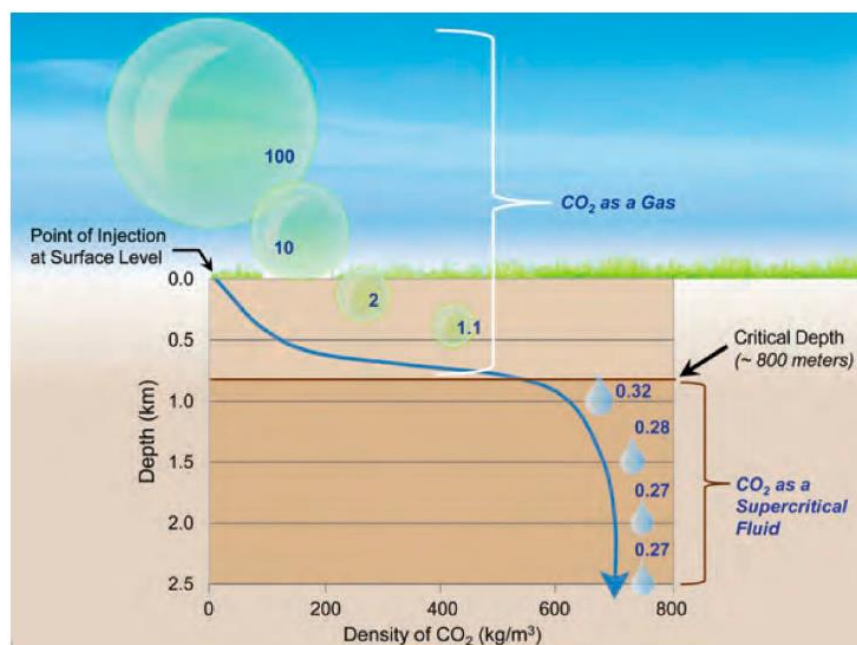


Figura 2.6: Densidad y volumen relativo del CO₂ a diferentes profundidades. North American Carbon Storage Atlas (2015).

El dióxido de carbono es de importancia en la industria petrolera para su uso en la recuperación mejorada del petróleo almacenado en un yacimiento. Actualmente existen cuatro opciones tecnológicas para almacenar un fluido en la corteza terrestre (ver fig.2.7).

En la primera opción aplicable a yacimientos de petróleo agotados el dióxido de carbono es inyectado en los intersticios que ha dejado el hidrocarburo.

La segunda opción es la recuperación mejorada de petróleo (EOR por sus siglas en inglés *Enhanced Oil Recovery*) en la cual el CO₂ capturado de fuentes fijas (refinerías, centrales eléctricas, etc.) y posteriormente comprimido es inyectado en un yacimiento petrolero para aumentar su presión y disminuir la viscosidad del hidrocarburo. Esto hace que aumente el flujo de la producción del petróleo.

La tercera opción consiste en almacenar el dióxido de carbono en acuíferos sedimentarios que por sus características de profundidad y salinidad no sean aptos para consumo humano.

La cuarta y última opción consiste en almacenar el dióxido de carbono en mantos de carbono inexplorables. El CO₂ es inyectado en el manto reemplazando el metano, y posteriormente el dióxido de carbono queda atrapado en el carbón.

2.3 ALMACENAMIENTO DEL CO₂ CAPTURADO

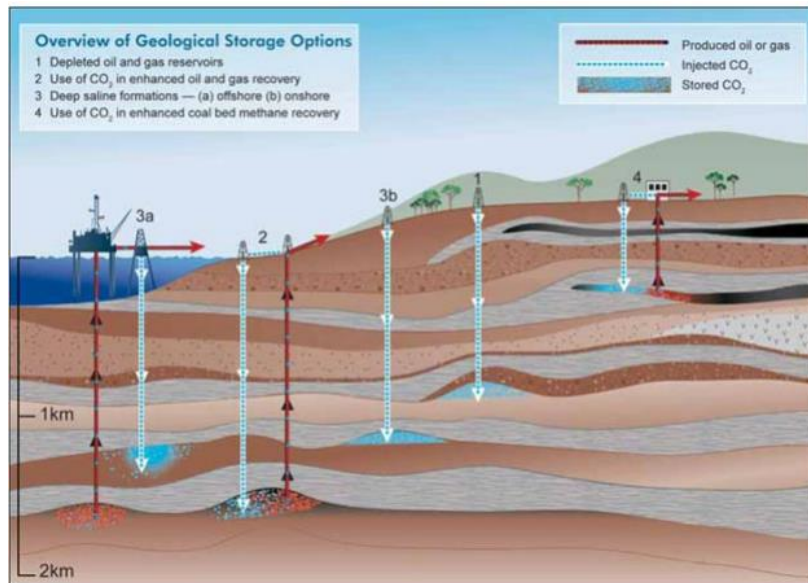


Figura 2.7: Opciones de almacenamiento de CO₂ en formaciones geológicas profundas. IPCC (2005).

De las cuatro opciones anteriores todas resultan viables técnicamente, sin embargo, la recuperación mejorada de petróleo es la opción que resulta más redituable económicamente, pues no solo se evita que las emisiones de CO₂ sean liberadas a la atmosfera, sino que también se aumenta el flujo de la producción del crudo aportando un valor económico que hace más rentable CCUS.

Existen proyectos como es el caso de OOIP (*Original Oil In Place*) en el Mar del Norte Melzer, S. (2010) en los cuales mediante la tecnología de EOR se ha podido prolongar el periodo de producción de los yacimientos entre un valor de 4-12%, y llegando a rangos de hasta el 18% de recuperación de crudo. Lo anterior significa que CCUS puede mejorar si se lleva a cabo en conjunto con EOR, ya que se podría obtener una mejor relación costo/ beneficio del proyecto.

2.3 ALMACENAMIENTO DEL CO₂ CAPTURADO

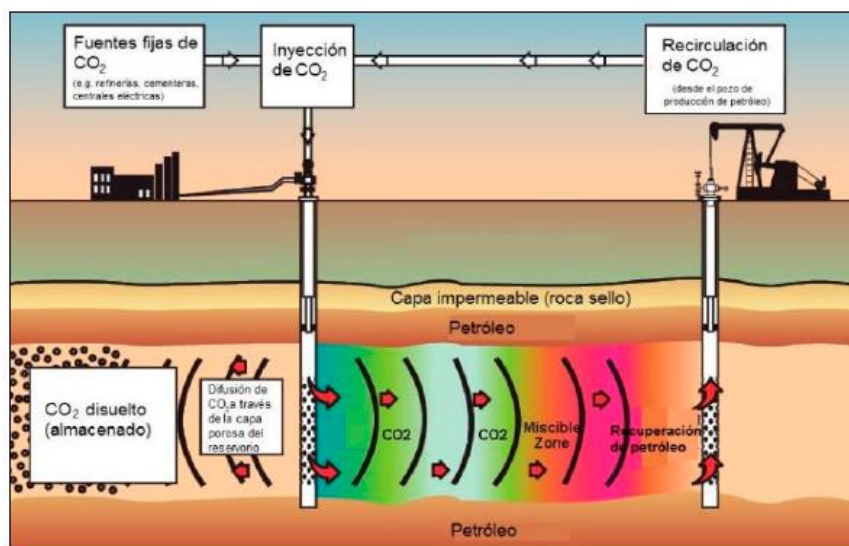


Figura 2.8: Diagrama de la tecnología de recuperación mejorada de petróleo por inyección de CO₂. Melzer, S. (2010).

Oportunidades de EOR para México en plantas de cogeneración:

En la figura 2.9 se muestran las regiones en México donde se encuentran los principales yacimientos de petróleo candidatos a recuperación mejorada. De acuerdo con PRODESEN existen plantas de cogeneración que se encuentran cerca de los yacimientos ubicados en las regiones de Burgos, Chicontepec y Cinco Presidentes, por lo cual existen oportunidades de implementar CCUS en el país, esto traería como consecuencia mejorar la producción de petróleo en los yacimientos y mitigar las emisiones de CO₂ en el sector eléctrico mexicano.

2.3 ALMACENAMIENTO DEL CO₂ CAPTURADO



Figura 2.9: Campos petrolíferos candidatos para EOR y zonas de inclusión/exclusión para almacenamiento de CO₂. Lacy et al., (2013).

De acuerdo con las tablas anteriores (tablas 2.3 y 2.4) en donde se enlistan las centrales de cogeneración existentes y nuevas que son candidatas a la incorporación de captura de CO₂, se seleccionaron las plantas de cogeneración que se encuentran en los yacimientos o muy cercanos a ellos, y que son aptas a aplicarse la recuperación mejorada de petróleo, resultando en 19 centrales de cogeneración ideales para el desarrollo de CCUS-EOR.

2.3 ALMACENAMIENTO DEL CO₂ CAPTURADO

Tabla 2.5: Centrales de cogeneración eficiente nuevas (Elaboración propia con información del PRODESEN 2018-2032).

#	Entidad Federativa	Región de Transmisión	Año	Capacidad Bruta (MW)	CO ₂ emitido (Miles de Ton/año)
1	VER	02-Oriental	2017	118	307.5
2	VER	02-Oriental	2017	145	377.9
3	TAMS	06-Noreste	2017	36	93.8
4	NL	06-Noreste	2017	2	5.2
5	TAMS	06-Noreste	2017	61	159.0
6	NL	06-Noreste	2017	5	13.0
7	TAB	02-Oriental	2017	367	956.4
8	NL	06-Noreste	2017	18	46.9
9	NL	06-Noreste	2017	16	41.7
10	VER	02-Oriental	2017	64	166.8
11	VER	02-Oriental	2017	64	166.8
12	VER	02-Oriental	2017	9	23.5
13	TAB	38-Tabasco	2018	261	680.2
14	TAMS	19-Huasteca	2018	350	912.1
15	TAB	38-Tabasco	2018	13	33.9
16	NL	16-Monterrey	2019	1	2.6
17	VER	37-Coatzacoalcos	2024	120	312.7
18	NL	16-Monterrey	2027	380	990.3
19	CHIS	38-Tabasco	2029	662	1725.2

De los 7.02 millones de toneladas anuales de CO₂ emitidas por las 19 centrales de cogeneración anteriores, si se captura el 90%, 6.21 Mton/ año de CO₂ podrían ser utilizadas en el mejoramiento e incremento de la producción de hidrocarburos. Con base en las estimaciones hechas por Lacy et al. (2013), si se implementa la recuperación mejorada de petróleo mediante la inyección de CO₂, las regiones de Chicontepec y Cinco Presidentes requerirán 50 millones de toneladas anuales de CO₂ aproximadamente. Las 19 centrales de cogeneración seleccionadas solo aportarían el 8.05% de lo requerido.

Capítulo 3

Captura de CO₂ en plantas de generación de ciclos combinados

En este capítulo se describe el proceso de cogeneración integrada a una planta de captura de CO₂ postcombustión y los elementos principales que la conforman. Adicionalmente, se describe el comportamiento físico utilizado para simular cada uno de estos elementos.

En la primera parte de este capítulo, se describe el modelo desarrollado en Aspen Plus basado en González Díaz (2016) para simular la planta de cogeneración sin captura de CO₂ (caso base). Los datos de entrada (temperaturas, presión, flujos, eficiencias) utilizados en la simulación en Aspen plus provienen del *software* Thermoflow, de la turbina GE LM6000 con una capacidad de 52 MW. El Thermoflow es un software comercial que utiliza información proporcionada por los fabricantes como curvas de funcionamiento de potencia. Posteriormente, se comparan los resultados obtenidos en Aspen Plus con los de Thermoflow con la finalidad de validar el modelo desarrollado.

En la segunda parte de este capítulo se analiza la incorporación de la planta de captura de CO₂ base alcanolamina (PCC) y el compresor de CO₂ en la planta de cogeneración. Al caso base, se le realizaron modificaciones requeridas al incorporar la planta de captura, por ejemplo, la extracción de vapor del *crossover* para regenerar el disolvente de monoetanolamina (MEA).

Finalmente se discute la estrategia propuesta para optimizar las dimensiones de los equipos de la planta de captura de CO₂.

3.1 Planta de cogeneración

La principal diferencia entre una planta de cogeneración y una planta de ciclo combinado radica en los productos obtenidos. En un ciclo combinado, el principal producto es la energía eléctrica, y en la planta de cogeneración es la energía eléctrica y la térmica en forma de vapor. La energía térmica por lo regular es utilizada en un proceso químico, refinería, etc.

3.1 PLANTA DE COGENERACIÓN

La eficiencia térmica en las centrales de cogeneración alcanzada es de 91% mientras que las centrales de ciclo combinado solo 60%, debido al vapor utilizado. Una planta de cogeneración convencional está formada por tres unidades principales: la turbina de gas, el generador de vapor y la turbina de vapor (ver figura 3.1).

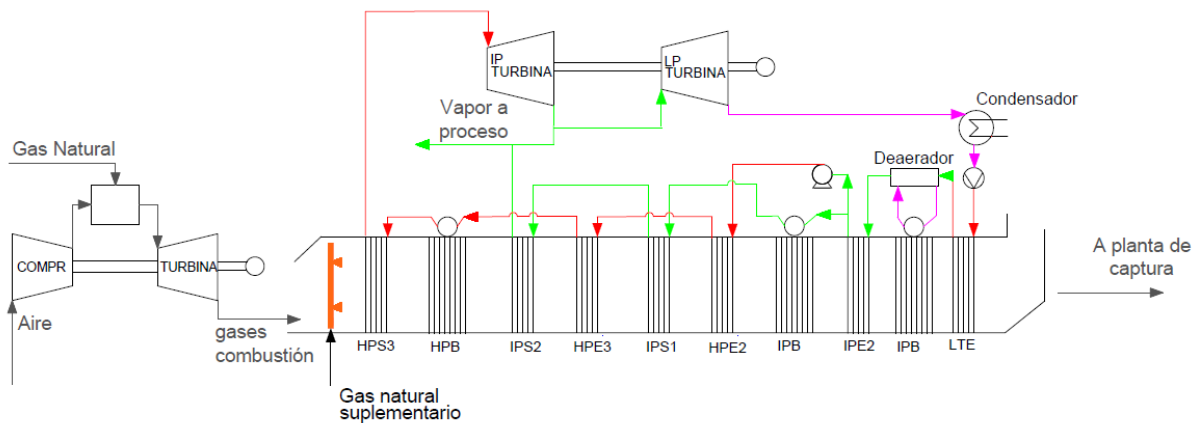


Figura 3.1: Diagrama de una planta de ciclo combinado convencional.

3.1.1 Turbina de gas

Una turbina de gas se compone de tres equipos principales: compresor, combustor y turbina.

El fluido de trabajo ingresa al compresor donde presuriza aumentando la presión entre 15-30 bares y temperatura entre 400-500 °C (Gas Turbine World Handbook, 2018). Dependiendo de la aplicación, el compresor puede tener un diseño radial o axial dependiendo del flujo másico y la relación de presión.

En el combustor se suministra combustible, con la finalidad de incrementar la temperatura del fluido de trabajo a través de la combustión, alrededor de 1200-1450°C. Posteriormente, el fluido de trabajo ingresa a la última etapa del proceso de la turbina de gas, la turbina. Aquí el fluido se expande y genera energía eléctrica. La turbina está conectada a un compresor a través de un eje para conducirle trabajo mecánico Kehlhofer et al. (2009).

3.1 PLANTA DE COGENERACIÓN

3.1.2 Compresor axial

Los compresores de flujo axial se dividen en una serie de etapas, cada etapa consta de un rotor giratorio y uno estacionario llamado estator Falck (2008).

Este compresor comprime su fluido de trabajo, primero acelerándolo mediante álabes rotatorios localizadas en el rotor y posteriormente desacelerándolo mediante los álabes fijos localizadas en el estator. La desaceleración llevada a cabo en el estator convierte el incremento de velocidad obtenida en el rotor en un incremento de presión.

Aunque el fluido de trabajo puede ser cualquier fluido compresible, para la planta de cogeneración desarrollada en este trabajo se considera que en el compresor el fluido es aire. Dentro de un compresor axial el aire pasa de un paso de compresión al siguiente, y en cada uno de los pasos su presión se verá incrementada. Cada paso produce una compresión del orden de 1.1:1 a 1.4:1 de acuerdo con el tipo de diseño, por lo que el uso de múltiples pasos permite incrementar la relación de compresión de hasta 40:1.

Eficiencia adiabática:

La eficiencia isoentrópica del compresor puede ser escrita en términos del cambio total en la entalpía

$$\eta_{adc} = \frac{\text{Trabajo Isoentrópico}}{\text{Trabajo real}} = \frac{h_2 - h_1}{h_{2'} - h_1} \quad (3.1)$$

donde:

η_{adc} es la eficiencia isentrópica del compresor [%]

h_1 es la entalpía específica del gas a la entrada del compresor para un proceso isentrópico [kJ/kg]

h_2 es la entalpía específica del gas a la salida del compresor para un proceso isentrópico [kJ/kg]

$h_{2'}$ es la entalpía específica del gas a la salida del compresor para un proceso real [kJ/kg]

El trabajo dentro de un compresor bajo condiciones ideales ocurre a entropía constante como se muestra en la figura 3.2. El trabajo real está indicado por la línea punteada.

3.1 PLANTA DE COGENERACIÓN

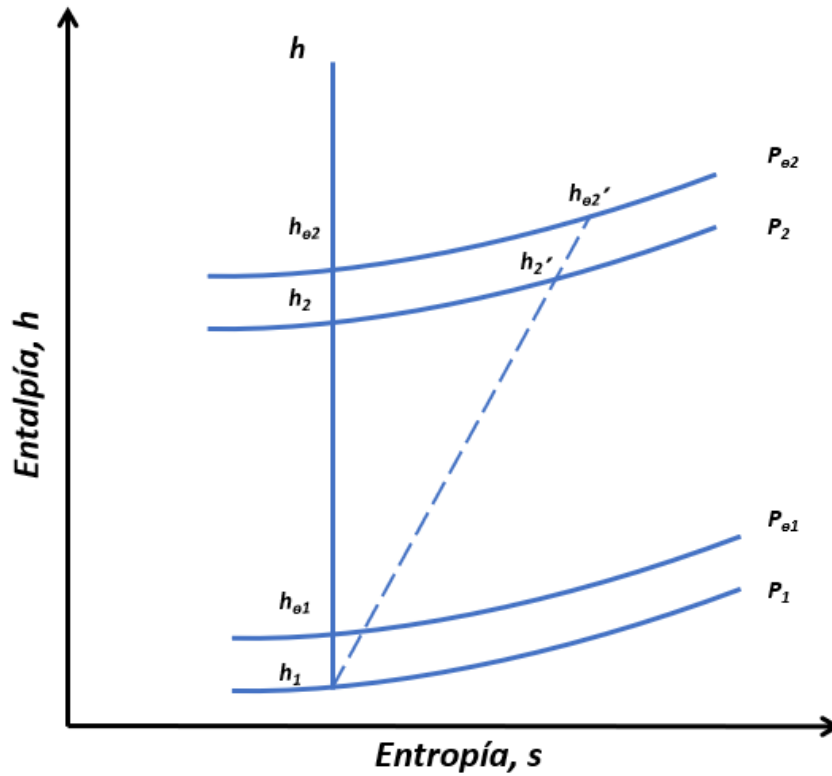


Figura 3.2: Diagrama Entalpía-Entropía de un compresor.

La ecuación 3.1 puede ser reescrita para un gas ideal en términos de la presión y la temperatura totales como sigue:

$$\eta_{adc} = \left[\frac{P_R^{\frac{k-1}{k}} - 1}{\frac{T_2}{T_1} - 1} \right] \quad (3.2)$$

donde:

- η_{adc} es la eficiencia del compresor [%]
- P_R es el radio de compresión [-]
- T_2 es la temperatura de salida del compresor [K]
- T_1 es la temperatura de entrada del compresor [K]
- k es el exponente isentrópico $\frac{C_p}{C_v}$

3.1 PLANTA DE COGENERACIÓN

3.1.3 Combustor

El modelo para la cámara de combustión consiste básicamente en un balance de masa y energía, y de un balance estequiométrico para la combustión.

El balance de masa se expresa como:

$$\dot{m}_{aire,ent} + \dot{m}_{combustible,ent} = \dot{m}_{escape,sal} \quad (3.3)$$

donde:

$\dot{m}_{aire,ent}$ es el flujo másico de aire a la entrada de la cámara de combustión [kg/s]

$\dot{m}_{combustible,ent}$ es el flujo másico de combustible a la entrada de la cámara de combustión [kg/s]

$\dot{m}_{aire,ent}$ es el flujo másico de los gases de escape a la salida de la cámara de combustión [kg/s]

Del balance de energía en el combustor:

$$h_{aire,ent}\dot{m}_{aire,ent} + \dot{m}_{combustible,ent}(h_{combustible,ent} + LHV_{combustible}) = h_{escape,sal}\dot{m}_{escape,sal} \quad (3.4)$$

donde:

$h_{aire,ent}$ es la entalpia específica del aire a la entrada de la cámara de combustión [kJ/kg]

$h_{combustible,ent}$ es la entalpia del combustible a la entrada de la cámara de combustión [kJ/kg]

$LHV_{combustible}$ es el poder calorífico inferior del combustible [kJ/kg]

$h_{escape,sal}$ es la entalpia específica de los gases de escape a la salida [kJ/kg]

El combustible es gas natural, el cual es una mezcla homogénea de metano con otros gases como: etano, propano, butano, CO₂, nitrógeno, e inclusive sulfuro de hidrógeno (puede ser removido por absorción). La combustión utiliza como comburente aire atmosférico y produce en el caso de una combustión completa y controlada: CO₂, vapor de agua, nitrógeno y oxígeno González-Díaz (2016).

3.1 PLANTA DE COGENERACIÓN

3.1.4 Ciclo de vapor

El ciclo de vapor se compone principalmente de: recuperador de calor, turbina de vapor y condensador.

El flujo de gases de escape de la turbina de gas se envía a un recuperador de calor. EL calor de los gases de escape es transferido a un recuperador de calor denominado HRSG (por sus siglas en inglés *Heat Recovery Steam Generator*). El vapor generado en el HRSG es utilizado 1. en una turbina de vapor para generar energía eléctrica y 2. Para suministrar energía térmica a un proceso. En el HRSG donde tiene lugar la transferencia de calor entre el ciclo de gas y el ciclo de vapor, se puede generar vapor a diferentes presiones: vapor de alta, de intermedia y baja presión (Kehlhofer et al., 2009).

3.1.5 HRSG y condensador

Comúnmente el HRSG es una caldera subcrítica que consta de un conjunto de intercambiadores de calor para cada nivel de presión: economizador, evaporador y sobrecalentador (Kiameh, 2002). En el economizador el agua subenfriada se calienta a una temperatura de líquido saturada, en el evaporador el líquido saturado se convierte en vapor saturado, finalmente en el sobrecalentador, el vapor saturado se convierte en vapor sobrecalentado. Las secciones están integradas con un conjunto de tubos que pueden modelarse como un intercambiador de calor (González Diaz 2016).

La transferencia de calor en los intercambiadores del HRSG se calcula por medio de dos ecuaciones (ecs. 3.4 y 3.5), la primera es el balance de energía entre las corrientes considerando las pérdidas por radiación, convección y conducción del HRSG. La segunda ecuación es la transferencia de calor a través de una superficie de intercambio de calor (Valdés et al. 2004 y González et al, 2007).

$$Q = \dot{m}_{vapor} (h_{vapor,sal} - h_{vapor,ent}) = \dot{m}_{gas} (h_{gas,sal} - h_{gas,ent}) \quad (3.4)$$

3.1 PLANTA DE COGENERACIÓN

donde:

\dot{m}_{vapor}	es el flujo másico de vapor a la entrada del recuperador de calor [kg/s]
\dot{m}_{gas}	es el flujo másico de los gases de escape a la salida del recuperador de calor [kg/s]
$h_{vapor,sal}$	es la entalpia específica del vapor a la salida del recuperador de calor [kJ/kg]
$h_{vapor,ent}$	es la entalpia específica del vapor a la entrada del recuperador de calor [kJ/kg]
$h_{gas,sal}$	es la entalpia específica de los gases de escape a la salida del recuperador de calor [kJ/kg]
$h_{gas,ent}$	es la entalpia específica de los gases de escape a la entrada del recuperador de calor [kJ/kg]
\dot{m}_{vapor}	es el flujo másico de vapor a la entrada del recuperador de calor [kg/s]
Q	es el calor transferido por unidad de tiempo [kJ/s]

Si se usa un intercambiador con una configuración de tubos en contracorriente, la ecuación de transferencia de calor permite calcular el producto del área de transferencia A por el coeficiente global de transferencia de calor U por medio de una diferencia de temperatura media logarítmica, como se muestra en la siguiente ecuación (Kakac, S. et al., 2002):

$$Q = UA \frac{(T_{gas,ent} - T_{vapor,sal}) - (T_{gas,sal} - T_{vapor,ent})}{\ln \left(\frac{T_{gas,ent} - T_{vapor,sal}}{T_{gas,sal} - T_{vapor,ent}} \right)} \quad (3.5)$$

donde:

U	es el coeficiente global de transferencia de calor [W/m ² °C]
A	es el área de transferencia de calor [m ²]
$T_{gas,ent}$	es la temperatura de los gases de escape a la entrada del intercambiador [°C]
$T_{gas,sal}$	es la temperatura de los gases de escape a la salida del intercambiador [°C]
$T_{vapor,ent}$	es la temperatura del vapor a la entrada del intercambiador [°C]
$T_{vapor,sal}$	es la temperatura del vapor a la salida del intercambiador [°C]

3.1 PLANTA DE COGENERACIÓN

En el evaporador el calor requerido para cambiar de fase (líquido saturado a vapor saturado) se puede calcular mediante la siguiente ecuación:

$$Q_{evaporador} = \dot{m}_{vapor} h_{fg} \quad (3.6)$$

Donde:

$Q_{evaporador}$ es el calor requerido para cambiar de fase en el evaporador [kJ/s]

h_{fg} es la entalpía de cambio de fase [kJ/kg]

\dot{m}_{vapor} es el flujo masico de vapor [kg/s]

Una opción para el modelado del condensador es determinar flujo de agua de enfriamiento para condensar el vapor en la etapa de baja presión de la turbina.

3.1.6 Turbina de vapor

El propósito de una turbina es convertir la energía térmica de un fluido en energía mecánica. El empleo de vapor como fluido de trabajo se debe a su alta capacidad de recibir y ceder energía, es abundante y fácil de manejar (con un ciclo de líquido-vapor-líquido dentro de rangos de temperatura aceptables). El vapor es generado en una caldera mediante agua líquida y calor. El calor es cedido al agua a través de los gases de escape de la turbina de gas a una temperatura de 470°C como se indica en el manual *Gas Turbine World Handbook* (2018). Al salir de la turbina, el vapor pasa a un condensador y después de condensarlo, se enfría y es reinsertado al ciclo termodinámico.

Los siguientes arreglos para ciclos combinados pueden ser empleados para plantas de cogeneración:

- Planta de ciclo combinado con turbina de contrapresión
- Planta de ciclo combinado con turbina de extracción-condensación
- Turbina de gas con recuperador de vapor

3.1 PLANTA DE COGENERACIÓN

Para este trabajo se empleó una turbina de vapor de extracción-condensación en donde la presión de salida es inferior a la presión atmosférica (del orden de 30 a 60 mbar), y el vapor se descarga a un condensador, es la turbina más habitual en las centrales termoeléctricas convencionales.

3.1.7 Eficiencia de la planta de energía

La potencia neta de la turbina de gas se puede calcular por medio de la ec. 3.7:

$$W_{GT} = (W_{gas_turb} - W_{air_comp}/\eta_{mec}) * \eta_{gen} \quad (3.7)$$

donde W_{gas_turb} es la potencia de salida de la turbina de gas (MW), W_{air_comp} es el consumo de potencia del compresor de aire, η_{mec} es la eficiencia mecánica, y η_{gen} es la eficiencia del generador.

La potencia neta de salida de la turbina de vapor puede ser calculada por la ec. 3.8:

$$W_{ST} = (W_{HPST} + W_{IPST} + W_{LPST}) * \eta_{gen} - (W_{HPP} + W_{IPP} + W_{LPP} + W_{RP}) \quad (3.8)$$

donde W_{HPST} , W_{IPST} , W_{LPST} (MW) son el trabajo mecánico para condiciones de alta, media y baja presión, respectivamente, y W_{HPP} , W_{IPP} , W_{LPP} y W_{RP} son el consumo de potencia de las bombas de alta, media y baja presión, así como de la bomba de recirculación, respectivamente.

La potencia total de salida del Ciclo combinado de gas natural (CCGN) puede ser descrita como:

$$W_{net} = W_{GT} + W_{ST} \quad (3.8)$$

3.1 PLANTA DE COGENERACIÓN

El calor aportado durante el proceso de combustión en el ciclo combinado se calcula como:

$$Q_{NG} = LHV * \dot{m}_{combustible} \quad (3.9)$$

donde LHV (MJ/kg) es el poder calorífico inferior del combustible y $\dot{m}_{combustible}$ es el flujo másico del combustible (kg/s).

Si dividimos la ec. 3.8 entre la ec. 3.9 podemos determinar la eficiencia neta para un ciclo combinado como se muestra a continuación:

$$\eta_{CCGN} = \frac{W_{GT} + W_{ST}}{LHV * \dot{m}_{combustible}} \quad (3.10)$$

donde:

η_{CCGN} es la eficiencia neta eléctrica para un ciclo combinado [%]

W_{GT} es la potencia de la turbina de gas [MW]

W_{ST} es la potencia de la turbina de vapor [MW]

LHV es el poder calorífico inferior del combustible [MJ/kg]

$\dot{m}_{combustible}$ es el flujo masico de combustible [kg/s]

La eficiencia de una planta de cogeneración mejor conocida como CHP (*Combined Heat and Power*) por sus siglas en inglés se determina como se muestra a continuación:

$$\eta = \frac{\text{Potencia neta} + \text{Calor util generado}}{\text{Combustible}} \quad (3.11)$$

El calor útil generado se calcula como:

$$Q_{TH} = \dot{m}_V * h_V - \dot{m}_A * h_A \quad (3.12)$$

3.1 PLANTA DE COGENERACIÓN

donde:

Q_{TH} es el calor útil generado en cogeneración [kJ/s]

h_V es la entalpia específica del vapor entregado a proceso [kJ/kg]

h_A es la entalpia específica del agua en estado líquido [kJ/kg]

\dot{m}_V es el caudal de vapor entregado a proceso [kg/s]

\dot{m}_A es el caudal de la corriente de agua de aporte a la cogeneración [kg/s]

Finalmente, la ecuación 3.11 puede ser reescrita como:

$$\eta_{CHP} = \frac{W_{net} + Q_{TH}}{LHV * \dot{m}_{combustible}} \quad (3.13)$$

donde:

η_{CHP} es la eficiencia combinada de calor y potencia (CHP por sus siglas en inglés) [%]

W_{net} es la potencia neta de la planta [MW]

LHV es el poder calorífico inferior del combustible [MW/kg]

$\dot{m}_{combustible}$ es el flujo masico de combustible [kg/s]

La principal diferencia entre un CCGN y una planta de cogeneración es el vapor de proceso que se genera en cogeneración adicional a la producción de energía eléctrica que se produce el CCGN y la planta de cogeneración, esto se puede observar al comparar las ecuaciones 3.10 y 3.13.

3.1.8 Resultados del desempeño de la planta de CCGN

Los resultados obtenidos de la simulación realizada en ASPEN Plus para determinar la potencia y la eficiencia global del ciclo de la planta de cogeneración, así como las condiciones de proceso del vapor y los gases de escape se muestran en la Tabla 3.1. Esta tabla incluye la información obtenida del Termoflow y la desviación relativa en por ciento.

3.1 PLANTA DE COGENERACIÓN

Como se observa, la potencia de la turbina de vapor y la potencia de la turbina de gas presentan una desviación menor a 1% en comparación con la potencia obtenida en Thermoflow, por lo que se consideran desviaciones aceptables. También la eficiencia eléctrica neta y la eficiencia CHP del modelo en Aspen Plus presentan desviaciones menores a 1% en comparación con Thermoflow, sin embargo, si se hace una comparación entre las eficiencias del modelo se aprecia que la eficiencia CHP es mayor que la eficiencia eléctrica neta en un 21.4%, la razón de este aumento es debido a que se aprovecha el vapor útil en la eficiencia CHP.

También se aprecia que el porcentaje molar de CO₂ es de 3.3%, este valor es cercano a lo que se encuentra en la literatura (4 a 6% mol de CO₂) para las plantas de CCGN donde se utiliza la tecnología de captura postcombustión.

Tabla 3.1: Resultados de la simulación de la planta de CCGN sin captura de CO₂.

		Modelo Aspen	Thermoflow	Desviación
Potencia total TG	[MW]	107.126	No disponible	-
Potencia Compresor	[MW]	60.259	No disponible	-
Potencia TG	[MW]	46.867	46.947	0.2%
Potencia TV	[MW]	7.447	7.456	0.1%
Potencia neta global	[MW]	52.141	52.230	0.2%
Eficiencia eléctrica neta	[%]	46.0%	46.1%	0.2%
Eficiencia CHP	[%]	67.4%	67.46%	0.1%
Presión <i>crossover</i>	[bar]	12.720	12.720	0.0%
Vapor en <i>crossover</i>	[kg/s]	15.56	15.87	0.2%
Composición gases de escape	[%mol]	-	-	-
H ₂ O		0.073	0.088	17.2%
N ₂		0.757	0.735	3.0%
O ₂		0.137	0.136	0.4%
CO ₂		0.033	0.0307	9.0%
Gas de escape	[kg/s]	131.681	130.888	0.6%
Temperatura gases de escape	[°C]	149.41	142.0	5.2%

3.2 Planta de captura postcombustión

Dentro de los varios procesos que se pueden aplicar para capturar el CO₂ de los gases de combustión, diferentes estudios comparativos (Hendriks, 1994; Riemer & Ormerod, 1995; IEA GHG, 2000) han demostrado que la mejor opción son los procesos de absorción basados en disolventes químicos. Estos procesos ofrecen alta eficiencia de captura y selectividad, requieren una menor energía y tienen un menor costo que el resto de los procesos postcombustión; además, esta tecnología está disponible comercialmente.

3.2.1 Condiciones de diseño de una planta de captura de CO₂

Se requieren evaluar ciertos parámetros para determinar las condiciones de diseño optimas en la planta de captura, estos parámetros son los siguientes: tamaño del absorbedor, lean loading⁷, rich loading⁸, temperatura y presión en el stripper (desorbedor).

Efecto de variar el lean loading. La energía total para regenerar el disolvente cargado de CO₂ puede ser expresado como se muestra a continuación de acuerdo con Kim y Svendsen, (2007); y Mohammad, (2009):

$$\begin{aligned} \text{Energía Total} = & \text{Calor de Reacción} + \text{Calor sensible de la amina rica} & (3.14) \\ & + \text{Calor latente de vaporización del agua} \end{aligned}$$

Las contribuciones de cada una de estas partes cambian mientras se varía el “lean loading”, el cual se define como la relación de moles de CO₂ a moles de amina en la solución de amina regenerada que sale del fondo del desorbedor.

Para un nivel de captura de CO₂ constante:

1. Para un “lean loading” distinto, el calor de reacción permanece casi siempre constante.

⁷ Carga de amina pobre a la salida del desorbedor.

⁸ Carga de amina rica a la salida del absorbedor.

Captura de CO₂ en plantas de generación ciclos combinados

2. Con “*lean loadings*” bajos, el calor latente de evaporación del agua para lograr la misma remoción de CO₂ se vuelve dominante.

3. Para “*lean loadings*” elevados, una mayor cantidad de solvente es necesario para lograr la misma remoción de CO₂, lo que significa que se requiere más calor sensible para elevar la temperatura del disolvente a la temperatura del desorbedor.

Efecto de la presión y temperatura en el desorbedor. Para una elevada presión y temperatura la tasa de transferencia de masa de CO₂ aumenta a través de la columna de separación debido a la alta fuerza impulsora que mejora el equilibrio vapor-líquido para la desorción. Sin embargo, la tasa de degradación de amina y los problemas de corrosión aumentan para valores elevados de presión y temperatura (Mohammad, 2009). La temperatura recomendada del *reboiler* para la MEA es de 120 ° C (Kohl y Nielsen, 1997; IEAGHG, 2010; Rochelle, 2009).

Diámetro del absorbedor. El diámetro de la columna está en función de los caudales volumétricos de líquido y gas, y sus respectivas densidades (Abu-Zahra et al, 2007, Rezazadeh, 2015). Aunque un diámetro lo suficientemente grande es necesario para evitar que la columna se inunde no se recomiendan diámetros muy grandes, el caudal volumétrico máximo que podría tratarse en una columna absorbente es de 300,000 m³/h (292.5 ton/h aproximadamente) debido a las limitaciones económicas del tamaño del absorbedor en función de las restricciones de caída de presión para garantizar una condición de funcionamiento estable con distribuciones adecuadas de líquido y gas (Desideri y Paolucci 1999, Yagı et al 1992, Rezazadeh 2015).

Rich loading. El “*rich loading*” es la carga de disolvente con CO₂ en la salida del absorbedor y es una buena indicación del nivel de saturación del disolvente, el máximo valor ideal de *rich loading* con MEA es cercano a 0.5 mol CO₂/mol MEA (Mohammad, 2009).

Captura de CO₂ en plantas de generación ciclos combinados

3.2.2 Estrategias para operar la planta de captura

Las condiciones de operación definidas en este trabajo para la planta de captura son:

Tabla 3.2: Condiciones de operación de la planta de captura de CO₂.

Parámetro		Dato
Flujo de gases de escape del CCGN	[kg/s]	131.6
Temperatura gases de escape del CCGN	[°C]	149.41
Presión gases de escape del CCGN	[bar]	51.4
Flujo de gases de escape del DCC	[kg/s]	131.6
Temperatura gases de escape del DCC	[°C]	45.0
Presión gases de escape del DCC	[bar]	1.04
Delta de temperatura Intercambiador amina rica-amina pobre	[°C]	8.0

Para definir la altura del absorbedor se evalúan diferentes alturas y para cada altura se varía el flujo másico de amina para capturar el 90% de CO₂ González-Díaz (2016). Una altura mayor mejora la capacidad del disolvente de absorber CO₂, sin embargo, la caída de presión aumenta y con ello la potencia necesaria para forzar los gases de escape hacia el absorbedor.

La metodología para optimizar el diseño de la planta de captura se define de la siguiente manera:

1. Se introducen como condiciones geométricas una altura de columnas de 21 m y 20 etapas, de acuerdo con González-Díaz (2016) estas condiciones corresponden a un gasto energético razonable entre el “*reboiler*” y la columna.
2. Se introducen las condiciones de operación del “*reboiler*” (se condensa vapor saturado a 3 bar para tener un diferencial de temperatura de 15 °C).
3. Se varía el “*lean loading*” de la solución de amina con la finalidad de encontrar el mínimo consumo de energía requerida en el “*reboiler*”.
4. En cada variación de “*lean loading*”, se varia la presión del desorbedor para determina la presión correspondiente al “*lean loading*” definido.

Captura de CO₂ en plantas de generación ciclos combinados

5. La temperatura del “reboiler” se mantiene constante a 120°C Zhou et al. (2010).
6. La temperatura del “reboiler” se controla ajustando el flujo de extracción de vapor.
7. Se varía el flujo del solvente de recirculación en el absorbedor hasta alcanzar un nivel de captura de CO₂ de 90%.

3.2.3 Estrategias para operar un compresor de CO₂

El CO₂ puede ser transportado a través de tuberías en sus diferentes fases: vapor, líquido o supercrítico. Siemens (2009) ha presentado tres escenarios óptimos para comprimir el CO₂:

1. Escenario A: Compresión a condiciones subcríticas, licuefacción y bombeo.

El CO₂ se comprime hasta 45 bares aproximadamente, después de ello el CO₂ se condensa a 0°C y luego se utiliza una bomba para obtener la presión deseada (Vermeulen, 2011).

2. Escenario B: Compresión a condiciones supercríticas y bombeo.

El CO₂ es comprimido hasta 100 bar aproximadamente, después de ello el CO₂ se enfría a aproximadamente 20 °C (Vermeulen. 2011). De igual manera que en la opción A también se usa una bomba para obtener la presión deseada.

3. Escenario C: Compresión a condiciones supercríticas.

En el escenario C el CO₂ no se condensa y se utiliza un compresor para conseguir la presión deseada. Aunque la opción A se caracteriza por tener la menor potencia de compresión para el CO₂ la condensación de CO₂ a baja temperatura (0 °C) y la refrigeración tienen que utilizarse en países cálidos como México durante gran parte del año, por lo tanto, representaría un incremento en el costo de capital y de operación. La selección entre el escenario B y C depende principalmente de la presión final requerida para presiones de descarga altas, las etapas de compresión finales pueden ser reemplazadas por una bomba para reducir el consumo de energía. Se requiere una presión de descarga muy alta cuando se utilizan tuberías largas, para poder reducir el número de zonas intermedias de re-compresión en la tubería.

Captura de CO₂ en plantas de generación ciclos combinados

En este presente trabajo de tesis se requiere de tuberías relativamente cortas y sin re-compresión, por esa razón se seleccionó la ruta C.

La potencia requerida para comprimir cierta cantidad de CO₂ se muestra en el diagrama de fases mostrada en la figura 3.3. Esta figura muestra la relación de presión, temperatura y entropía, y muestra los límites de tres fases: sólido, líquido y gas. El punto crítico del CO₂ ocurre a 73.8 bar y 31 ° C, por arriba de esta presión únicamente existe la condición supercrítica.

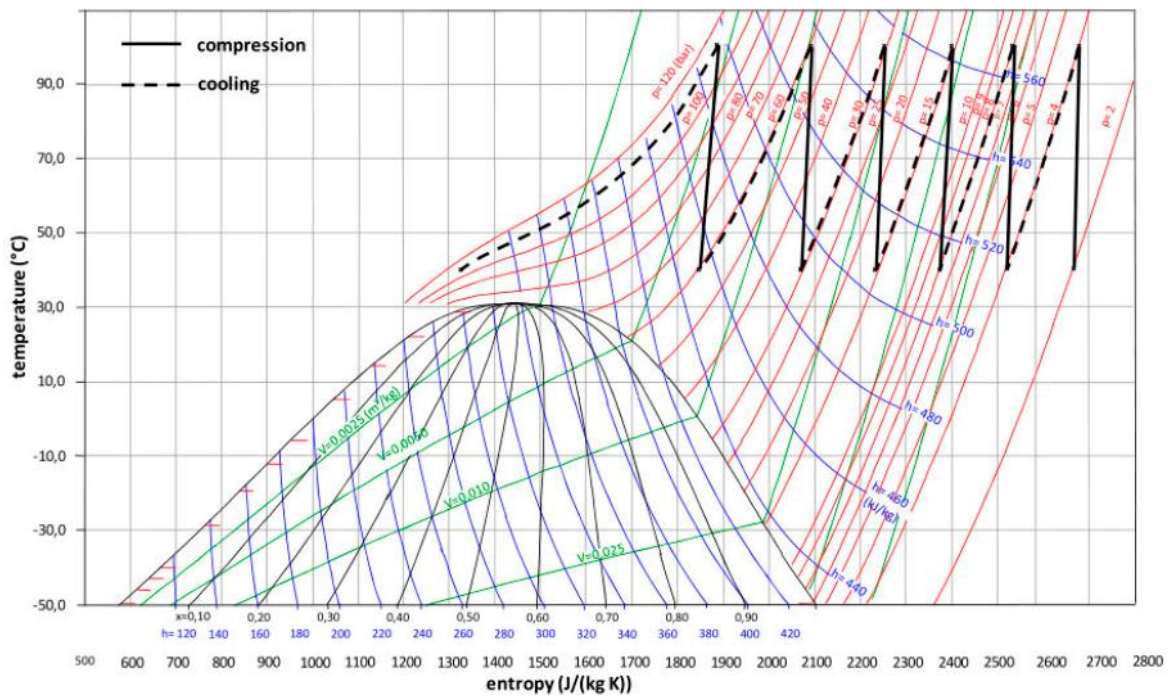


Figura 3.3: Diagrama T-S para el proceso de compresión del CO₂ en 6 etapas. Liebhenthal and Kather (2011).

El escenario C consiste en un compresor centrífugo de engranajes integral con múltiples etapas para comprimir la corriente de CO₂ como lo sugieren Jockenhövel (2009) y Siemens (2009). El compresor puede estar equipado con 4 etapas como mínimo y 8 etapas como máximo, el número de etapas depende de la relación de presión. Para comprimir CO₂ de 2 bar a 110 bar se requieren 6 etapas con una relación de presión de 55 (Liebhenthal y Kather. 2011). Para relaciones de presión superiores a 55 se requieren más etapas de compresión.

Captura de CO₂ en plantas de generación ciclos combinados

Los interenfriadores se utilizan para enfriar el gas a 40 ° C después de cada etapa de compresión para condensar el agua y reducir el volumen en la siguiente etapa del compresor.

La razón para enfriar a 40 ° C es mantener la condición supercrítica del CO₂. Reducir el volumen conduce a reducir el consumo de energía y el tamaño de la etapa del compresor (Liebenthal y Kather, 2011). Los tambores extraíbles y los deshidratadores se utilizan para eliminar las impurezas de la corriente. Para grandes caudales y rangos de presión de descarga operativa, los compresores centrífugos son más atractivos que los compresores de flujo axial y los de engranaje integral (Vermeulen, 2011), debido a que presentan un menor costo operativo y capital, menor tamaño de impulsores y elevadas eficiencias.

3.2.4 Resultados de la planta de captura:

Se realizó una corrida en ASPEN Plus para determinar los parámetros óptimos de diseño de la planta de captura (ver Figura 3.4), con el modelo de la planta de cogeneración se extrajeron las condiciones de proceso de los gases de escape para alimentar la planta de captura.

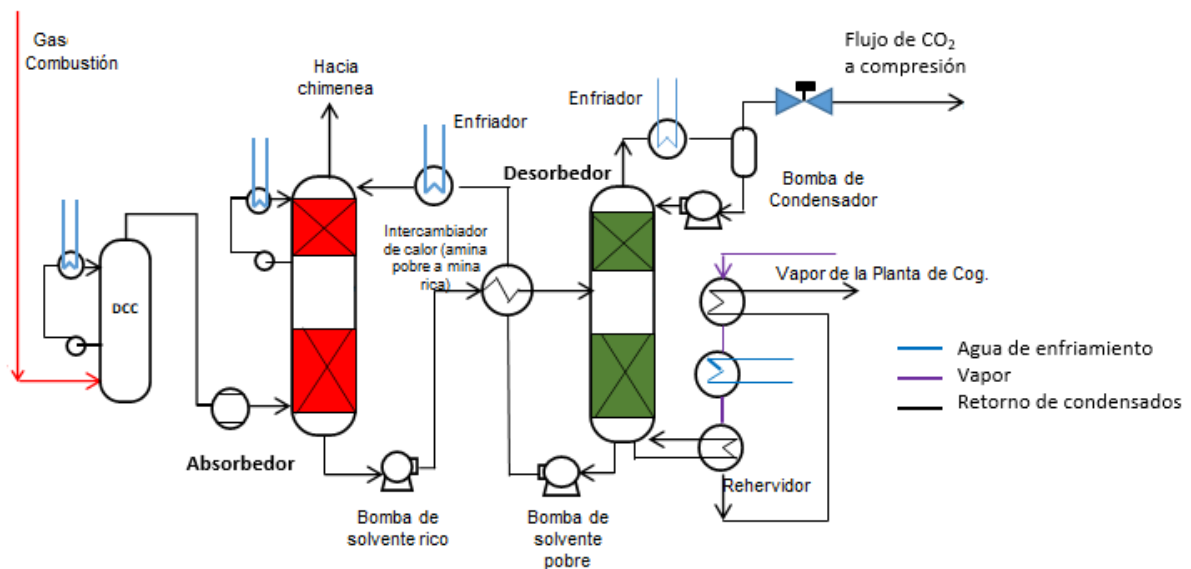


Figura 3.4: Esquema de la planta de captura de CO₂.

Captura de CO₂ en plantas de generación ciclos combinados

Tabla 3.3: Condiciones de operación de la planta de captura de CO₂.

	Unidad	Absorbedor	Desorbedor
Caída de presión	[bar]	0.01	0.03
Tipo de Empaque	[-]	Sulzer Standard 250 Y	Sulzer Standard 250 Y
Diámetro Empaque	[m]	13	7
Altura Empaque	[m]	24	13
Número de Pasos	[-]	20	8
Entrada Carga rica	[°C]	-	112
Temperatura <i>Reboiler</i>	[°C]	-	120
Temperatura Condensador	[°C]	-	40
Flujo gas de entrada	[kg/s]	131.6	-
Presión flujo gas de entrada	[bar]	51.45	-
Temperatura flujo gas de entrada	[°C]	149.41	-

Tabla 3.4: Condiciones de operación para la carga de amina pobre y carga de amina rica.

	Unidad	
Carga de amina pobre	[kmol CO ₂ /kmol MEA]	0.245
Temperatura entrada del absorbedor	[°C]	40
Presión entrada del absorbedor	[bar]	1
Flujo de amina pobre	[kg/s]	135.8
Carga de amina rica	[kmol CO ₂ /kmol MEA]	0.423
Temperatura entrada del desorbedor	[°C]	112
Presión entrada	[bar]	5
Flujo de amina rica	[kg/s]	138.3

Captura de CO₂ en plantas de generación ciclos combinados

En la figura 3.5 se puede apreciar el tren de compresión con sus diferentes etapas. Se ocupan en total siete etapas de compresión y cada etapa tiene un condensador que tiene como objetivo dos funciones; la primera de ellas es mantener estable la temperatura del CO₂, ya que al comprimirlo se eleva su temperatura y es necesario mantenerla estable y el segundo objetivo es retirar el agua sobrante o humedad en el CO₂ antes de ser almacenado.

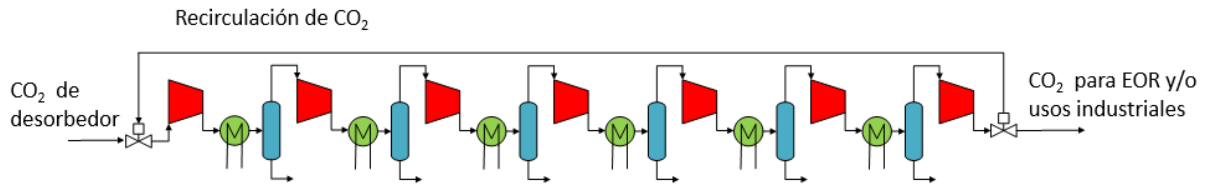


Figura 3.5: Esquema del tren de compresión.

Tabla 3.5: Etapas del tren de compresión.

Etapa	Presión Entrada [bar]	Temperatura Entrada [°C]	Presión Salida [bar]	Temperatura Salida [°C]	Flujo volumétrico Salida [m ³ /s]
1	1.62	40.75	4	106.15	1.10
2	4	37.79	8	96.67	0.51
3	8	37.79	15	91.59	0.26
4	15	37.79	30	98.62	0.13
5	30	37.79	60	100.69	0.06
6	60	37.79	110	91.34	0.03
7	110	37.79	150	92.06	0.02

Captura de CO₂ en plantas de generación ciclos combinados

Optimización del consumo energético:

La optimización en el “reboiler” de la planta de captura se llevó a cabo graficando la carga del “reboiler” en función de la carga de amina pobre a una presión determinada (ver figura 3.6). El Consumo óptimo de energía es de **3.87 MJ/kg CO₂** para una carga de amina pobre de 0.245 kmol CO₂/kmol MEA y una presión óptima de 1.84 bar.

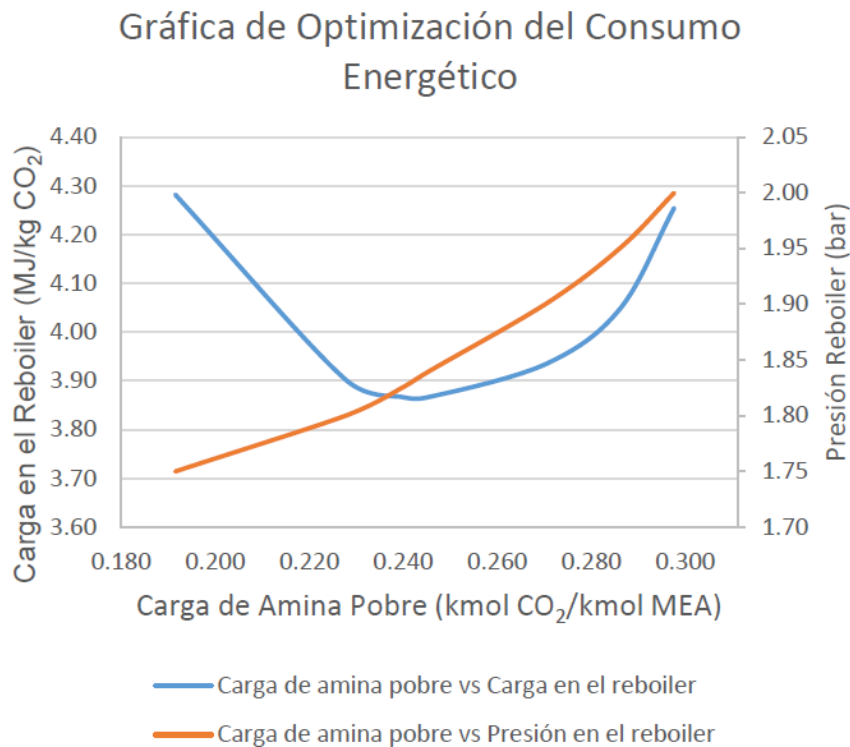


Figura 3.6: Gráfica de optimización del consumo energético .

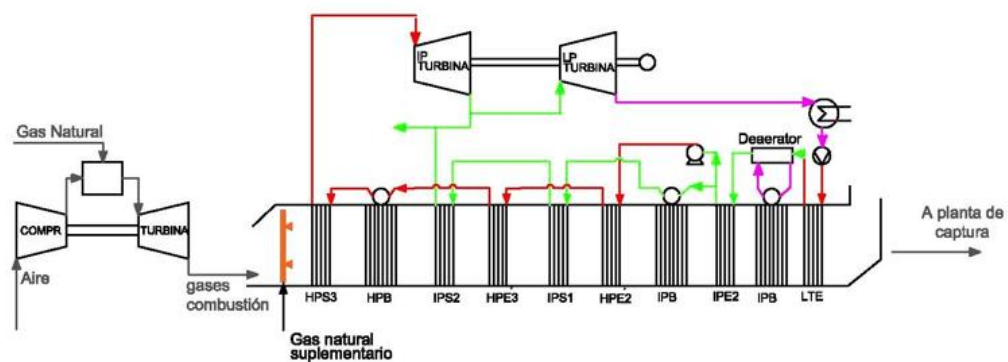
Para suministrar energía térmica para regenerar el disolvente se extrajo **38.46 T/h** de vapor de baja presión de la planta de cogeneración. El efecto en potencia y eficiencia se muestra en la Tabla 3.6.

Captura de CO₂ en plantas de generación ciclos combinados

Tabla 3.6: Rendimiento esperado para el caso de estudio con captura y sin captura de CO₂.

	Unidad	Cogeneración	Cogeneración + PCC
Potencia eléctrica bruta	[MW]	54.314	54.314
Potencia eléctrica neta	[MW]	52.141	45.76
Consumo de energía de servicios auxiliares CCGN	[MW]	2.17	-
Consumo de energía de servicios auxiliares PCC	[MW]	-	4.588
Consumo de energía del compresor de CO ₂	[MW]	-	1.788
Eficiencia eléctrica neta	[%]	46.0%	40.4%
Eficiencia CHP	[%]	67.4%	61.8%
Flujo de combustible	kg/s	2.26	2.26
Flujo de gases de combustión	kg/s	131.681	-
Flujo total de CO ₂ en los gases de combustión	kg/s	6.810	-
CO ₂ capturado	kg/s	-	5.976
Carga térmica del <i>reboiler</i>	[MJ/kgCO ₂]	-	3.87
Flujo de vapor	kg/s	15.56	4.88
Intensidad de carbono	[kgCO ₂ /MWh]	470.186	57.582

a) Planta de cogeneración sin captura de CO₂



Captura de CO₂ en plantas de generación ciclos combinados

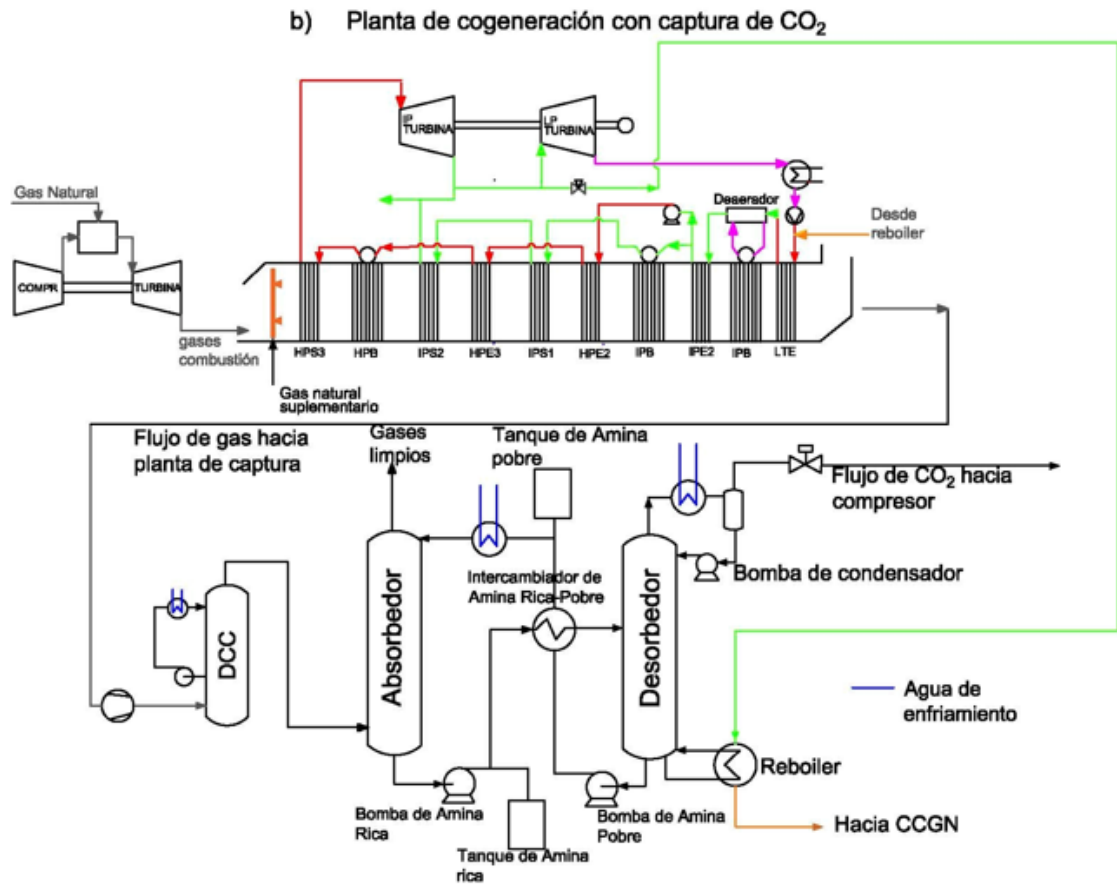


Figura 3.7: a) Planta de cogeneración sin captura de CO₂; b) Planta de cogeneración integrada a una planta de captura de CO₂.

Capítulo 4

Celdas de combustible integradas a sistemas de cogeneración

En este capítulo se describen las principales características de una celda de combustible de alta temperatura, y se desarrolla el modelo en Aspen Plus basado en un reactor de Gibbs⁹. En la última sección, se lleva a cabo la integración de celda de alta temperatura con una planta de reformación de metano utilizando la tecnología denominada SMR (por sus siglas en inglés *Steam Methane Reforming*) con captura de CO₂, el cual es la aportación principal de esta tesis.

Los procesos a integrar son: producción de hidrógeno utilizando el proceso de reformación de metano con CCUS, y la utilización del hidrógeno en una celda de alta temperatura para generar electricidad y vapor.

4.1 Producción de hidrógeno:

Algunos ejemplos de tecnologías para producir H₂, son: el reformado de metano con vapor (SMR), la gasificación o pirólisis a partir de carbón, y la electrólisis mediante el uso de electricidad renovable [Bhandari, R. et al. (2014); Stenberg, M. et al. (2018); Al-Zareer, M. et al. (2020)]. Aunque la electrólisis con uso de energías renovable se considera una tecnología limpia, actualmente representa la tecnología de mayor costo Acar, C., & Dincer, I. (2019). El costo por kilogramo de H₂ varía de acuerdo con la tecnología, que va desde 0.27\$/kg utilizando la tecnología de gasificación, 1.84\$/kg utilizando SMR, hasta 23\$/kg utilizando electrólisis fotovoltaica [Bartels, J. R. (2008)].

La tecnología más común para producir H₂ a nivel mundial es el SMR, que representa el 48% como se muestra en la Fig. 1. El costo de transporte representa el 60% del costo total de H₂ [Farmer, R. (2012)].

⁹ Es un reactor que estima la reacción más probable a partir de la energía libre de Gibbs.

4.1 PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO

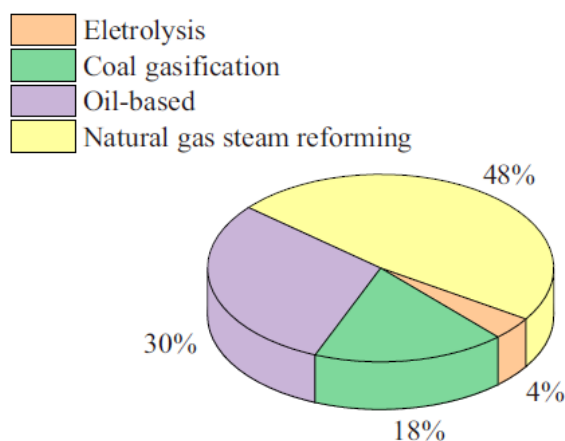


Figura 4.1: Porcentaje de participación de los métodos para producir hidrógeno alrededor del mundo. Voldsund, M., et al. (2016).

La forma de transportar el hidrógeno podría clasificarse según su estado físico, es decir, gas, líquido y sólido. Actualmente, el transporte de gas H_2 mediante tubería y el transporte de H_2 líquido mediante camión cisterna son dos métodos comunes. El transporte de H_2 por tuberías generalmente se realiza mediante tuberías de acero sin costura en el subsuelo a una presión de 40 bar. El transporte de hidrógeno líquido consiste en convertir el hidrógeno en un líquido a una temperatura baja de $-253\text{ }^\circ\text{C}$ y entregarlo en un camión cisterna Ahmed, A., et al. (2016).

4.1.1 Descripción y simulación del proceso de reformación de metano:

La Figura 4.2 muestra el diagrama de flujo del proceso para la reformación de metano integrado a la celda de combustible. El proceso de reformación de metano fue simulado en Aspen Plus usando el método Peng Robinson, y consiste en cuatro etapas principales: (a) Generación de vapor, (b) reformación de metano con vapor, (c) generación de H_2 por medio de la reacción de desplazamiento de agua y (d) purificación de H_2 utilizando una unidad de captura de CO_2 con aminas; la quinta etapa es la generación de energía y calor a través de una celda de combustible de óxido sólido tubular (TSOFC).

4.1 PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO

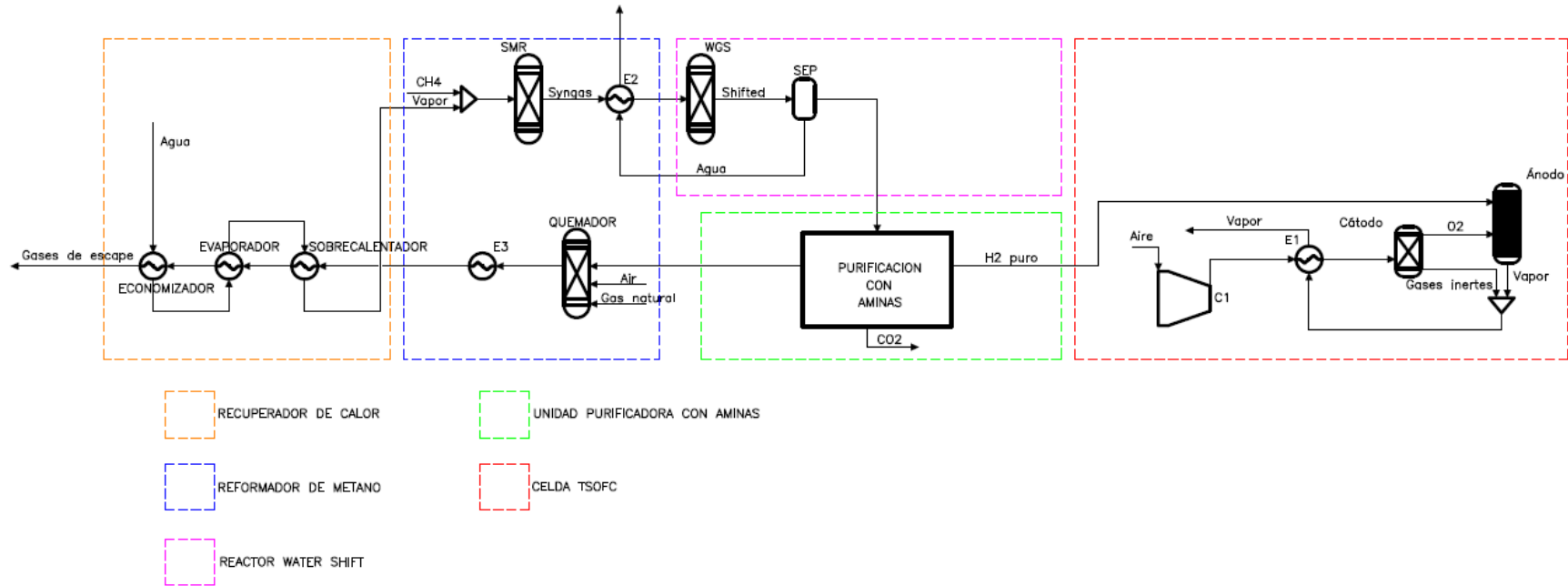
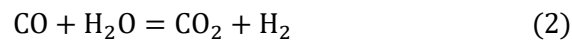
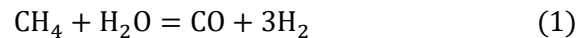


Figura 4.2: Esquema del proceso de reformación de metano integrado a la celda de combustible.

4.1 PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO

Para reformar el metano se requiere suministrar vapor, por lo cual se empleó un HRSG integrado por tres intercambiadores de calor: un economizador, evaporador y sobrecalentador, de esta forma el HRSG maneja un solo nivel de presión y entrega vapor saturado a la siguiente etapa de reformación. La transferencia de calor en los intercambiadores del HRSG se calcula con las ecs. 3.4 y 3.5 expresadas en el capítulo anterior.

En la etapa de reformación primero se mezcla metano (CH_4) con vapor de agua a 510°C y 30 bares. Los componentes mezclados ingresan al reactor SMR primario donde ocurre la reacción (1). Posteriormente el gas de síntesis compuesto básicamente por CH_4 , H_2O , CO y CO_2 intercambia calor con el agua de alimentación utilizada en el reactor primario SMR y se enfría a 350°C . Los gases fluyen del reactor primario SMR hacia un segundo reactor WSR. La reacción (2) ocurre en reactor WSR, y el gas de síntesis se enfría a 38°C . A continuación, el agua es removida del gas de síntesis y este es enviado a la etapa de purificación.



El gas de síntesis contiene un alto porcentaje de H_2 el cual debe ser purificado en una unidad de captura de CO_2 con aminas para que pueda ser aprovechado en la celda de combustible. La configuración de la unidad de captura de CO_2 consiste en dos columnas una de absorción y otro de desorción, esta configuración está desarrollada en el capítulo anterior en la sección 3.2. A la salida de la unidad de captura de CO_2 fluyen dos corrientes de gases, la primera contiene H_2 con una pureza de 99% para poder alimentar la celda de combustible y la segunda corriente es una mezcla de CO , CO_2 y CH_4 , esta corriente es enviada a un quemador en donde se mezcla con aire y metano. Los gases de escape calientes fluyen del quemador hacia el HRGS en donde se produce vapor. En la tabla 4.1 se presentan las condiciones de operación del proceso de reformación de metano.

4.1 PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO

Tabla 4.1: Condiciones de operación del proceso de reformación de metano.

Parámetros		Vapor	Metano	SMR	WRS
Presión	[bar]	30	28.5	19.5	18
Temperatura	[°C]	510	510	950	419

El modelo de la reformación de metano está basado en González Díaz (2021) para que los dos reactores principales trabajaran bajo las condiciones de operación descritas anteriormente. Lo siguiente fue adecuar el modelo para obtener una producción de hidrogeno de 10.5 kg/h que es la adecuada para operar la celda de combustible. Algunas de las consideraciones que se hicieron para correr este modelo fueron: La composición del gas natural es 100% metano, toda el agua es removida en el condensador y las pérdidas de calor en los equipos son despreciadas.

4.1.2 Resultados del proceso de reformación de metano

Se realizó una corrida en ASPEN Plus del proceso de reformación de metano para obtener el flujo de H₂ requerido por la celda de combustible (ver fig. 4.3) a continuación, se extrajeron los gases de escape para alimentar el HRSG.

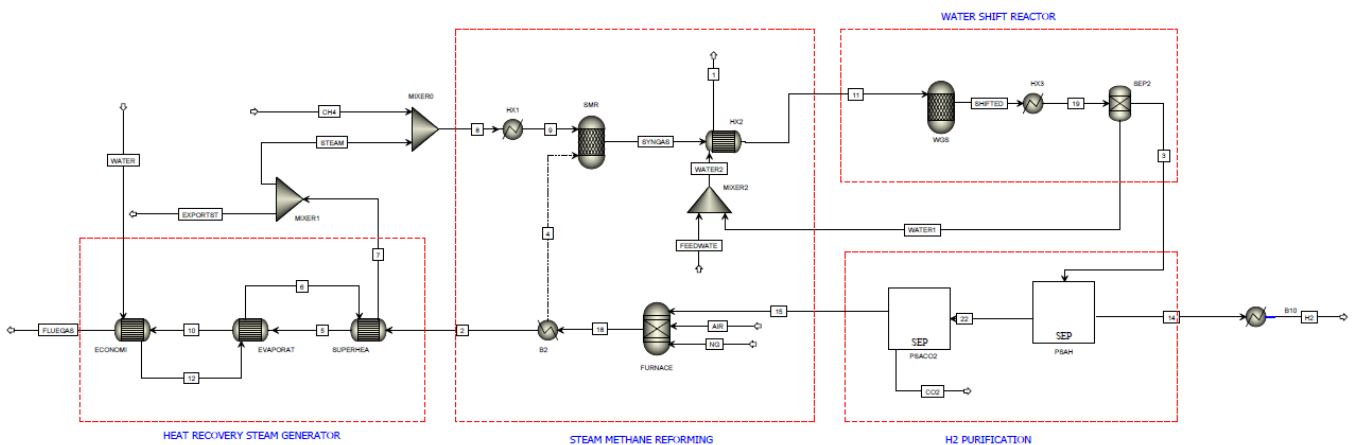


Figura 4.3: Simulación del proceso de la reformación de metano.

4.1 PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO

Tabla 4.2: Resultados de la simulación del proceso de reformación de metano en el software Aspen Plus.

	Unidad	
Corriente de vapor	[kg/s]	0.0286
Presión	[bar]	30.0
Corriente de CH ₄	[kg/s]	0.0085
Presión	[bar]	28.5
Corriente de H ₂	[kg/s]	0.0029
Temperatura	[°C]	15.0
Presión	[bar]	1.01
Pureza	[%]	99.0%
Corriente de CO ₂	[kg/s]	0.0096
Temperatura	[°C]	38.0
Presión	[bar]	30.0
Pureza	[%]	95.0%
Composición gas de escape	[% mol]	-
H ₂ O		0.096
N ₂		0.742
O ₂		0.105
CO ₂		0.057
Flujo gas de escape	[kg/s]	0.170
Temperatura gas de escape	[°C]	149.93
CO ₂ % masa	[%]	8.84%

En la tabla 4.2 se aprecia que para obtener un flujo másico de 0.0029 kg/s a una pureza de 99%, se requiere reformar 0.0085 kg/s de CH₄. Se captura el CO₂ con una pureza de 95% la cual es enviada a un tren de compresión y deshidratación, y un flujo de gases de escape con una temperatura de 149.9 °C el cual se utiliza para generar vapor saturado.

Se simuló la unidad de captura de CO₂ con aminas que purifica la corriente de H₂ y posteriormente se determinó la cantidad de vapor requerido en el “*reboiler*” para regenerar el disolvente. La composición y el flujo masico del gas de síntesis son presentados en la tabla 4.3, la cual sirvió como parámetros de entrada para la planta de captura de CO₂.

4.1 PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO

El flujo del gas de síntesis fue de 4.73 kg/s que es el flujo que se obtiene en la planta de reformación de metano para un conjunto de 249 celdas de combustible estacadas y solo un tren de postcombustión fue necesario para capturar el 90% del CO₂.

Tabla 4.3: Composición y flujo masico del gas de síntesis para la planta de captura de CO₂.

	Unidad	Valor
Flujo masico del gas de síntesis	[kg/s]	4.73
Composición del gas de síntesis	[%mol]	-
CH ₄		0.041504
CO		0.054713
H ₂		0.755853
CO ₂		0.147928

La tabla 4.4 muestra los resultados clave de la planta de captura. El vapor requerido para regenerar el disolvente es 3.64 kg/s a una presión de 4 bares y una carga térmica del “reboiler” de 3.65 MJ/kg CO₂, la carga térmica en el “reboiler” fue optimizada con los parámetros reportados por González-Díaz (2020).

4.2 CELDA DE COMBUSTIBLE

Tabla 4.4: Resumen de los parámetros clave para la planta de captura de CO₂ con un nivel de captura de 90%.

	Unidad	Valor
Temperatura del gas de síntesis	[°C]	38
Vapor total requerido por la planta de captura	[kg/s]	3.64
Temperatura del <i>reboiler</i>	[°C]	120
Presión de vapor del <i>reboiler</i>	[bar]	4.0
Flujo de amina pobre	[kg/s]	46.33
Carga de amina pobre	[kmol CO ₂ /kmol MEA]	0.27
Carga de amina rica	[kmol CO ₂ /kmol MEA]	0.457
CO ₂ capturado	kg/s	2.16
Carga Térmica del <i>reboiler</i> específica	[MJ/kg CO ₂]	3.65
Carga Térmica del <i>reboiler</i>	[MW]	8.311
Consumo de energía servicios auxiliares PCC	[MW]	0.17

4.2 Celda de combustible

4.2.1 Principio de funcionamiento de las celdas de combustible

Las celdas de combustible convierten directamente la energía química del hidrógeno en electricidad, con agua pura y calor potencialmente útil como únicos subproductos. Las celdas de combustible alimentadas con hidrógeno no solo están libres de contaminación, sino que también pueden tener más de dos veces la eficiencia de las tecnologías de combustión tradicionales. Una planta de energía convencional basada en la combustión generalmente genera electricidad con eficiencias del 33 al 35%, mientras que los sistemas de celdas de combustible pueden generar electricidad con eficiencias de hasta el 60% (*U.S. Department Of Energy, 2015*).

4.2 CELDA DE COMBUSTIBLE

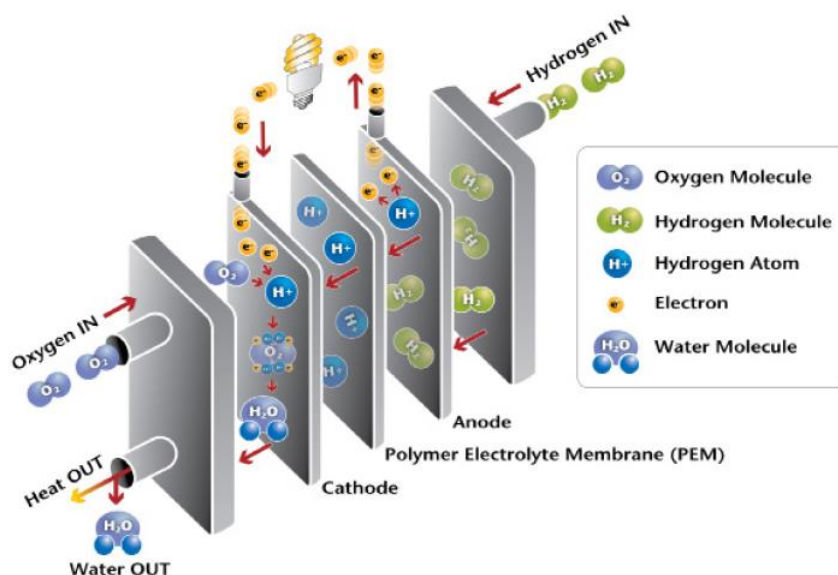


Figura 4.4: Principio de operación de una celda PEM. U.S. Department of Energy (2015).

Una celda de combustible consiste en un electrolito intercalado entre dos electrodos, un ánodo y un cátodo. En una celda (PEM) el oxígeno proveniente del aire pasa sobre un electrodo y el hidrógeno en forma gaseosa pasa sobre el otro (ver fig. 4.4).

Cuando el hidrógeno es ionizado en el ánodo se oxida y pierde un electrón; al ocurrir esto, el hidrógeno oxidado (ahora en forma de protón) y el electrón toman diferentes caminos migrando hacia el segundo electrodo llamado cátodo. El hidrógeno lo hará a través de un material conductor externo (carga). Al final de su camino ambos se vuelven a reunir en el cátodo donde ocurre la reacción de reducción o ganancia de electrones del oxígeno gaseoso para formar agua junto con el hidrógeno oxidado. Así este proceso produce 100% agua pura, corriente eléctrica y calor útil, por ejemplo, energía térmica.

En el caso de la utilización de H_2 en aplicaciones de celdas de combustible la pureza del H_2 varía según cada tipo. Por ejemplo, en el caso de las aplicaciones de celdas de combustible de membrana de intercambio de protones (PEM) la corriente de combustible con concentraciones de H_2 debe ser casi pura ($\leq 98\%$) para evitar daños en el dispositivo de potencia por lo que su uso y mercado se limita al H_2 verde.

4.2 CELDA DE COMBUSTIBLE

Mientras tanto las celdas de combustible de óxido sólido (SOFC) además de operar con H₂ pueden trabajar con diferentes tipos de combustibles como gas de síntesis, gas natural y metanol (Santin, Marco, et al. 2010) debido a que sus temperaturas de operación son más altas que las celdas de combustible PEM (100- 300 ° C). Generalmente la celda tipo SOFC opera en un rango de 600 a 1000 ° C, esto significa que se pueden lograr altas velocidades de reacción sin costosos catalizadores (Larminie, J., et al., 2003), a diferencia de las celdas de combustible PEM que operan a una temperatura más baja y requieren catalizadores de platino. Existen dos tipos de SOFC la de geometría plana (PSOFC) y la tubular (TSOFC) estas últimas son más prometedoras debido a que no requieren de sellos herméticos y una de las principales desventajas del diseño plano es la necesidad de un sellado hermético al gas alrededor del borde de los componentes de la celda (Larminie, J., et al., 2003).

A continuación, se presenta una clasificación de las celdas de combustible, en donde se describen brevemente sus principales características, condiciones de operación, ventajas y desventajas de cada celda, y sus aplicaciones.

4.2.2 Clasificación de las celdas de combustible

Las celdas de combustible se clasifican según la elección del electrolito y combustible. Actualmente se encuentran disponibles seis tipos de celdas de combustible.

- I) Celda de combustible de membrana de intercambio de protones (PEMFC);
- II) Celda de combustible alcalina (AFC);
- III) Celda de combustible de ácido fosfórico (PAFC);
- IV) Celda de combustible de carbonato fundido (MCFC);
- V) Celda de combustible de óxido sólido (SOFC);
- VI) Celda de combustible de metanol directo (DMFC);

Además del tipo de electrolito, las celdas se clasifican en celdas de combustible de baja o alta temperatura dependiendo de su temperatura de operación. Las celdas de combustible de baja temperatura (PEMFC, AFC y PAFC) operan en el rango de 50-250 °C, y las celdas de combustible de alta temperatura (MCFC, SOFC y DMFC) operan en el rango de 650-1000 ° C.

4.2 CELDA DE COMBUSTIBLE

Celdas de combustible de membrana de intercambio de protones (PEMFC)

La celda de combustible PEM utiliza un electrolito de polímero sólido (membrana similar al teflón) para intercambiar los iones a través de dos electrodos porosos, este electrolito es un excelente conductor de protones y un aislante de electrones.

La temperatura más baja a la que puede operar la celda de combustible es alrededor de 100 ° C. Las ventajas de la celda de combustible PEM son su mayor densidad de potencia y su arranque rápido para automóviles. La baja temperatura de funcionamiento hace que la tecnología sea competitiva en aplicaciones comerciales y de transporte, como computadoras portátiles, bicicletas y teléfonos móviles. Los principales inconvenientes de la celda de combustible PEM son su menor eficiencia operativa (40-45%) y el uso de catalizador de platino de alto costo. También es intolerante al monóxido de carbono. Las fuentes de energía basadas en celdas de combustible PEM también se están desarrollando para aplicaciones de agua caliente y electricidad residenciales (3-7 kW) y edificios (50 kW). *Ballard Power Systems*, Canadá, ha desarrollado una fuente de energía PEM de 250 kW para la generación de energía de distribución (Larminie, J., et al., 2003).

Celdas de combustible alcalinas (AFC)

La celda de combustible alcalina fue uno de los primeros sistemas de celda de combustible empleados para las misiones espaciales de la NASA. Anteriormente también se le llamaba celda de combustible Bacon en honor a su inventor británico. Estas celdas operan a bajas temperaturas (alrededor de 100 °C) y tienen la capacidad de alcanzar un 60-70% de eficiencia. Utilizan una solución acuosa de hidróxido de potasio (KOH) como electrolito. Esta celda transporta iones con carga negativa desde el ánodo al cátodo y liberan agua como subproducto. Una de las ventajas que ofrece esta celda de combustible es que ofrece un arranque rápido en vehículos. La principal desventaja es que es muy sensible al CO, porque tarda más en reaccionar y consume el álcali del electrolito, reduciendo así la concentración de iones hidróxido durante las reacciones químicas (Hamnett, A., 2010). El uso de un electrolito corrosivo en las celdas AFC es una desventaja porque tiene una vida útil más corta. Por lo tanto, no se utiliza para aplicaciones comerciales. Este tipo de celdas de combustible se utiliza en transportes, es decir, en flotas de vehículos y barcos y transbordadores espaciales.

4.2 CELDA DE COMBUSTIBLE

Celdas de combustible de ácido fosfórico (PAFC)

Las celdas de combustible de ácido fosfórico operan en el rango de temperaturas de 175-200 °C. Estas temperaturas de operación son casi el doble en comparación con la celda de combustible PEM. Las celdas PAFC utilizan un ácido fosfórico líquido como electrodo. A diferencia de las celdas PEM y AFC, estas celdas son tolerantes a las impurezas que hay en los combustibles fósiles reformados. La reacción química implicada en la celda PAFC es la misma que la de la celda PEM, en la que se utiliza hidrógeno puro como combustible de entrada (Larminie, J. et al., 2003). La cogeneración también es posible en las celdas PAFC debido a su alta temperatura de operación y al potencial para el suministrar agua caliente y electricidad. El inconveniente de la celda PAFC es el mismo que el de la pila de combustible PEM, su costo también aumenta debido al uso de platino como catalizador. Las celdas PAFC se han desarrollado hasta la primera etapa de comercialización. Las celdas con capacidades de 100, 200 y 500 kW están disponibles para aplicaciones estacionarias y térmicas. Un sistema de 1,3 MW ya se ha probado en Milán (Hamnett, A. (2010)). Actualmente se han instalado celdas PAFC en 70 sitios en Europa, EE. UU. y Japón.

Celdas de combustible de carbonato fundido (MCFC)

La celda de combustible de carbonato fundido opera a altas temperaturas que se encuentran en el rango de 600-700 °C aproximadamente. La celda MCFC consta de dos electrodos porosos con buena conductividad que están en contacto con una celda de carbonato fundido. Debido a su capacidad de reformación interna el hidrógeno es extraído del combustible fósil empleado para la celda, otra alternativa es usar monóxido de carbono para producir hidrógeno por medio de la reacción de desplazamiento de agua, luego el resultado de la reacción es equivalente a de la celda de combustible PEM para producir electricidad. Las principales ventajas de la celda MCFC son una mayor eficiencia (50-60%), sin necesidad de catalizador metálico ni reformador independiente (Larminie, J. et al., 2003). Esta celda es intolerante al azufre y su inicio lento es uno de sus inconvenientes. Se utiliza principalmente para aplicaciones de potencia media y grande. Actualmente se encuentran celdas de prueba de 1 MW y 2 MW en Santa Clara, CA, para un periodo de 4000 h (Hamnett, 2010).

4.2 CELDA DE COMBUSTIBLE

Celdas de combustible de oxido solido (SOFC)

Las celdas SOFC son básicamente celdas de combustible de alta temperatura. Usan zirconia estabilizada de itrio que es un material cerámico sólido como electrolito. Aquí el oxígeno se combina con el hidrógeno para generar agua y calor. Las celdas SOFC producen electricidad a una temperatura de operación alta de aproximadamente 1000 °C. Las principales ventajas de las celdas SOFC son que funcionan con una alta eficiencia del 50-60%. El calor residual se puede reciclar para generar electricidad adicional mediante la operación de cogeneración (Larminie, J. et al., 2003). El arranque lento, el alto costo y la intolerancia al contenido de azufre de la celda de combustible son algunos de sus inconvenientes.

No son adecuadas para grandes fluctuaciones en la demanda de carga. Por lo tanto, las celdas SOFC se utiliza principalmente para aplicaciones de potencia media y grande. En Europa se han desarrollado pruebas con celdas de 100 kW, mientras que en Japón unidades de 25, 100 y 200kW ya se encuentran en línea.

Celdas de combustible de metanol directo (DMFC)

La tecnología DMFC es relativamente nueva en comparación con el resto de las celdas de combustible. Al igual que la celda de combustible PEM, la celda DMFC utiliza un electrolito polimérico. La celda DMFC usa metanol líquido o alcohol como combustible. Durante las reacciones químicas, el ánodo extrae hidrógeno disolviendo el metanol líquido (CH_3OH) en agua para eliminar la necesidad de un reformador externo. En el cátodo se produce la mezcla de los iones positivos y los iones negativos que se suministran desde el ánodo a través de un circuito externo y se combinan con aire oxidado para producir agua como subproducto. Normalmente, una sola celda DMFC puede suministrar de 0,3-0,5 V en condiciones de carga. Se utiliza principalmente para energizar equipos portátiles en el rango de 1W a 1kW.

4.3 CELDA SOFC

4.3 Celda SOFC

El modelado de la celda TSOFC desarrollado en este estudio consta de dos componentes principales, un ánodo (200 kW) y un cátodo. El aire de combustión que circula hacia el cátodo se define como la mezcla de 78,21% N₂, 20,79% O₂, 1% H₂O (% vol) al 60% de humedad relativa. El aire se comprime en el bloque compresor y luego se precalienta en el bloque intercambiador de calor HEATX por los gases de escape calientes que salen de la poscombustión como se muestra en la Figura 4.5. El flujo de aire comprimido y precalentado entra en el bloque CATHODE. Este es un módulo separador de Aspen Plus que separa una corriente de O₂ del aire necesario para la reacción electroquímica y, en consecuencia, simula el cátodo de la celda TSOFC.

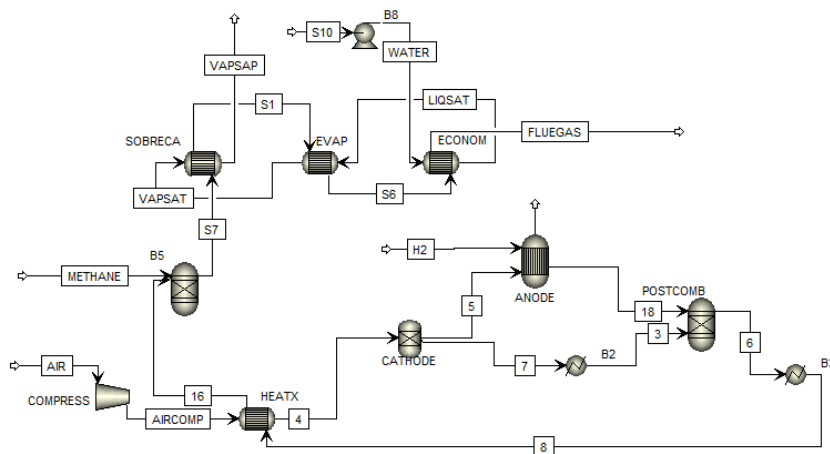


Figura 4.5: Simulación de la celda de combustible tipo TSOFC de 200 kW.

Balance de masa y energía en la celda TSOFC

El balance de masa está basado en la entrada y salida de los componentes, considerando que todos los componentes que entran a la celda reaccionan, el balance material puede expresarse como [1]:

$$\dot{m}_{H_2,ent} + \dot{m}_{O_2,ent} = \dot{m}_{H_2,sal} + \dot{m}_{O_2,sal} + \dot{m}_{H_2O,sal} \quad (4.1)$$

4.3 CELDA SOFC

Donde $\dot{m}_{H_2,ent}$, $\dot{m}_{O_2,ent}$, $\dot{m}_{H_2,sal}$, $\dot{m}_{O_2,sal}$, $\dot{m}_{H_2O,sal}$ son los flujos masicos del hidrógeno, oxígeno y agua en kg/s.

El concepto general de balance de energía consiste en que la entalpia de los reactivos que entran a la celda es igual a la entalpia de los productos que salen de la celda más la suma del calor generado por la potencia de salida y el flujo de calor hacia los exteriores, el balance de energía puede ser expresado como (Jung, J. H., & Ahmed, S. (2010)):

$$\sum_j h_{j,ent} = \sum_j h_{j,sal} + W_e + Q_d \quad (4.2)$$

donde $h_{j,ent}$ es la entalpia de los reactivos ($h_{H_2,ent}$, $h_{O_2,ent}$) en J/s; $h_{j,sal}$ es la entalpía de los productos ($h_{H_2,sal}$, $h_{O_2,sal}$, $h_{H_2O,sal}$) en J/s; W_e es la potencia generada en Watts, y Q_d es el calor disipado hacia los alrededores en Watts.

A continuación, se presenta en la fig. 4.6 dos esquemas, el primero para el balance de masa y el segundo para el balance de energía.

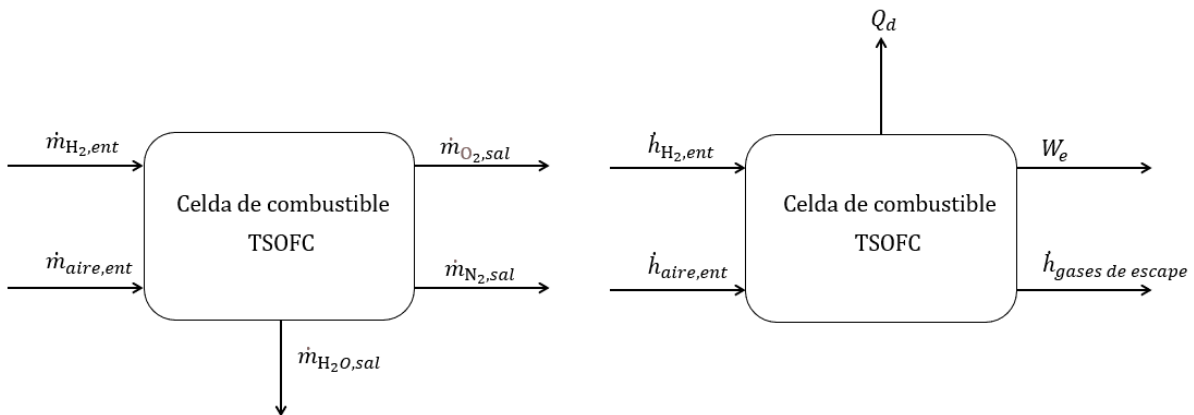
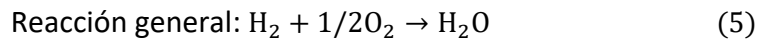
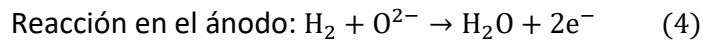
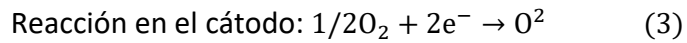


Figura 4.6: (a) Esquema del balance de masa para la celda TSOFC, (b) Esquema del balance de energía (entalpia) para la celda TSOFC.

4.3 CELDA SOFC

Ánodo

El flujo de O_2 se alimenta al bloque ANODE donde se oxida el H_2 , el bloque ANODE es un reactor de Gibbs en equilibrio que simula la reacción electroquímica que se basa en la reacción de H_2 con O_2 . Se han considerado las siguientes reacciones electroquímicas en las secciones de cátodo y ánodo:



La transferencia de iones no se puede modelar en Aspen Plus; por tanto, en el modelo Doherty, W., et al. (2010) se usó la reacción general en lugar de las semirreacciones de la celda. La reacción general se especificó en el bloque ANODE y se asumió que esta reacción alcanzaba el equilibrio termodinámico a la temperatura de operación de la celda TSOFC $T_{OP} = 1123.15 \text{ K}$ (850°C) para simplificar la simulación (Doherty, W. et al., 2010).

Cátodo

El aire comprimido y precalentado ingresa al bloque CATHODE donde se obtiene el O_2 para la reacción electroquímica. Aspen Plus calcula el flujo de O_2 basándose en el flujo de H_2 consumido en el ánodo, por lo que el oxígeno consumido se puede encontrar de la siguiente manera:

$$n_{O_2,consumed} = 0.5n_{H_2,consumed} \quad (4.3)$$

$$O_{2,frac} = \frac{n_{O_2,consumed}}{n_{O_2,in}} \quad (4.4)$$

4.3 CELDA SOFC

donde $nO_{2,consumed}$ y $nH_{2,consumed}$ son los flujos molares de O_2 e H_2 consumidos por la celda de combustible en kmol/s; $nO_{2,in}$ es el flujo de oxígeno que entra a la celda de combustible en kmol/s; $O_{2,frac}$ indica la cantidad de oxígeno extraído del aire para oxidar el combustible.

HRSG

Los gases de escape de la celda de combustible son enviados a un HRSG en donde se genera vapor útil que se puede aprovechar en procesos de gasificación y reformación. En la figura 4.7 se presenta el diagrama energía-temperatura para el HRSG, la línea recta continua (en color negro) representa el enfriamiento de los gases de escape de la celda de combustible y, la línea escalonada que se encuentra debajo de ésta representa el calentamiento del agua. En el diagrama se pueden distinguir las tres secciones del HRSG; la primera recta en color rojo, de 30°C a 140°C correspondiente al economizador, la segunda recta en color azul en donde la temperatura de 143°C es constante representa al evaporador; y la tercera recta en color verde de 143°C a 300°C, al sobrecalentador. Puede observarse que la recta en azul es horizontal debido a que en esta zona se produce la evaporación del agua, y por lo tanto no hay incremento de temperatura de la misma. Por otra parte, también se aprecian puntos importantes en el diagrama como el *Pinch point* (PP) que es la diferencia de temperatura entre los gases a la salida del evaporador y la del agua entrando al mismo, el siguiente parámetro es la diferencia terminal de temperatura ΔT que es la diferencia de temperatura entre el vapor sobrecalentado que abandona el HRSG y los gases de escape que entran al HRSG.

4.4 METODOLOGÍA DE LA CELDA TSOFC

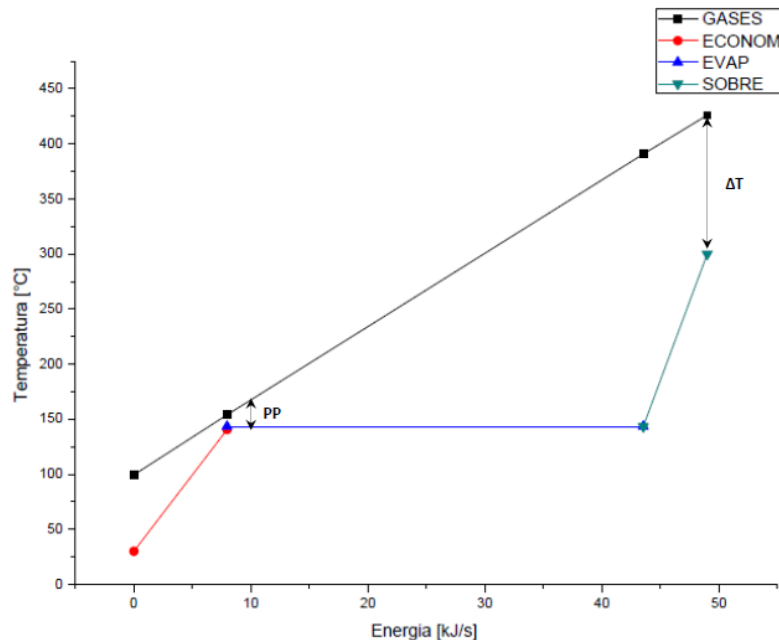


Figura 4.7: Diagrama de energía-temperatura para el HRSG.

4.4 Metodología de la celda TSOFC:

La simulación de la celda TSOFC se basó en el trabajo desarrollado por (Tamin, T., 2013) quien asume las siguientes consideraciones: modelo adimensional; estado isotérmico y en régimen permanente; todos los fluidos de trabajo tratados como gases ideales; se ignoran las caídas de presión. El modelo adimensional generalmente asume que el equilibrio químico y termodinámico está presente en las corrientes de salida Souza-Santos, M. L. (2010).

Cada unidad TSOFC consta de dos componentes principales: un cátodo y un ánodo. En general, se alimenta al cátodo una corriente de aire comprimido y precalentado, que separa alrededor del 90% del O_2 contenido en el aire mediante un proceso electroquímico. Luego, la corriente de O_2 purificado se alimenta al ánodo, donde reacciona con el H_2 , generando energía y vapor, este último se alimenta a un intercambiador de calor para precalentar el aire. Dado que el vapor aún está caliente ($128\text{ }^\circ\text{C}$), se puede utilizar para otros fines de calentamiento. El ánodo se simula como un reactor de Gibbs en equilibrio con una temperatura y presión de funcionamiento iguales a 3 bar y $850\text{ }^\circ\text{C}$, respectivamente. El cátodo también se simula como

4.4 METODOLOGÍA DE LA CELDA TSOFC

un reactor Gibbs de equilibrio pero con la diferencia de que incluye una rutina de Fortran para calcular el voltaje operativo real y la potencia eléctrica bruta del TSOFC.

El voltaje en una celda de combustible es bastante pequeño, alrededor de 0,7 V cuando se extrae una corriente eléctrica útil. Esto significa que, para producir un voltaje útil, se deben conectar muchas celdas en serie. Esta colección de celdas de combustible en serie se conoce como celda estacada. El voltaje de la celda TSOFC depende de la temperatura de funcionamiento, la presión, la composición del producto reactivo y la densidad de corriente; estas consideraciones nos dan información sobre el voltaje de circuito abierto (OCV) de una celda de combustible. De las ecuaciones (3) y (4) es visible que dos electrones pasan alrededor del circuito por cada molécula de agua producida y cada molécula de hidrógeno utilizada. Entonces, para un mol de hidrógeno usado, $2 N_a$ electrones pasan alrededor del circuito, entonces la carga que fluye es:

$$-2 N_a * e = -2 * F \quad (4.5)$$

donde N_a es el número de Avogadro, y $-e$ es la carga de un electrón.

El voltaje de operación real de la celda (V_c) se puede determinar de la siguiente manera (Tamin, 2013):

$$V_c = V_N - (n_{ohm} + n_{act} + n_{con}) \quad (4.6)$$

$$V_N = -\frac{\Delta \bar{g}_f}{2 * F} + \frac{R_g * T_{avg}}{2 * F} \ln \frac{P_{H_2} * P_{H_2}^{0.5}}{P_{H_2O}} \quad (4.7)$$

donde V_N es el voltaje de Nerst; $\Delta \bar{g}_f$ es la energía libre de formación de Gibbs molar en J/mol; F es la constante de Faraday (96 485 C/mol); T_{avg} es la temperatura promedio (K) de las corrientes de entrada y salida de la celda TSOFC, y P_i es la presión parcial (bar) de las especies gaseosas. Las variables n_{ohm} , n_{act} , n_{con} son las pérdidas óhmicas, de activación y de concentración en la celda, respectivamente (V). En este trabajo, n_{ohm} y n_{act} se calcularon utilizando las expresiones propuestas por (Song, T.W., 2005) y la geometría y propiedades de

4.5 RESULTADOS

los materiales publicadas por Siemens-Westinghouse, George, R. A. (2000); resultando en valores iguales a 0.089 V y 0.18 V respectivamente, n_{con} no se considera porque la difusión a altas temperaturas en la celda TSOFC es un proceso muy eficiente (Costamagna, P., Magistri, L., & Massardo, A. F., 2001). A su vez, la potencia eléctrica bruta (P_{el}), definida en Watts, se calcula de la siguiente manera (Larminie, J. et al., 2003):

$$P_{el} = 4F * n_{O_2} * V_c \quad (4.8)$$

donde n_{O_2} corresponde a los moles de consumo de oxígeno en la pila de combustible. Finalmente, la eficiencia eléctrica bruta de la celda se puede expresar de la siguiente manera (Tamin, 2013):

$$\eta_{el,gross} = \frac{P_{el,AC}}{\dot{\eta}_{fuel} * LHV_{fuel}} \quad (4.9)$$

donde $P_{el,AC}$ es la potencia eléctrica AC (Watts) después de convertir de DC. En este trabajo utilizamos un factor de eficiencia del inversor igual al 92% (Doherty, W. et al., 2010); $\dot{\eta}_{fuel}$ es el flujo másico de H₂ en kg/s y LHV_{fuel} es el valor calorífico inferior del H₂ (120 kJ /kg).

4.5 Resultados:

En el ánodo de la celda se llevó a cabo una reacción global electroquímica a una presión de 3 bares y una temperatura de 850° C, a la entrada del ánodo se alimentó un flujo de H₂ de 0.027 kg/s el cual reaccionó estequiométricamente con el O₂ produciendo un voltaje de Nerst de 1.11 V a una temperatura promedio de 425°C, sin embargo a este voltaje se le restó las pérdidas por activación y pérdidas óhmicas (ánodo, cátodo, electrolito e interconector) obteniendo un voltaje de celda de 0.831 V. Finalmente la celda tubular produjo una potencia

4.5 RESULTADOS

eléctrica de 217.1 kW AC para una eficiencia eléctrica neta de 58.2% , además de que también se obtuvo como subproducto una corriente de gases de escape (0.1165 kg/s) que con ayuda de un quemador suplementario se produjo una corriente de vapor sobrecalentado (60 kg/h). En comparación con *Mitsubishi Hitachi Power Systems* las variaciones fueron de 86.76% en el voltaje de celda y 8.93 % en la eficiencia eléctrica neta, Mitsubishi presentó un menor voltaje de celda debido a que su elevado empaquetamiento de celdas le permite manejar mayores densidades de corriente. Para *Siemens–Westinghouse products* las variaciones fueron de 26.59 % para el voltaje y 2.06% en la eficiencia, la variación en el voltaje se debió principalmente a que la corriente de hidrógeno empleada por este fabricante no es pura, ya que se obtiene a partir del reformado de hidrocarburos, sin embargo, la celda de Siemens–Westinghouse tiene una turbina de gas acoplada a la celda que le permite generar potencia adicional y mejorar su eficiencia. En la Tabla 4.5 se presentan los resultados obtenidos en la simulación del sistema de la celda de combustible TSOFC.

Tabla 4.5: Resultados de la simulación del sistema de la celda de combustible TSOFC.

Resultados Celda TSOFC	Unidad	Simulación Aspen	Mitsubishi Hitachi Power Systems MEGAMIE	Siemens – Westinghouse
Temperatura de operación de la celda	[°C]	850	850	850
Voltaje de la celda	[V]	0.831	0.11	0.61
Potencia de salida AC	[kW]	217.1	210	220
Eficiencia eléctrica neta	[%]	58.2	53.0	57.0
Consumo de potencia del compresor de aire	[kW]	12.12	-	-
Presión de descarga del aire	[bar]	2.3	-	-
Flujo másico de los gases de escape	[kg/s]	0.1165	N.A.	N.A.
Consumo de H ₂	[kg/s]	0.0029	N.A.	N.A.
Combustible suplementario	[kg/h]	0.8	-	-
Vapor generado	[kg/h]	60	-	-

4.5 RESULTADOS

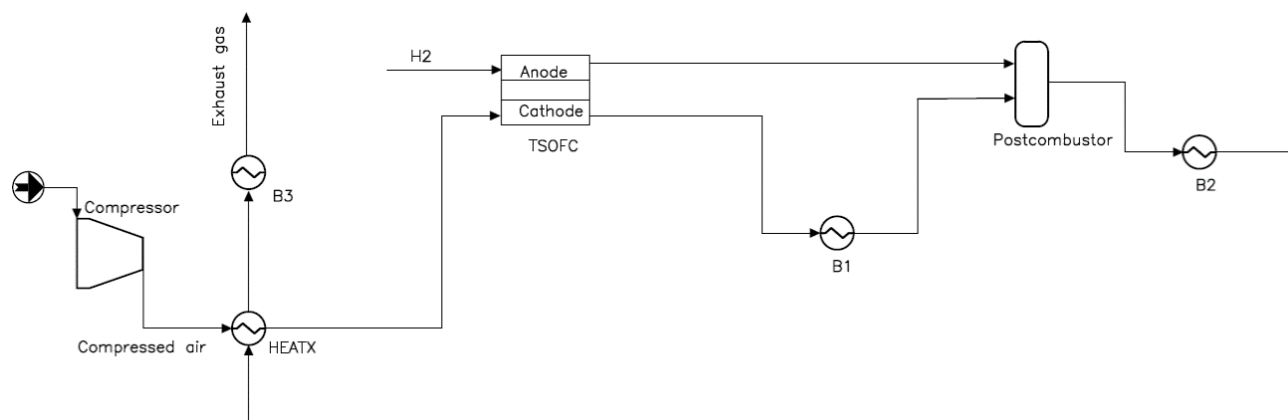


Figura 4.8: Diagrama de la celda de combustible TSOFC.

En la Tabla 4.6 se muestran los parámetros clave de los procesos que integraron el sistema (producción de hidrógeno mediante reformación de metano con captura de CO₂ y celdas de alta temperatura) y con estos se determinó la eficiencia del sistema.

Tabla 4.6: Resultados de la simulación del sistema de la celda de combustible TSOFC.

	Unidad	Valor
Flujo de metano	[kg/s]	2.1
LVH del metano	[MJ/kg]	50.047
Flujo de gas suplementario	[kg/s]	1.15
LVH del gas natural	[MJ/kg]	50.0
Flujo de H ₂ generado	[kg/s]	0.722
Número de celdas	[-]	249
Potencia eléctrica bruta	[MW]	54.05
Potencia eléctrica neta	[MW]	49.40
Consumo de energía servicios auxiliares celdas	[MW]	4.910
Consumo de energía servicios auxiliares PCC	[MW]	0.170
Eficiencia eléctrica neta	[%]	30.4%
Vapor total generado en las celdas	[kg/s]	4.13
Flujo total de CO ₂	[kg/s]	2.40
CO ₂ capturado	[kg/s]	2.16

4.5 RESULTADOS

La eficiencia del sistema integrado se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$\eta_{el,net} = \frac{W_p}{\dot{m}_{CH_4} * LHV_{CH_4} + \dot{m}_c * LHV_c} \quad (4.10)$$

donde:

$\eta_{el,net}$ es la eficiencia eléctrica neta del sistema integrado [%]

W_p es la potencia eléctrica neta generada por las celdas de combustible [MW]

\dot{m}_{CH_4} es el flujo másico del metano [kg/s]

\dot{m}_c es el flujo másico del metano suplementario para generar vapor adicional para el proceso [kg/s]

LHV_{CH_4} es el poder calorífico inferior del metano [MW/kg]

LHV_c es el poder calorífico inferior del combustible [MW/kg]

Tabla 4.7: Rendimiento esperado los dos casos de estudio con captura de CO₂.

	Unidad	CCGN + PCC	SMR&TSOFC + PCC
Potencia eléctrica neta	[MW]	45.76	49.40
Consumo de energía de servicios auxiliares PCC	[MW]	2.17	0.17
Eficiencia eléctrica neta	[%]	40.4%	30.4%
Eficiencia CHP	[%]	61.8%	-
Flujo de combustible	[kg/s]	2.56	1.15
Flujo de metano	[kg/s]	-	2.1
Consumo de H ₂	[kg/s]	-	0.722
Número de celdas	-	-	249
Flujo de gases de combustión	[kg/s]	131.681	-
Flujo de gas de síntesis	[kg/s]	-	4.735
CO ₂ capturado	[kg/s]	5.976	2.160
Carga térmica del <i>reboiler</i>	[MJ/kgCO ₂]	3.87	3.65
Flujo de vapor	[kg/s]	15.56	3.64
Intensidad de carbono	[kgCO ₂ /MWh]	57.582	17.489

4.6 CONCLUSIONES

En la Tabla 4.7 se muestra la comparación entre las dos configuraciones: la planta de cogeneración con captura de CO₂ contra la integración del sistema (planta reformadora de metano para producción de hidrógeno, celdas de combustible y captura de CO₂). La potencia neta generada por el conjunto de 249 celdas estacadas es de 49.4 MW y la eficiencia neta del sistema integrado es de 30.4%. Por otro lado se tiene que la potencia neta de la planta de cogeneración con captura es de 45.7 MW y una eficiencia eléctrica de 40.4%. Se aprecia una menor eficiencia en el sistema integrado esto coincide por que la eficiencia de una planta de reformación es de 66% y la eficiencia de las celdas está en el rango de 53 a 57%, el producto de las eficiencias de ambos elementos resulta menor a 40%. Sin embargo, el sistema integrado presenta una mayor potencia con una menor intensidad de carbono en comparación con una planta de cogeneración con captura por lo cual se considera como una alternativa para mitigar las emisiones de carbono.

4.6 Conclusiones

Del análisis de la información disponible en PRODESEN (2018-2032) se determinó que México cuenta con un total de 41 centrales de cogeneración, de las cuales 30 son existentes y 11 están programadas para iniciar operaciones durante el periodo 2018-2032, el total de estas plantas de cogeneración son ideales para incorporarles captura de CO₂. Estas centrales emitirían alrededor de 9.47 millones de toneladas de CO₂ anuales.

En nuestro país existe la posibilidad de usar el CO₂ como un mecanismo de recuperación mejorada de petróleo, principalmente en las regiones de Chicontepec y Cinco Presidentes, ya que estas regiones requerirían alrededor de 50 millones de toneladas de CO₂ anuales. De las 41 centrales de cogeneración 19 de ellas se encuentran en regiones petroleras en donde hay yacimientos, por lo que son aptas a aplicarse la recuperación mejorada de petróleo y llevar a cabo el desarrollo de CCUS-EOR. De los 7.02 millones de toneladas anuales de CO₂ emitidas por las 19 centrales de cogeneración anteriores, si se captura el 90%, 6.21 Mton/ año de CO₂ podrían ser utilizadas en el mejoramiento e incremento de la producción de hidrocarburos. Estas centrales de cogeneración solo aportarían el 8.05% de los 50 millones de toneladas de CO₂ anuales requeridas.

4.6 CONCLUSIONES

El caso base en Aspen plus de la planta de cogeneración sin incorporación de la PCC produce una potencia de 52.14 MW, una eficiencia eléctrica de 46% y una eficiencia CHP de 67.4%, estos parámetros en comparación con los reportados por el modelo en Thermoflow presentan una desviación menor a 1%, por lo cual se considera que el modelo del caso base sin captura fue validado correctamente. La potencia generada por la planta de cogeneración con incorporación de la PCC es de 45.76 MW, dicha potencia representa una pérdida de 6.38 MW de los 52.14 MW de potencia neta sin captura de CO₂. Esta pérdida de potencia hace que la eficiencia eléctrica de la central de cogeneración se reduzca de 46% a 40.4% y una reducción en la eficiencia CHP 67.4% a 61.8%, este 6% de pérdida de eficiencia representa la extracción de vapor para regenerar el solvente de la planta de captura y el consumo de energía del compresor de CO₂.

Aunque actualmente no existen incentivos económicos en México para la reducción de emisiones de CO₂ sería importante evaluar la parte económica de la planta de cogeneración integrada a la planta de captura y determinar a qué precio se tendría que vender la tonelada de CO₂ para que la integración de la planta de captura de CO₂ fuese justificada.

La alternativa de generación con hidrógeno producido en una planta de reformación de metano con captura de CO₂ e integrado a celdas de combustible (TSOFC) requirió de un conjunto de 249 celdas que produjeron una potencia de 49.4 MW. La eficiencia del sistema integrado fue de 30.4% esto sucede porque la eficiencia de una planta de reformación es de 66% y la eficiencia de las celdas de combustible está en el rango de 50 a 60%, el producto de las eficiencias de ambos elementos resulta menor a 40%.

La comparación de generación con hidrógeno producido en una planta de reformación de metano con captura de CO₂ e integrado a celdas de combustible contra una planta de cogeneración con captura de CO₂ (ambas alternativas con la misma potencia eléctrica) es una de las aportaciones de este trabajo, pues hasta el momento no existe información en la literatura. (Doherty et al.(2010) evaluaron la incorporación de gasificación de biomasa con celdas de combustible (SOFC) pero no lo compara contra otras estrategias por ej. una central de cogeneración con captura de CO₂.

Los resultados muestran que las celdas TSOFC en el SMR con captura de CO₂ alcanzan una eficiencia e intensidad de emisiones de CO₂ de 30.4% y 17.4 kgCO₂/MWh, comparada con la planta de cogeneración con captura de CO₂ de 40.4 y 57 kgCO₂/MWh.

4.7 TRABAJO A FUTURO

En conclusión, la principal ventaja de implementar la alternativa propuesta radica en la reducción de emisiones de CO₂. Aunque la alternativa propuesta presenta menor eficiencia que una planta de cogeneración con captura de CO₂, es una alternativa que presenta flexibilidad para utilizar de hidrógeno verde.

4.7 Trabajo a futuro

Con un estudio económico se podría determinar el costo de la planta de cogeneración con captura de CO₂ y la planta de reformación de metano con captura de CO₂ integrado a celdas de combustible y partiendo de estos costos poder determinar el costo por MW/h para cada alternativa y discutir cual alternativa es viable económicamente.

Referencias

- Abu-Zahra, M. R., Schneiders, L. H., Niederer, J. P., Feron, P. H., & Versteeg, G. F. (2007). CO₂ capture from power plants: Part I. A parametric study of the technical performance based on monoethanolamine. *International Journal of Greenhouse gas control*, 1(1), 37-46.
- Acar, C., & Dincer, I. (2019). Review and evaluation of hydrogen production options for better environment. *Journal of cleaner production*, 218, 835-849.
- Ahmed, A., Al-Amin, A. Q., Ambrose, A. F., & Saidur, R. (2016). Hydrogen fuel and transport system: A sustainable and environmental future. *International journal of hydrogen energy*, 41(3), 1369-1380.
- Abanades, J., et al. (2015). "Emerging CO₂ capture systems." 40: 126-166.
- Adams II, T. A. (2014). Challenges and opportunities in the design of new energy conversion systems. *In Computer Aided Chemical Engineering* (Vol. 34, pp. 5-14). Elsevier.
- Al-Zareer, M., Dincer, I., & Rosen, M. A. (2020). Production of hydrogen-rich syngas from novel processes for gasification of petroleum cokes and coals. *International Journal of Hydrogen Energy*, 45(20), 11577-11592.
- Bao, J., Zhang, L., Song, C., Zhang, N., Guo, M., & Zhang, X. (2019). Reduction of efficiency penalty for a natural gas combined cycle power plant with post-combustion CO₂ capture: Integration of liquid natural gas cold energy. *Energy Conversion and Management*, 198, 111852.
- Bartels, J. R. (2008). *A feasibility study of implementing an Ammonia Economy*. Iowa State University.
- Bennaceur, K. (2008). *CO₂ capture and storage: a key carbon abatement option*. OECD/IEA.
- Boyce, M. P. (2011). *Gas turbine engineering handbook*. Elsevier.14.
- Bhandari, R., Trudewind, C. A., & Zapp, P. (2014). Life cycle assessment of hydrogen production via electrolysis—a review. *Journal of cleaner production*, 85, 151-163.
- Birol, F., Wanner, B., Kesicki, F., Hood, C., Baroni, M., & Bennett, S. (2015). World Energy Outlook: Special Report-Energy and Climate Change. *IEA: Paris, France*.
- Breeze, P. (2015). *Coal-fired generation*. Academic Press.
- Cano Castillo, U. (1999). *Las celdas de combustible: verdades sobre la generación de electricidad limpia y eficiente vía electroquímica*. Boletín IIE.17.

Bibliografía

Change-IPCC, I. P. O. C. (2013). Resumen para responsables de políticas. En: Cambio Climático 2013: Bases físicas. Contribución del Grupo de trabajo I al Quinto Informe de Evaluación del Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático. *Stocker, TF, D. Qin, G.-K. Plattner, M. Tignor, SK Allen, J. Boschung, A. Nauels, Y. Xia, V. Bex y PM Midgley (eds.)*. Cambridge University Press, Cambridge, Reino Unido y Nueva York, NY, Estados Unidos de América. Disponible em: http://www.ipcc.ch/pdf/assessment-report/ar5/wg1/WG1AR5_SPM_brochure_es.pdf. Acceso em, 21.

Change, I. C. (2014). Synthesis Report: Contribution of working groups I. II and III to the Fifth Assessment Report. *Proceedings of the Intergovernmental Panel on Climate Change, Copenhagen, Denmark*, 1-167.

Costamagna, P., Magistri, L., & Massardo, A. F. (2001). Design and part-load performance of a hybrid system based on a solid oxide fuel cell reactor and a micro gas turbine. *Journal of Power Sources*, 96(2), 352-368.

Diaz-Herrera, P. R., Ascanio, G., Romero-Martinez, A., Alcaraz-Calderon, A. M., & Gonzalez-Diaz, A. (2021). Theoretical comparison between post-combustion carbon capture technology and the use of blue and green H₂ in existing natural gas combined cycles as CO₂ mitigation strategies: A study under the context of mexican clean energy regulation. *International Journal of Hydrogen Energy*, 46(2), 2729-2754.

Dixon, S. L., & Hall, C. (2013). *Fluid mechanics and thermodynamics of turbomachinery*. Butterworth-Heinemann.

Doherty, W., Reynolds, A., & Kennedy, D. (2010). Computer simulation of a biomass gasification-solid oxide fuel cell power system using Aspen Plus. *Energy*, 35(12), 4545-4555.

Ebner, A. D., & Ritter, J. A. (2009). State-of-the-art adsorption and membrane separation processes for carbon dioxide production from carbon dioxide emitting industries. *Separation Science and Technology*, 44(6), 1273-1421.

Edenhofer, O., Pichs-Madruga, R., Sokona, Y., Seyboth, K., Matschoss, P., Kadner, S., ... & von Stechow, C. (2011). IPCC special report on renewable energy sources and climate change mitigation. *Prepared By Working Group III of the Intergovernmental Panel on Climate Change, Cambridge University Press, Cambridge, UK*.

Energy, I. E. A., & Change, C. (2015). World energy outlook special report. *IEA: Paris, France*, 479, 1-200.

Falck, N. (2008). Axial flow compressor mean line design. *Sweden: Lund University*.

Farmer, R. (2012). DOE Hydrogen and Fuel Cells Program Record.

Feron, P., & Puxty, G. (2011). Physics and chemistry of absorption for CO₂ capture to coal power plants. *Efficient Carbon Capture for Coal Power Plants. Weinheim: Wiley-VCH*, 113-149.

Bibliografía

Finney, K. N., Akram, M., Diego, M. E., Yang, X., & Pourkashanian, M. (2019). Carbon capture technologies. In *Bioenergy with carbon capture and storage* (pp. 15-45). Academic Press.

Forsyth, J., Lodge, S., Consonni, S., Di Bona, D., Gatti, M., Martelli, E., ... & Viganò, F. (2017). Evaluation of five alternative CO₂ capture technologies with insights to inform further development. *Energy Procedia*, 114, 2599-2610.

Gray, K. (2015). *Carbon Storage Atlas* (No. DOE-SSEB-42590-120). Southern States Energy Board, Peachtree Corners, GA (United States).

George, R. A. (2000). Status of tubular SOFC field unit demonstrations. *Journal of Power Sources*, 86(1-2), 134-139.

Global, C. C. S. (2014). Institute (2014) Status of CCS project database.

González-Díaz, A. (2016). Sequential supplementary firing in natural gas combined cycle plants with carbon capture for enhanced oil recovery.

Gonzalez-Diaz, A., Jiang, L., Roskilly, A. P., & Smallbone, A. J. (2020). The potential of decarbonising rice and wheat by incorporating carbon capture, utilisation and storage into fertiliser production. *Green Chemistry*, 22(3), 882-894.

Gonzalez-Diaz, A., Jiang, L., Gonzalez-Diaz, M. O., Roskilly, A. P., & Smallbone, A. J. (2021). Hydrogen production via ammonia from methane integrated with enhanced oil recovery: A techno-economic analysis. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 9(2), 105050.

Gonzalez, J., Gonzalez, D. A., & Mariño, C. (2007). Diagnostics of the operation of power plants. *POWER2007 ASME Power*, 17-19.

Hamnett, A. (2010). The components of an electrochemical cell. *Handbook of Fuel Cells*.

Halvorsen, B. J. (2012). *Power Plant with CO₂ Capture based on Absorption Part-load Performance* (Master's thesis, Institutt for energi-og prosessteknikk).

Heat, I. L. *Electricity Systems—Co-generation and District Heating and Cooling Solutions for a Clean Energy Future*. Technical report, International Energy Agency, 2014b. URL <https://web.archive.org/web/20170710065103/http://www.iea.org/publications/freepublications/publication/LinkingHeatandElectricitySystems.pdf>.

Hendriks, C. (2012). *Carbon dioxide removal from coal-fired power plants* (Vol. 1). Springer Science & Business Media.

Hone, D., (2016). <http://blogs.shell.com/climatechange/category/ccs/>. 8.

Bibliografía

IEAGHG (2006). Technical study: *Near zero emission technology for CO₂ capture from power plant*. Report number: 2006/13.

INECC (2018). Inventario nacional de gases de efecto invernadero 2015, Instituto Nacional de Ecología y Cambio Climático Ciudad de México.

IPCC, C. C. (2014). Synthesis Report, Contribution of Working Groups I, and III to the Fifth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change [Core Writing Team, RK Pachauri and LA Meyer. *IPCC, Geneva, Switzerland, 2014*, 540.

Ishii, M., & Kimoto, M. (2009). Reevaluation of historical ocean heat content variations with time-varying XBT and MBT depth bias corrections. *Journal of Oceanography*, 65(3), 287-299.

Jockenhövel T., Schneider R., Schlüter L., SIEMENS, 2009. Optimal Power Plant Integration of Post-Combustion CO₂ Capture. POWER-GEN Europe 2009, Cologne, Germany May 26-29, 2009. <http://www.energy.siemens.com/nl/pool/hq/powergeneration/power-plants/steam-power-plant-solutions/coal-fired-power-plants/Optimal-Power-Plant-Integration.pdf>

Jung, J. H., & Ahmed, S. (2010). Dynamic model of PEM fuel cell using real-time simulation techniques. *Journal of Power Electronics*, 10(6), 739-748.

Kakac, S., Liu, H., & Pramuanjaroenkij, A. (2002). *Heat exchangers: selection, rating, and thermal design*. CRC press.

Karimi, M., Hillestad, M., & Svendsen, H. F. (2012). Natural gas combined cycle power plant integrated to capture plant. *Energy & fuels*, 26(3), 1805-1813.

Kehlhofer, R. (2009). Combined-Cycle Gas and Steam Turbine Power Plants. PennWell. 434 p. Available at: *Knovel*. Password is compulsory.

Kiameh, P. (2003). *Power generation handbook: selection, applications, operation, and maintenance*. McGraw-Hill Professional.

Kobayashi, Y., Tomida, K., Nishiura, M., Hiwatashi, K., Kishizawa, H., & Takenobu, K. (2015). Development of next-generation large-scale SOFC toward realization of a hydrogen society. *Mitsubishi heavy industries technical review*, 52(2), 111.

Lacy, R., Serralde, C., Climent, M., & Vaca, M. (2013). Initial assessment of the potential for future CCUS with EOR projects in Mexico using CO₂ captured from fossil fuel industrial plants. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 19, 212-219.

Leung, D. Y., Caramanna, G., & Maroto-Valer, M. M. (2014). An overview of current status of carbon dioxide capture and storage technologies. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 39, 426-443.

Larminie, J., Dicks, A., & McDonald, M. S. (2003). *Fuel cell systems explained* (Vol. 2, pp. 207-225). Chichester, UK: J. Wiley.

Bibliografía

- Levitus, S., Antonov, J. I., Boyer, T. P., Baranova, O. K., Garcia, H. E., Locarnini, R. A., ... & Zweng, M. M. (2012). World ocean heat content and thermosteric sea level change (0–2000 m), 1955–2010. *Geophysical Research Letters*, 39(10).
- Liebenthal, U., and Kather A., 2011. Design and Off-Design Behaviour of a CO₂ Compressor for a Post-Combustion CO₂ Capture Process. 5th International Conference on Clean Coal Technologies, Saragoza, Spain, 8 - 12 May 2011.
- Lueking, A. D., & Cole, M. W. (2017). Energy and mass balances related to climate change and remediation. *Science of The Total Environment*, 590, 416-429.
- Melzer, S. (2010). Optimization of CO₂ Storage in CO₂ Enhanced Oil Recovery Projects. *Advanced Resources International*.
- Merkel, T. C., Lin, H., Wei, X., & Baker, R. (2010). Power plant post-combustion carbon dioxide capture: An opportunity for membranes. *Journal of membrane science*, 359(1-2), 126-139.
- Metz, B., Davidson, O., De Coninck, H. C., Loos, M., & Meyer, L. (2005). *IPCC special report on carbon dioxide capture and storage*. Cambridge: Cambridge University Press.
- National Petroleum Council. (2019). Meeting the Dual Challenge—A Roadmap to At-Scale Deployment of Carbon Capture, Use, and Storage.
- Olivier, J. G., & Peters, J. A. (2017). *Trends in global CO₂ and total greenhouse gas emissions: 2017 report* (pp. 8-12). The Hague: PBL Netherlands Environmental Assessment Agency.
- Parry, M. L., Canziani, O., Palutikof, J., Van der Linden, P., & Hanson, C. (Eds.). (2007). *Climate change 2007-impacts, adaptation and vulnerability: Working group II contribution to the fourth assessment report of the IPCC* (Vol. 4). Cambridge University Press.
- Plana, C., Armenise, S., Monzón, A., & García-Bordejé, E. (2010). Ni on alumina-coated cordierite monoliths for in situ generation of CO-free H₂ from ammonia. *Journal of Catalysis*, 275(2), 228-235.
- Pourbeik, P. (2003, July). Modeling of combined-cycle power plants for power system studies. In *2003 IEEE Power Engineering Society General Meeting (IEEE Cat. No. 03CH37491)* (Vol. 3, pp. 308-1313). IEEE.
- Ramírez, A. G. (2019). *Evaluación de alternativas de retrofit en centrales de ciclo combinado para la incorporación de captura de CO₂ post-combustión en México*. Tesis de Maestría, UNAM FI.10.
- Rezazadeh, F., Gale, W. F., Hughes, K. J., & Pourkashanian, M. (2015). Performance viability of a natural gas fired combined cycle power plant integrated with post-combustion CO₂ capture at part-load and temporary non-capture operations. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 39, 397-406.

Bibliografía

- Riemer, P. W., & Ormerod, W. G. (1995). International perspectives and the results of carbon dioxide capture disposal and utilisation studies. *Energy Conversion and Management*, 36(6-9), 813-818.
- Santin, M., Traverso, A., Magistri, L., & Massardo, A. (2010). Thermo-economic analysis of SOFC-GT hybrid systems fed by liquid fuels. *Energy*, 35(2), 1077-1083.
- SENER, Programa de Desarrollo del Sistema Eléctrico Nacional (PRODESEN) 2019-2033. 2019.
- SENER, Programa de Desarrollo del Sistema Eléctrico Nacional (PRODESEN) 2018-2032. 2018.
- SENER, Programa de Desarrollo del Sistema Eléctrico Nacional (PRODESEN) 2021-2035. 2021.
- Song, T. W., Sohn, J. L., Kim, J. H., Kim, T. S., Ro, S. T., & Suzuki, K. (2005). Performance analysis of a tubular solid oxide fuel cell/micro gas turbine hybrid power system based on a quasi-two dimensional model. *Journal of Power Sources*, 142(1-2), 30-42.
- Stenberg, V., Rydén, M., Mattisson, T., & Lyngfelt, A. (2018). Exploring novel hydrogen production processes by integration of steam methane reforming with chemical-looping combustion (CLC-SMR) and oxygen carrier aided combustion (OCAC-SMR). *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 74, 28-39.
- Tanim, T., Bayless, D. J., & Tremblay, J. P. (2013). Modeling of a 5 kWe tubular solid oxide fuel cell based system operating on desulfurized JP-8 fuel for auxiliary and mobile power applications. *Journal of power sources*, 221, 387-396.
- Toledo, V. M. (2011). Turbinas de Gas. Laboratorio de Ingeniería Térmica e Hidráulica Aplicada, Escuela Superior de Ingeniería Mecánica y Electricidad Sección de Estudios de Posgrado e Investigación, IPN.8.
- U.S. Department Of Energy (2015). *Energy Efficiency & Renewable Energy: Fuel Cell Technologies Office*.17.
- Valdes, M., Rovira, A., & Duran, M. D. (2004). Influence of the heat recovery steam generator design parameters on the thermo-economic performances of combined cycle gas turbine power plants. *International journal of energy research*, 28(14), 1243-1254.
- Voldsund, M., Jordal, K., & Anantharaman, R. (2016). Hydrogen production with CO₂ capture. *International Journal of Hydrogen Energy*, 41(9), 4969-4992.
- Yáñez, E., Ramírez, A., Núñez-López, V., Castillo, E., & Faaij, A. (2020). Exploring the potential of carbon capture and storage-enhanced oil recovery as a mitigation strategy in the Colombian oil industry. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 94, 102938.
- Zheng, L. (2011). Overview of oxy-fuel combustion technology for carbon dioxide (CO₂) capture. In *Oxy-Fuel Combustion for Power Generation and Carbon Dioxide (CO₂) Capture* (pp. 1-13). Woodhead Publishing.

Bibliografía

Zoelle, A. J., Turner, M. J., Woods, M. C., James III PhD, R. E., Fout, T. E., & Shultz, T. R. (2018). *Cost and Performance Baseline for Fossil Energy Plants, Volume 1: Bituminous Coal and Natural Gas to Electricity, Revision 4* (No. NETL-PUB-22011). National Energy Technology Laboratory (NETL), Pittsburgh, PA, Morgantown, WV, and Albany, OR (United States).

Apéndice:

Las pérdidas óhmicas y de activación fueron calculadas a partir de las ecuaciones propuestas por Song. et al.(2005):

$$\Delta V_{\text{act}} = \Delta V_{\text{act,a}} + \Delta V_{\text{act,c}} = jr_c + j_{\text{H}_2} r_{\text{a,H}_2} \quad (\text{A.1})$$

$$\frac{1}{r_c} = \frac{4F}{RT} k_c \left(\frac{p_{\text{O}_2}}{P_0} \right)^m \exp \left(-\frac{E_c}{RT} \right) \quad (\text{A.2})$$

$$\frac{1}{r_{\text{a,H}_2}} = \frac{2F}{RT} k_{\text{a,H}_2} \left(\frac{p_{\text{H}_2}}{P_0} \right)^m \exp \left(\frac{-E_a}{RT} \right) \quad (\text{A.3})$$

$$\Delta V_{\text{ohm,a}} = \frac{\sigma \rho_a (A\pi D)^2}{8d_a} \quad (\text{A.4})$$

$$\Delta V_{\text{ohm,c}} = \frac{\sigma \rho_c (\pi D)^2}{8d_c} A[A + 2(1 - A - B)] \quad (\text{A.5})$$

$$\Delta V_{\text{ohm,e}} = j\rho_e d_e \quad (\text{A.6})$$

$$\Delta V_{\text{ohm,int}} = j(\pi D)\rho_{\text{int}} \frac{d_{\text{int}}}{w_{\text{int}}} \quad (\text{A.7})$$

Apéndice

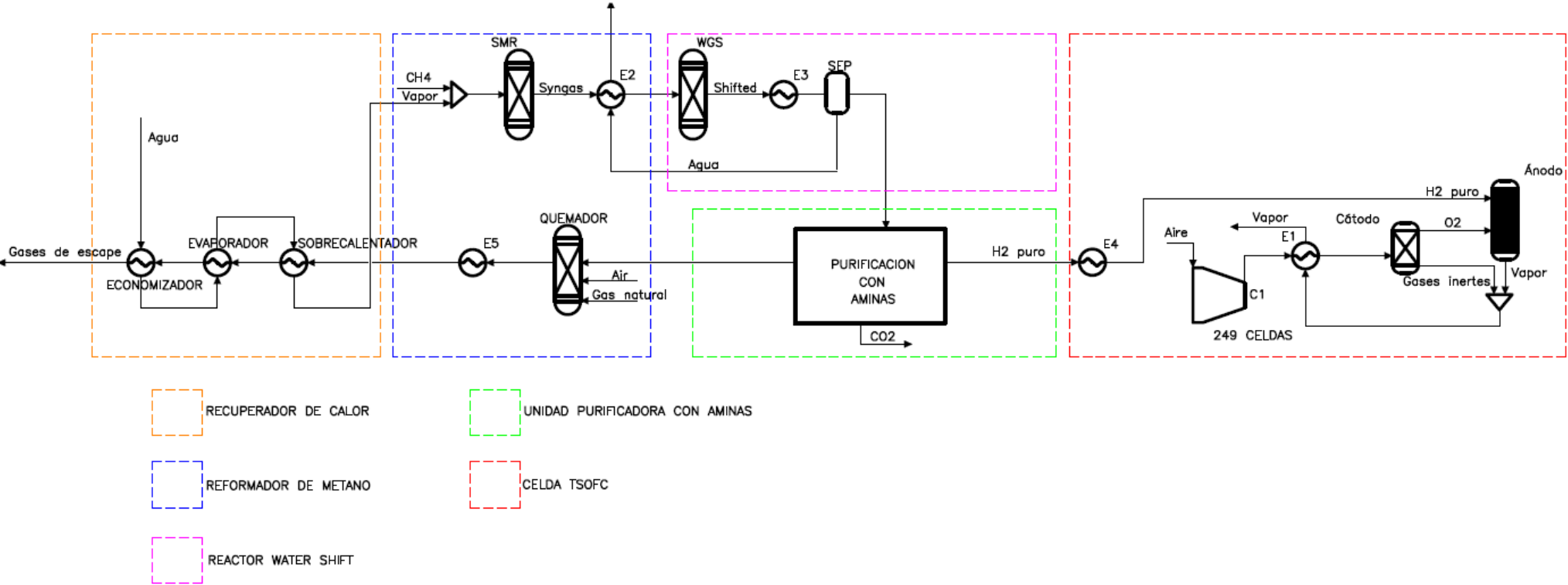


Figura A.1: Arreglo general de la planta de reformación de metano con celdas TSOFC y captura de CO₂.

Apéndice

Tabla A.1: Balances de masa y energía del SMR con las celdas TSOFC y captura de CO₂.

	Unidad	CH ₄	Vapor 1	S1	Syngas	S2	Shifted	S3	Agua 1	WS1	S4	CO ₂
Flujo total	[kg/s]	2.1	6.93	9.03	9.03	9.03	9.03	9.03	4.3	4.3	4.73	2.16
Temperatura	[°C]	510	510	506.3	837.2	350	419	38	38	59.1	38	38
Presión	[bar]	28.5	30	28.5	19.5	19.5	30	30	30	32	30	30
Entalpia	[kJ/s]	6536.6	86623.4	93160.1	60677.1	73147.6	74407.9	92553.6	57302.2	1511027.4	35481.2	29187.1

	Unidad	S5	H ₂	T1	Aire 2	T2	T3	O ₂	Gases inertes	Vapor 3	T4	Vapor 2
Flujo total	[kg/s]	1.42	0.722	0.722	25.57	25.57	25.57	3.43	22.14	4.16	26.3	4.16
Temperatura	[°C]	38	38	15	15	119.83	320	320	320	850	520.5	300
Presión	[bar]	30	30	1.013	1.013	2.3	2.3	2.3	2.3	3	2	4
Entalpia	[kJ/s]	6322.1	141.3	102.8	2418.8	316.4	5656.7	1501.7	4154.9	69921.4	65768.5	215.2

	Unidad	Aire 1	Gas natural	S6	S7	S8	S9	Gases de escape	Agua 2	WE1	WE2
Flujo total	[kg/s]	103.8524	1.15	106.4	106.4	106.4	106.4	106.4	6.93	6.93	6.93
Temperatura	[°C]	80	80	848	600	585.1	559.7	414.7	100	237.5	400
Presión	[bar]	1.013	30	15	15	15	15	15	32	32	32
Entalpia	[kJ/s]	5764.9	5249.2	5806.3	37532.7	39386.9	42537.4	60229.1	115571.5	97879.8	94729.4