



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA
ENERGÍA – SISTEMAS ENERGÉTICOS

ESTUDIO DE FACTIBILIDAD TÉCNICA-ECONÓMICA DE LA IMPLEMENTACIÓN
DE LA CAPTURA DE CO₂ EN EL SECTOR ELÉCTRICO Y SU POTENCIAL
APROVECHAMIENTO EN EL SECTOR ENERGÉTICO NACIONAL

TESIS
QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:
DOCTOR EN INGENIERÍA

PRESENTA:
M. en I. PABLO RENÉ DÍAZ HERRERA

TUTORES PRINCIPALES:

DRA. ABIGAIL GONZALEZ DIAZ, INSTITUTO NACIONAL DE ELECTRICIDAD Y
ENERGÍAS LIMPIAS
DR. GABRIEL ASCANIO GASCA, INSTITUTO DE CIENCIAS APLICADAS Y
TECNOLOGÍA, UNAM

COMITÉ TUTOR:

DR. ASCENCIÓN ROMERO MARTÍNEZ, INSTITUTO MEXICANO DEL
PETRÓLEO
DR. MOISES DÁVILA SERRANO, FACULTAD DE INGENIERÍA, UNAM
DR. OSVALDO RODRÍGUEZ HERNÁNDEZ, INSTITUTO DE ENERGÍAS
RENOVABLES, UNAM

CIUDAD DE MÉXICO, DICIEMBRE 2020



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO:

Presidente: Dr. Moisés Dávila Serrano.

Secretario: Dr. Osvaldo Rodríguez Hernández.

1 er. Vocal: Dr. Gabriel Ascanio Gasca.

2 do. Vocal: Dra. Abigail González Díaz.

3 er. Vocal: Dr. Ascención Romero Martínez.

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

Agradecimientos

*A la vida, por permitirme lograr uno de mis sueños más anhelados:
obtener el grado de Doctor.*

*A mis abuelitos: Doña Victoria[†], Doña Margarita[†], Don Carlos[†] y Don Pablo[†],
por su ejemplo de vida, por dotarme de criterio y carácter para enfrentar cualquier dificultad.
Sé que me cuidan desde el cielo.*

*A mis padres: María Teresa y Carlos René,
por su confianza, cariño, amor y abrigo incondicional, los amo.*

*A mi hermano: Juan Carlos,
por incubarme la curiosidad por la búsqueda del conocimiento.*

*A la familia Almanzor Díaz,
gracias por su apoyo, cariño y brindarme la dicha de ser tío.*

*A la familia Flores Valdepeña,
por todo su apoyo incondicional, por sus muestras de amor y cariño.*

*A mis tutores: la Dra. Abigail González Díaz y el Dr. Gabriel Ascanio Gasca,
por su mentoría, amistad y apoyo brindado durante mis estudios de doctorado.*

*A los miembros de mi comité tutor: Dr. Ascención Romero Martínez, Dr. Moisés Dávila Serrano y
Dr. Osvaldo Rodríguez Hernández, por su consejo y apoyo en el desarrollo de esta tesis.*

*Finalmente, quiero agradecer al fideicomiso federal CONACyT-SENER por la beca otorgada para
la realización de mis estudios de doctorado y, a la Universidad Nacional Autónoma de México
(UNAM), por abrirme sus puertas y proporcionarme la herramienta más poderosa que el ser humano
puede poseer: el conocimiento.*

Contenido

Agradecimientos	i
Contenido	ii
Lista de Figuras	iv
Lista de Tablas	vi
Nomenclatura	vi
Producción científica y experiencia académica generada	1
Resumen	3
Capítulo 1 Introducción.....	4
1.1. Planteamiento del problema	4
1.2. Hipótesis y objetivos	6
1.3. Estructura de esta tesis	7
Capítulo 2 Importancia de la tecnología CCUS en el sector eléctrico mexicano.....	8
2.1. Emisiones de CO ₂ del sector eléctrico mexicano	8
2.2. CCUS y la importancia de su implementación en ciclos combinados	11
2.3. Los certificados de energía limpia como instrumento legal para la implementación de proyectos CCUS.....	15
Capítulo 3 : Tecnologías de captura de CO ₂ disponibles para ciclos combinados (NGCC)	17
3.1. Introducción	17
3.2. NGCC acoplada a una planta de captura de CO ₂ de postcombustión (PCC) con aminas convencional	19
3.3. Revisión bibliográfica sobre el concepto del nivel de captura de diseño en centrales eléctricas.....	23
3.4. Revisión bibliográfica sobre configuraciones novedosas en NGCC para mejorar la concentración de CO ₂ , reducir el O ₂ y reducir el volumen de gases de combustión.....	28
• NGCC con recirculación de gases exhaustos (EGR)	28
• NGCC con recirculación selectiva de gases exhaustos (S-EGR) empleando un sistema de captura de CO ₂ híbrido con membrana y disolvente.....	30
• NGCC con quemador suplementario (SFC).....	32
• Combustión en turbina de gas secuencial (SGTC).....	34
• Ciclo de turbina de gas con quemador externo (EFC)	35
• Turbina de gas con humidificación de aire (EvGT)	36
3.5. Comentarios	37
Capítulo 4 . Metodología.....	39
3.1. Casos de estudio	40

3.2.	Modelado y simulación de procesos	42
3.3.	Modelo de estimación de costos.....	46
3.4.	Indicadores técnicos y económicos	52
Capítulo 5 Resultados y discusión		55
5.1.	Resultados obtenidos de la simulación de procesos	55
5.2.	Evaluación económica.....	60
Capítulo 6 Conclusiones y recomendaciones		69
Referencias		70
Apéndice		77
A.	Tecnologías disponibles para la captura de CO ₂	77
B.	Principales aspectos termodinámicos de los sistemas de absorción de CO ₂ con aminas.	82
i)	Principales aminas empleadas en la absorción de CO ₂ , su clasificación y propiedades físicas.....	82
ii)	Reacciones químicas involucradas en el proceso de captura de CO ₂ con aminas.....	86
iii)	Desventajas de las aminas como materiales captadores de CO ₂	87
C.	Información de los simuladores de procesos empleados en este trabajo.....	89
D.	Precio de gas natural	91
E.	Resultados de la optimización del tamaño de la columna de desorción en función de la relación de ebullición y la energía de regeneración.	93
F.	Artículos publicados producto del trabajo de tesis.....	96

Lista de Figuras

Figura 2.1. Intensidad de emisión de carbono del sector eléctrico para diferentes países para el año 2017.....	8
Figura 2.2. Porcentaje de participación en la generación de energía eléctrica por tipo de tecnología para el año 2017	9
Figura 2.3. Diagrama de la tecnología de recuperación mejorada de petróleo por inyección de CO ₂ (CO ₂ -EOR).....	11
Figura 2.4. NGCC en funcionamiento hasta el periodo 2017-2032, campos petrolíferos candidatos para EOR y zona de inclusión/exclusión para almacenamiento de CO ₂	12
Figura 2.5. Oferta y demanda de electricidad para el año 2032: a) escenario con centrales fósiles sin CCUS, y b) escenario con centrales fósiles con CCUS.	13
Figura 2.6. Estimación de la intensidad de carbono de la red eléctrica nacional para el año 2032... 14	
Figura 2.7. Porcentaje de generación de electricidad limpia en los últimos años y los objetivos nacionales de electricidad limpia para el periodo 2020-2050.	15
Figura 3.1. Tecnologías de captura de CO ₂ aplicables a centrales eléctricas.....	17
Figura 3.2. Diagrama de proceso simplificado de un central NGCC acoplado a un sistema de captura con aminas.....	20
Figura 3.3. Costo de CO ₂ evitado como función de la tasa de captura.	24
Figura 3.4. Costo de CO ₂ evitado y costo de electricidad como función de la tasa de captura para una central de carbón con postcombustión.....	25
Figura 3.5. Costo de CO ₂ evitado como función de la tasa de captura para una central supercrítica de carbón equipada con PCC a base amina.....	26
Figura 3.6. Costo de CO ₂ evitado y eficiencia energética como función de la tasa de captura de CO ₂ para una central de carbón con tecnología de post y precombustión	27
Figura 3.7. Diagrama general del proceso de EGR.....	30
Figura 3.8. Diagrama general de la integración de una NGCC con un S-EGR empleando un sistema de captura de CO ₂ híbrido con membrana y disolvente en serie.....	31
Figura 3.9. Diagrama general de la integración de una NGCC con un S-EGR empleando un sistema de captura de CO ₂ híbrido con membrana y disolvente en paralelo.....	32
Figura 3.10. Esquema general de una NGCC con quemador suplementario (SFC).	33
Figura 3.11. Diagrama general del proceso de un sistema SGTC.....	34
Figura 3.12. Diagrama general del proceso de una NGCC con sistema de quemador externo.....	35
Figura 3.13. Diagrama general del proceso de la integración de una NGCC con un ciclo EvGT	37
Figura 4.1. Metodología desarrollada en este trabajo.	39
Figura 4.2. Caso base: Ciclo combinado de gas natural (NGCC).	41
Figura 4.3. Ciclo combinado de recirculación de gases de escape (EGR).	41
Figura 4.4. Ciclo combinado de combustión de turbina de gas secuencial (SGTC).	42
Figura 4.5. Esquema general del sistema de compresión de CO ₂ simulado en Aspen Plus.....	46
Figura 5.1. Variación de la carga rica de CO ₂ como función del volumen de empaque del absorbedor para el caso de la NGCC convencional a 95%, 90% y 85% de nivel de captura.	58
Figura 5.2. Variación de la carga rica de CO ₂ como función del volumen de empaque del absorbedor para el caso EGR a 95%, 90% y 85% de nivel de captura.	58
Figura 5.3. Variación de la carga rica de CO ₂ como función del volumen de empaque del absorbedor para el caso SGTC a 95%, 90% y 85% de nivel de captura.	59
Figura 5.4. Penalización eléctrica de la central para todos los casos de estudio al 95%, 90 % y 85% de nivel de captura.	60

Figura 5.5. Gasto de capital al 95%, 90%, 85% nivel de captura para todos los estudios de caso (\$U.S. 2017).....	61
Figura 5.6. Costo de O&M al 95%, 90%, 85% nivel de captura para todos los estudios de caso (\$U.S. 2017).....	63
Figura 5.7. Desglose del costo del LCOE para todos los casos de estudio.	65
Figura 5.8. LCOE para NGCC (caso base), EGR y SGTC a diferentes niveles de captura.	66
Figura 5.9. Costo de CO ₂ evitado (CCE) para NGCC y EGR a diferentes niveles de captura.	67
Figura 5.10. Costo nivelado de electricidad para la NGCC convencional y el sistema EGR como función del precio de venta de CO ₂ para uso en EOR y del nivel de captura.	68
Figura A1. Clasificación de las tecnologías de captura de carbono por mecanismo de separación y materiales captadores	77
Figura A2. Capacidad de captura de CO ₂ e intervalo de temperatura de operación de los principales materiales empleados para la captura de CO ₂	79
Figura A3. Precio de gas natural de exportación por gasoducto desde Estados Unidos a México para el periodo 1998-2017.	91
Figura A4. Precios reales y nominales del gas natural de los Estados Unidos (en dólares constantes al año 2017).....	92
Figura A5. Valor anual promedio bajo, medio y alto del precio del gas natural para el periodo 1998-2017 (en dólares constantes al año 2017).....	92
Figura A6. Efecto de la variación del volumen del empaque de la columna de desorción en la relación de ebullición para todos los casos al 95% de nivel de captura.	93
Figura A7. Efecto de la variación del volumen del empaque de la columna de desorción en la energía de regeneración para todos los casos al 95% de nivel de captura.....	93
Figura A8. Efecto de la variación del volumen del empaque de la columna de desorción en la relación de ebullición para todos los casos al 90% de nivel de captura.	94
Figura A9. Efecto de la variación del volumen del empaque de la columna de desorción en la energía de regeneración para todos los casos al 95% de nivel de captura.....	94
Figura A10. Efecto de la variación del volumen del empaque de la columna de desorción en la relación de ebullición para todos los casos al 85% de nivel de captura.	95
Figura A11. Efecto de la variación del volumen del empaque de la columna de desorción en la energía de regeneración para todos los casos al 85% de nivel de captura.....	95

Lista de Tablas

Tabla 4.1. Principales condiciones de operación de la central eléctrica NGCC en condiciones ISO.	43
Tabla 4.2. Listado de los programas empleados para la estimación del costo del módulo simple de cada equipo.....	47
Tabla 4.3. Factores utilizados para estimar los conceptos de costo de cada equipo.	48
Tabla 4.4. Lista de conceptos y sus factores, incluidos en el costo asociado a la construcción de nuevas plantas	50
Tabla 5.1. Eficiencias e información principal de la central eléctrica.....	55
Tabla 5.2. Rendimiento estimado para todos los casos de estudio con captura de CO ₂ a diferentes niveles de captura.....	57
Tabla 5.3. Comparación del CAPEX de una NGCC convencional con y sin captura de carbono obtenida en este trabajo con respecto a la literatura.....	61
Tabla 5.4. Gastos de capital (CAPEX) de la NGCC convencional, el EGR y la SGTC para diferentes niveles de captura (USD. 2017 valor constante)	62
Tabla 5.5. Costos de operación y mantenimiento (O&M) para todos los casos de estudio (USD. 2017 valor constante).....	64
Tabla A1. Clasificación química de las aminas	83
Tabla A2. Propiedades físicas de las principales aminas empleadas en los procesos de captura de CO ₂	83

Nomenclatura

ASME	Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos (acrónimo del inglés de “American Society of Mechanical Engineers”)
ASU	Unidad separadora de aire (acrónimo del inglés de “air separation unit”)
BTU	Unidad térmica británica
CAPEX	Gastos de capital (acrónimo del inglés de “capital expenditure”)
CCE	Costo de CO ₂ evitado
CCUS	Captura, utilización y almacenamiento de carbono (acrónimo del inglés de “carbon capture, utilisation and storage”)
CEPCI	Índice de costos de plantas de ingeniería química (acrónimo del inglés de “chemical engineering plant cost index”)
CF	Factor de capacidad
COPAR	Costos y Parámetros de Referencia para Formulación de Proyectos de Inversión en el Sector Eléctrico
DOE	Departamento de Energía de los Estados Unidos de América
EGR	Recirculación de gases de escape (acrónimo del inglés de “exhaust gas recirculation”)
EOR	Recuperación mejorada del petróleo (acrónimo del inglés de “enhanced oil recovery”)
EvGT	Turbina de gas evaporativo (acrónimo del inglés de “evaporative gas turbine”)
FCF	Factor de carga fijo

FOM	Costo fijo de operación y mantenimiento
HPST	Turbina de vapor de alta presión (acrónimo del inglés de “high pressure steam turbine”)
HR	Tasa de calor a potencia neta (acrónimo del inglés de “heat rate”)
HRSG	Generador de vapor de recuperación de calor (acrónimo del inglés de “heat recovery steam generator”)
IEA	Agencia Internacional de la Energía (acrónimo del inglés de “International Energy Agency”)
IPST	Turbina de vapor de presión intermedia (acrónimo del inglés de “intermediate pressure steam turbine”)
ISO	Organización Internacional de Normalización (acrónimo del inglés de “International Organization for Standardization”)
LCOE	Costo nivelado de electricidad (acrónimo del inglés de “levelised cost of electricity”)
LPST	Turbina de vapor de baja presión (acrónimo del inglés de “low pressure steam turbine”)
MEA	Monoetanolamina
MMBTU	Millones de unidades térmicas británicas
NETL	Laboratorio Nacional de Tecnología Energética (acrónimo del inglés de “National Energy Technology Laboratory”)
NGCC	Ciclo combinado de gas natural (acrónimo del inglés de “natural gas combined cycle”)
NIST	Instituto Nacional de Estándares y Tecnología (acrónimo del inglés de “National Institute of Standards and Technology”)
O&M	Costo de operación y mantenimiento
PCC	Captura de carbono de post-combustión (acrónimo del inglés de “post-combustion carbon capture”)
PEC	Penalización eléctrica de la central
S-EGR	Recirculación selectiva de gases de escape (acrónimo del inglés de “selective-exhaust gas recirculation”)
SFC	Combustión de disparo suplementario (acrónimo del inglés de “supplementary firing combustion”)
SGTC	Combustión secuencial de turbinas de gas (acrónimo del inglés de “sequential gas turbine combustion”)
T	Vida económica de la planta
TCO ₂	Costo de transporte de CO ₂
tCO ₂	Tonelada de dióxido de carbono
TCR	Requerimiento total de costo de capital (acrónimo del inglés de “total capital requirement”)
TOC	Costo total de la mano obra del turno nocturno (acrónimo del inglés de “total overnight cost”)
TPC	Costo total de la planta (acrónimo del inglés de “total plant cost”)
USD	Dólar estadounidense (acrónimo del inglés de “United States dollar”)
VOM	Costo variable de operación y mantenimiento (acrónimo del inglés de “variable operating and maintenance cost”)

Producción científica y experiencia académica generada

- ✓ Premios obtenidos producto del trabajo de tesis:
 - Best Presentation Award del 9th International Conference on Renewable and Clean Energy (ICRCE) en la ciudad de Tokio, Japón. Título del trabajo presentado: “*Alternatives to optimize the incorporation of post-combustion process in existing NGCC power plants for reducing CO₂ emissions in Mexico*”.

- ✓ Artículos publicados con refereo internacional, producto del trabajo de tesis:
 - Díaz-Herrera, P.R.; Alcaraz-Calderón, A.M.; González-Díaz, M.O.; González-Díaz, A., 2020. Capture level design for a natural gas combined cycle with post-combustion CO₂ capture using novel configurations. Energy 193, 116769. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2019.116769>
 - Díaz-Herrera, P.R.; Ascanio, G.; Romero-Martínez, A.; Alcaraz-Calderón, A. M.; González-Díaz, A. 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 (in press).

- ✓ Cursos de licenciatura y posgrado impartidos
 - Instructor del curso “Inducción de Captura de CO₂”, el cual se llevó a cabo del 30 de julio al 3 de agosto del 2018 para estudiantes del Programa de Maestría en Ingeniería de la UNAM en la especialización en CCUS.
 - Profesor del curso de posgrado: “Introducción a las tecnologías de captura de carbono”. Posgrado de Ingeniería de la Facultad de Ingeniería de la UNAM. De enero a junio de 2019.
 - Profesor titular del curso de posgrado: “Principios de captura de carbono”. Posgrado de Ingeniería de la Facultad de Ingeniería de la UNAM. De enero a junio de 2020.
 - Profesor titular del curso de licenciatura: “Introducción a la industria alimentaria”. Licenciatura en Nutrición en la Universidad del Valle de México (UVM) campus Cuernavaca. De agosto a diciembre de 2018.

✓ Prácticas extracurriculares (estancias en escuela de verano y congresos)

- Ponencia oral: “*Alternatives to optimize the incorporation of post-combustion process in existing NGCC power plants for reducing CO₂ emissions in Mexico*” en 9th International Conference on Renewable and Clean Energy (ICRCE), celebrado del 26 al 29 de enero de 2019 en Tokyo University of Technology, Tokio, Japón.
- Asistencia al curso: “ENOS 2nd Spring School on CO₂ Geological Storage”, del 22 al 29 de mayo de 2019, en Hontomín, España.
- Ponencia oral: “*Alternatives to optimize the incorporation of post-combustion process in existing NGCC power plants for reducing CO₂ emissions in Mexico*” en el Congreso Nacional de Estudiantes de Energías Renovable 2019, celebrado del 22 al 24 de octubre de 2019 en el Instituto de Energías Renovables (IER-UNAM), Temixco, Morelos, México.
- Presentación del webinar titulado: “*CCUS y su importancia en la descarbonización del sector eléctrico nacional*” en el Congreso Nacional de Estudiantes de Energías Renovable 2020, impartido el día 9 de julio de 2020 presentado en vía remota para el Instituto de Energías Renovables (IER-UNAM), Temixco, Morelos, México.
- Presentación del póster: “*Comparison between post-combustion carbon capture technology and the use of blue and green hydrogen in natural gas combined cycle as CO₂ mitigation strategies: a study under the context of Mexico’s clean energy market*”, en el XX International Congress of the Mexican Hydrogen Society, celebrado vía remota (online) del 23 al 25 de septiembre de 2020.
- Presentación del webinar titulado: “*CCUS y su importancia en la descarbonización del sector eléctrico nacional*” en el marco de la Semana de Aniversario del Instituto Tecnológico Superior de la Región Sierra (ITSS), impartido el día 27 de noviembre de 2020 presentado vía remota.

✓ Notas de divulgación

- Nota titulada: “*CCUS y su potencial impacto ambiental en el sector eléctrico nacional*”, preparado para el Consejo Mundial de Energía Capítulo México. 24 de agosto de 2020, ver en: <http://www.wecmex.org.mx/publicaciones.php?gdej=>

Resumen

Este trabajo de tesis tiene como objetivo investigar el diseño óptimo del nivel de captura de un ciclo combinado de gas natural (NGCC, por su acrónimo en inglés) con captura de CO₂ considerando la penalización eléctrica de la central (PEC), el costo nivelado de la electricidad (LCOE, por su acrónimo del inglés), el costo de CO₂ evitado (CCE), el tamaño óptimo del equipo y comparándola con dos configuraciones novedosas: la recirculación de gases de escape (EGR, por su acrónimo en inglés) y la combustión secuencial en turbinas de gas (SGTC, por su acrónimo en inglés). Dichas configuraciones son seleccionadas entre otras debido a que mejoran los problemas asociados a la incorporación de una planta de captura de CO₂ de postcombustión (PCC, por su acrónimo en inglés) en un ciclo combinado convencional y, a su vez, poseen la gran ventaja que se pueden aplicar a centrales NGCC existentes con modificaciones menores. Ambas configuraciones se comparan con el caso de NGCC convencional con PCC. Para todos los casos, se diseña la planta de PCC para diferentes niveles de captura de carbono: 95%, 90% y 85%.

Los resultados de la investigación muestran que, para todos los casos de estudio, el valor de PEC más alta sucede a un nivel de diseño de captura igual a 85% y baja a medida que se aumenta el diseño de captura hasta 95%, es decir, a más bajos niveles de captura se obtienen menores eficiencias energéticas. Adicionalmente se tiene que la configuración SGTC representa el LCOE más alto a diferentes niveles de captura entre los casos de estudio evaluados, incluso cuando el número de trenes de columnas de absorción se reduce a la mitad, esto debido a la penalización energética y gasto de capital (CAPEX) asociado a la incorporación de la unidad de separación de aire (ASU, por su acrónimo en inglés) para suministrar O₂ a la segunda turbina de gas. Para el caso de tecnología EGR, el caso de nivel de captura del 85% es el que muestra el menor CCE de todos los escenarios evaluados, con un valor igual a \$113.5 por tonelada de CO₂, el cual sólo aumenta marginalmente para los casos a 90% y 95% del nivel de captura. Mientras que, el CCE de la NGCC convencional para un nivel de captura igual a 90% es de \$117.7 por tonelada de CO₂. Este costo podría reducirse si se implementa EGR: el CCE podría reducirse marginalmente en un 2.2% de \$117.7 a \$115 tonelada de CO₂ manteniendo la misma tasa (90% de captura) o bien otra opción es aumentar la tasa de captura del 90% al 92% sin variar el LCOE. Aumentar el nivel de captura es muy importante para generar electricidad a emisiones de carbono cercanas a cero emisiones netas.

Capítulo 1 Introducción

1.1. Planteamiento del problema

Es bien sabido que las emisiones de CO₂ hacia la atmósfera están asociadas a efectos medio ambientales y de salud humana, tales como: enfermedades respiratorias, enfermedades en la piel, efecto invernadero y cambio climático, por mencionar algunos. De acuerdo con información del Quinto Informe de Evaluación del Panel Intergubernamental de Naciones Unidas sobre Cambio Climático (AR5, por sus siglas en inglés) [1], el cambio climático tiene un impacto potencial sobre la disminución de la calidad de vida de las personas, que incluyen: escasez de agua y alimentos, aumento de la pobreza, aumento de la población desplazada e inundaciones costeras; siendo la actividad antropogénica la principal responsable del aumento de las emisiones de CO₂ en la atmósfera en las últimas décadas.

Adicionalmente el AR5 menciona que, para lograr mantener el aumento de la temperatura por debajo de 2 °C en relación con los niveles preindustriales, se requerirían cambios socioeconómicos y culturales drásticos y urgentes. Para tal propósito, existen diferentes estrategias y medidas que permiten mitigar el cambio climático; por ejemplo: adaptación y mitigación de zonas vulnerables al cambio climático, uso eficiente del agua y la energía, transición energética hacia tecnologías de baja emisión, entre otras. La mitigación del cambio climático por debajo de 2 °C en relación con los niveles preindustriales se estima en un costo en la reducción del crecimiento económico mundial igual a 0.06%, mientras que el costo sin medidas de mitigación se calcula entre un 1.6 y 3.0% [1]; en otras palabras, a la humanidad le costaría entre 26 a 49 veces más el costo de mitigación de los efectos del cambio climático en el futuro sino se actúa desde hoy.

Con respecto a las emisiones globales de CO₂, se tiene que el sector eléctrico es la actividad antropogénica que contribuye con la mayor proporción [2, 3]. En el caso particular de México, la generación de energía eléctrica es la segunda actividad con la mayor aportación en la emisión de CO₂ del país, sólo por debajo del sector transporte [4]. Esto se debe a que alrededor del 80% de la electricidad producida en el país proviene de fuentes fósiles [5], siendo las centrales de ciclo combinado de gas natural (NGCC, por sus siglas en inglés) la que se encuentra en la proporción más alta con alrededor del 50.2% de la generación total de electricidad del país [5].

A pesar de que las plantas de NGCC tienen intensidades de carbono relativamente bajas en comparación con otras tecnologías basadas en combustibles fósiles (menor a 400 kg/MWh vs ~800 kg/MWh para centrales carboeléctricas), su alta participación en México conducirá a un aumento considerable de las emisiones de CO₂ en el sector eléctrico. Se espera que el incremento en la capacidad instalada de los nuevos NGCC programados para comenzar a funcionar a lo largo del período de 2018 a 2032, es de aproximadamente 54.5 GW, lo que representará alrededor del 42.0% de la producción total de electricidad [5] y se estima que las emisiones de CO₂ alcancen aproximadamente los 85.5 MtCO₂ por año.

Por otro lado, México en la última década ha mostrado un declive sustancial de su producción de crudo en el escenario mundial, esto principalmente asociado al agotamiento natural de la producción de crudo en pozos. Los principales pozos de petróleo se localizan en el sureste mexicano, los cuales potencialmente representan una buena oportunidad para la recuperación mejorada de petróleo (EOR, por sus siglas en inglés) mediante la inyección de CO₂. Petróleos Mexicanos (PEMEX) estima que demandarán de un máximo de 50 millones de toneladas de CO₂ para las operaciones de EOR en pozos de petróleo maduros en el largo plazo [6].

Ante la potencial amenaza a la calidad de vida y salud humana que representan las emisiones de CO₂ proveniente de centrales de NGCC, existe interés por parte del Gobierno mexicano [7] para implementar la tecnología CCUS en dichas centrales para un beneficio dual: a) mitigar las emisiones de CO₂ en el sector eléctrico y, b) utilizar el CO₂ capturado para aplicarlo en la recuperación mejorada en pozos de petróleo con fin de obtener recursos adicionales de crudo para venta, exportación y/o procesamiento.

A pesar de que la tecnología de CCUS puede capturar el CO₂ de centrales NGCC y, a su vez, usar éste para obtener recursos de crudo adicionales, el principal problema asociado a dicha tecnología es su elevado costo asociado [8-10], ya que, la incorporación de un proyecto CCUS demanda altos flujos de capital en sus etapas iniciales y reduce considerablemente la producción de energía eléctrica para venta. Por tal razón, diversos estudios se han enfocado en el diseño de nuevas configuraciones de ciclos combinados como estrategia para optimizar la incorporación del sistema de captura de CO₂. Adicionalmente, el concepto del nivel de captura de diseño es una estrategia práctica que reduce los costos del sistema de captura, la cual ha tomado importancia en los últimos años, ya que, permite tratar sólo una porción de los gases de combustión a tratar, lo cual conduce a una reducción del gasto de capital de inversión de equipos fijos.

En la literatura se identificó que no existen hasta el momento investigaciones que evalúen el nivel de captura de diseño considerando, en conjunto, los siguientes parámetros: la penalización eléctrica de la central, el costo nivelado de electricidad, costo del CO₂ evitado, el tamaño óptimo de los equipos principales, y las diferentes configuraciones de ciclos combinados para optimizar la incorporación del sistema de captura de carbono. Con respecto a las configuraciones de ciclos que optimizan la incorporación de un sistema de captura, la mayoría de los trabajos consideran estos parámetros por separados.

1.2. Hipótesis y objetivos

Con base en los planes de expansión del sector eléctrico nacional, a la ubicación y condición geológica de los campos petroleros candidatos para EOR, se tiene como hipótesis principal de este trabajo que se presentan condiciones potencialmente factibles para capturar el CO₂ de centrales NGCC para su venta a empresas de exploración y producción de petróleo crudo.

Por otro lado, el objetivo central de esta investigación es explorar las diferentes tecnologías de captura de CO₂ disponibles para centrales NGCC, con el fin de identificar, definir y evaluar las alternativas más apropiadas para México en el corto y mediano plazo. Adicionalmente, las tecnologías seleccionadas serán evaluadas, tanto técnica como económicamente, con el propósito de identificar la opción que optimice a diferentes niveles de captura de diseño los siguientes indicadores:

- Menor penalización eléctrica de la central (PEC) a causa de la incorporación del sistema de captura.
- Menor costo nivelado de electricidad (LCOE).
- Menor costo de CO₂ evitado (CEC).

1.3. Estructura de esta tesis

Los resultados de la investigación realizada a través de este proyecto de tesis, aparte de la Introducción mostrada en el Capítulo 1, se han organizado de la siguiente manera:

En el Capítulo 2 se da un panorama general del estado actual y perspectivas del sector eléctrico mexicano. Se realiza un análisis sobre la importancia y pertinencia de la implementación de la tecnología CCUS en centrales de NGCC, haciendo énfasis en sus beneficios ambientales. Luego, se mencionan los beneficios de los certificados de energía limpia (CELs) como instrumentos legales para la implementación de proyectos CCUS en centrales eléctricas.

Posteriormente, en el Capítulo 3 se abordan generalidades de la tecnología CCUS, se incluyen los sistemas de captura de CO₂ aplicables a centrales NGCC. Se hace una revisión bibliográfica respecto a las configuraciones de ciclos combinados que optimizan la incorporación de sistemas de captura de CO₂. Adicionalmente, se hace una revisión en la literatura especializada sobre el concepto del nivel de captura de diseño en centrales eléctricas, haciendo especial énfasis en las implicaciones técnicas y económicas cuando se desean alcanzar niveles de emisión cercanas a “cero emisiones”. A partir de esta información, se definen las alternativas tecnológicas a evaluar (casos de estudio).

En el Capítulo 4 se describe el método desarrollado en este trabajo. Primero, se definen los modelos de simulación de procesos y de estimación de costos, así como las herramientas de simulación a emplearse para cada caso de estudio. Luego, se definen los indicadores técnicos y económicos que servirán para la evaluación comparativa entre casos de estudio. A partir de la ejecución del método descrito, en el Capítulo 5 se presentan los resultados obtenidos en dos secciones: la primera de ellas abordando todos los aspectos técnicos asociados a cada caso de estudio y, la segunda con los resultados de la evaluación económica.

Finalmente, en el Capítulo 6 se exponen las conclusiones generales de la presente tesis de investigación.

Capítulo 2 Importancia de la tecnología CCUS en el sector eléctrico mexicano

2.1. Emisiones de CO₂ del sector eléctrico mexicano

La intensidad de emisión es la tasa de emisión de un determinado contaminante durante una actividad concreta o un proceso de producción industrial. En el sector eléctrico comúnmente se define como la tasa de emisión de CO₂ promedio (en gramos) por cada unidad de electricidad neta generada e inyectada a la red eléctrica (generalmente expresada en kWh).

En la Figura 2.1, se muestra la intensidad de emisión de carbono del sector eléctrico para diferentes países para el año 2017. Como se puede ver, la intensidad de carbono del sector eléctrico mexicano es de 582 g de CO₂ por cada kWh generado e inyectado a la red eléctrica [5], dicho valor está por encima de la intensidad de emisión de carbono promedio mundial (482 g de CO₂ por kWh). Esto se debe a que alrededor del 80% de la electricidad producida en el país proviene de fuentes fósiles [5] (ver Figura 2.2).

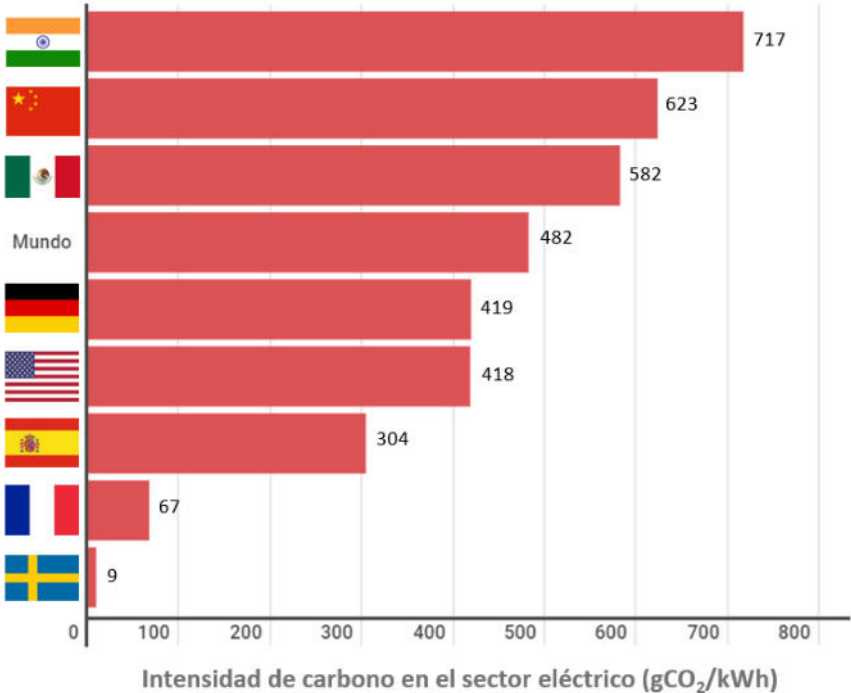
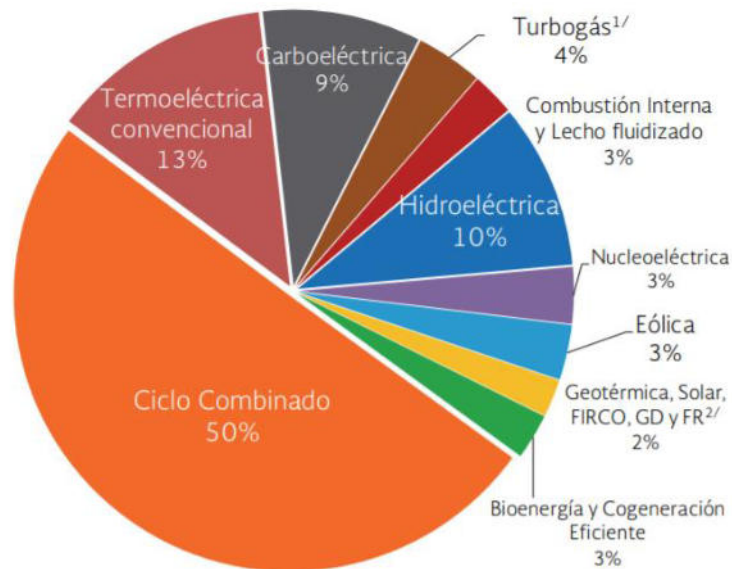


Figura 2.1. Intensidad de emisión de carbono del sector eléctrico para diferentes países para el año 2017. Elaboración propia a partir de Ref. [11, 12].



^{1/}Incluye plantas móviles. ^{2/} Fideicomiso de Riesgo Compartido (FIRCO), Generación Distribuida (GD) de varias tecnologías y Frenos Regenerativos (FR). El total puede no coincidir por redondeo. Información preliminar 2017. Fuente: Elaborado por la SENER con datos de la CFE, la CRE, el CENACE y la Subsecretaría de Planeación y Transición Energética.

Figura 2.2. Porcentaje de participación en la generación de energía eléctrica por tipo de tecnología para el año 2017 [5].

Dentro del gran “abanico” de tecnologías de generación eléctrica disponibles, las centrales de ciclo combinado de gas natural (NGCC) es la que se encuentra en la proporción más alta con alrededor del 50.2% de la generación total de electricidad del país [5], seguida de centrales termoeléctricas convencionales a base de combustóleo con un 13% y, en menor medida se encuentran las centrales carboeléctricas, turbogás y combustión interna, con un 9%, 4% y 3%, respectivamente. En comparación, las fuentes de energía renovables y limpias, incluida la hidroeléctrica, contribuyeron con el 21.1% de la generación total de electricidad de la red. La participación de las tecnologías renovables y limpias no hidroeléctricas en la generación de electricidad fue de alrededor de 11.1%.

A pesar de que las plantas de NGCC tienen intensidades de carbono relativamente bajas en comparación con otras tecnologías basadas en combustibles fósiles (menor a 400 kg/MWh vs ~800 kg/MWh para centrales carboeléctricas), su alta participación en México conducirá a un aumento considerable de las emisiones de CO₂ en el sector eléctrico. Se espera que el incremento en la capacidad instalada de los nuevos NGCC programados para comenzar a funcionar a lo largo del período de 2018 a 2032, es de aproximadamente 54.5 GW, lo que representará alrededor del 42.0% de la producción total de electricidad [5] y se estima que las emisiones de CO₂ alcancen

aproximadamente los 85.5 MtCO₂ por año. En vista de lo anterior, es evidente que es necesario evaluar la factibilidad de utilización de diferentes tecnologías de mitigación de CO₂ aplicables a las centrales eléctricas de NGCC en el corto plazo.

Entre las tecnologías de mitigación de emisiones de CO₂ que pueden incorporarse en centrales NGCC con pequeñas modificaciones, sólo hay dos opciones: uso de hidrógeno como alternativa de combustible limpio (obtenido a partir de la tecnología *power-to-gas*) y la captura, utilización y almacenamiento de CO₂ (CCUS, por sus siglas en inglés). Entre estas tecnologías de mitigación de emisiones de CO₂, CCUS es la que se encuentra en una fase mayor de madurez tecnológica. Prueba de ello es que actualmente se están desarrollando 20 proyectos de generación eléctrica con CCUS: 11 de los 20 proyectos se encuentran en los Estados Unidos; 3 en China y el Reino Unido, respectivamente, y uno en Irlanda, Corea del Sur y los Países Bajos [13]. Entre estos 20 proyectos, 7 están relacionados a centrales de tipo NGCC.

Dado que el presente trabajo tiene como propósito la implementación de tecnologías de mitigación de CO₂ en centrales de NGCC en el corto y mediano plazo, la presente investigación de tesis se enfocará en las opciones tecnológicas que optimicen la incorporación del proceso CCUS en dichas centrales.

Por otro lado, en concordancia con la actual relevancia que ha tomado el uso de H₂ como vector energético en el mundo, se realizó una investigación complementaria sobre la comparación entre la tecnología CCUS y el uso de H₂ verde y azul en NGCCs existentes como estrategias de mitigación de CO₂ bajo el contexto de la regulación mexicana en energías limpias. Como resultado de esta investigación complementaria, se produjo un artículo en una revista indizada (ver Apéndice F). Entre los hallazgos de esta investigación, se concluye que la tecnología CCUS muestra un mejor desempeño económico que el uso de H₂ verde y azul en centrales de NGCC existentes bajo la legislación energética actual y la tendencia de precios de combustible registrados en los últimos años. Sin embargo, se estima que el uso de H₂ verde en centrales NGCC puede ser económicamente competitivo a partir de un precio de \$0.9 por kilogramo, este valor aún no es posible de alcanzar con las tecnologías de electrolizadores actuales.

A continuación, se explicará con detalle en qué consiste la tecnología de CCUS y por qué es importante para México su implementación.

2.2. CCUS y la importancia de su implementación en ciclos combinados

La captura, el uso y el almacenamiento de carbono (CCUS) es una tecnología que ha ganado atención como una alternativa prometedora para contribuir a la descarbonización del sector eléctrico mundial para 2030 y 2050 [14]. En el caso de México, el Gobierno ha implementado una serie de acciones para promover el despliegue de la tecnología CCUS y su papel para la descarbonización del sector eléctrico nacional en el corto y mediano plazo [7, 15, 16].

En general, la tecnología CCUS consiste en capturar el CO₂ de las emisiones gaseosas proveniente de fuentes fijas; tales como: refinerías, centrales eléctricas, cementeras, entre otras; y una vez capturado el CO₂, éste es luego comprimido y enviado por tuberías o transporte de buque-tanques a un reservorio geológico para su disposición a largo plazo, o incluso inyectado en pozos de petróleo para reducir su viscosidad, y por consiguiente, aumentar el flujo de la producción de petróleo (ver Figura 2.3). Esta tecnología es conocida por el nombre de “recuperación mejorada de petróleo por inyección de CO₂”, o por sus siglas en inglés, CO₂-EOR¹.

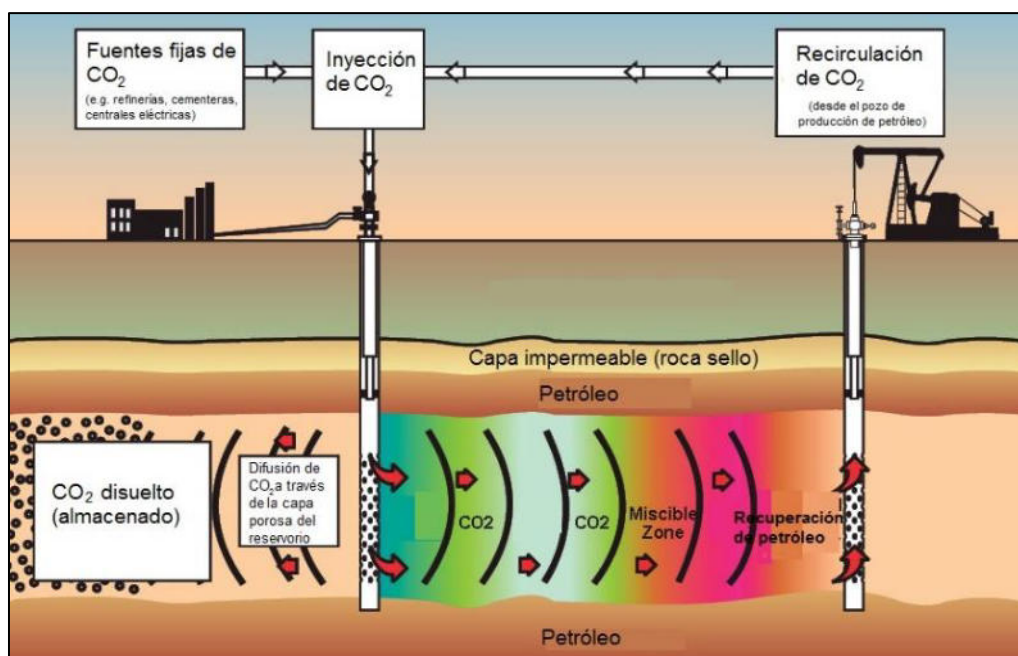


Figura 2.3. Diagrama de la tecnología de recuperación mejorada de petróleo por inyección de CO₂ (CO₂-EOR) [17].

¹ EOR: Enhanced oil recovery

En la Figura 2.4, se muestran las regiones de México que son adecuadas para el almacenamiento de CO₂, los yacimientos petrolíferos que son candidatos para CO₂-EOR y la ubicación de las centrales de NGCC que estarán operando en el corto y mediano plazo. Como se puede observar, debido a la proximidad entre los yacimientos de petróleo y las centrales NGCC, existen oportunidades de implementar CCUS en el país, lo cual traería un doble propósito: a) primero, utilizar el CO₂ capturado para mejorar la producción de petróleo en campos y, a su vez, b) mitigar la intensidad de carbono del sector eléctrico nacional [15]. Por lo anterior, existe la necesidad de estimar el potencial impacto ambiental de la CCUS en la mitigación de emisiones de CO₂ en el sector eléctrico nacional y su potencial uso en aplicaciones EOR y otros usos industriales.

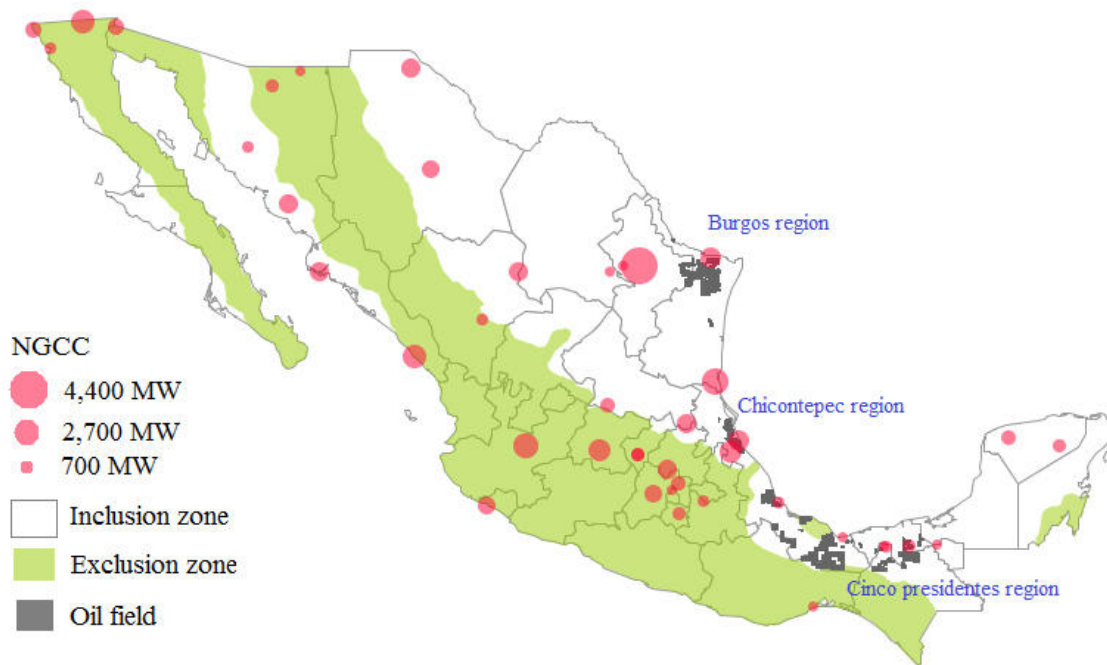


Figura 2.4. NGCC en funcionamiento hasta el periodo 2017-2032, campos petrolíferos candidatos para EOR y zona de inclusión/exclusión para almacenamiento de CO₂. Elaboración propia a partir de Ref. [5, 18-20].

Con base en información del Programa de Desarrollo del Sistema Eléctrico Nacional (PRODESEN) [5] y del Inventario Nacional de Energías Limpias [21], se realizó un análisis de la planeación de la oferta-demanda de electricidad y de la intensidad de carbono para los principales tipos de tecnología de generación eléctrica del país para el año 2032. Se evaluaron 2 escenarios: a) NGCC candidatos a aplicar CCUS: EOR y otros usos; y b) NGCC sin CCUS.

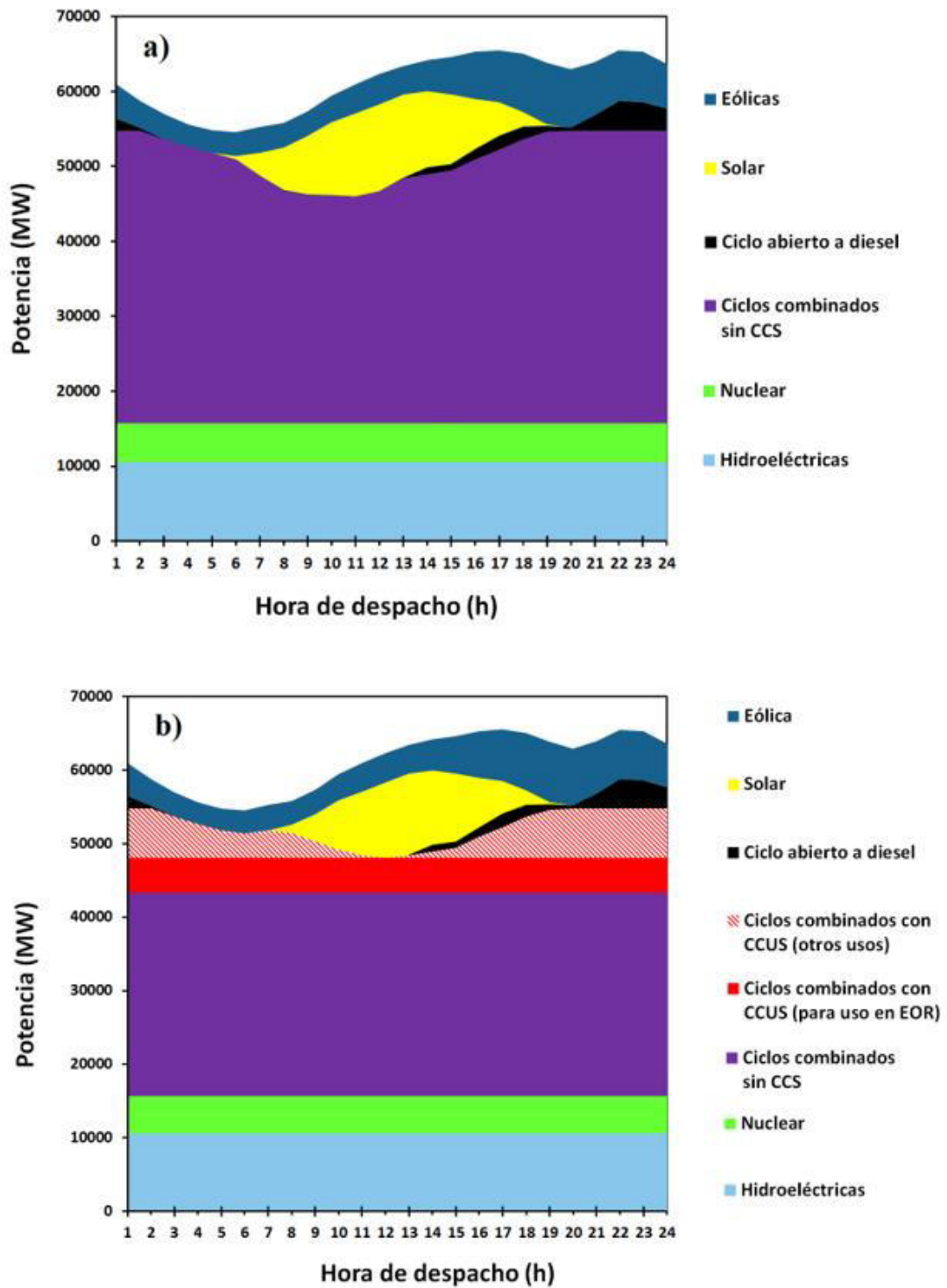


Figura 2.5. Oferta y demanda de electricidad para el año 2032: a) escenario con centrales fósiles sin CCUS, y b) escenario con centrales fósiles con CCUS.

En la Figura 2.5 se puede observar que los NGCC con CCUS para uso en EOR pueden operar a carga base, es decir, a su capacidad de planta, suministrando CO₂ de forma constante a los pozos candidatos. Mientras que, los NGCC para otros usos de CO₂, pueden operar a carga parcial, ajustando la producción eléctrica en la red y el suministro de CO₂ a industrias conforme a la demanda del mercado. Esta propuesta de generación eléctrica tiene sus ventajas, ya que, además de apoyar en la mitigación de emisiones de CO₂ del sector eléctrico, la tecnología CCUS ofrece la posibilidad de valorizar el CO₂ capturado en actividades EOR, o bien, transformarlo en productos de alto valor agregado y, a su vez permite la operación de las centrales fósiles tanto a carga base como flexible, lo cual es un aspecto importante en la estabilidad y confiabilidad de la red eléctrica.

Por otro lado, en la Figura 2.6 se muestra la estimación de la intensidad de carbono de la red eléctrica nacional para el año 2032. A partir de dicha Figura se puede apreciar que, la incorporación de CCUS permite bajar la intensidad de carbono de la red eléctrica en horarios cuando las renovables no están disponibles, especialmente de las 19 a 6 horas. A su vez se muestra que, la intensidad de carbono puede reducirse hasta un nivel cercano a los 180 kg de CO₂ por cada MWh inyectado a la red eléctrica nacional, lo que representa una reducción en la intensidad de carbono de alrededor del 70% con respecto al nivel promedio registrado en el año 2018 (582 kg CO₂ por MWh) [5].

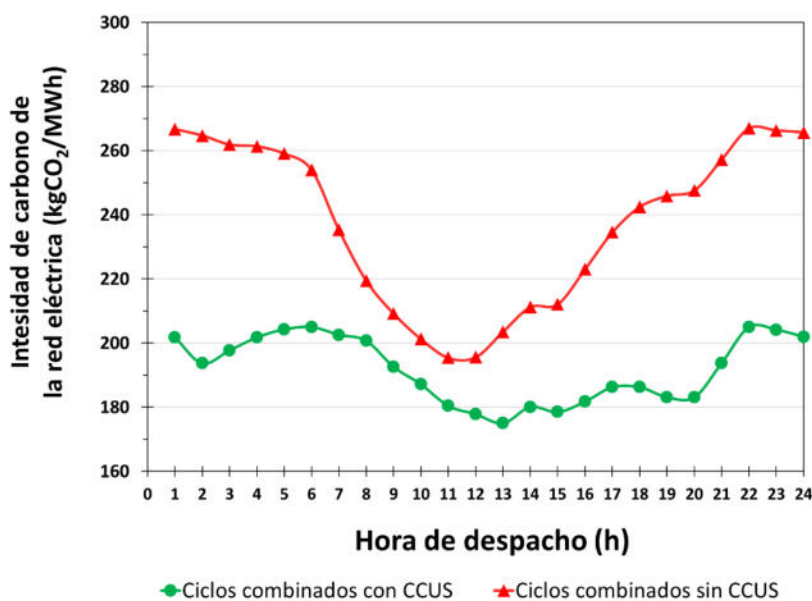


Figura 2.6. Estimación de la intensidad de carbono de la red eléctrica nacional para el año 2032. Elaboración propia.

A pesar de las ventajas que ofrece CCUS al sector eléctrico, su principal reto actual es su elevado costo asociado, lo cual requiere de incentivos legales y apoyo de los gobiernos para su implementación efectiva [22]. Por tal razón, el Gobierno de México, recientemente, ha implementado un instrumento legal denominado “certificados de energía limpia” (CELs), que tiene como objetivo primordial la implementación de nuevas tecnologías de generación de energía limpia en México, tales como: uso de hidrógeno, geotermia, solar, eólica, CCUS, entre otras más. En la Sección 2.3, se describe con mayor detalle el origen y propósito de los CELs, su funcionamiento y criterios técnicos y legales para definir cuando un proyecto CCUS puede o no recibir CELs.

2.3. Los certificados de energía limpia como instrumento legal para la implementación de proyectos CCUS

En 2018, el Gobierno mexicano implementó los certificados de energía limpia (CELs) con el objetivo de promover nuevas inversiones en generación de electricidad limpia en el cumplimiento de los objetivos nacionales de generación de electricidad limpia, a saber: 25%, 30%, 35%, 40% y 50% de generación de electricidad limpia para los años 2018, 2021, 2024, 2035 y 2050, respectivamente [23, 24]. En la Figura 2.7 se muestra el porcentaje de generación de electricidad limpia y los objetivos nacionales para el periodo 2020-2050.

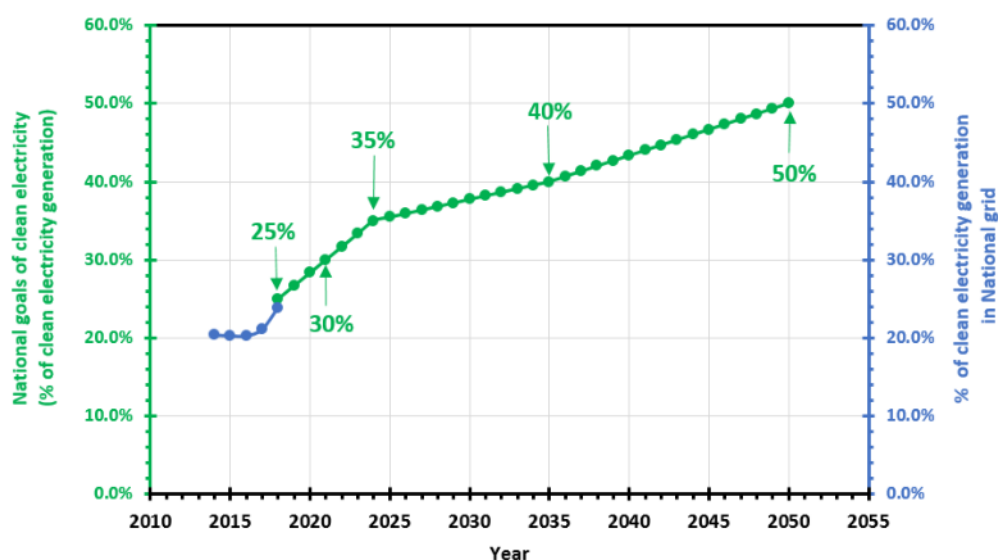


Figura 2.7. Porcentaje de generación de electricidad limpia en los últimos años y los objetivos nacionales de electricidad limpia para el periodo 2020-2050. Elaboración a partir de Ref. [4, 5, 20, 25, 26] .

Las instalaciones que generan electricidad a partir de fuentes de energía limpias o renovables tienen derecho a recibir un CEL por cada MWh de electricidad generada [24, 27]. De este modo, los productores de energía limpia y renovable pueden obtener mayores recursos económicos mediante la venta de dos bienes: a) la electricidad que generan y venden a la red o a cualquier otro consumidor fuera de la red eléctrica y; b) CELs que representan los derechos ambientales por generar electricidad utilizando fuentes limpias. Los CELs obtenidos por un generador de energía limpia se venden en el mercado a los participantes obligados a adquirirlos, estos son: a) suministradores de energía; (b) usuarios calificados que estén activos en el mercado eléctrico; (c) los usuarios finales que generen su propia electricidad; y d) los usuarios que reciban electricidad a través de un acuerdo de interconexión en virtud de las leyes vigentes antes de la reforma [27]. Estos participantes están obligados a comprar CELs del mercado en proporción a su consumo de energía o son libres de generar sus propios CELs a partir de la ejecución de sus propios proyectos de energía limpia. La obligación para el año 2018 se estableció en un 5% de la energía total consumida al año [27, 28]. Esta obligación ha ido en aumento cada año: 5.8%, 7.4%, 10.9% y 13.9% para los años 2019, 2020, 2021 y 2022, respectivamente [24].

De acuerdo con la ley mexicana [23, 28], el criterio principal para que un NGCC con CCUS sea considerado como una tecnología de energía limpia es que la intensidad de carbono de la central eléctrica no debe ser mayor a 100 kg de CO₂ por cada MWh producido. Por cada MWh de electricidad generada con CCUS, se recibirá un CEL. Dado que los CELs son un instrumento de mercado, su precio no es fijo, sino que depende de la oferta y la demanda. En 2019, el precio de referencia del CEL fue igual a \$18.5 por MWh [29, 30]. Por lo tanto, con el propósito de que la NGCC con CCUS sea rentable económicamente, el costo nivelado de electricidad no debería ser mayor de los \$ USD 18.5 por MWh generado en comparación con el caso de la NGCC sin CCUS. Dicho valor no es fácil de determinar, ya que, depende de la tecnología de CCUS a emplear, el nivel de captura de CO₂ a emplear, el precio del combustible, costos de la tecnología, entre otros. Por tanto, en la siguiente sección se hablará con mayor detalle de las tecnologías de CCUS aplicables a NGCC, se realizará una revisión bibliográfica de las opciones tecnológicas y sobre el papel que juega el diseño del nivel de captura de la central en la economía de sistemas de captura.

Capítulo 3 : Tecnologías de captura de CO₂ disponibles para ciclos combinados (NGCC)

3.1. Introducción

Existen tres tecnologías de captura de carbono disponibles para NGCCs: postcombustión, precombustión y oxicomustión² (ver Figura 3.1). La tecnología de postcombustión (PCC³, por sus siglas en inglés), como su nombre lo indica, consiste en capturar el CO₂ contenido en los gases de combustión a la salida de la chimenea de la NGCC. Mientras que, en la tecnología de precombustión, el gas natural es gasificado para su conversión química a gas de síntesis, el cual es una mezcla gaseosa principalmente compuesta de H₂, CO y CO₂ a alta presión, de la cual se separa el CO₂, obteniendo una corriente rica en H₂ que puede ser usada como fuente de energía en la NGCC. Finalmente, la tecnología de oxicomustión consiste en quemar el gas natural con oxígeno puro (en proporción cercanas a la estequiométrica) para producir una corriente gaseosa con una alta concentración de CO₂, de la cual éste puede ser separado más fácilmente de los demás gases.

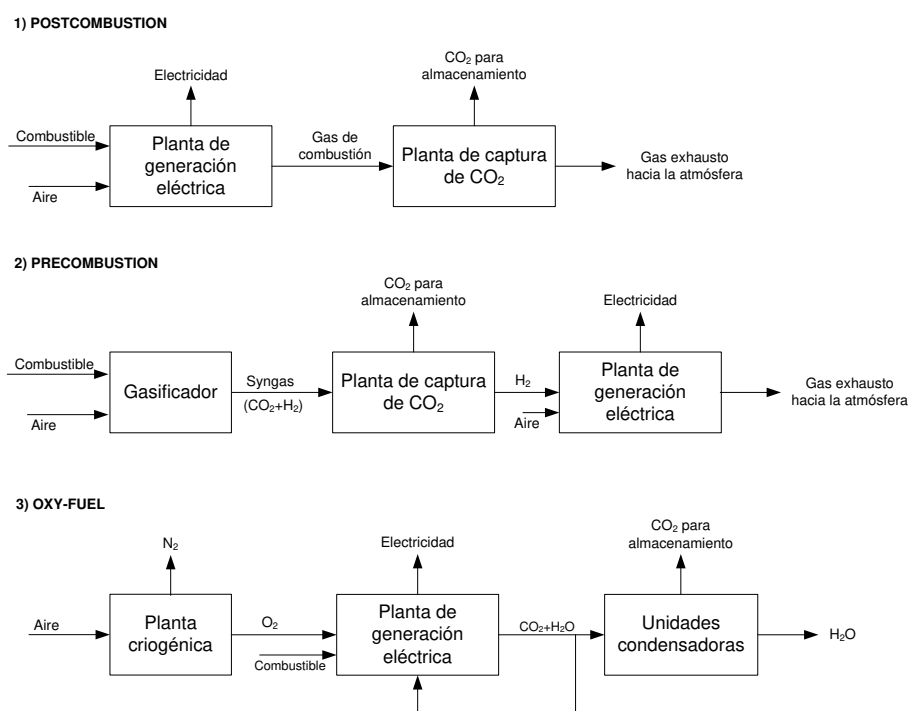


Figura 3.1. Tecnologías de captura de CO₂ aplicables a centrales eléctricas [31].

² Traducción del inglés de "oxy-fuel combustion"

³ PCC: Postcombustion carbon capture

Para el caso de las tecnologías de tipo postcombustión y precombustión existen diferentes sistemas de captura, los cuales están clasificadas con base en su proceso de separación en: absorción con disolventes, adsorción selectiva del gas en la superficie de un sólido, permeación en membranas, por procesos criogénicos y separación biológica [32-34]. Dependiendo de las condiciones fisicoquímicas del tipo gas a tratar; por ejemplo: presión parcial de CO₂, temperatura, composición, entre otras, es factible la aplicación de uno o más sistemas de captura, o combinación entre ellos. Debido a la limitación del contenido, en el Apéndice A, se informa con mayor detalle sobre los procesos de separación de captura de carbono disponibles y tipo de corriente de gas comúnmente asociadas.

De las tecnologías de captura disponibles para NGCCs, la tecnología PCC con soluciones acuosas de alcanolaminas, o mejor conocido como disolventes base amina, es la que posee un grado mayor de madurez tecnológica [8, 35-37]. Prueba de ello es que los dos únicos proyectos de captura de CO₂ en centrales eléctricas a gran escala en operación, Boundary Dam en Canadá y Petra Nova en EUA⁴, emplean la tecnología PCC con aminas en sus centrales de generación eléctrica, ambas son centrales de carbón [37]. Esto se debe principalmente a que la tecnología PCC con aminas “heredó” gran parte del “*know-how*” de la tecnología de endulzamiento de gas natural con disolventes base amina, la cual se viene aplicando a escala industrial desde hace décadas [32, 33, 38-40]; misma que le permitió acelerar su curva de madurez tecnológica en un menor tiempo. Adicionalmente, la tecnología PCC con aminas posee la gran ventaja de que se puede implementar tanto en centrales eléctricas nuevas como existentes (a base de carbón o gas natural) [41, 42]. Para el caso de instalaciones existentes, las reconfiguraciones requeridas para la incorporación de un PCC con aminas son menores y de mucho menor dificultad técnica en comparación con las tecnologías precombustión y oxidación [39, 43].

Debido a que el presente estudio tiene como objetivo evaluar el potencial de la implementación de la tecnología de CCUS en NGCC en el contexto mexicano al corto plazo, este trabajo se enfocará en el análisis de la tecnología de PCC con aminas por su alto grado de madurez tecnológica y disponibilidad comercial en comparación con las tecnologías de precombustión y oxidación.

⁴ EUA: Estados Unidos de América

Este capítulo está estructurado de la siguiente manera: primero, en la Sección 3.2 se describe el funcionamiento de la NGCC equipada con planta de PCC con aminas, sus características, ventajas y desventajas; así como las principales estrategias que permiten optimizar la implementación de una PCC con aminas. Seguido, se profundizará en dos estrategias en particular: a) el concepto de nivel de captura de diseño en centrales eléctricas, y b) configuraciones novedosas de NGCC que permiten optimizar la planta PCC. En la Sección 3.3 se realiza una revisión bibliográfica sobre el concepto de nivel de captura de diseño en centrales eléctricas, se hace la comparación entre las diferentes centrales y tipos de tecnología de captura, con énfasis particular en los trabajos publicados para las centrales de NGCC con postcombustión. Mientras que, en la Sección 3.4, se realiza análisis bibliográfico sobre las configuraciones novedosas aplicables a NGCC que optimizan la planta PCC con aminas. Finalmente, se dan los comentarios relacionados con este capítulo.

3.2. NGCC acoplada a una planta de captura de CO₂ de postcombustión (PCC) con aminas convencional

En la Figura 3.2 se muestra el diagrama de proceso simplificado de una central NGCC acoplado a una planta (sistema) de captura con aminas. Inicialmente, el aire es comprimido aproximadamente a 30 bar y luego es mezclado con el gas natural presurizado en una cámara de combustión. La mezcla de aire-combustible es quemada y los gases de combustión calientes (~1400 °C) se expanden a través de una turbina para generar energía eléctrica. Los gases de combustión que abandonan la turbina de gas son de baja presión (1 bar) y aún contienen todavía mucha energía en forma de calor, el cual se recuperara en un generador de vapor por recuperación de calor (HRSG, por sus siglas en inglés). El vapor generado en el HRSG se utiliza para accionar una turbina de vapor que produce energía adicional. La combinación de la turbina de gas (ciclo Brayton) y turbina de vapor (ciclo de Rankine) produce una central de ciclo combinado con eficiencias de 55-60%, frente al 35-40% en una planta subcrítica típica de carbón pulverizado.

Una vez que la corriente de gases de combustión abandona el HRGS, estos gases son atemperados en un intercambiador de contacto directo a una temperatura cercana a los 40 °C, luego se alimentan por el fondo de un absorbedor a través del cual asciende y se mezcla en contracorriente con una solución acuosa de amina que entra por el domo del absorbedor (corriente conocida como amina pobre). La solución acuosa de amina absorbe selectivamente al CO₂ (corriente conocida como amina rica) y produce una corriente de gas limpio que sale por el domo del absorbedor. La presión en

el absorbedor por lo general opera a 1 atmósfera (14.7 psia). La solución de amina rica en CO₂ se bombea desde el fondo del absorbedor hacia un intercambiador de calor en donde se eleva su temperatura para entrar al regenerador o desorbedor en donde se mezcla en contracorriente con vapor de agua a una temperatura de operación cercana a 120 °C. Para calentar y vaporizar el agua contenida en la solución de amina rica, se extrae vapor de baja presión desde la turbina de vapor de la NGCC y se suministra al reboiler o rehedidor de la columna regeneradora. El vapor generado en un rehedidor y la baja presión en el desorbedor (1 atm) proporcionan la energía necesaria para desorber el CO₂. La solución regenerada se bombea a un intercambiador donde se enfría, se hace la reposición de amina debido a su volatilidad y/o degradación durante el proceso, y posteriormente se alimenta nuevamente al absorbedor. En esta clase de procesos son comunes tanto las torres empacadas como las de platos.

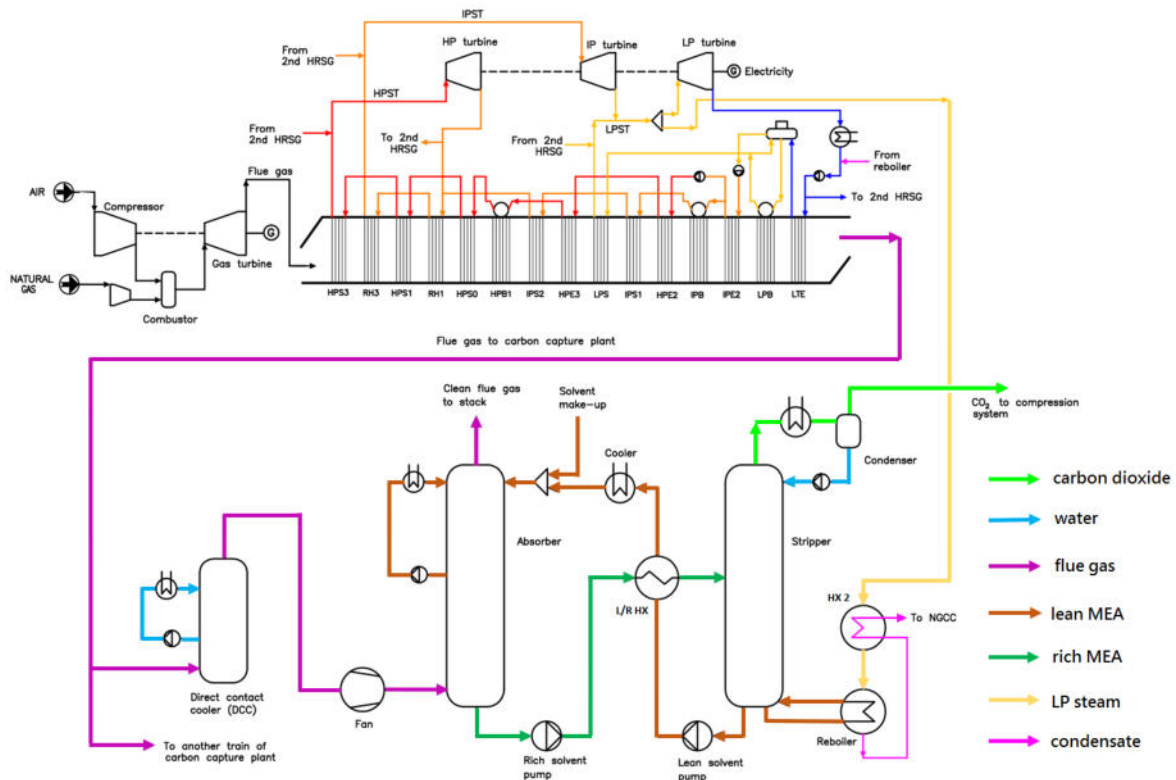


Figura 3.2. Diagrama de proceso simplificado de un central NGCC acoplado a un sistema de captura con aminas. Elaboración propia a partir de Ref. [44].

Con respecto al tipo de aminas empleadas como materiales captadores de CO₂, se puede encontrar con bastante frecuencia en la literatura el uso de la monoetanolamina (MEA) como disolvente de referencia para estudios comparativos. La MEA posee una gran ventaja, ya que, al ser

la amina de menor masa molecular, es la que tiene mayor capacidad de absorber los gases ácidos debido a su relación estequiométrica (0.5 mol de CO₂/mol de MEA). Por tal razón, la MEA se encuentra normalmente en proporciones más bajas que las demás soluciones de aminas, su rango de concentración está entre 15-30 % en masa [33]. En el Apéndice B se presentan con mayor detalle los principales aspectos termodinámicos de la MEA, así como de otras aminas comúnmente empleadas para la absorción selectiva de CO₂.

Por otro lado, se tiene que la captura de CO₂ en ciclos combinados es un gran reto tecnológico debido a los grandes flujos de gas a tratar y su baja concentración de CO₂ (3-4 % vol.). Debido a que los gases de combustión de la NGCC tienen una menor concentración de CO₂ en comparación con las centrales a carbón (10-15 %v), la energía requerida para la separación de CO₂ de una NGCC es mucho mayor en comparación a los de una central de carbón [8, 41], lo cual conlleva a una mayor penalización energética. Esto se produce a consecuencia del gran exceso de flujo de aire requerido para limitar las temperaturas en el combustor (<~1400 °C) y evitar un daño severo en la turbina. Adicionalmente, el exceso de aire resulta en una alta concentración de O₂ en los gases de escape, de alrededor del 16 % vol., lo cual incrementa la degradación oxidativa del disolvente y aumenta las tasas de reposición de la amina [29]. Los anteriores efectos repercuten directamente en el consumo de energía y gasto de inversión (CAPEX⁵, por sus siglas en inglés) de la planta de captura, lo cual representa una barrera para el despliegue comercial de CCUS en ciclos combinados.

Diversos estudios se han centrado en estrategias que permitan optimizar la incorporación de la planta PCC con aminas en NGCC. Por ejemplo, Petrovic y Soltani [45] evaluaron los efectos de variar la temperatura del gas de combustión de entrada, la presión de operación del absorbedor, el porcentaje de recirculación de los gases de escape (EGR) y la concentración de amina mediante el uso de relaciones señal-ruido y análisis estadísticos experimentales. Otros trabajos se han centrado en optimizar el consumo de energía de la unidad del compresor [46]. Los resultados demostraron que el consumo de energía podría minimizarse mediante el diseño de un compresor con múltiples impulsores por etapa y la optimización de las relaciones de presión de etapa. Otras investigaciones han informado sobre la posibilidad de compensar la penalización energética de la planta de PCC con aminas utilizando energía solar térmica [47-49]. Un artículo realizado por Zhai y sus colaboradores [50] reportan un análisis económico de una central carboeléctrica con una planta de PCC asistida por energía solar usando configuraciones novedosas. Los resultados indican que las configuraciones de

⁵ CAPEX: capital expenditure

la planta PCC asistida por energía solar muestran un mayor costo nivelado de electricidad (LCOE) en comparación con la tecnología PCC convencional, debido al aumento en el CAPEX asociado con el campo solar.

Por otro lado, otros estudios se han enfocado en emplear nuevos materiales para la captura de CO₂ que permitan minimizar el consumo de energía en su regeneración y, por consiguiente, su costo de operación. Es el caso del trabajo desarrollado por Saleh y colaboradores [51], quienes propusieron una central de NGCC acoplada a una planta PCC empleando como material captor un cerámico de ortosilicato de litio (Li₄SiO₆). Los resultados muestran que la penalización en la eficiencia neta es de alrededor del 9.2% puntos, lo cual es cercano a la penalización energética de la PCC convencional con MEA (8.4%) [41, 51]. A pesar de que los resultados de esta investigación son prometedores, la tecnología se encuentra en fase conceptual.

Otro tipo de estudios sugieren que es posible reducir la demanda energética de la planta PCC, así como su CAPEX, capturando sólo una fracción de CO₂ producido, ya sea utilizando tasas de captura más bajas o realizando un bypass al flujo de gas a tratar [37, 52]. Normann y colaboradores [53] realizaron un análisis técnico económico sobre el nivel de captura de una planta de PCC con aminas considerando parámetros de diseño clave, como el flujo de gases de combustión, las horas de carga y la concentración de CO₂. Para un nivel de captura del 22.5%, el costo de CO₂ evitado es de 80 € / tonelada de CO₂ capturado, lo que representa una reducción del costo del 11.1% en comparación con un nivel de captura del 90%. Sin embargo, a más bajas tasas de captura, mayor es la intensidad de carbono de la central, por lo cual, se debe evaluar cuidadosamente el costo-beneficio de emplear tasas de captura diferentes.

Por otro lado, numerosas investigaciones se han enfocado en incrementar la concentración de CO₂ en los gases de combustión de centrales NGCC y, por tanto, reducir su contenido de O₂, las cuales pueden mejorar el rendimiento de las columnas de absorción y desorción y reducir el tamaño de toda la planta PCC con aminas. Para tal propósito, se han propuesto nuevas configuraciones y modificaciones al sistema NGCC+PCC con aminas convencional, las cuales incluyen: el uso de combustible suplementario, recirculación de gases exhaustos, recirculación selectiva de gases exhaustos, ciclos humidificados y turbinas de gas secuencial, las cuales se abordarán con mayor detalle más adelante.

Debido al hecho a de que el interés principal de esta investigación es estudiar la factibilidad de reducir las emisiones de carbono en NGCC en México en el corto plazo, este estudio se enfocará en aquellas estrategias y opciones que permitan optimizar la incorporación de la tecnología PCC con aminas de forma práctica, que posean un grado alto de madurez tecnológica y presenten beneficios económicos. Entre las estrategias y opciones mencionadas, el nivel de captura de diseño y las configuraciones de centrales de NGCC son las que cumplen con los criterios anteriores. Por lo tanto, en las Secciones 3.3 y 3.4 se realiza una revisión bibliográfica acerca del concepto de nivel de captura de diseño en centrales eléctricas y sobre las configuraciones de centrales de NGCC que optimizan la incorporación de la tecnología PCC con aminas, respectivamente.

3.3. Revisión bibliográfica sobre el concepto del nivel de captura de diseño en centrales eléctricas

El concepto de nivel de captura de CO₂ consiste en definir la cantidad de CO₂ a capturar. En muchos estudios, el nivel de captura convencional o de referencia utilizado es del 90% [37]. Regulaciones en la intensidad de emisiones de carbono pueden ser determinantes sobre la decisión de aumentar o disminuir dicho valor de referencia de nivel de captura. Por ejemplo, en algunos países, se obliga a que las centrales eléctricas de carbón con captura de carbono no tengan emisiones más altas que los ciclos combinados a base de gas natural (NGCC) sin captura. Esto significa que aproximadamente el 60% de las emisiones de CO₂ deben ser capturadas para cumplir con la regulación ambiental [37]. En el caso de México, como se mencionó en la Sección 2.3, para que las centrales eléctricas con CCUS sean consideradas como fuentes de energía limpia, indistintamente sean de carbón o gas natural (NGCC), deben cumplir con una intensidad de carbono no mayor a 100 kg de CO₂ por MWh generado [28].

Dependiendo de las tecnologías de captura y tipo de central eléctrica, existen diferentes variables que permiten reducir o aumentar la tasa de captura de CO₂. Para los gases de procesos de oxidación y precombustión, la tasa de captura está en función de diversos aspectos, tales como el tipo de proceso de separación a emplear, el tipo de combustible a quemar, la pureza de oxígeno de alimentación, la presencia de otros gases (NO₂, SO₂, Ar, etc.), entre otros [37]. Esto indica que no sólo son rutas de captura que pueden ofrecer una mayor flexibilidad para reducir o aumentar sus tasas de captura, sino que también tienen la desventaja de que es mucho más complejo su diseño y operación. Mientras que, para la ruta de captura de postcombustión, la tasa de captura sólo está

impactada únicamente por el tipo de proceso de separación a emplear (por ejemplo: absorción, adsorción, membranas, etc.), lo cual lo hace menos flexible que las otras tecnologías, pero conceptualmente mucho más sencillo de realizar [37].

En el 2006, el Programa de Investigación y Desarrollo de Gases de Efecto Invernadero de la Agencia Internacional de Energía (IEAGHG⁶, por sus siglas en inglés) realizó el primer estudio [54] sobre el tema de “cero emisiones en centrales eléctricas”, considerando las tres (3) rutas de captura: post, pre y oxicombustión. Como resultado, se obtuvo que la ruta de captura de postcombustión empleando aminas presenta los costos más altos: al incrementar la tasa de captura de 85% a 99%, el costo nivelado de electricidad se aumentó en 45% y 30% para centrales que emplean carbón y gas natural (NGCC), respectivamente. Además, este estudio mostró que existe un fuerte incremento en el costo de CO₂ evitado para el caso de PCC cuando la tasa de captura incrementa por arriba del 95% (ver Figura 3.3).

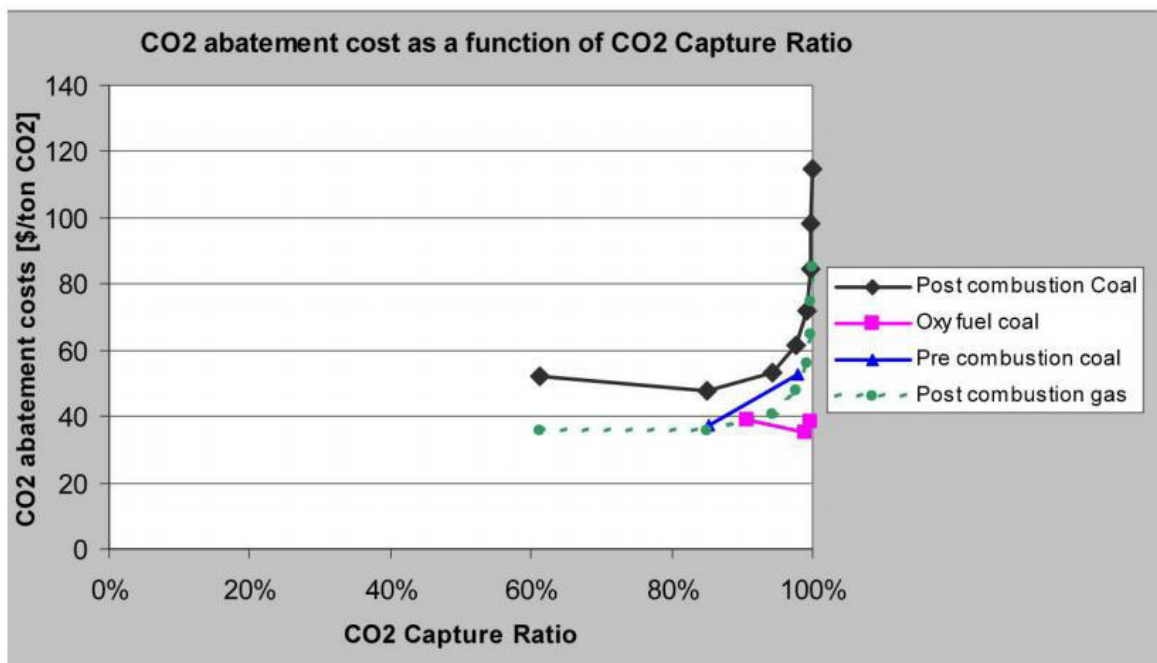


Figura 3.3. Costo de CO₂ evitado como función de la tasa de captura [54].

A partir de esta publicación, se han realizado diversos estudios sobre las implicaciones técnicas y económicas en las centrales eléctricas como función de la variación en la tasa de captura. Por ejemplo, Abu-Zahra y colaboradores [55, 56] realizaron un estudio sobre las implicaciones

⁶ IEAGHG: International Energy Agency Greenhouse Gas R&D program

económicas de la variación en la tasa de captura para una central de carbón con tecnología de captura empleando MEA como disolvente. Se observó que al variar la tasa de captura entre el 70% al 99%, se mostraron aumentos mínimos en el costo de CO₂ evitado (ver Figura 3.4).

Más tarde, un estudio realizado en 2013 por el Laboratorio Nacional de Tecnología Energética de los Estados Unidos (NETL⁷, por sus siglas en inglés) [57] evaluó el impacto económico en la tasa de captura para una central de carbón supercrítica empleando la tecnología de captura Econamine FG PlusSM, propiedad de la empresa Fluor. Los resultados de dicho estudio mostraron que la tasa de captura puede incrementarse de 90% a 99% con sólo un aumento mínimo (~5%) en el costo de CO₂ evitado (ver Figura 3.5).

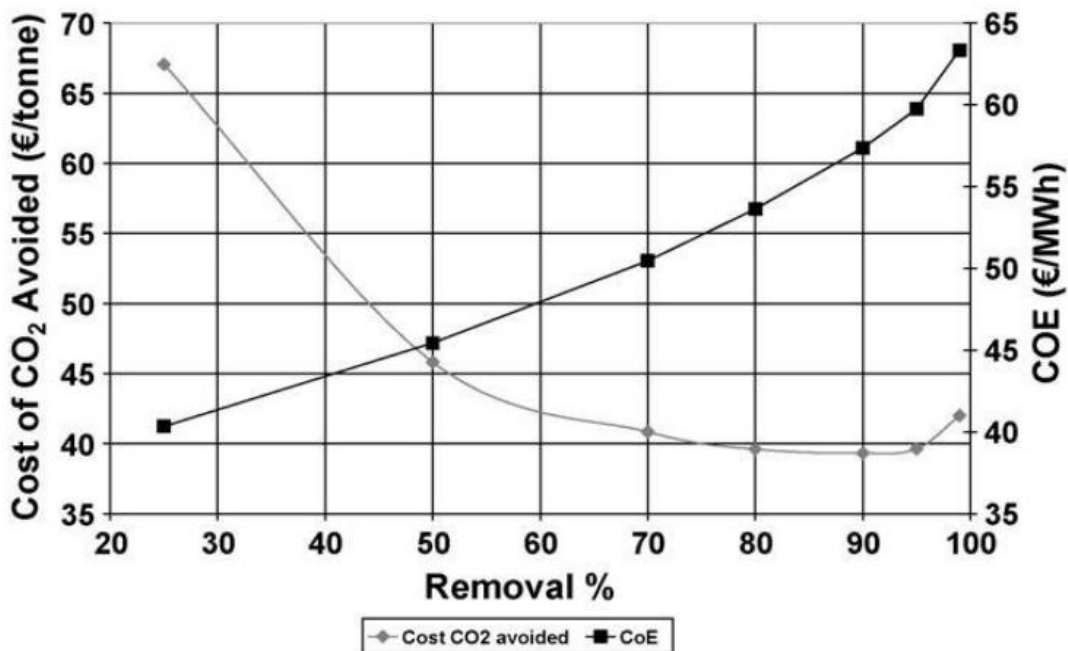


Figura 3.4. Costo de CO₂ evitado y costo de electricidad como función de la tasa de captura para una central de carbón con postcombustión [55].

⁷ NETL: National Energy Technology Laboratory

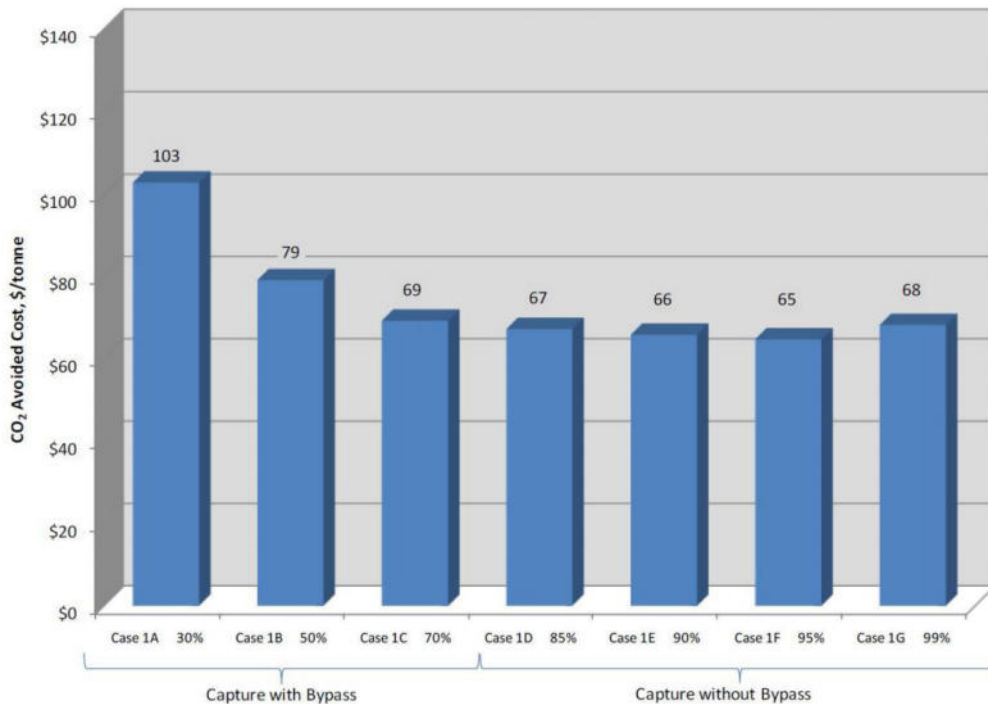


Figura 3.5. Costo de CO₂ evitado como función de la tasa de captura para una central supercrítica de carbón equipada con PCC a base amina [57].

En 2019, Turner y colaboradores [58] realizaron un análisis técnico y económico como función de la tasa de captura de CO₂ para centrales de carbón equipadas con captura de postcombustión y precombustión. Para el caso de postcombustión, se ha empleado la tecnología de captura Cansolv, propiedad de Shell. Mientras que, para el caso de precombustión, se empleó la tecnología de disolvente Selexol, propiedad de Universal Oil Products (UOP). Para ambos casos, los resultados muestran que la eficiencia energética de la central se disminuye a tasas de captura mayores (ver Figura 3.6). Esto es lógico, ya que, a mayor tasa de captura de CO₂ se aumenta la penalización energética en términos absolutos. Mientras que, los costos asociados a la captura se reducen debido al efecto de las economías de escala. Lamentablemente, este estudio se limitó a evaluar los efectos técnicos y económicos de las centrales a tasa de capturas menores a 90%, dejando de lado su evaluación a tasas cercanas a “cero emisiones”.

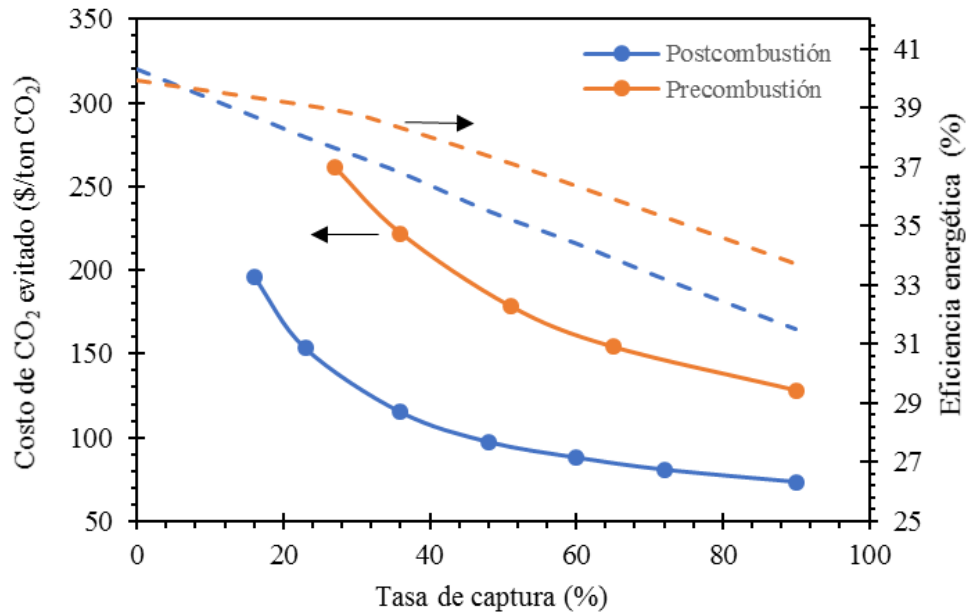


Figura 3.6. Costo de CO₂ evitado y eficiencia energética como función de la tasa de captura de CO₂ para una central de carbón con tecnología de post y precombustión. Elaboración propia a partir de Ref. [58].

Un estudio reciente elaborado por Feron y colaboradores [37] reporta los impactos económicos para una central ultra-super crítica de carbón y una NGCC como función de la tasa de captura, ambas centrales equipados con planta PCC con aminas (MEA). El estudio es novedoso, ya que incluye un análisis de sensibilidad para encontrar el consumo de energía óptimo en el reboiler variando la relación líquido-gas (L/G), y de esa manera minimizar el costo de operación de la PCC. Como resultado, se muestra que es posible aumentar la tasa de captura del valor de referencia (90%) a niveles superiores (99%) con incrementos pequeños en su costo. Para la central de carbón y la NGCC, los incrementos en el costo evitado de CO₂ estimados fueron del 6% y 8%, respectivamente.

Con respecto a los estudios que evalúan diversas centrales eléctricas con tasas de captura mayores a 90%, aún no hay un consenso entre expertos sobre cuáles son los efectos de capturar a tasas cercanas a “cero emisiones” y sus costos asociados. Pues por un lado tenemos que las investigaciones publicadas por los autores Abu-Zahra, NETL y Feron [37, 55-57] se contraponen a los resultados obtenidos previamente por la IEAGHG [54] y, a una más reciente investigación publicada por Flø y colaboradores [59], la cual reporta un incremento significativo en el consumo energético del reboiler cuando se incrementa la tasa de captura por arriba del 98%.

Debido a que en la actualidad (2020) aún no existen proyectos de centrales eléctricas con CCUS a escala comercial que operen a niveles de captura mayores a 90%, no es posible conocer los efectos técnicos y costos asociados a dichas tasas, y, por consiguiente, definir qué estudio presenta los resultados más cercanos en la práctica. Por tal razón, urge la necesidad de nuevas investigaciones que corroboren los efectos técnicos y económicos de la variación del diseño del nivel captura aplicables a centrales eléctricas, tanto de carbón como a gas natural.

3.4. Revisión bibliográfica sobre configuraciones novedosas en NGCC para mejorar la concentración de CO₂, reducir el O₂ y reducir el volumen de gases de combustión.

Como se mencionó anteriormente, el despliegue comercial de la tecnología PCC en ciclos combinados requiere reducir la penalización energética y los costos de la planta de captura. Lo anterior se puede lograr a través de configuraciones novedosas en NGCC que permiten mejorar la concentración de CO₂, reducir el O₂ y reducir el volumen de gases de combustión, las cuales son: recirculación de gases exhaustos (EGR⁸); recirculación selectiva de gases exhaustos con sistemas híbridos de membranas y disolventes (S-EGR⁹) en serie y paralelo; quemador suplementario después de la combustión (SFC¹⁰), combustión en turbina de gas secuencial (SGTC¹¹); ciclo de turbina de gas con quemador externo (EFC¹²) y turbina de gas con humidificación de aire (EvGT¹³). A continuación, se describen cada una de estas alternativas con mayor detalle.

- NGCC con recirculación de gases exhaustos (EGR)

En la Figura 3.7, se muestra el diagrama general del proceso de una NGCC con EGR. Como se puede ver, una vez que los gases de combustión salen del HRSG, una porción de estos gases se mezcla con aire y se recircula a la entrada del compresor, esto después de haber enfriado, condensado y retirado la humedad excedente [60]. Esta recirculación y enfriamiento de los gases exhaustos

⁸ EGR: Exhaust Gas Recirculation.

⁹ S-EGR: Selective Exhaust Gas Recirculation

¹⁰ SFC: Supplementary Firing on Combustion

¹¹ SGTC: Sequential Gas Turbine Combustion

¹² EFC: Externally Fired Gas Turbine Cycle

¹³ EvGT: Evaporative Gas Turbine

reemplaza una fracción del aire de alimentación que se alimenta a la turbina de gas, lo que resulta en una reducción del flujo de gas y un incremento de la concentración de CO₂ de la corriente de gas de alimentación a la planta de captura, por consiguiente, se reduce la penalización energética y los costos asociados con la planta PCC con aminas.

Diversos estudios reportan que el uso de EGR decrece el flujo volumétrico del gas a tratar en la planta de captura por una cantidad equivalente o proporcional [61-65], por ejemplo, el flujo de gases de combustión puede ser reducido a la mitad mediante el uso de tasas de recirculación cercanas a 50% (definido como la tasa entre el volumen de gas exhausto recirculado y el flujo volumétrico total de gas exhausto). En este nivel de recirculación, el CO₂ contenido en el gas de combustión incrementa de ~4% a ~8% vol. de CO₂, con una reducción de la carga térmica específica del reboiler de la planta PCC cercana al 8% [64]. La incorporación del sistema EGR en centrales NGCC trae consigo otros beneficios. Diversas investigaciones reportan que el EGR reduce la concentración de NOx en gases de combustión [66-69]. Esto se debe principalmente a la disminución de la temperatura de llama [70], ya que, la corriente enriquecida con CO₂ que se alimenta al compresor posee una mayor capacidad calorífica en comparación con la del aire [64].

A pesar de los beneficios anteriormente descritos, la configuración EGR presenta varias limitaciones, principalmente relacionadas con la estabilidad de la llama. De la Figura 3.7, es evidente que la disponibilidad de O₂ en el combustor decrecerá a medida que se incrementa la tasa de recirculación del gas exhausto, lo que resulta en una combustión inestable y en el incremento de compuestos químicos asociados a la combustión incompleta, por ejemplo, monóxido de carbono (CO) e hidrocarburos sin quemar [68, 71]. Es ampliamente aceptado en la literatura que se requiere una concentración de O₂ ≥ 16 % vol. para mantener una combustión estable con los actuales diseños de combustor [66, 72, 73]. De acuerdo con Li y colaboradores [74], esto se limita a una máxima tasa de recirculación cercana al 40%, lo que conlleva a un 6.5% vol. de CO₂ en el gas de combustión que se alimenta al sistema de captura. Para incrementar la tasa de recirculación más allá del 40% de tasa de recirculación, nuevos diseños de combustor y/o inyección adicional de O₂ sería necesario [64, 66, 73, 75].

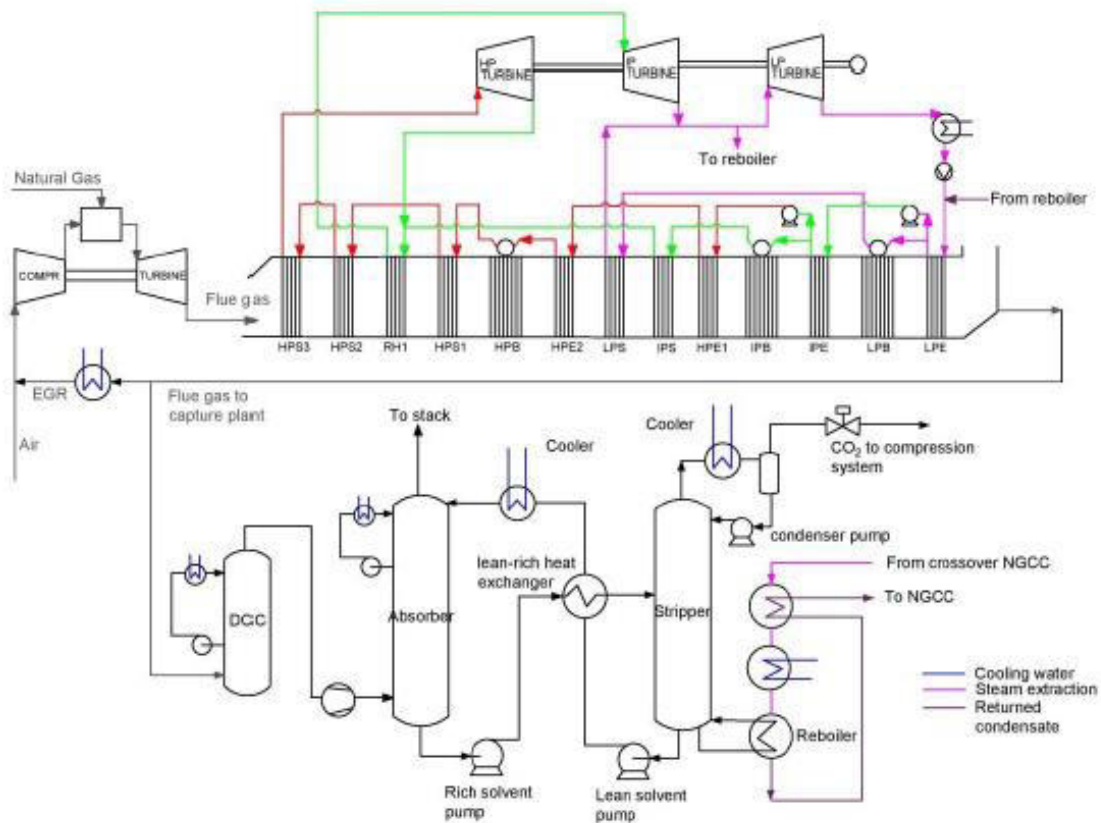


Figura 3.7. Diagrama general del proceso de EGR [76].

- NGCC con recirculación selectiva de gases exhaustos (S-EGR) empleando un sistema de captura de CO₂ híbrido con membrana y disolvente.

A diferencia del sistema EGR, donde una porción del gas de combustión es recirculada; el sistema S-EGR únicamente recircula CO₂ a la turbina de gas, esto con el propósito de aumentar la concentración de CO₂ en los gases de combustión y mantener la concentración de O₂ en el combustor por arriba de los 16 % mol. Merkel y colaboradores [74] fueron los primeros en proponer dicho esquema, el cual consiste en un sistema híbrido de captura de CO₂ empleando disolvente de MEA y una membrana selectiva con el CO₂. Con base en dicho estudio, dos configuraciones son posibles: sistemas híbridos de captura de CO₂ en serie y en paralelo.

En la Figura 3.8 se muestra el diagrama general del proceso de la integración de una NGCC con un S-EGR empleando un sistema de captura de CO₂ híbrido con membrana y disolvente en serie. Inicialmente, los gases de combustión que salen del HRSG son enviados a una planta de captura de CO₂ con amina, la cual elimina una porción del CO₂, lo cual reduce significativamente la altura del empaque del absorbedor. Enseguida, el gas parcialmente “limpio” que sale del absorbedor, es alimentado a un equipo de membrana selectiva con el CO₂, el cual separa el CO₂ remanente contenido en el gas para alcanzar un nivel de captura ~90% [74]. Con el sistema S-EGR en serie es posible incrementar la concentración de CO₂ en los gases de combustión de 4.0 % mol hasta 13.7 % mol, y a su vez, mantener la concentración de O₂ ~ 16 % mol en el combustor [74]. La concentración de O₂ en los gases de combustión se reduce de 12 % mol hasta 8 % mol.

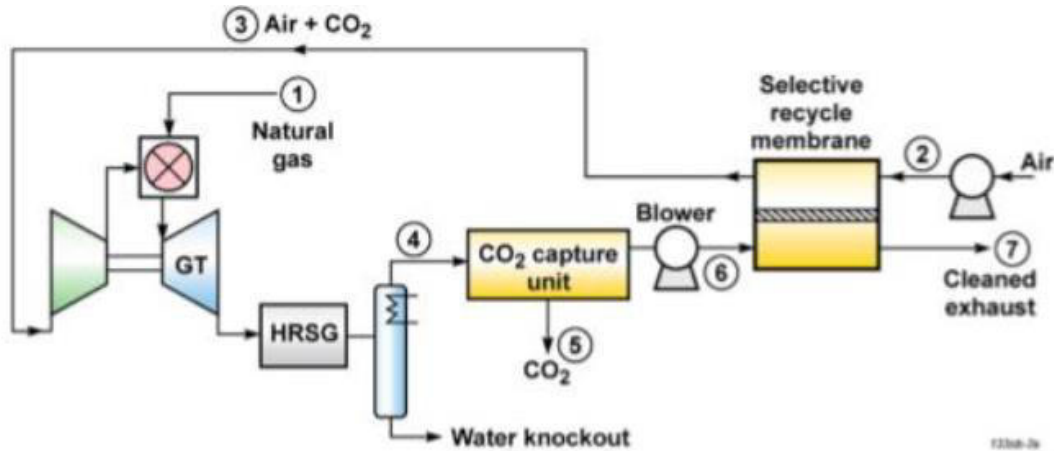


Figura 3.8. Diagrama general de la integración de una NGCC con un S-EGR empleando un sistema de captura de CO₂ híbrido con membrana y disolvente en serie [74].

Por otro lado, en la Figura 3.9 se muestra el diagrama general del proceso de la integración de una NGCC con un S-EGR empleando un sistema de captura de CO₂ híbrido con membrana y disolvente en paralelo. Para este caso, el gas de combustión se divide en dos corrientes, una de ellas se envía al sistema de recirculación selectiva con membranas y la otra a la unidad de captura con disolvente. La proporción del gas de combustión alimentado dependerá del análisis económico de cada proceso de captura. Por ejemplo, Merkel y colaboradores [74] reportaron que, cuando se envía un 77% de los gases exhaustos al proceso de membranas en un sistema S-EGR en paralelo, es posible incrementar la concentración en los gases de escape de 4% a ~18.6 %mol, manteniendo a su vez la concentración de O₂ a 16% en el combustor. Además, la concentración de O₂ en los gases exhaustos

se reduce de 12% a ~7.58 %mol. Los restantes 23% del flujo volumétrico es tratado en la planta de captura base MEA, lo cual conduce a una reducción en el tamaño del absorbedor. En el sistema S-EGR en paralelo, tanto la recirculación selectiva por membranas como la unidad de captura deben tener altas tasas de remoción de CO₂ para lograr un nivel global de captura alto.

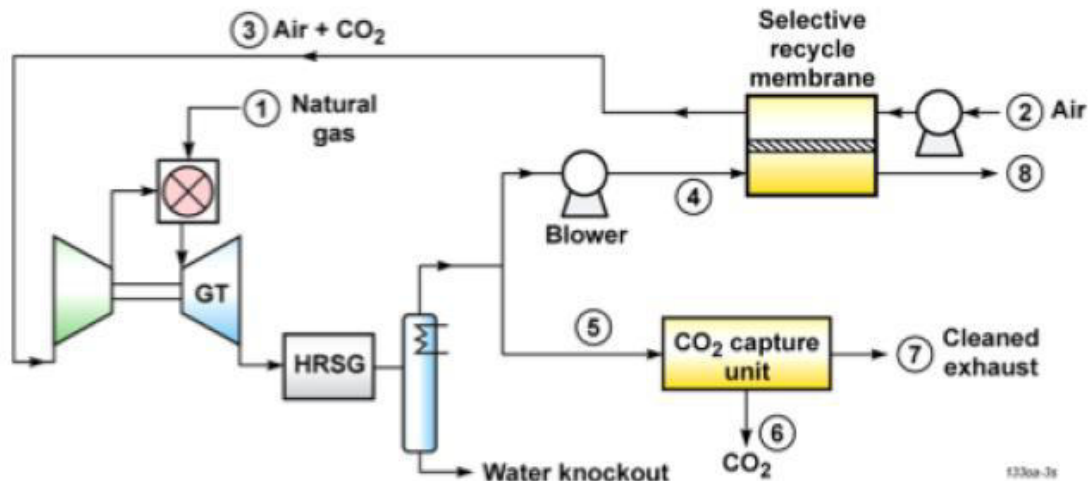


Figura 3.9. Diagrama general de la integración de una NGCC con un S-EGR empleando un sistema de captura de CO₂ híbrido con membrana y disolvente en paralelo [74].

Por lo tanto, el sistema S-EGR, tanto en serie como en paralelo, permite alcanzar mayores concentraciones de CO₂ en los gases exhaustos que el sistema EGR convencional, manteniendo la concentración de O₂ estable en el combustor, 16 %mol. Sin embargo, un inconveniente importante del S-EGR son los altos costos asociados al sistema de captura de membranas. Aunado al hecho de que las membranas selectivas de CO₂ están aún en fase temprana de investigación y desarrollo.

- NGCC con quemador suplementario (SFC)

En la Figura 3.10 se muestra un esquema simplificado de una NGCC con quemador suplementario (SFC, por sus siglas en inglés). Como se puede ver, la principal diferencia entre el SFC y una NGCC convencional es la presencia de una unidad de combustión secundaria a la salida de la turbina de gas. Esto da como resultado que la concentración de O₂ se reduzca y la del CO₂ se aumente en los gases de combustión. Otra ventaja de una NGCC con SFC es que se puede aumentar la

capacidad de potencia de salida durante periodos de picos de demanda eléctrica [76-79]. Sin embargo, la principal limitante es que, en el caso hipotético de que el combustible sea quemado en una sola etapa, se alcanzan temperaturas muy altas que restringen su aplicación debido al límite térmico de los materiales de construcción del HRSG (~800-900 °C) [22, 80, 81]. González-Díaz y colaboradores [78] propusieron un sistema de combustible suplementario que consiste en quemar combustible en varias etapas en el HRSG, lo que permite que más combustible suplementario sea quemado sólo con aumentos moderados en la temperatura de los gases de combustión, sin necesidad de aleaciones especiales en el HRSG. Los resultados de este estudio indican que hasta el 57% de la entrada total de combustible puede ser quemado en el HRSG, dando lugar a una concentración de CO₂ en el gas de combustión de 10.9 % vol. con un máximo de temperatura de 820 °C. Sin embargo, la combustión puede verse limitada en los quemadores finales debido al bajo contenido de O₂ disponible (menor al 1% vol).

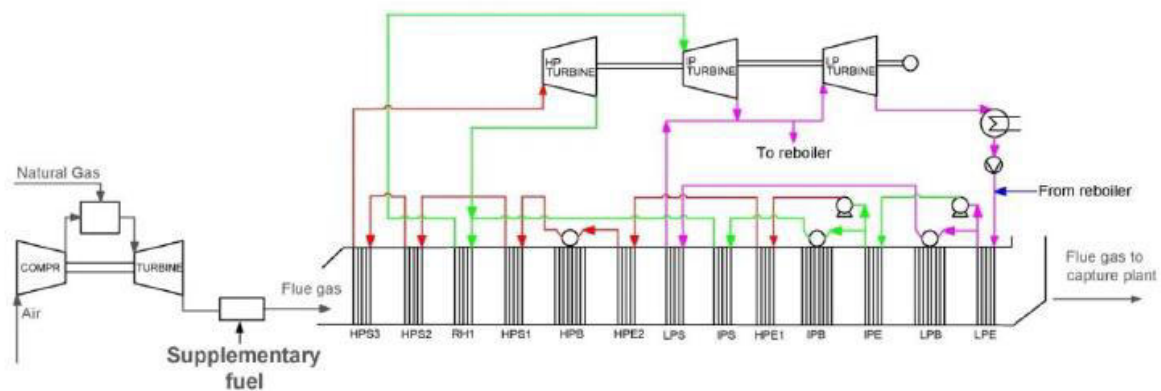


Figura 3.10. Esquema general de una NGCC con quemador suplementario (SFC) [76].

Otro desafío para incorporar SFC en la central de NGCC es la reducción en su eficiencia energética, la cual es de ~43% - 48%, este valor es menor que el calculado para una NGCC convencional de captura con amina (50-52%) [66, 78, 80]. Esto se debe a que el combustible adicional utilizado sólo genera energía en el ciclo de vapor (Rankine), que es menos eficiente que los ciclos combinados de Brayton y Rankine de las centrales NGCC, aunado a la mayor diferencia de temperatura entre los gases de combustión y las corrientes de agua y vapor. Diversos estudios han propuesto diferentes alternativas para mejorar la eficiencia de la tecnología de captura NGCC con SFC, como es el caso del diseño de HRSG supercríticos para compensar dichas reducciones de eficiencia [78, 80]. Sin embargo, el desarrollo de turbinas de gas que puedan operar a altas

temperaturas de los gases de combustión (mayor a 630 °C) todavía presenta desafíos tecnológicos para la incorporación de ciclos de vapor supercrítico en centrales NGCC. Adicionalmente, los HRSG supercríticos están asociados con mayores costos y menos flexibilidad [80, 82]. Por lo tanto, el principal reto de la tecnología de SFC es el desarrollo de materiales con alta estabilidad térmica a un costo razonable [82].

- Combustión en turbina de gas secuencial (SGTC)

En la Figura 3.11 se muestra el diagrama general del proceso de un sistema de combustión en turbina de gas secuencial (SGTC, por sus siglas en inglés). Básicamente, los gases de combustión de una NGCC convencional se enfrían y entran a una segunda NGCC convencional. Los gases de combustión son enfriados nuevamente para ser alimentados a la unidad de captura de CO₂. La ventaja de esta alternativa es la capacidad de incrementar la concentración de CO₂ de 4.0 % a 8.8 % mol, reducir la del O₂ de 13.6 % a 6.0% mol, y a su vez reducir el volumen del gas a tratar [76]. Sin embargo, tiene la desventaja de que el contenido de O₂ que entra a la segunda NGCC es muy bajo (~12 % mol), y esto conlleva, como ya se dijo anteriormente, a problemas de estabilidad de la flama en el quemador (yO₂ < 16 % mol); y a una combustión incompleta, de lo cual resulta la presencia de monóxido de carbono (CO) y de hidrocarburos sin quemar en la corriente de gases exhaustos que abandonan la segunda NGCC, que se traduce en una ineficiencia energética global del sistema [76].

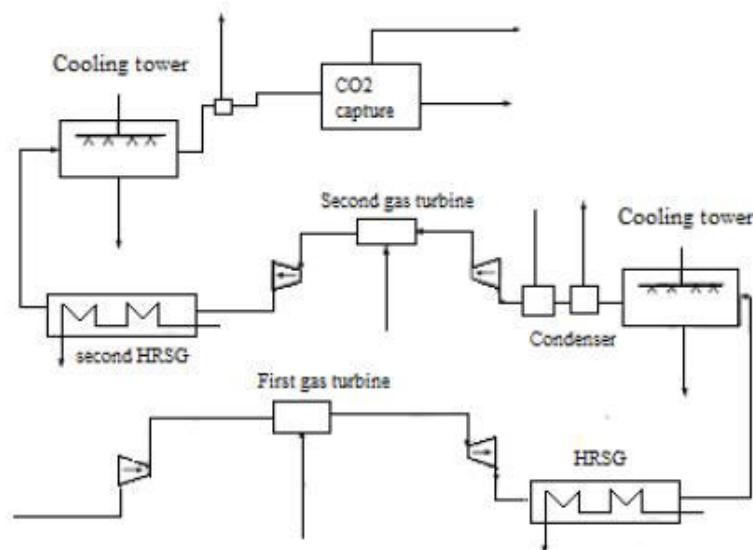


Figura 3.11. Diagrama general del proceso de un sistema SGTC [83].

- Ciclo de turbina de gas con quemador externo (EFC)

En la Figura 3.12 se muestra el diagrama general del proceso de una NGCC con sistema de quemador externo (EFC, por sus siglas en inglés). Como se puede ver, en esta alternativa los gases calientes de combustión no están en contacto directo con los álabes de la turbina, el fluido de trabajo que se expande en la turbina gas es separado del gas de combustión. La potencia térmica de los gases de combustión es transferida al fluido de trabajo a través de un intercambiador de calor de alta temperatura [76].

La unidad de quemadores externos en turbina de gas tiene varias ventajas, como la posibilidad de quemar otro tipo de combustibles llamados "sucios" (biomasa o carbón) y el empleo de un sistema de limpieza de baja temperatura. También evita los problemas relacionados con los cambios en las características del gas a través del compresor y de la turbina. Además, la unidad de combustión no necesita estar bajo ambientes de alta presión como es el caso de una turbina de gas convencional [66].

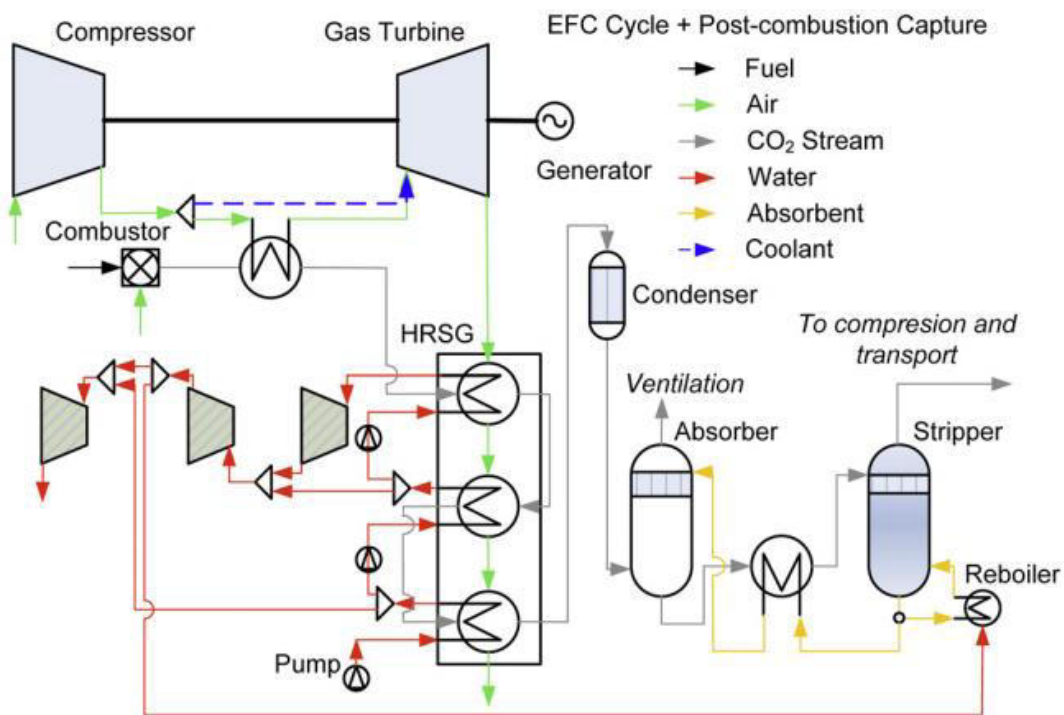


Figura 3.12. Diagrama general del proceso de una NGCC con sistema de quemador externo (EFC) [66].

Otra ventaja del sistema EFC es que se puede mantener la combustión estable sin requerir grandes cantidades de exceso de aire como sucede en las turbinas de gas convencionales, esto se debe a que los fluidos de la turbina de gas y de la cámara de combustión están separadas. Por lo tanto, los gases de combustión pueden estar menos diluidos, dando como resultado volúmenes más bajos para tratar en el absorbedor [66]. Según un estudio realizado por Li y colaboradores [66], con el EFC teóricamente se puede aumentar la concentración de CO₂ del 4.0 % hasta 11.8 % mol en los gases de combustión.

A pesar de dichas ventajas, el principal impedimento técnico del EFC es la alta temperatura a la que operaría el intercambiador de calor (~2000 °C), para lo cual se requiere de materiales para transferir calor eficientemente y, a su vez, capaces de resistir las altas temperaturas de los gases de combustión [66].

- Turbina de gas con humidificación de aire (EvGT)

En la Figura 3.13 se muestra el diagrama general del proceso de la integración de una NGCC con un sistema de turbina de gas con humidificación de aire (EvGT, por sus siglas en inglés). Inicialmente, el agua es calentada cerca del punto de saturación antes de entrar a la torre de humidificación (columna de empaque) donde intercambia calor con el aire que sale del compresor. El agua caliente entra en la parte superior de la torre de humidificación y se pone en contacto directo en contracorriente con el aire comprimido que se alimenta por el fondo de la torre. Después de eso, el aire humidificado es precalentado con el calor de los gases exhaustos en el HRGS a una temperatura cercana a la de la corriente de aire de salida del compresor, para luego entrar al combustor o quemador. El gas exhausto es enviado al proceso de captura de CO₂, pero antes de alimentarse al absorbedor, éste se alimenta a un condensador para quitar el exceso de vapor de agua, y esto da como resultado un aumento en la concentración de CO₂ en el gas exhausto; en otras palabras, el propósito del humidificador es sustituir una porción de O₂ por H₂O en el aire que se alimenta al quemador, el H₂O después es fácil de removerlo por medios físicos y con ello se obtiene una corriente más concentrada de CO₂. El ciclo EvGT tiene el potencial de incrementar la concentración de CO₂ de 4.0% a 5 % mol [66]. Adicionalmente, este ciclo presenta bajos costos de inversión debido a que no presenta ciclo de vapor. Sin embargo, esto tiene como consecuencia que la EvGT muestre una baja eficiencia eléctrica (41.6 %) [66]. Además, presenta el inconveniente de que, al inyectarse agua a la

turbina, se podría crear un desequilibrio del flujo volumétrico entre el compresor y el expansor, no es aplicable a centrales existentes y presenta una baja madurez tecnológica [76].

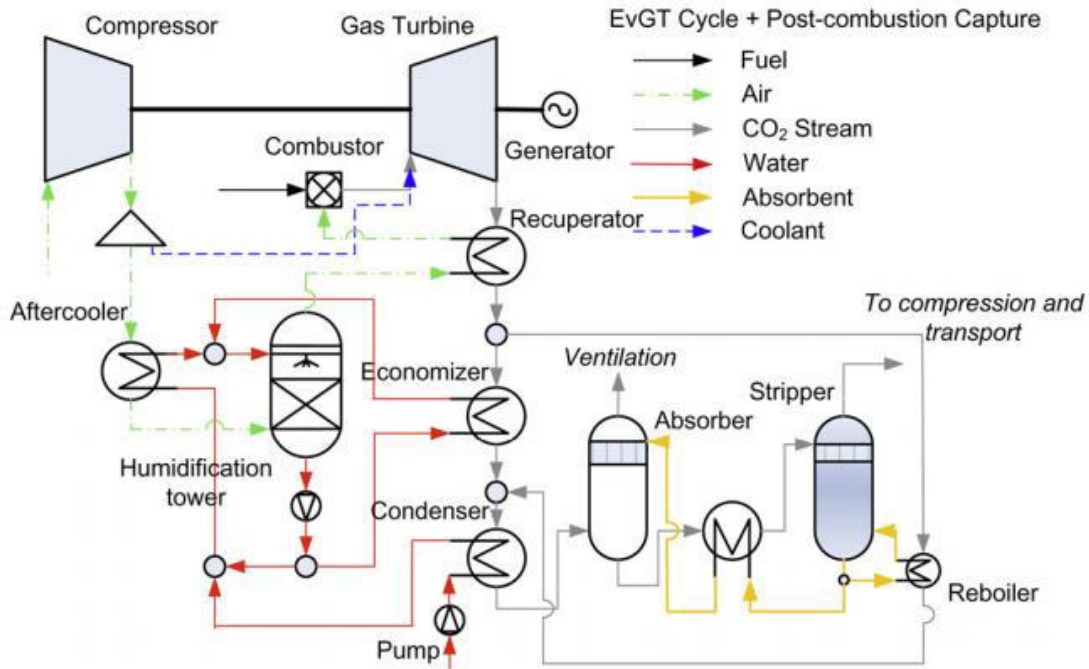


Figura 3.13. Diagrama general del proceso de la integración de una NGCC con un ciclo EvGT [66].

3.5. Comentarios

Con base en la información analizada en este Capítulo, se comenta lo siguiente:

- Con respecto a la revisión bibliográfica sobre niveles de captura de carbono en centrales eléctricas, se identifica que no existen investigaciones que evalúen el nivel de captura de diseño considerando, en conjunto, los siguientes parámetros técnicos y económicos: la penalización eléctrica de la central (PEC), el costo nivelado de electricidad (LCOE), costo de CO₂ evitado (CCE), optimización del tamaño de equipos y uso de diferentes configuraciones de ciclos combinados para optimizar la incorporación de la PCC. La mayoría de los trabajos consideran estos parámetros por separado.

- Con respecto a la revisión bibliográfica sobre configuraciones novedosas en NGCC que optimizan la incorporación de la planta PCC con aminas, se identifica que las configuraciones EGR y SGTC son las que poseen una mayor madurez tecnológica en comparación con las otras alternativas. Además, poseen la ventaja que permiten su implementación tanto en centrales eléctricas nuevas como en las existentes.

Debido a que el presente trabajo de investigación tiene como propósito evaluar el potencial de la tecnología de captura en el mediano plazo en NGCC en el corto y mediano plazo en México, se estudiará el diseño del nivel de captura para configuraciones novedosas que optimicen la incorporación de la planta PCC en ciclos combinados, las cuales son: EGR con PCC y SGTC con PCC. Ambas tecnologías se comparan con respecto a la NGCC convencional integrada a una PCC. Con base en las conclusiones anteriores, en el Capítulo 4 se muestra el marco metodológico empleado para el análisis técnico-económico para cada uno de los casos de estudio seleccionados.

Capítulo 4 . Metodología

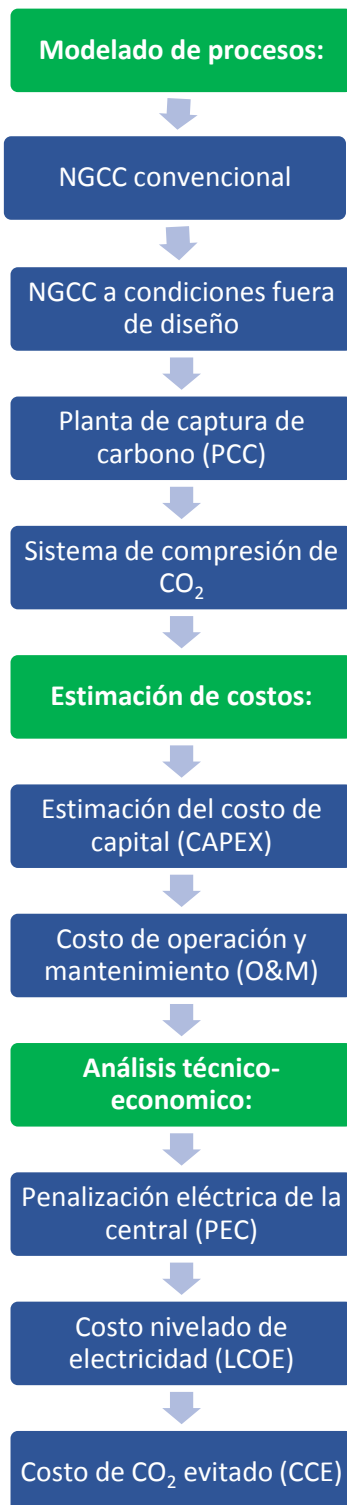


Figura 4.1. Metodología desarrollada en este trabajo.

En la Figura 4.1 se muestra el diagrama de bloques del método desarrollado en este trabajo. Primero, se realiza el modelo de procesos de la NGCC convencional. Una vez validado el modelo, se procede a hacer los cambios necesarios para incorporar el sistema EGR y SGTC. Dichos sistemas operan a condiciones fuera de diseño de la NGCC convencional.

Con la información obtenida del modelo de la central, para todos los casos, se diseña la planta de PCC y sistema de compresión para diferentes niveles de captura. Para tal fin, se realiza una optimización en el tamaño de los equipos de la PCC tomando en cuenta variables de proceso clave, tales como: carga de CO₂ en corriente de amina rica, relación de flujo líquido-gas (L/G), volumen de empaque, relación de ebullición y energía de regeneración en el reboiler.

Una vez que se determine el tamaño óptimo de la PCC, se procede a realizar la estimación de costos empleando el modelo “abajo hacia arriba”. Este modelo de costos se basa en la dimensión de los equipos, su material de construcción y sus principales condiciones de operación; por lo cual se logra una mayor certidumbre en los costos de la planta.

Finalmente, se realizará una evaluación técnico-económica integrando diferentes indicadores, tales como la penalización de electricidad por captura (PEC), costo nivelado de electricidad (LCOE, por sus siglas en inglés) y costo del CO₂ evitado (CCE).

A continuación, se describe con mayor detalle cada proceso del método indicado en la Figura 4.1.

3.1. Casos de estudio

Se evalúan 2 casos de estudio de NGCC con planta PCC: NGCC con recirculación de gases de escape (EGR) y NGCC con configuración SGTC. Ambas configuraciones se comparan con el caso convencional: NGCC convencional con PCC. Para todos los casos, se diseña la planta de PCC para diferentes niveles de captura de CO₂: 95%, 90% y 85%. A continuación, se describe cada uno de ellos:

1. *NGCC convencional*. La configuración incluye dos trenes de turbina de gas en paralelo, con un generador de vapor de recuperación de calor (HRSG) para cada turbina de gas, y una turbina de vapor para ambos HRSG, como se muestra en la Figura 4.2. El vapor producido en los HRSGs se envía a la turbina de vapor para generar electricidad. Se generan tres niveles de vapor en el HRSG: vapor de alta, intermedia y baja presión. Finalmente, los gases de combustión que salen de los HRSGs son alimentados a la planta de PCC. Este esquema es un caso convencional de ciclo combinado con captura de CO₂, se incluye en este trabajo como caso base.
2. *Recirculación de gases de escape (EGR)* presentada en la Figura 4.3. Esta alternativa tiene la misma configuración que la NGCC convencional, pero con la diferencia de que un porcentaje de los gases de combustión que salen de HRSG se recircula y mezcla con el aire que entra al compresor de la turbina de gas. Se incluye un enfriador y un separador de vapor líquido por cada tren con el propósito de enfriar y eliminar el agua contenida en el gas de combustión que se recircula a la turbina de gas.
3. *Combustión secuencial de turbinas de gas (SGTC)* presentado en la Figura 4.4. La configuración consta de dos NGCC en serie, ambos tienen la misma capacidad. Cada NGCC incluye una turbina de gas con un generador de vapor de recuperación de calor (HRSG). El vapor producido en los HRSG se alimenta a la turbina de vapor para generar energía eléctrica. El SGTC tiene un enfriador y un separador de vapor líquido para enfriar y eliminar el agua contenida en el gas de combustión que entra al segundo NGCC. A diferencia de la configuración presentada por [83], en este trabajo, después de enfriar el gas de combustión, se mezcla con una concentración alta de oxígeno producido a partir de una unidad de separación de aire (ASU, por sus siglas en inglés). La ASU funciona a través de un proceso de destilación criogénica. Esta alternativa fue seleccionada porque es la más rentable y

energéticamente eficiente para la producción de oxígeno a gran escala, con capacidades mayores a 3000 toneladas/día [84, 85].

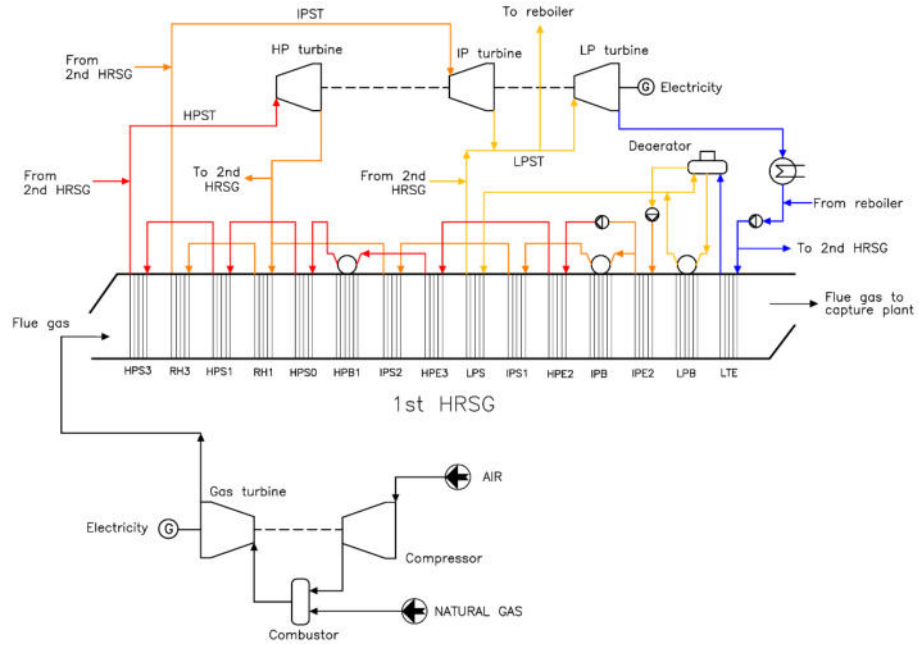


Figura 4.2. Caso base: Ciclo combinado de gas natural (NGCC).

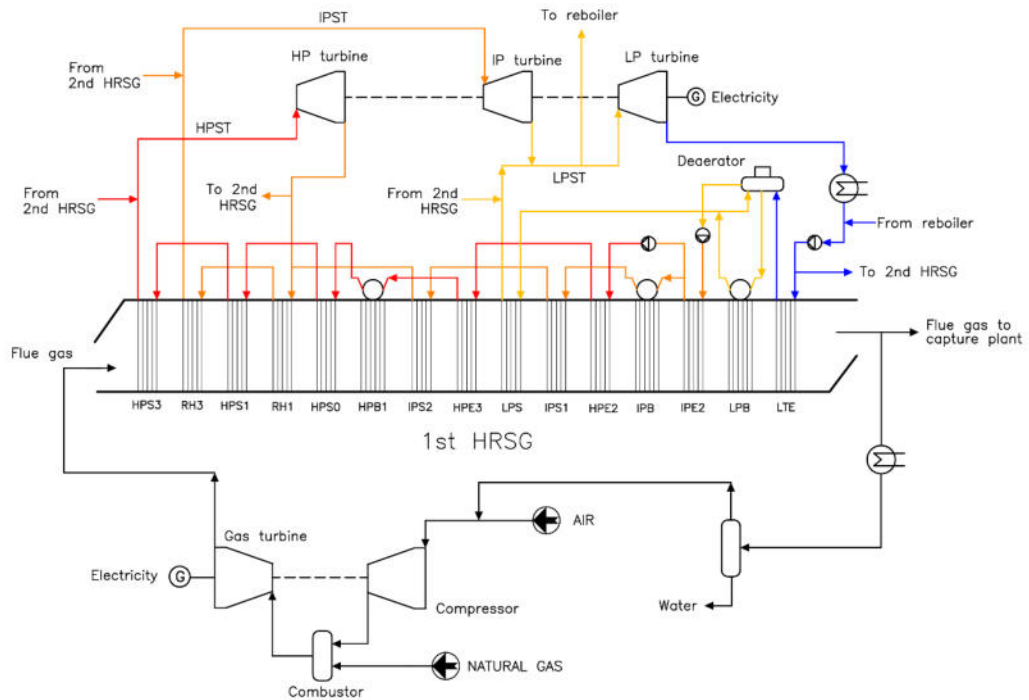


Figura 4.3. Ciclo combinado de recirculación de gases de escape (EGR).

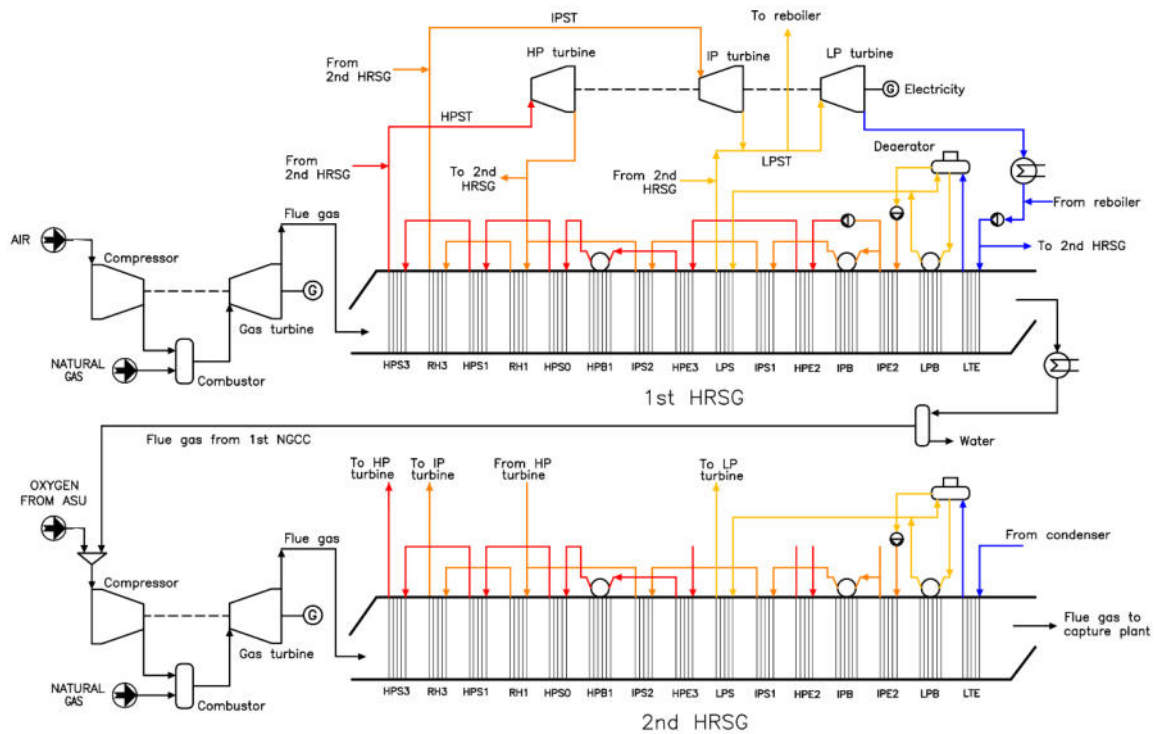


Figura 4.4. Ciclo combinado de combustión de turbina de gas secuencial (SGTC).

3.2. Modelado y simulación de procesos

Las centrales NGCCs para todos los casos fueron simuladas en Thermoflow^(TM). Este software consta de tres programas principales: GT MASTER, GT PRO y THERMOFLEX. El programa GT PRO utiliza curvas de rendimiento de turbinas de gas comerciales que representan condiciones realistas del mercado [61]. En el Apéndice C se informa más detalle sobre dicho simulador.

- **Modelado del caso base en GT PROTM**

El procedimiento para llevar a cabo la simulación del NGCC se describe a continuación.

En primer lugar, se selecciona la turbina de gas en GT PRO, en este trabajo fue la 7HA.01 porque es la flota de turbinas de gas de más rápido crecimiento en el mundo [86] y una de las turbinas de gas con mayor presencia en México [87]. Posteriormente, en función del caudal, la temperatura y la presión del gas de escape generado en la turbina de gas, se diseñan automáticamente las turbinas de

vapor, HRSG, condensadores, intercambiadores de calor, bombas, entre otros más equipos. Dado que GT PRO diseña la central eléctrica en función de la turbina de gas seleccionada, la única información necesaria para alimentar en el software son las condiciones del lugar ambiente, las cuales son la presión, temperatura, humedad relativa, y la composición del gas natural.

Con el fin de facilitar la validación de los resultados obtenidos en este trabajo con los reportados en la literatura, se tomaron en cuenta las condiciones estándar establecidas por la Organización Internacional de Normalización (ISO, en inglés) y se definió una composición de gas natural igual a 100% volumen de metano. En la Tabla 4.1 se muestran las principales condiciones de operación de la central de energía NGCC en condiciones ISO y utilizando 100% de metano como combustible.

Tabla 4.1. Principales condiciones de operación de la central eléctrica NGCC en condiciones ISO.

Condiciones de operación	Unidad	Valor
Relación de presión del compresor	-	22.02
Caída de presión en la cámara de combustión	bar	1.215
Temperatura de entrada de la turbina (TIT, en inglés)	°C	1443.0
Temperatura de escape de la turbina (TET, en inglés)	°C	634.3
Temperatura de entrada de aire	°C	15 ^a
Presión de entrada de aire	bar	1.013
Humedad relativa	%	60
Elevación del sitio	m	0
Temperatura de entrada de combustible	°C	25
Composición de gas natural	-	100% metano
Poder calórico inferior del combustible (LHV, en inglés)	MJ/kg	50.0
Tasa de calor de la turbina de gas	kJ/kWh	8692

^a Composición del aire (% vol.): 77.29% N₂, 20.74% O₂, 0.93% Ar, 0.03% CO₂, 1.01% H₂O.

- **Modelado del NGCC en GT MASTER™**

La mezcla de gases de recirculación y aire en el esquema EGR, o la alimentación de los gases de escape en lugar de aire como es el caso del SGTC, se considera una condición fuera de diseño. La operación a condiciones fuera de diseño se lleva a cabo en GT MASTER. Con el fin de simular el rendimiento del NGCC con la aplicación de los sistemas EGR y SGTC, el modelo desarrollado en GT PRO fue enviado a GT MASTER. En este software, se fijan el tamaño de las turbinas de vapor y algunos parámetros, como el coeficiente de transferencia de calor de cada sección del HRSG, del condensador, de los intercambiadores de calor, entre otros. El software GT MASTER utiliza

correlaciones para la transferencia de calor y de caída de presión que se describen con más detalle en [88, 89] para representar el comportamiento del HRSG en condiciones fuera de diseño.

- **Modelado del NGCC con sistemas de EGR y SGTC en Thermoflex™.**

Finalmente, el modelo de los casos EGR y SGTC en GT MASTER, se envían al módulo de Thermoflex™. Esto se debe a que dicho software es adecuado para realizar modificaciones o alteraciones al NGCC convencional; por ejemplo, permite la adición de nuevos equipos (divisor de flujo de gases, enfriador, unidad de eliminación de humedad), simula el rendimiento de la central con y sin extracción de vapor, etcétera. Para el caso EGR, se añade un enfriador y un separador líquido-vapor por cada turbina. Además, se considera una tasa de recirculación de gases igual a 35% y una temperatura de enfriamiento igual a 40 °C. La tasa de recirculación se limita a dicho valor con la finalidad de mantener una combustión estable en la turbina [66, 90]. En el caso del sistema SGTC, se añade un enfriador y un separador de vapor líquido justo después de que los gases de escape salen de la primera NGCC. Los gases de combustión se enfrían a 20 °C y posteriormente se elimina el exceso de agua. Una vez que los gases de combustión son deshidratados y enfriados, a éstos se le alimenta una corriente rica en O₂ que proviene de una unidad separadora de aire (ASU, en inglés) con el propósito de aumentar la concentración de O₂ en el combustor alrededor del 16 % vol., y con ello mantener una combustión estable en la turbina.

- **Modelado del proceso de captura de CO₂ de postcombustión (PCC) en Aspen Plus usando el enfoque de simulación *rate-based*.**

La simulación se llevó a cabo en el software Aspen Plus usando el enfoque de modelo de tipo “*rate-based*”. En el Apéndice C se informa más detalle sobre dicho simulador. La simulación *rate-based* proporciona mejores predicciones del rendimiento general del sistema de captura de CO₂ en comparación con otros tipos de simulación. El modelo basado en *rate-based* es una herramienta de simulación y optimización muy útil para realizar análisis de sensibilidad de variables clave del proceso de captura; por ejemplo, relación de flujo líquido/gas (L/G) en el absorbedor, concentración de CO₂ en la corriente de alimentación, carga de CO₂ en el disolvente, concentración de MEA, presión de operación, altura de empaque de la columna, etcétera [91]. Para definir la altura de las columnas en un nivel de captura específico, la carga de CO₂ en la entrada del absorbedor se ajustó la relación

CO₂/MEA en la corriente pobre en CO₂ a 0.27 mol CO₂/mol MEA [88]. Los diámetros de las columnas son calculados por Aspen Plus basado en el caudal de los gases de combustión, teniendo en cuenta un factor de inundación de 80%, un empaque estructurado tipo Mellapak, Sulzer estándar de tamaño igual a 250 Y. Para encontrar el tamaño óptimo del absorbedor, la altura del empaque se varía para obtener cargas de CO₂ más altas en la corriente de amina rica. Por estequiometría, la carga máxima ideal con MEA que se puede obtener en la corriente de amina rica es de 0.5 mol CO₂/mol MEA. A una altura específica, la relación de flujo líquido-gas (L/G) se varía para alcanzar el nivel de captura deseada. El volumen de empaque óptimo se encuentra cuando el efecto de variar la altura de la columna en la carga de CO₂ es marginal. El tamaño de la columna de desorción se obtuvo variando la relación de ebullición (kg/kg) y analizando su impacto en la energía de regeneración en el reboiler (MJ/kgCO₂). Al igual que en el diseño de la columna de absorción, el volumen de empaque óptimo se obtiene cuando el efecto de variar la relación de ebullición en la energía de regeneración es marginal [92].

Es pertinente mencionar que la relación de ebullición es una variable de proceso clave, ya que permite conocer el grado de vaporización de la solución de amina rica que se alimenta al reboiler. Por lo tanto, esta variable está directamente relacionada al consumo energético de la planta de captura. Dicha relación se define como la tasa de flujo másico (kg/kg) entre el vapor y la corriente de fondos obtenidos en el reboiler. Se tiene que, a mayores relaciones de ebullición, la generación de vapor se incrementa logrando mayor desorción de CO₂ en la solución y, por consiguiente, se aumenta el consumo energético en el reboiler.

- **Modelado del proceso del sistema de compresión de CO₂ en Aspen Plus.**

Si hay "n" etapas de compresión y la relación de compresión es igual en cada etapa, entonces la relación de compresión por etapa viene dada por la Ecuación 4.1 [93]:

$$RC_{por\ etapa} = \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{1/n} \quad 4.1$$

donde $RC_{por\ etapa}$ es la relación de compresión por etapa; P_1 y P_2 son la presión inicial y final del gas (bar), respectivamente; y n es el número de etapas de compresión. Con base en un estudio previo realizado por Liebenthal y Kather [94], para la compresión de CO₂ se recomienda usar un

$RC_{por\ etapa}$ igual a 2. En este trabajo, el CO_2 se comprime de 1.875 bar a 150 bar, lo cual resulta en número de etapas igual a 7, lo cual está de acuerdo con la recomendación hecha en las Ref. [76, 94].

En la Figura 4.5 se muestra el esquema general del sistema de compresión simulado en Aspen Plus. El sistema consiste en dos trenes de compresión en paralelo idénticos, con fin de evitar que se recirculen grandes cantidades de CO_2 . Se asumieron compresores de tipo centrífugos y se incluyeron equipos de enfriamiento y extracción de agua a la salida de cada uno de ellos operando a una temperatura de 40 °C.

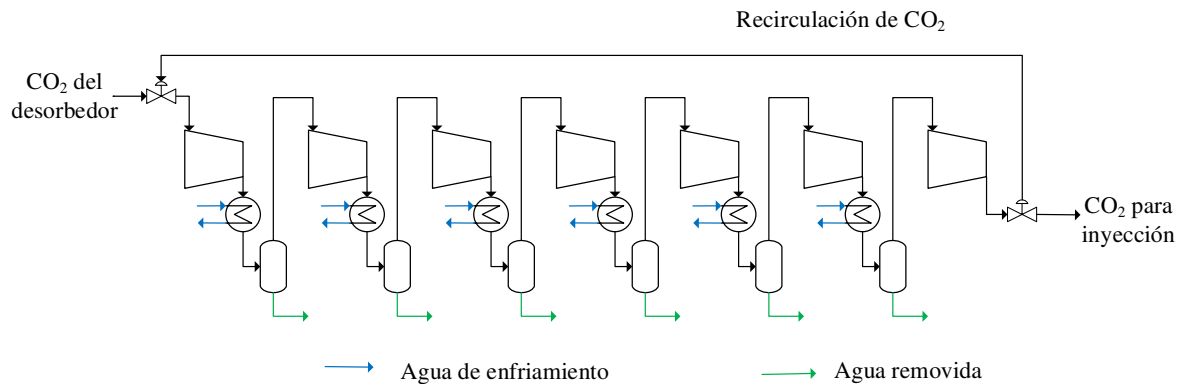


Figura 4.5. Esquema general del sistema de compresión de CO_2 simulado en Aspen Plus.
Elaboración propia a partir de [76].

3.3. Modelo de estimación de costos

- **Costo de capital**

La estimación de costo fue utilizada para determinar el costo nivelado de electricidad, costo de CO_2 evitado para cada caso de estudio a diferentes niveles de captura.

El método seleccionado para calcular el costo de capital es el costeo por módulos, el cual está reportado anteriormente por Turton [95]. El costo del módulo simple del equipo "*i*" ($C_{BM,i}$) es la suma de los costos directos e indirectos asociados con la compra e instalación del equipo [95, 96]. Este incluye solamente el costo de compra del equipo, material de fabricación e instalación simple; se descarta el costo de instrumentación, tubería y acabados.

En la Tabla 4.2 se muestra el listado del software utilizado para estimar el costo del módulo simple de cada equipo ($C_{BM,i}$). Para la central eléctrica y su costo de interconexión con la planta de captura, el $C_{BM,i}$ se estima utilizando el software PEACE™ de Thermoflow. Este software tiene información de costo de capital confiable y actualizada debido a que recopila datos de proyectos de infraestructura proporcionada por los fabricantes y proveedores. Por otro lado, para estimar el $C_{BM,i}$ de la planta de captura y compresión se utiliza el software Capcost™. Este software calcula el costo del equipo con base en sus parámetros de diseño; por ejemplo: tamaño, capacidad, presión de operación, material de fabricación del equipo, entre otros. Para el caso de la planta de captura, se asume que el material de fabricación de sus equipos es de acero inoxidable debido a la alta corrosividad de la monoetanolamina [97, 98]. Para la unidad de separación de aire (ASU), debido a que es una tecnología muy bien conocida y de la cual se tiene bastante información en la literatura, el costo de capital se simplificó a través de la aplicación del método de costeo por factores usando la Ecuación 4.2 [84]:

$$C_{ASU} = (\text{Costo de referencia}) \left(\frac{\text{Tamaño de planta requerido}}{\text{Tamaño de planta de referencia}} \right)^{0.5} \quad 4.2$$

Como planta de referencia se tomó una ASU con proceso de destilación criogénica descrita con detalle en [18], la cual tiene un tamaño de producción de O₂ igual a 52 kg /s y con un costo igual a 141 \$M (año de referencia 2014). Para el caso del SGTC, el tamaño de la ASU requerido, así como su costo, está en función de la cantidad de O₂ requerida para mantener la concentración de O₂ igual a 16 % mol en el combustor.

Tabla 4.2. Listado de los programas empleados para la estimación del costo del módulo simple de cada equipo, $C_{BM,i}$.

Equipo	Software	Clase ¹	Incertidumbre
Central eléctrica	PEACE™ de Thermoflow	IV	-15%/+30%
Planta de captura	Capcost™	IV	-15%/+30%
Sistema de compresión	Capcost™	IV	-15%/+30%
Costos de interconexión	PEACE™ de Thermoflow	IV	-15%/+30%
Sistema EGR y SGTC	Capcost™	IV	-15%/+30%

¹ La clasificación de estimación de costos utilizada en este trabajo es la de la Asociación Internacional para el Avance de la Ingeniería de Costos (AACE, por sus siglas en inglés) [99].

El costo del módulo simple del equipo i ($C_{BM,i}$) se utiliza para calcular el costo total del módulo de cada equipo, utilizando la Ecuación 4.3:

$$C_{TM,i} = C_{BM,i} + C_{Cont,i} + C_{Proc,i} + C_{Fee,i} \quad 4.3$$

donde $C_{TM,i}$ es el costo total del módulo del equipo i ; $C_{BM,i}$ es el costo del módulo simple del equipo i ; $C_{Fee,i}$ es el costo de la tarifa del contratista; $C_{Cont,i}$ y $C_{Proc,i}$ son los costos de contingencia del proyecto y proceso del equipo i , respectivamente. Es pertinente mencionar que la Ecuación 4.3 está basada en el trabajo de Turton [95], con la diferencia en que se adiciona el concepto por $C_{Proc,i}$.

Tabla 4.3. Factores utilizados para estimar los conceptos de costo de cada equipo.

Equipo, i	$C_{Cont,i}$ ^a	$C_{Proc,i}$ ^b	$C_{Fee,i}$ ^c
NGCC convencional			
▪ Turbina de gas ^d	20%	0%	3%
▪ Turbinas de vapor	20%	0%	3%
▪ HRSG	20%	0%	3%
▪ Costos de interconexión	20%	0%	3%
NGCC con sistema EGR/SGTC			
▪ Turbina de gas	20%	20%	3%
▪ Turbinas de vapor	20%	20%	3%
▪ HRSG	20%	20%	3%
▪ Sistema EGR/SGTC	20%	20%	3%
▪ Costos de interconexión	20%	20%	3%
Planta de captura de CO₂ de postcombustión (PCC)			
▪ Sección de absorción	20%	20%	3%
▪ Sección de desorción	20%	20%	3%
Sistema de compresión de CO₂			
▪ Compresores	20%	0%	3%
▪ Sistema de enfriamiento	20%	0%	3%

Notas:

^a Para todos los equipos, se asume que $C_{Cont,i}$ corresponde al 20% del $C_{BM,i}$ [99-101].

^b Se asume un valor de $C_{Proc,i}$ igual a cero para tecnologías maduras [99-101] y un 20% de $C_{BM,i}$ para procesos con baja madurez tecnológica [99].

^c Se asume un valor de $C_{Fee,i}$ igual al 3% del C_{BM} [95].

En la Tabla 4.3 se muestran los factores utilizados en cada equipo que conforman cada planta. Para todos los equipos, se asume que $C_{Cont,i}$ corresponde al 20% del costo del $C_{BM,i}$ [99-101]. Para el concepto del $C_{Proc,i}$, dado que está relacionado con la madurez de la tecnología, por lo tanto, es diferente para cada equipo: se asume un valor de cero para tecnologías bien conocidas [99-101]; por ejemplo: el NGCC sin CCS, compresores, plantas tipo paquete como ASU, entre otros; y un valor de $C_{Proc,i}$ igual a 20% para procesos con baja madurez tecnológica [99], por ejemplo: planta de captura de carbono y centrales NGCC con sistemas EGR y SGTC. Finalmente, se supone un valor de $C_{Fee,i}$ del 3% de C_{BM} total [95].

La suma de todos los valores $C_{TM,i}$ de los equipos constituyen el costo total del módulo de la planta (C_{TM}). Este valor incluye el costo de la central eléctrica, la planta de captura y sistema de compresión (ver Ecuación 4.4). Esta información se utiliza para calcular el costo total de la planta (TPC, por sus siglas en inglés) presentados en la Ecuación 4.5 [95]:

$$C_{TM} = \sum_{i=1}^n C_{TM,i} \quad 4.4$$

$$TPC = C_{TM} + C_{GR} \quad 4.5$$

donde C_{GR} es el costo asociado a la construcción de nuevas plantas. Dicho valor está relacionado con la inversión adicional necesaria para la construcción de instalaciones y equipos auxiliares, así como la compra y acondicionamiento del terreno [95]:

$$C_{GR} = C_{aux} + C_{land} \quad 4.6$$

donde C_{aux} es el costo de servicios e instalaciones auxiliares; C_{land} es el costo relacionado con la compra y acondicionamiento del terreno. En este trabajo se asume un valor del C_{GR} igual de 24.4% del TPC (32.3% de C_{TM}) [102]. En la Tabla 4.4 se muestra el desglose de costos de cada uno de los conceptos de costos incluidos para la estimación del costo asociado a la construcción de plantas nuevas, C_{GR} .

Posteriormente, el costo total de la mano de obra del turno nocturno (TOC, por sus siglas en inglés) se estima usando la Ecuación 4.7:

$$TOC = TPC + C_{own} \quad 4.7$$

donde C_{own} es el costo de construcción del propietario y se asume que es igual al 7% del costo total de la planta (TPC) (software PEACE™). Dicho valor se actualizó al año 2017 utilizando el índice de costos de plantas de ingeniería química (CEPCI, por sus siglas en inglés). El CEPCI es un número adimensional utilizado para ajustar los costos de construcción de la planta de proceso de un año a otro. El costo de referencia (año 2011) se actualiza al año 2017 utilizando la Ecuación 4.8:

$$\text{Costo actualizado (2017)} = \text{Costo de referencia (2011)} \left[\frac{\text{Índice (2017)}}{\text{Índice (2011)}} \right] \quad 4.8$$

Para el año 2011 y 2017, el índice CEPCI tiene un valor de 397 y 567.5 (adimensional), respectivamente.

Dado que la referencia [95] emplea datos del CAPEX aplicables a la Costa del Golfo de México de los EUA, estos costos se deben “tropicalizar” al caso de México. Estudios realizados por [103, 104] muestran el CAPEX aplicable a proyectos de captura de carbono como función de su ubicación. Para este estudio, se consideró el factor de ubicación del CAPEX reportado para la región de América del Sur debido a su similitud con México, el cual es de 1.01 [103, 104].

Tabla 4.4. Lista de conceptos y sus factores, incluidos en el costo asociado a la construcción de nuevas plantas, C_{GR} [102].

Concepto	% del TPC
Instalaciones auxiliares (C_{aux})	
▪ Edificios	10
▪ Suministro de agua	1.8
▪ Tratamiento de agua	1.3
▪ Red de distribución de agua	0.8
▪ Red de suministro y distribución de gas para proceso	0.3
▪ Sistema de compresión y distribución de aire (para instrumentos de control)	1.0
▪ Torre de enfriamiento y distribución	2.0
▪ Disposición de desechos de proceso	1.5
▪ Disposición de desechos sanitarios	0.4
▪ Comunicaciones	0.2
▪ Almacenamiento de materia prima	0.5
▪ Sistema contraincendio	0.5
▪ Instalaciones de seguridad de la planta	0.4
Tierra y acondicionamiento de terreno (C_{land})	
▪ Compra del terreno	1.0
▪ Despunte y limpieza del terreno	0.8
▪ Construcción de caminos	0.6
▪ Construcción de accesos (ferrocarril, carga pesada)	0.6
▪ Barda perimetral	0.2
▪ Iluminación del patio y alrededores	0.2
▪ Área de estacionamiento	0.2
▪ Paisajismo y acondicionamiento de sitio	0.1
$C_{GR} =$ 24.4% del TPC	

- **Costos de operación y mantenimiento**

Los costos variables y fijos de operación y mantenimiento (O&M) para el NGCC se basan en información pública de la Comisión Federal de Electricidad (CFE) [105], que incluye el costo real de O&M para la región de México, por lo que no es necesario incluir ningún factor de ubicación. La información se utiliza para extrapolar el costo al año 2017. Por otro lado, para la planta de captura de postcombustión (PCC), el sistema de compresión y ASU, los costos de operación y mantenimiento (O&M) se obtuvieron empleando el método de factor de escala reportado por Turner y Pinkerton [106].

Dado que la referencia de los costos de O&M del estudio de Turner y Pinkerton [106] es de la Costa del Golfo de México de los EUA, estos costos se deben ajustar al caso de México. Por fortuna, existen estudios que reportan los costos de O&M aplicables a proyectos de captura de carbono como función de su ubicación y nivel de productividad laboral para diversas regiones del mundo [103, 104]. Para este estudio, se consideraron los costos de O&M reportados para la región de América del Sur debido a su similitud con México en materia de desarrollo económico y social, los factores de ajuste empleados para la productividad y el costo de mano de obra (salario) son 2.00 y 0.38 [103, 104], respectivamente. Estos factores de ajuste se multiplican para obtener el factor global del costo de O&M, el cual da como resultado un valor igual a 0.76.

- **Costos de combustible**

Los costos de combustible varían dependiendo de los recursos energéticos disponibles en cada región o país. Para México, el precio básico del gas natural asumido es de 5 dólares por millón de unidades térmicas británicas (\$/MMBtu); esto se determinó utilizando datos históricos de la EIA de Estados Unidos de América [107]. En el Apéndice D se proporcionan más detalles.

3.4. Indicadores técnicos y económicos

- **Penalización energética de la central**

Con el fin de determinar el nivel de captura óptimo de diseño para cada una de las alternativas seleccionadas, se calculó la penalización energética de la central (PEC) por la incorporación de la PCC para cada configuración y nivel de captura mediante la Ecuación 4.9:

$$PEC = \frac{kW_{sin\ captura} - kW_{con\ captura}}{CO_2\ capturado} \left[\frac{kWh}{tCO_2} \right] \quad 4.9$$

Donde $kW_{sin\ captura}$ es la salida de potencia neta sin captura (en kW), $kW_{con\ captura}$ es la potencia neta de salida del sistema eléctrico con captura de CO_2 (en kW). Éste último incluye todo el consumo energético empleado en las plantas de captura y compresión de CO_2 , por ejemplo, consumo de vapor en el reboiler, consumo eléctrico de compresores, bombas, ventiladores, etcétera. Finalmente, el CO_2 capturado se expresa en términos de flujo másico (tCO_2/h).

- **Costo nivelado de la electricidad**

Los costos de inversión, O&M y costos del combustible se utilizaron para calcular el costo nivelado de electricidad (LCOE, por sus siglas en inglés). El LCOE se expresa en dólares estadounidenses a valor constante del año 2017, es decir, el valor excluye la inflación del país o el aumento en los costos reales durante la construcción y vida económica del proyecto CCUS (por ejemplo: mano de obra, material, combustible, entre otros). El LCOE se estimó utilizando la Ecuación 4.10 y 4.11 [9]:

$$LCOE = \frac{TOC \times FCF + FOM}{MW \times CF \times 8760} VOM + HR \times FC + TCO_2 \quad 4.10$$

$$FCF = \frac{r \times (1 + r)^T}{(1 + r)^T - 1} \quad 4.11$$

donde se tiene que el LCOE está en unidades de dólares americanos al año 2017 (\$U.S. 2017) por MWh neto generado; FCF es el factor de carga fijo (sin dimensiones); TOC es el costo total de la planta considerando el sobre costo de mano de obra del turno nocturno, en \$U.S. 2017; FOM es el costo fijo anual de O&M (\$U.S. 2017); MW es la potencia neta de producción de electricidad (MW); CF es el factor de capacidad de la planta (%); VOM son los costos variables de O&M (\$/MWh); FC es el costo de combustible por unidad de energía (\$/MJ); HR (heat rate, por sus siglas en inglés) es la tasa de calor a potencia neta (MJ/MWh); TCO₂ es el costo de transporte de CO₂ (\$/MWh); r es la tasa de interés, se asumió un valor igual a 10%; y T es la vida económica de la planta.

Para el costo de transporte de CO₂ (TCO₂) desde la central eléctrica de NGCC hasta el reservorio, se asume un valor de 3.65 \$/tCO₂ (al año 2011) con base en [108]. Para los costos de combustible, en este análisis se consideró un valor igual a 5 dólares por millón de unidad térmica británica (ver Apéndice D). Se asumió que la vida económica de la planta es de 30 años debido a que la mayoría de las centrales eléctricas de tipo NGCC en México han estado en operación, al menos, durante más de 30 años [5, 109]. Además, se supuso un factor de capacidad (CF) constante del 85%.

- **Costo de CO₂ evitado**

El costo del CO₂ evitado (CCE) cuantifica el costo promedio por evitar emitir una tonelada de CO₂ a la atmósfera. Este parámetro económico compara una planta con CCUS con una "planta de referencia". Generalmente, la planta de referencia se refiere a una central eléctrica sin captura de carbono. Matemáticamente se puede definir como [110]:

$$\text{Costo de CO}_2 \text{ evitado} = \left[\frac{(LCOE)_{con\ CCUS} - (LCOE)_{sin\ CCUS}}{[IC]_{sin\ CCUS} - [IC]_{con\ CCUS}} \right] \quad 4.12$$

donde LCOE es el costo nivelado de electricidad (\$/MWh) y IC es la intensidad de carbono en toneladas de CO₂ por MWh generado, ambos parámetros evaluados para plantas sin captura y con captura de CO₂. Para este estudio, la planta sin CCUS se refiere al caso convencional, en donde solamente se incluye el costo y la intensidad de carbono de la central de ciclo combinado (NGCC).

Con base en los indicadores técnicos anteriores, se realizó un análisis técnico-económico comparando los diferentes casos de estudio indicados. En el Capítulo 5 se muestran los resultados y discusión de la evaluación técnica-económica realizada.

Capítulo 5 Resultados y discusión

5.1. Resultados obtenidos de la simulación de procesos

En la Tabla 5.1 se proporcionan parámetros clave e información específica relacionada con la central eléctrica NGCC sin captura de carbono o planta PCC para todos los casos de estudio. Cabe mencionar que los parámetros técnicos e información mostrada no cambian con respecto al nivel de captura.

Tabla 5.1. Eficiencias e información principal de la central eléctrica NGCC sin tomar en cuenta la planta de captura de carbono.

	Unidad	NGCC	EGR	SGTC
Turbina de gas				
Consumo de combustible (2 trenes)	kg/s	27.41	27.08	27.54
Presión de entrada del compresor	bar	1.003	1.003	1.003/1.013
Presión de salida del compresor	bar	22.09	21.66	22.09 / 22.18
Relación de presión	-	22.02	21.6	22.02 / 21.6
Eficiencia de turbina de gas	%	93.9	93.9	93.9
Eficiencia de compresor	%	75.9	76.5	75.9 /74.5
Turbina de vapor				
Temperatura del vapor de alta presión	°C	580	580	580 / 581
Presión del vapor de alta presión	bar	125.8	127.4	125.8 / 128.1
Flujo de masa de vapor de alta presión (2 trenes)	kg/s	150.9	153.1	75.5 / 77.2
Presión de vapor en el crossover	bar	3.382	3.382	3.382 / 3.385
Presión del condensador	bar	0.0483	0.0483	0.0483 / 0.0483
Eficiencia de la turbina de vapor de alta presión	%	87.7	87.7	87.7
Eficiencia de la turbina de vapor de media presión	%	91.6	91.6	91.6
Eficiencia de la turbina de vapor de baja presión	%	91.2	91.2	91.2
Composición de los gases de combustión				
NO ₂	mol %	75.0	74.1	74.1
O ₂	mol %	11.4	7.0	6.7
CO ₂	mol %	4.3	6.5	8.5
H ₂ O	mol %	9.4	11.5	9.7
Ar	mol %	0.9	0.9	1.0

En la Tabla 5.2 se muestra el rendimiento de las diferentes configuraciones de NGCC con captura de CO₂ evaluadas en este estudio a diferentes niveles de captura. Para un nivel de captura del 90%, la potencia total generada por el NGCC convencional con captura es de 709 MW. Esta potencia se reduce a 704 MW cuando se recircula un porcentaje de gases de combustión a la turbina de gas, la reducción está de acuerdo con lo reportado por Alcaraz-Calderón y colaboradores [89]. Esto sucede porque la temperatura del gas de combustión se reduce hasta 40 °C, y posteriormente se mezcla con aire a 15 °C, lo que resulta en una temperatura superior a 15 °C, lo que conduce a una reducción de

su densidad y flujo de masa. La reducción del flujo de masa de aire disminuye la relación de presión del compresor, lo que se traduce en una reducción de la presión de salida del compresor y de la presión de entrada de la turbina; finalmente, esto conduce a una reducción de la potencia de la turbina de gas. Con el sistema EGR, el volumen de columnas de absorción se reduce de 1723 m³ a 1101 m³.

Por otro lado, se tiene que la potencia total de la SGTC para un nivel de captura del 90% es igual a 693 MW, 11 MW menos que en EGR, esto se debe principalmente al alto consumo de energía requerido en la unidad separadora de aire (ASU), que es de alrededor de 23.4 MW. Adicionalmente, se muestra una reducción del volumen de empaque cercano al 50% con respecto al caso base, pasando de 1723 m³ a 881 m³, esto se debe a la reducción del flujo de gases de combustión que salen de la segunda NGCC. La potencia de salida es inferior al caso base debido a las mismas razones explicadas para el sistema EGR: a) la concentración de CO₂ y O₂ contenido en el gas de combustión aumenta y disminuye, respectivamente, b) antes de que el gas de combustión se envíe al segundo compresor, su temperatura se reduce a 20 °C, lo que es superior a los 15 °C que se registran en la corriente de aire de alimentación para el caso convencional.

En general, los resultados muestran que cuando el nivel de captura se incrementa del 90% al 95%, la eficiencia de las centrales eléctricas se reduce del 51.7%, 51.9% y 50.3% al 51.3%, 51.5% y 50.1% para el NGCC, EGR y SGTC, respectivamente. Para alcanzar un nivel de captura del 95%, fue necesario ajustar la relación líquido-gas (L/G) y la altura y diámetro del absorbedor. El volumen de empaque de los absorbedores para la NGCC, EGR y SGTC aumenta de 1723 m³, 1101 m³ y 881 m³ a 2423 m³, 1571 m³ y 1270 m³, respectivamente. Cuando el nivel de captura se reduce del 90% al 85%, el consumo de energía de la PCC se reduce; sin embargo, es importante mencionar que la razón principal para incorporar la captura de CO₂ es la de mitigar los efectos del cambio climático y, al 85%, la intensidad de carbono es mayor.

Por otro lado, se realizó un análisis de sensibilidad para estimar el tamaño de los equipos principales de la PCC: el absorbedor y desorbedor. En las Figuras 5.1-5.3 se muestran la variación del volumen del empaque (m³) en función de la carga de CO₂ en la corriente rica en amina para todos los casos de estudio. Se observa que, en cierto punto, el efecto de la variación del tamaño del equipo en la carga de CO₂ en la corriente de amina rica no es significativa. Como se mencionó anteriormente, la carga máxima rica ideal con MEA es cercana a 0.5 mol CO₂/mol MEA. En el Apéndice E se muestran los resultados de la optimización del tamaño de la columna de desorción en función de la relación de ebullición y la energía de regeneración (ver Figuras A6-A11).

Tabla 5.2. Rendimiento estimado para todos los casos de estudio con captura de CO₂ a diferentes niveles de captura.

	Unidad	Nivel de captura = 95%			Nivel de captura = 90%			Nivel de captura = 85%		
		NGCC	EGR	SGTC	NGCC	EGR	SGTC	NGCC	EGR	SGTC
Central eléctrica										
Potencia eléctrica bruta	MW	843.7	829.1	844.3	843.7	829.1	844.3	843.7	829.1	844.3
Consumo de energía de servicios auxiliares	MW	21.1	19.2	45.6 ^a	21.1	19.2	45.6 ^a	21.1	19.2	45.6 ^a
Potencia eléctrica sin captura de CO ₂	MW	822.6	809.9	798.7	822.6	809.9	798.7	822.6	809.9	798.7
Potencia eléctrica con captura de CO ₂	MW	725.9	720.1	712.5	730.2	724.5	713.8	734.6	728.7	718.2
Consumo de energía del compresor de CO ₂	MW	22.0	21.7	22.1	20.9	20.6	20.9	19.7	19.4	19.7
Potencia neta con captura de CO ₂	MW	703.8	698.4	690.4	709.4	703.9	692.9	714.9	709.3	698.5
Eficiencia, <i>n</i>	%	51.3	51.5	50.1	51.7	51.9	50.3	52.1	52.3	50.7
Planta de captura de carbono de postcombustión (PCC)										
Caudal total de gases de combustión a la PCC	kg/s	1146.1	742.0	585.9	1146.1	742.0	585.9	1146.1	742.0	585.9
Flujo total de CO ₂ en los gases de combustión	kg/s	75.7	74.6	75.8	75.7	74.6	75.8	75.7	74.6	75.8
CO ₂ capturado	kg/s	71.9	70.8	72.0	68.1	67.1	68.2	64.3	63.4	64.4
Carga de CO ₂ en corriente de amina pobre	mol/mol	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27
Vapor total extraído para la PCC	kg/s	125.0	122.7	124.2	118.4	116.0	118.1	111.7	109.5	111.4
Carga térmica del reboiler	MJ/kgCO ₂	3.76	3.74	3.73	3.76	3.74	3.73	3.76	3.74	3.73
Número de absorbedores en operación	-	4	4	4	4	4	4	4	4	4
Flujo de masa de gas de combustión por absorbedor	kg/s	276.8	176.6	140.6	276.8	176.6	140.6	276.8	176.6	140.6
Volumen de empaque por absorbedor	m ³	2423	1571	1270	1723	1101	881	1413	882	699
Número de desorbedores en operación	-	2	2	2	2	2	2	2	2	2
Presión de operación del reboiler	bar	1.9	1.9	1.9	1.9	1.9	1.9	1.9	1.9	1.9
Flujo de masa de disolvente por desorbedor	kg/s	850.6	828.8	840.7	806.0	784.2	795.5	760.6	740.3	751.0
Volumen de empaque por desorbedor	m ³	497	487	496	471	460	469	444	435	442
Intensidad del carbono										
Intensidad de carbono sin captura	kgCO ₂ /MWh	331.3	331.4	341.5	331.3	331.4	341.5	331.3	331.4	341.5
Intensidad de carbono con captura	kgCO ₂ /MWh	19.4	19.2	19.8	38.4	38.1	39.4	57.2	56.8	58.6

^a Se incluye el consumo de energía de la unidad separadora de aire (ASU), equivalente a 23.4 MW.

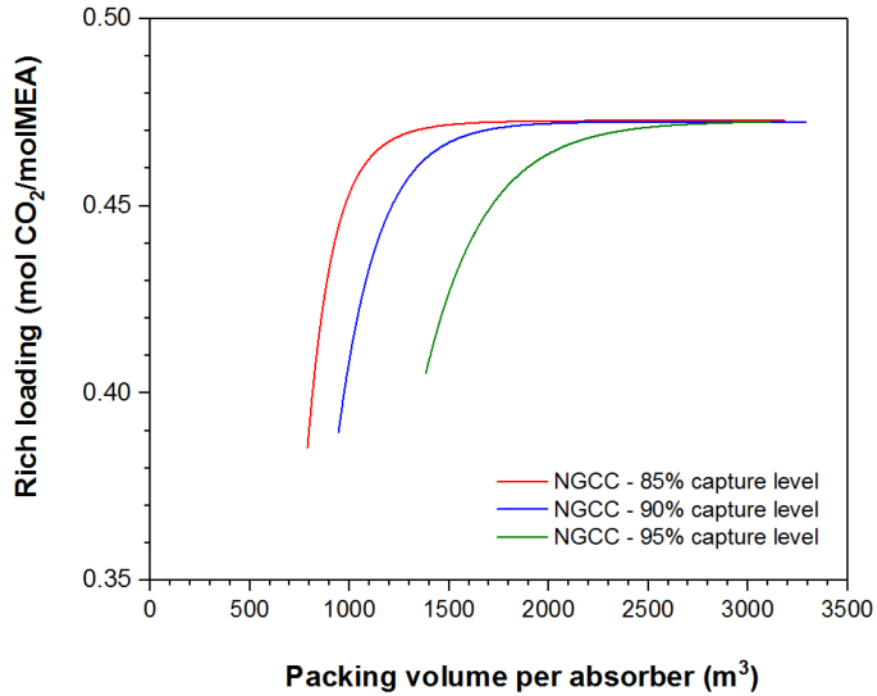


Figura 5.1. Variación de la carga rica de CO₂ como función del volumen de empaque del absorbedor para el caso de la NGCC convencional a 95%, 90% y 85% de nivel de captura.

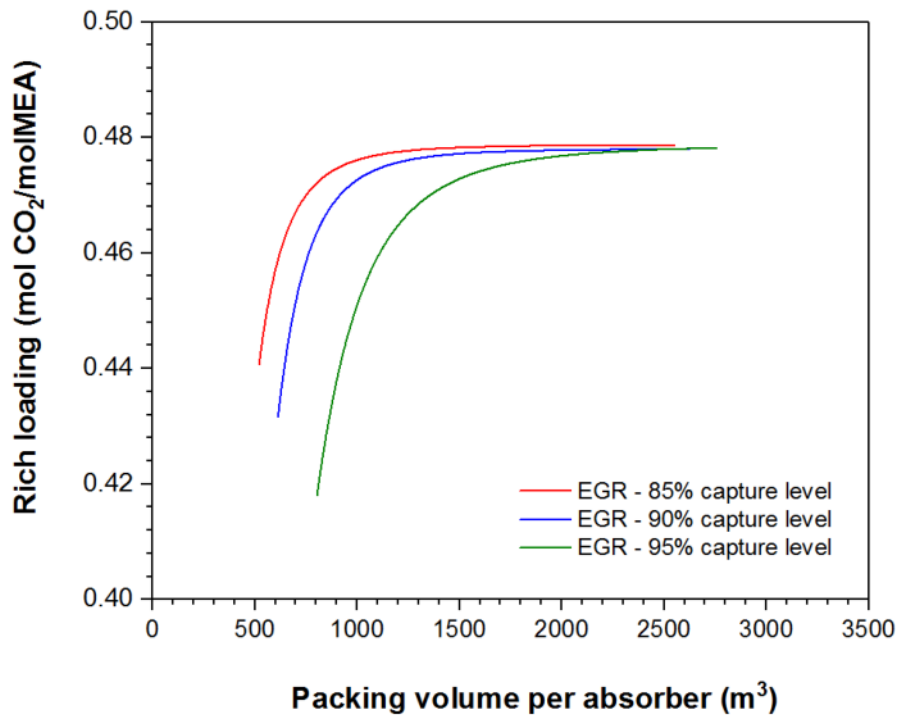


Figura 5.2. Variación de la carga rica de CO₂ como función del volumen de empaque del absorbedor para el caso EGR a 95%, 90% y 85% de nivel de captura.

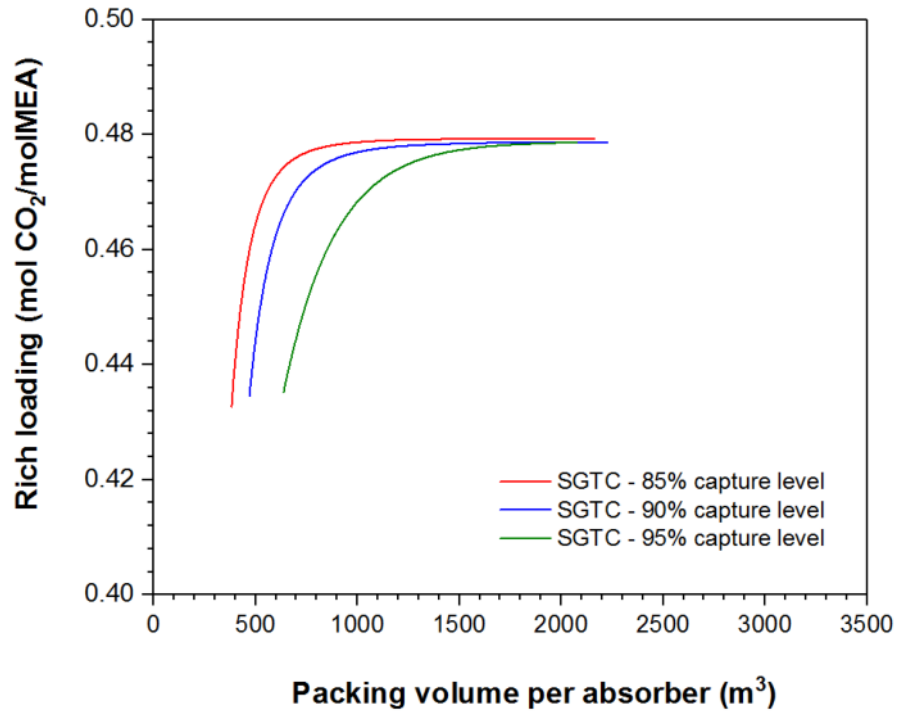


Figura 5.3. Variación de la carga rica de CO₂ como función del volumen de empaque del absorbedor para el caso SGTC a 95%, 90% y 85% de nivel de captura.

Por otro lado, en la Figura 5.4 se muestra la comparación de la penalización energética de la central (PEC) por la incorporación de la PCC para todos los casos de estudio. El PEC es uno de los criterios utilizados para definir el diseño y el nivel de captura en este trabajo. Como se puede observar, el PEC más bajo y más alto en diferentes niveles de captura está representado por el sistema EGR y NGCC convencional. El SGTC representa el PEC más alto, esto se debe principalmente al alto consumo de energía eléctrica requerida por la ASU; sin embargo, es importante mencionar que con esta alternativa el volumen del absorbedor se reduce casi al 50%, lo cual supone un ahorro de CAPEX de la planta de captura. Por lo tanto, en la siguiente sección se evalúa el impacto económico en los costos de la PCC para el caso convencional, el EGR y SGTC a diferentes niveles de captura.

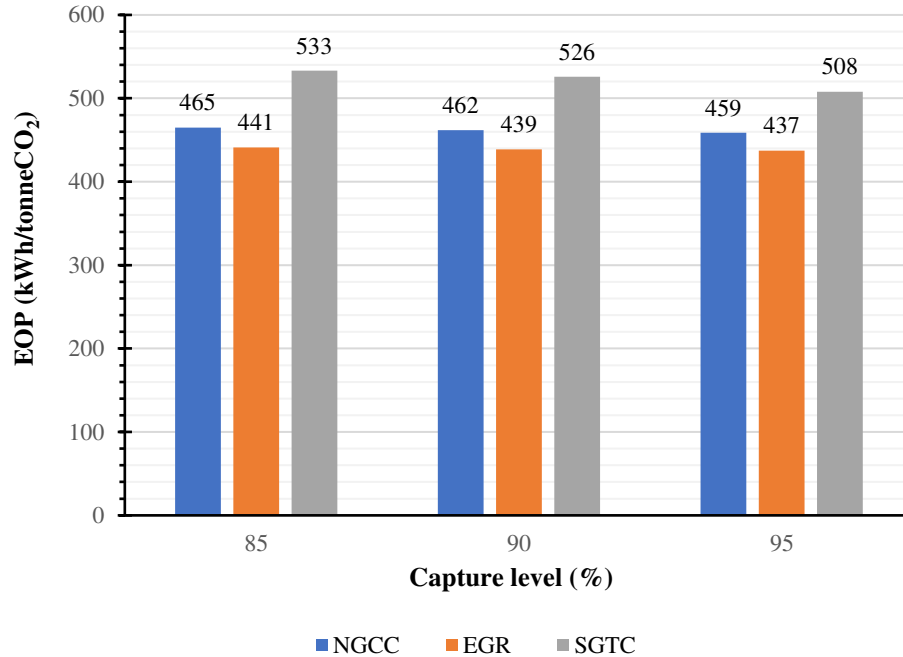


Figura 5.4. Penalización eléctrica de la central para todos los casos de estudio al 95%, 90 % y 85% de nivel de captura.

5.2. Evaluación económica

Los gastos de capital (CAPEX) específicos de la NGCC convencional, el EGR y la SGTC para diferentes niveles de captura se presentan en la Figura 5.5, y se muestran con más detalles en las Tabla 5.4. El costo del almacenamiento geológico no está incluido ya que el CO₂ producido se considera para EOR. La inversión neta específica para el NGCC convencional sin captura es de 740 \$/kW, y aumenta su costo a 2528 \$/kW, 2435 \$/kW y 2579 \$/kW para la NGCC, EGR y SGTC, respectivamente, cuando se incorpora una PCC con un nivel de captura igual al 95%. A pesar de que, a un nivel de captura del 95%, se produce electricidad con intensidades de carbono casi nulas, sus costos de inversión son más altos en comparación con la captura del 90%, los cuales representan costos menores: 2340 \$/kW, 2309 \$/kW, y 2459 \$/kW para la NGCC, EGR y SGTC, respectivamente. La reducción de costos está asociada principalmente a la planta de captura. El CAPEX específico es aún menor para un nivel de captura del 85 %: 2201 \$/kW, 2215 \$/kW y 2373 \$/kW para la NGCC, EGR y SGTC, respectivamente. Para todos los niveles de captura, el SGTC representa el costo más alto.

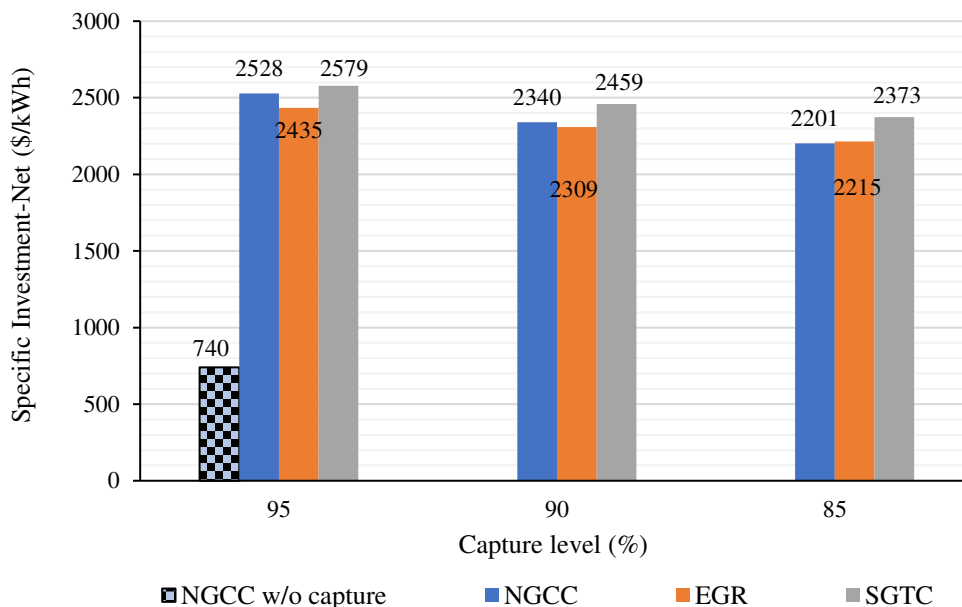


Figura 5.5. Gasto de capital al 95%, 90%, 85% nivel de captura para todos los estudios de caso (\$U.S. 2017).

El CAPEX del NGCC con y sin captura se comparó con la información presentada por diferentes autores. Como se muestra en la Tabla 5.3, el resultado obtenido está en buen acuerdo con los resultados reportados en la literatura, por lo tanto, se valida la información y la metodología empleada.

Tabla 5.3. Comparación del CAPEX de una NGCC convencional con y sin captura de carbono obtenida en este trabajo con respecto a la literatura.

		Este trabajo	Irlam, L., 2017 [10]	Zoelle et al., 2015 [101]	Rubin et al., 2015 ¹ [9]	DOE/NETL, 2010 [99]	Rubin et al., 2015 ¹ [9]
Potencia neta sin captura de CO ₂	MW	822.6	630	630	661	555	910
Potencia neta con captura de CO ₂	MW	709.4	559	559	573	473	789
Nivel de captura	%	90 %	90%	90%	90%	90%	90%
Costo total de la planta (TPC)	\$/kW	1536	1531	1481	1648	1226	2079
Costo total de la mano de obra del turno nocturno (TOC)	\$/kW	1660	N.A.	1804	1832	1497	2310
Capital requerido total (TCR)	\$/kW	N.D.	N.D.	N.D.	2061	N.A.	2599
Año de referencia	\$	2017	2015	2011	2013	2007	2013

¹ Para escalar el costo del TPC a TCR se utiliza un factor igual a 1.25. Para escalar el costo del TOC a TCR se utiliza un factor igual a 1.125. Factores usados por Rubin y colaboradores [9].

Tabla 5.4. Gastos de capital (CAPEX) de la NGCC convencional, el EGR y la SGTC para diferentes niveles de captura (USD. 2017 valor constante)

		NGCC sin CCS	Nivel de captura = 95%			Nivel de captura = 90%			Nivel de captura = 85%		
			NGCC	EGR	SGTC	NGCC	EGR	SGTC	NGCC	EGR	SGTC
Potencia eléctrica sin captura de CO ₂	MW	822.6	703.8	698.4	690.4	709.4	703.9	692.9	714.9	709.3	698.5
Paquete de la central eléctrica (NGCC)											
Turbina de gas	\$M	170.5	170.5	170.5	170.5	170.5	170.5	170.5	170.5	170.5	170.5
Turbina de vapor	\$M	94.5	94.5	94.5	94.5	94.5	94.5	94.5	94.5	94.5	94.5
HRSO	\$M	81.2	81.2	81.2	81.2	81.2	81.2	81.2	81.2	81.2	81.2
Otros equipos/unidades											
Sistema EGR/SGTC	\$M	0	0	18.5	51.0	NA	18.5	51.0	0	18.5	51.0
Interconexión	\$M	0	10.3	8.0	6.3	10.3	8.0	6.3	10.3	8.0	6.3
Paquete de la unidad separadora de aire											
Unidad separadora de Aire (ASU)	\$M	0	0	0	48.7	0	0	48.7	0	0	48.7
Paquete de la PCC											
Sección de absorbedor	\$M	0	377.7	283.1	256.7	322.9	248.9	225.2	285.0	226.6	206.4
Sección de desorbedor	\$M	0	150.1	147.2	150.1	142.1	139.8	142.1	134.0	131.7	133.5
Paquete de compresión de CO₂											
Compresores	\$M	0	42.2	41.6	42.3	40.0	39.4	40.0	37.8	37.2	37.8
Sistema de enfriamiento	\$M	0	7.5	7.4	7.5	7.1	7.0	7.1	6.7	6.6	6.7
Costo simple de los módulos que integran los paquetes (C_{BM})											
Contingencia del proceso	\$M	0.0	105.6	160.6	162.1	93.0	152.2	154.2	83.8	146.2	148.7
Contingencia del proyecto	\$M	69.2	186.8	170.4	181.8	173.7	161.5	173.3	164.0	154.9	167.3
Costo de la tarifa del contratista	\$M	10.4	28.0	25.6	27.3	26.1	24.2	26.0	24.6	23.2	25.1
Costo total del módulo de la planta (C_{TM})											
Costo asociado a la construcción de nuevas plantas (C _{GR})	\$M	137.4	404.9	390.0	413.1	374.8	369.8	393.8	352.6	354.7	380.1
Costo total de la planta (TPC)											
Costo de construcción del propietario (C _{own})	\$M	39.4	116.2	111.9	118.5	107.5	106.1	113.0	101.1	101.8	109.0
Costo total de la mano obra del turno nocturno (TOC)	\$M	602.6	1775.5	1710.2	1811.4	1643.6	1621.5	1726.9	1546.1	1555.6	1666.8
TOC ajustado a México^a											
TOC ajustado a México ^a	\$M	608.6	1793.2	1727.3	1829.5	1660.1	1637.7	1744.1	1561.6	1571.2	1683.5
Gasto de capital neto por kW de potencia instalado	\$/kWh	739.9	2528.0	2435.1	2579.1	2340.3	2308.7	2458.8	2201.4	2214.9	2373.3

^a Para este estudio, el CAPEX se ajusta aplicando un factor de ubicación de 1.01 [103, 104].

En la Figura 5.6 se presentan los costos de operación y mantenimiento (incluido el costo por concepto de transporte de CO₂) para todos los estudios de caso. En la Tabla 5.5 se presentan más detalles. El costo de O&M al 95% de captura es de 92.6 \$/kW, 86.2 \$/kW, 90.0 \$/kW para los casos NGCC, EGR y SGTC, respectivamente. El costo de O&M más bajo, al igual que el CAPEX, está en el nivel de captura del 85%. El O&M más bajo corresponde al EGR, cuando el nivel de captura se reduce del 95% al 85%, el costo de O&M se reduce en 9.4% puntos, pasando de 86.2 \$/kW a 78.1 \$/kW, respectivamente.

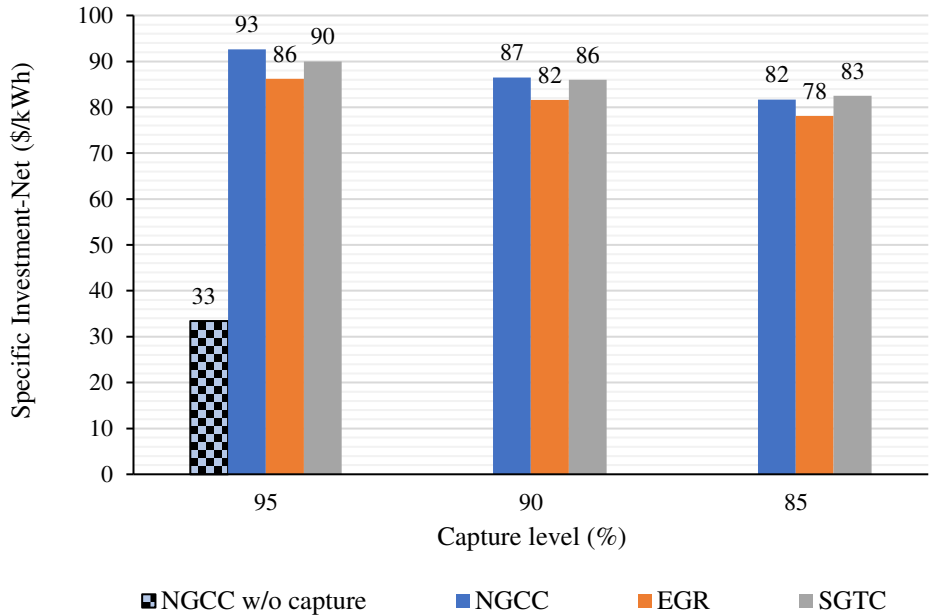


Figura 5.6. Costo de O&M al 95%, 90%, 85% nivel de captura para todos los estudios de caso (\$U.S. 2017).

Tabla 5.5. Costos de operación y mantenimiento (O&M) para todos los casos de estudio (USD. 2017 valor constante).

		NGCC sin CCS	Nivel de captura = 95%			Nivel de captura = 90%			Nivel de captura = 85%		
			NGCC	EGR	SGTC	NGCC	EGR	SGTC	NGCC	EGR	SGTC
Paquete de la central eléctrica (NGCC)											
Costo fijo de O&M ^a	M\$/año	12.2	12.5	13.1	14.2	12.5	13.1	14.2	12.5	13.1	14.2
Costo variable de O&M ^a	M\$/año	15.3	15.3	15.1	14.9	15.3	15.1	14.9	15.3	15.1	14.9
Paquete de la unidad separadora de aire (ASU)											
Costo fijo de O&M ^{b, d}	M\$/año	-	-	-	1.3	-	-	1.3	-	-	1.3
Costo variable de O&M ^{c, d}	M\$/año	-	-	-	1.0	-	-	1.0	-	-	1.0
Paquete de la PCC y del sistema compresión											
Costo fijo de O&M ^{b, d}	M\$/año	-	17.7	14.7	14.0	15.7	13.3	12.7	14.2	12.3	11.8
Costo variable de O&M ^{c, d}	M\$/año	-	13.1	10.8	10.3	11.6	9.8	9.3	10.5	9.1	8.7
Total	M\$	27.5	58.7	53.7	55.6	55.1	51.3	53.3	52.5	49.6	51.7
Costo específico de O&M sin transporte de CO₂	\$/kW	33.4	83.3	76.9	80.5	77.7	72.9	77.0	73.5	69.9	74.1
Costo por transporte de CO₂											
Total de CO ₂ capturado	kton/año	-	1927.6	1898.8	1929.4	1826.2	1798.8	1827.8	1724.7	1698.9	1726.3
Costo por transporte de CO ₂ ^e	M\$/año	-	6.6	6.5	6.6	6.2	6.1	6.2	5.9	5.8	5.9
Costo específico por transporte del CO₂	\$/kW	-	9.3	9.3	9.5	8.8	8.7	9.0	8.2	8.2	8.4
Costo total de O&M por kW instalado	\$/kW	33.4	92.6	86.2	90.0	86.5	81.6	86.0	81.7	78.1	82.5

^a El costo fijo anual de O&M es igual al 2% del TOC de la central eléctrica y su costo variable de O&M es igual a \$2.5/MWh generado. Ambos factores se basan en la producción de electricidad de la NGCC sin captura de CO₂ a partir de información de [105]. Nota: Factores de ubicación no son necesarios.

^b El costo fijo anual de O&M es igual al 2% del TOC de cada paquete [106].

^c El costo anual variable de O&M es igual al 1.475% del TOC de cada paquete [106].

^d Se aplica un factor de ubicación igual a 0.76 para tropicalizar los costos de O&M para el caso de México [103, 104].

^e Se asume un costo de 3.65 \$/tCO₂ (2011) basado en [108] y éste es actualizado para el año 2017 = 3.408 \$/tCO₂.

La información presentada en las Figuras 5.5 y 5.6 se utiliza para calcular el LCOE. En la Figura 5.7, se muestra el desglose de los componentes de costo que conforman el LCOE para todos los casos de estudio asumiendo un precio de referencia de gas natural igual a \$5 /MMBTU y que no existen ingresos por la venta de CO₂. Para todos los casos, se puede observar que el CAPEX y el costo de combustible son los conceptos que más influyen en los costos de la planta de captura; mientras que en segundo término se encuentran los costos asociados al O&M y transporte de CO₂. Además, se puede apreciar que existe un aumento marginal del LCOE como función del nivel de captura.

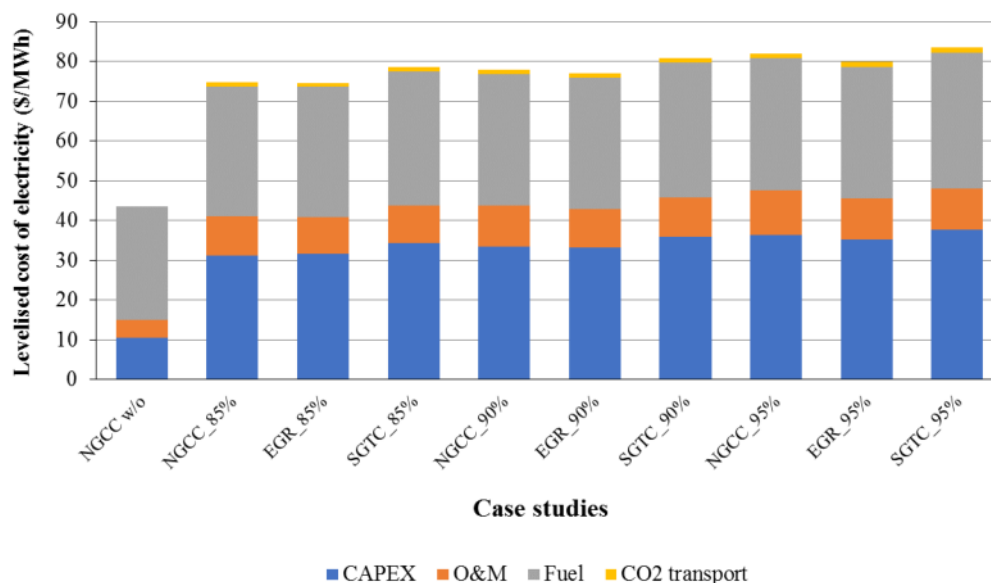


Figura 5.7. Desglose del costo del LCOE para todos los casos de estudio.

Dado que en la Figura 5.7 no se pueden apreciar con detalle las diferencias del LCOE para cada caso, estos valores fueron graficados nuevamente como función de su nivel de captura en la Figura 5.8 para su mejor análisis. En ésta se muestran dos regiones de color verde y naranja con base en el LCOE del NGCC convencional. La región en color naranja representa el PEC y el LCOE más bajo de la NGCC convencional. Se tiene que, para el LCOE más bajo (74.8 \$/MWh), el nivel de captura se puede aumentar del 85% al 85.3% si la configuración del NGCC convencional se cambia por un sistema EGR. Asimismo, en la región en color verde se muestra el PEC y el LCOE de la NGCC convencional para un nivel de captura del 90%. Se observa que, manteniendo el mismo LCOE (78 \$/MWh), es posible aumentar la captura de carbono de la central de 90% a 92% si el sistema EGR es incorporado. Por otra parte, se tiene que la configuración SGTC representa el LCOE más alto y no

tiene ningún beneficio económico incluso cuando el volumen de empaque de los absorbedores se reduce un 50% aproximadamente.

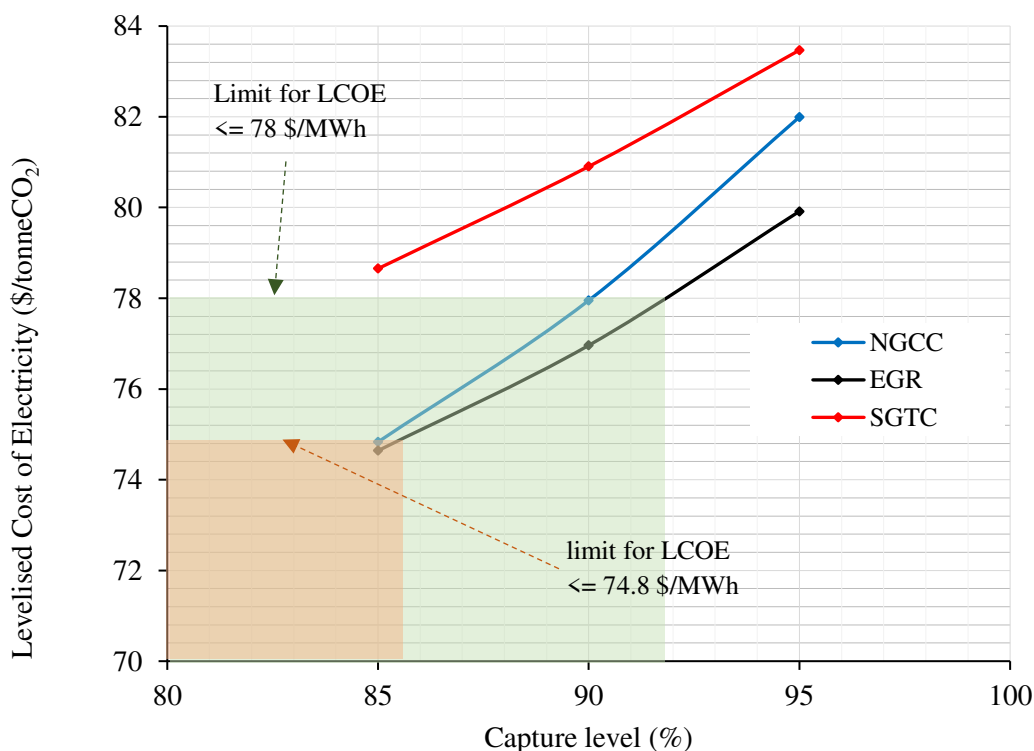


Figura 5.8. LCOE para NGCC (caso base), EGR y SGTC a diferentes niveles de captura.

Una central eléctrica con captura de CO₂ produce electricidad con un costo adicional con respecto a una planta sin captura debido a la penalización energética asociada a la PCC, dicho sobrecosto se representa a través del indicador financiero denominado costo de CO₂ evitado (CCE). En la Figura 5.9 se muestran los resultados del CCE para la NGCC convencional y el EGR. Los resultados del NGCC convencional están de acuerdo con lo reportado por Mac Dowell y Shah [111]. Como se puede ver, el caso del EGR con una captura del 85% es el que muestra el menor costo de CO₂ evitado, con un CCE igual a \$113.5 por tonelada de CO₂, el cual sólo aumenta marginalmente para los casos a 90% y 95% del nivel de captura. Mientras que, el CCE para la NGCC convencional con un 90% de captura es de \$117.7 por tonelada de CO₂. Este costo podría reducirse si se implementa EGR: el CCE podría reducirse marginalmente en un 2.2% de \$117.7 a \$115 por tonelada de CO₂ manteniendo la misma tasa (90% de captura) u otra opción es aumentar la tasa de captura del 90% al 92% sin variar el LCOE.

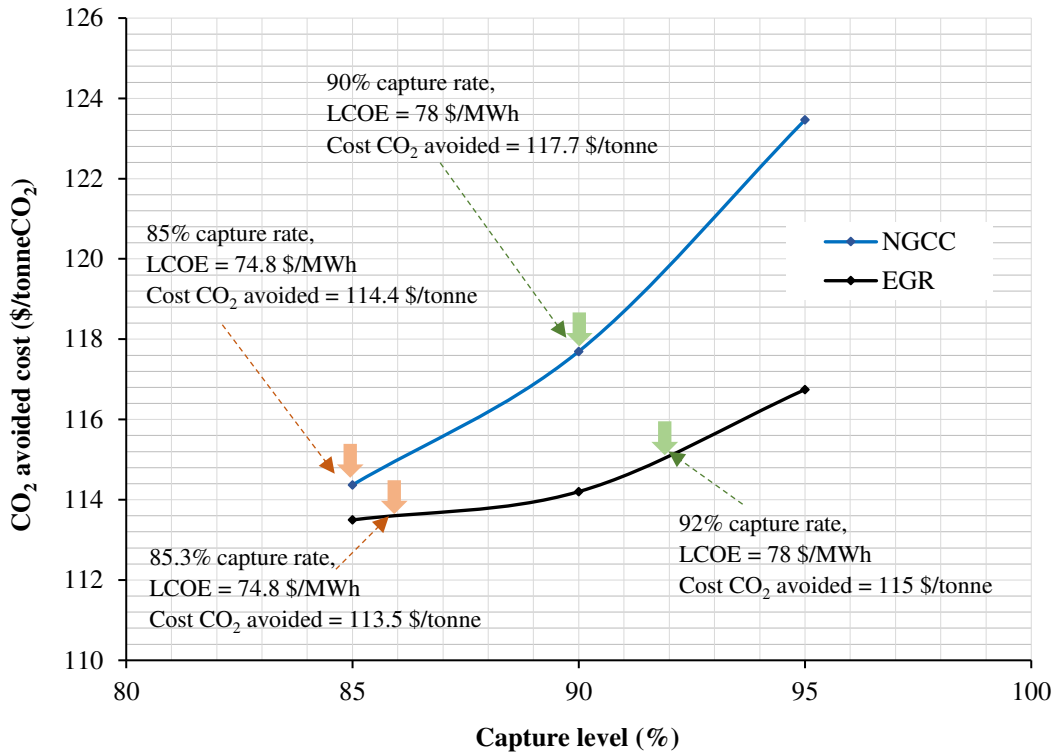


Figura 5.9. Costo de CO₂ evitado (CCE) para NGCC y EGR a diferentes niveles de captura.

Por otro lado, en la Figura 5.10, se muestra el costo nivelado de electricidad para la NGCC convencional y el sistema EGR como función del precio de venta de CO₂ para uso en EOR y del nivel de captura. Para este análisis se supone que la empresa generadora de electricidad recibe un ingreso adicional por concepto de venta de certificados de energía limpia (\$USD 18.5 por cada CEL o MWh generado). Entre todos los escenarios evaluados, el caso de EGR con un nivel de captura del 85% presenta el LCOE más económico, llegando a ser competitivo con el caso base (NGCC sin captura) a partir de un precio de venta de CO₂ igual a \$39.2 por tonelada.

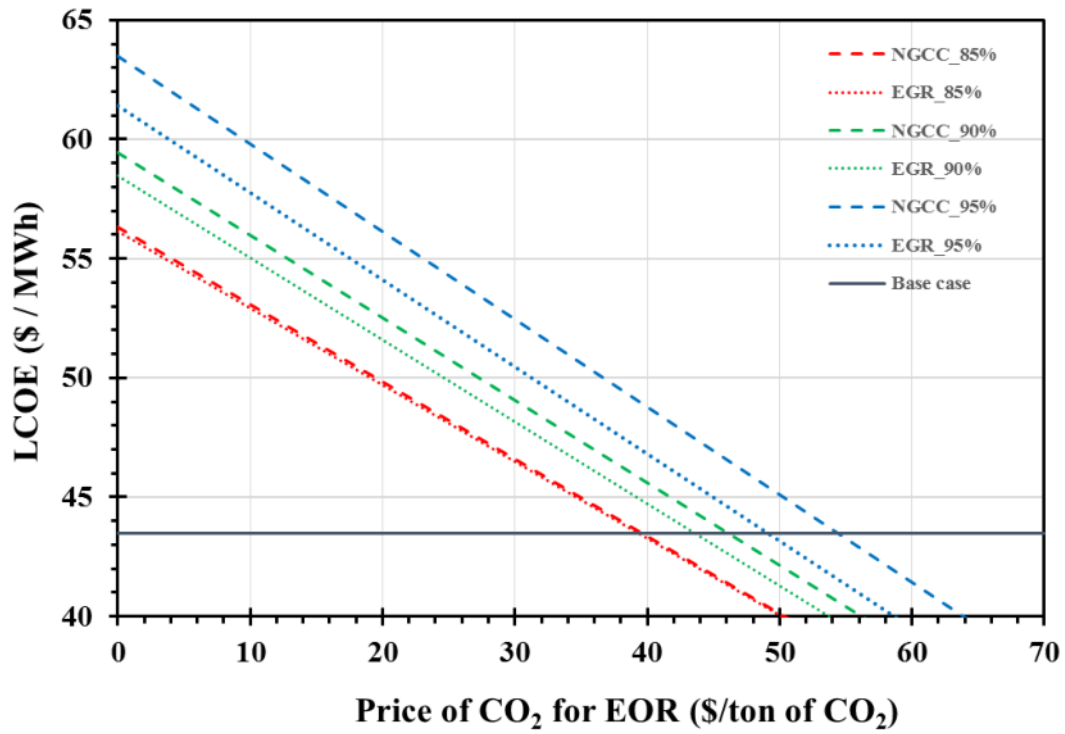


Figura 5.10. Costo nivelado de electricidad para la NGCC convencional y el sistema EGR como función del precio de venta de CO₂ para uso en EOR y del nivel de captura.

Capítulo 6 Conclusiones y recomendaciones

Se realizó un análisis económico para tres diferentes configuraciones tecnológicas aplicables a NGCC con captura de carbono: NGCC convencional, EGR y SGTC. Cada caso se evaluó a tres diferentes niveles de captura: 95%, 90% y 85%.

- La columna de absorción y desorción se optimizaron en función de la relación L/G y la relación de ebullición, respectivamente. El volumen de la SGTC se reduce a la mitad y el EGR en un 17% aproximadamente en comparación con el NGCC convencional.
- Para todos los casos de estudio, el valor de la penalización eléctrica de la central (PEC) más alta sucede al 85% del nivel de captura, es decir, a más bajos niveles de captura se obtienen menores eficiencias energéticas.
- SGTC representa el PEC más alto a diferentes niveles de captura. Aunque el número de trenes de absorción se reduce a la mitad, esta alternativa representa el LCOE más alto debido al costo asociado a la incorporación de la ASU para suministrar O₂ al segundo combustor para mantener la concentración de O₂ superior a 16 mol%.
- Si se incorpora EGR, el nivel de captura podría aumentar del 90% al 92% sin ningún incremento en el LCOE (78 \$/MWh) y a un costo marginalmente menor de CO₂ evitado (\$115 por tonelada de CO₂).
- Tomando en cuenta los ingresos por concepto de venta de certificados de energía limpia (CELs), el caso de EGR con un nivel de captura del 85% presenta el LCOE más económico entre todos los casos de estudio evaluados, llegando a ser competitivo con el caso base (NGCC sin captura) a partir de un precio de venta de CO₂ igual a \$39.2 por tonelada.
- Como trabajo futuro se recomienda explorar la tecnología EGR a tasas de nivel de captura de carbono cercanos a cero emisiones de CO₂ (99.9%) y comparar con otras alternativas tecnológicas que están tomando mucha importancia en la actualidad, tales como: uso de biomasa con captura de CO₂, uso de hidrógeno verde con respaldo de energía, entre otros.

Referencias

1. IPCC, *AR5 Synthesis Report: Climate Change 2014 — IPCC*. 2014.
2. Peters, J.G.J.O.J.A.H.W., *Trends in global CO2 and total greenhouse gas emissions: 2019 Report*. 2020: p. 70.
3. IEA, *Global CO2 emissions in 2019*. 2020.
4. SENER, *Programa de Desarrollo del Sistema Eléctrico Nacional (PRODESEN) 2019-2033*. 2019.
5. SENER, *Programa de Desarrollo del Sistema Eléctrico Nacional (PRODESEN) 2018-2032*. 2018.
6. Lacy, R., et al., *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, 2013. **19**: p. 212-219.
7. SENER, *Convocatoria 2017-02 "Centro Mexicano de Captura, Uso y Almacenamiento de CO2 (CEMCCUS)*. 2017.
8. Wilcox, J. *Carbon Capture*. 2012 2020-01-22 17:40:53; Available from: <https://www.springer.com/gp/book/9781461422143>.
9. Rubin, E.S., J.E. Davison, and H.J. Herzog, *The cost of CO2 capture and storage*. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2015. **40**: p. 378-400.
10. Irlam, L., *Global Costs of Carbon Capture and Storage: 2017 Update*. 2017: Global CCS Institute. book.
11. IEA. *Carbon intensity of electricity generation in selected regions in the Sustainable Development Scenario, 2000-2040 – Charts – Data & Statistics*. IEA 2020 27/10/2020; Available from: <https://www.iea.org/data-and-statistics/charts/carbon-intensity-of-electricity-generation-in-selected-regions-in-the-sustainable-development-scenario-2000-2040>.
12. Agency, E.E. *CO2 Intensity of Electricity Generation — European Environment Agency*. [Data] 2020; Available from: <https://www.eea.europa.eu/data-and-maps/data/co2-intensity-of-electricity-generation>.
13. IEA, *CCUS in Power - Analysis and key findings. A report by the International Energy Agency*, in IEA. 2020.
14. Energiewende. *Perspectives for the energy transition: Investment needs for a low-carbon energy system*. /publications/2017/Mar/Perspectives-for-the-energy-transition-Investment-needs-for-a-low-carbon-energy-system 2017 2019-11-20 17:35:38; Available from: https://www.energiewende2017.com/wp-content/uploads/2017/03/Perspectives-for-the-Energy-Transition_WEB.pdf.
15. SENER, *Secretaría de Energía (SENER): Mapa de Ruta Tecnológica CCUS*. 2018.
16. SENER, *Estrategia de transición para promover el uso de tecnologías y combustibles más limpios*. 2019.
17. International, A.R., *OPTIMIZATION OF CO2 STORAGE IN CO2 ENHANCED OIL RECOVERY PROJECTS* 2010.
18. NACEI, *North American Cooperation on Energy Information (NACEI): North American infrastructure map*. . 2016.
19. CNH, *Comisión Nacional de Hidrocarburos (CNH): Centro Nacional de Información de Hidrocarburos*. 2018.

20. SENER, *Programa de Desarrollo del Sistema Eléctrico Nacional (PRODESEN) 2016-2030*. 2016.
21. SENER. *Inventario Nacional de Energías Limpias*. 2020 [cited 2020; Available from: <https://dgel.energia.gob.mx/inel/>].
22. Diego, M.E., K.N. Finney, and M. Pourkashanian, *The Sustainable Option of Power from Fossil Fuels with Carbon Capture and Storage: An Overview of State-of-the-Art Technology*, in *Sustainable Energy Technology and Policies: A Transformational Journey, Volume 1*, S. De, et al., Editors. 2018, Springer: Singapore. p. 195-229.
23. DOF, *Ley de Transición Energética*. 2016.
24. DOF, *AVISO por el que se da a conocer los requisitos para la adquisición de Certificados de Energías Limpias en 2020, 2021 y 2022 establecidos por la Secretaría de Energía*. 2017.
25. SENER, *Programa de Desarrollo del Sistema Eléctrico Nacional (PRODESEN) 2017-2031*. 2017.
26. SENER, *Programa de Desarrollo del Sistema Eléctrico Nacional (PRODESEN) 2015-2029*. 2015.
27. del Razo, C., *A SNAPSHOT OF THE MEXICAN CLEAN ENERGY OBLIGATIONS SYSTEM*. Mexican Law Review, 2016. **9**(1): p. 81-90.
28. CRE, *Comisión Reguladora de Energía (CRE): Preguntas Frecuentes sobre los Certificados de Energías Limpias*. 2019.
29. México, F. *Certificados de energía limpia impactaron tarifas eléctricas: CFE*. Forbes México 2019 2019-11-25T12:00:16+00:00; Available from: <https://www.forbes.com.mx/certificados-de-energia-limpia-impactaron-tarifas-electricas-cfe/>.
30. Milenio. *Precios de CEL's se desplomarán 70 % con nuevas disposiciones: experto*. 2020 [cited 2020 2020-06-01 15:33:08]; Available from: <https://www.milenio.com/negocios/precios-cel-desplomaran-70-disposiciones-experto>.
31. Díaz-Herrera, P., *Tesis de maestría: Estudio del material oxosilicato de litio (Li8SiO6) para la captura de CO2 de corrientes de la industria energética*. 2015.
32. Maddox, R. and J. Erbar, *Gas Conditioning And Processing: Advanced Techniques And Applications*.
33. Kohl, A.L. and R.B. Nielsen, *Gas Purification*. 1997: Elsevier.
34. Choi, S., J.H. Drese, and C.W. Jones, *Adsorbent materials for carbon dioxide capture from large anthropogenic point sources*. ChemSusChem, 2009. **2**(9): p. 796-854.
35. Oh, S.-Y., S. Yun, and J.-K. Kim, *Process integration and design for maximizing energy efficiency of a coal-fired power plant integrated with amine-based CO2 capture process*. Applied Energy, 2018. **216**: p. 311-322.
36. Finney, K.N., et al., *Chapter 2 - Carbon capture technologies*, in *Bioenergy with Carbon Capture and Storage*, J.C. Magalhães Pires and A.L.D. Cunha Gonçalves, Editors. 2019, Academic Press. p. 15-45.
37. Feron, P., et al., *Towards Zero Emissions from Fossil Fuel Power Stations*. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2019. **87**: p. 188-202.
38. Kidnay, A.J., et al., *Fundamentals of Natural Gas Processing*. 2011: CRC Press.
39. Freeman, B.C. and A.S. Bhowan, *Assessment of the technology readiness of post-combustion CO2 capture technologies*. Energy Procedia, 2011. **4**: p. 1791-1796.
40. Jones, D.S.J. and P.P. Pujadó, *Handbook of Petroleum Processing*. 2006: Springer Netherlands.

41. Sanchez Fernandez, E., et al., *Thermodynamic assessment of amine based CO₂ capture technologies in power plants based on European Benchmarking Task Force methodology*. Fuel, 2014. **129**: p. 318-329.
42. Pan, M., et al., *Application of optimal design methodologies in retrofitting natural gas combined cycle power plants with CO₂ capture*. Applied Energy, 2016. **161**: p. 695-706.
43. Figueroa, J.D., et al., *Advances in CO₂ capture technology—The U.S. Department of Energy's Carbon Sequestration Program*. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2008. **2**(1): p. 9-20.
44. Sanchez Fernandez, E., Chalmers, H., Naylor, M., Aghani, H., Wettenham, B., Race, J., *Developing CO₂ networks: Key lessons learnt from the first Flexible CCS Network Development (FleCCSnet) project workshop*. UKCCSRC. 2015.
45. Petrovic, B. and S. Soltani, *Optimization of Post Combustion CO₂ Capture from a Combined-Cycle Gas Turbine Power Plant via Taguchi Design of Experiment*. Processes, 2019. **7**: p. 364.
46. Jackson, S. and E. Brodal, *Optimization of the Energy Consumption of a Carbon Capture and Sequestration Related Carbon Dioxide Compression Processes*. Energies, 2019. **12**: p. 1603.
47. Li, H., J. Yan, and P.E. Campana, *Feasibility of integrating solar energy into a power plant with amine-based chemical absorption for CO₂ capture*. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2012. **9**: p. 272-280.
48. Lambert, T., A. Hoadley, and B. Hooper, *Process integration of solar thermal energy with natural gas combined cycle carbon capture*. Energy, 2014. **74**: p. 248-253.
49. Wang, F., et al., *Experimental Study of Solar Assisted Post-combustion Carbon Capture*. Energy Procedia, 2015. **75**: p. 2246-2252.
50. Zhai, R., et al., *Analysis of Integration of MEA-Based CO₂ Capture and Solar Energy System for Coal-Based Power Plants Based on Thermo-Economic Structural Theory*. Energies, 2018. **11**(5): p. 1284.
51. Saleh, A., et al., *Conceptual Design for Integrating Lithium-Based Carbon Capture Looping Systems into Natural Gas Combined Cycle Power Plants*. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2019. **58**(32): p. 14975-14990.
52. Hildebrand, A.N. and H.J. Herzog, *Optimization of carbon capture percentage for technical and economic impact of near-term CCS implementation at coal-fired power plants*. Energy Procedia, 2009. **1**(1): p. 4135-4142.
53. Normann, F., et al., *Partial Capture of Carbon Dioxide from Industrial Sources - A Discussion on Cost Optimization and the CO₂ Capture Rate*. Energy Procedia, 2017. **114**: p. 113-121.
54. IEAGHG, *Technical study: Near zero emission technology for CO₂ capture from power plant. Report number: 2006/13*. 2006.
55. Abu-Zahra, M.R.M., et al., *CO₂ capture from power plants: Part I. A parametric study of the technical performance based on monoethanolamine*. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2007. **1**(1): p. 37-46.
56. Abu-Zahra, M.R.M., et al., *CO₂ capture from power plants: Part II. A parametric study of the economical performance based on mono-ethanolamine*. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2007. **1**(2): p. 135-142.
57. NETL. *Cost and Performance of PC and IGCC Plants for a Range of Carbon Dioxide Capture*. DOE/NETL-2011/1498. 2013; Available from: https://mm2.netl.doe.gov/energy-analyses/temp/CostandPerformanceofPCandIGCCPlantsforaRangeofCarbonDioxideCapture_091913.pdf.
58. Turner, M., et al., *COST AND PERFORMANCE BASELINE FOR FOSSIL ENERGY PLANTS SUPPLEMENT: SENSITIVITY TO CO₂ CAPTURE RATE IN COAL-FIRED POWER PLANTS*. 2019, NETL.

59. Flø, N.E., H.M. Kvamsdal, and M. Hillestad, *Dynamic simulation of post-combustion CO2 capture for flexible operation of the Brindisi pilot plant*. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2016. **48**: p. 204-215.
60. Bolland, O. and S. Sæther, *New concepts for natural gas fired power plants which simplify the recovery of carbon dioxide*. Energy Conversion and Management, 1992. **33**(5): p. 467-475.
61. IEAGHG, *CO2 capture at gas fired power plants (Report 2012/8)*. . 2012.
62. Ali, U., et al., *Techno-economic process design of a commercial-scale amine-based CO2 capture system for natural gas combined cycle power plant with exhaust gas recirculation*. Applied Thermal Engineering, 2016. **103**: p. 747-758.
63. Kuehn, N.J., et al., *Current and Future Technologies for Natural Gas Combined Cycle (NGCC) Power Plants*. 2013. p. NETL/DOE--341/061013, 1490262.
64. Li, H., et al., *Impacts of exhaust gas recirculation (EGR) on the natural gas combined cycle integrated with chemical absorption CO2 capture technology*. Energy Procedia, 2011. **4**: p. 1411-1418.
65. Jonshagen, K., N. Sipöcz, and M. Genrup, *A Novel Approach of Retrofitting a Combined Cycle With Post Combustion CO2 Capture*. Journal of Engineering for Gas Turbines and Power, 2011. **133**(1).
66. Li, H., M. Ditaranto, and D. Berstad, *Technologies for increasing CO2 concentration in exhaust gas from natural gas-fired power production with post-combustion, amine-based CO2 capture*. Energy, 2011. **36**(2): p. 1124-1133.
67. Best, T., et al., *Impact of CO2-enriched combustion air on micro-gas turbine performance for carbon capture*. Energy, 2016. **115**: p. 1138-1147.
68. Evulet, A.T., et al., *On the Performance and Operability of GE's Dry Low NOx Combustors utilizing Exhaust Gas Recirculation for PostCombustion Carbon Capture*. Energy Procedia, 2009. **1**(1): p. 3809-3816.
69. Røkke, P. and J. Hustad, *Exhaust Gas Recirculation in Gas Turbines for Reduction of CO2 Emissions; Combustion Testing with Focus on Stability and Emissions*. International Journal of Thermodynamics, 2005. **8**(4): p. 167-173.
70. De Santis, A., et al., *CFD analysis of exhaust gas recirculation in a micro gas turbine combustor for CO2 capture*. Fuel, 2016. **173**: p. 146-154.
71. Mansouri Majoumerd, M., et al., *Micro gas turbine configurations with carbon capture – Performance assessment using a validated thermodynamic model*. Applied Thermal Engineering, 2014. **73**(1): p. 172-184.
72. Akram, M., et al., *Performance evaluation of PACT Pilot-plant for CO2 capture from gas turbines with Exhaust Gas Recycle*. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2016. **47**: p. 137-150.
73. Elkady, A.M., et al., *Application of Exhaust Gas Recirculation in a DLN F-Class Combustion System for Postcombustion Carbon Capture*. Journal of Engineering for Gas Turbines and Power, 2009. **131**(3).
74. Merkel, T.C., et al., *Selective Exhaust Gas Recycle with Membranes for CO2 Capture from Natural Gas Combined Cycle Power Plants*. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2013. **52**(3): p. 1150-1159.
75. Lee, W.-S., et al., *Enhancement of energy efficiency by exhaust gas recirculation with oxygen-rich combustion in a natural gas combined cycle with a carbon capture process*. Energy, 2020. **200**: p. 117586.
76. Gonzalez-Diaz, A., *SEQUENTIAL SUPPLEMENTARY FIRING IN NATURAL GAS COMBINED CYCLE PLANTS WITH CARBON CAPTURE FOR ENHANCED OIL RECOVERY*. PhD thesis, 2016.

77. Kiameh, P., *Power Generation Handbook : Selection, Applications, Operation, Maintenance*. 2002, New York. 560.
78. González Díaz, A., et al., *Sequential supplementary firing in natural gas combined cycle with carbon capture: A technology option for Mexico for low-carbon electricity generation and CO2 enhanced oil recovery*. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2016. **51**: p. 330-345.
79. Díaz, A.G., et al., *On the integration of sequential supplementary firing in natural gas combined cycle for CO2-Enhanced Oil Recovery: A techno-economic analysis for Mexico*. *Energy Procedia*, 2014. **63**: p. 7558-7567.
80. Li, H., M. Ditaranto, and J. Yan, *Carbon capture with low energy penalty: Supplementary fired natural gas combined cycles*. *Applied Energy*, 2012. **97**: p. 164-169.
81. Diego, M.E., et al., *Making gas-CCS a commercial reality: The challenges of scaling up -*. *Greenhouse Gases: Science and Technology*, 2017. **7**(5): p. 778-801.
82. Zhang W, M.J., Singh H, Ruchti C, Selby G., *HRSO development for the future in PowerGen Europe*. 2012: Cologne, Germany.
83. Asen, K. and D. Eimer, *Method for Removing and Recovering CO2 from an Exhaust Gas*. 2008, Norsk Hydro ASA.
84. Ebrahimi, A., et al., *Energetic, exergetic and economic assessment of oxygen production from two columns cryogenic air separation unit*. *Energy*, 2015. **90**: p. 1298-1316.
85. Luo, C. and J. Liu, *Chapter 13 - Oxygen Production for Oxy-fuel Combustion*, in *Oxy-Fuel Combustion*, C. Zheng and Z. Liu, Editors. 2018, Academic Press. p. 263-287.
86. GE, *General Electric (GE): Power To Gas: Hydrogen For Power Generation*. *GE document number: GEA33861*. 2019.
87. GE, *General Electric (GE): Fact sheet GEA30842B (02/2016). 7F Advanced Gas Path A Power Flex Efficiency Solution*. 2016.
88. González-Díaz, A., et al., *Effect of the ambient conditions on gas turbine combined cycle power plants with post-combustion CO2 capture*. *Energy*, 2017. **134**: p. 221-233.
89. Alcaráz-Calderon, A.M., et al., *Natural gas combined cycle with exhaust gas recirculation and CO2 capture at part-load operation*. *Journal of the Energy Institute*, 2019. **92**(2): p. 370-381.
90. Vaccarelli, M., R. Carapellucci, and L. Giordano, *Energy and Economic Analysis of the CO2 Capture from Flue Gas of Combined Cycle Power Plants*. *Energy Procedia*, 2014. **45**: p. 1165-1174.
91. Zhang, Y. and C.-C. Chen, *Modeling CO2 Absorption and Desorption by Aqueous Monoethanolamine Solution with Aspen Rate-based Model*. *Energy Procedia*, 2013. **37**: p. 1584-1596.
92. Zhang, M. and Y. Guo, *Optimization of Carbon Capture Process Using Aqueous Ammonia with Rate-based Simulation Method*. *Energy Procedia*, 2017. **114**: p. 1469-1479.
93. Saeid Mokhatab, W.A.P.a.J.Y.M., *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*. 2019: Elsevier.
94. Liebenthal, U. and A. Kather. *Design and Off-Design Behaviour of a CO2 Compressor for a Post-Combustion CO2 Capture Process*. 2011.
95. Turton, R., *Analysis, synthesis, and design of chemical processes*. 4th ed ed. 2012, Upper Saddle River, NJ: Prentice Hall. 1007.
96. Ludwig, E.E., *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, 3rd edition*. 1999. **vol. 1**: p. 630.
97. Kittel, J., et al., *Corrosion in MEA units for CO2 capture: Pilot plant studies*. *Energy Procedia*, 2009. **1**(1): p. 791-797.

98. Fytianos, G., et al., *Corrosion and degradation in MEA based post-combustion CO₂ capture*. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2016. **46**: p. 48-56.
99. DOE/NETL, *Cost and Performance Baseline for Fossil Energy Plants, Volume 1: Bituminous Coal and Natural Gas to Electricity, Revision 2 (No. DOE/NETL-2010/1397)*. 2010.
100. DOE/NETL, *Cost and Performance Baseline for Fossil Energy Plants Volume 3 Executive Summary: Low Rank Coal and Natural Gas to Electricity (No. DOE/NETL-2011/1399)*. . 2011.
101. Zoelle, A., et al., *Cost and Performance Baseline for Fossil Energy Plants Volume 1a: Bituminous Coal (PC) and Natural Gas to Electricity Revision 3*. 2015, NETL.
102. Peters, M.S. and K.D. Timmerhaus, *Plant design and economics for chemical engineers*. 4. ed ed. McGraw-Hill chemical engineering series. 1991, New York: McGraw-Hill. 910.
103. IEAGHG, *Effects of Plant Location on the Costs of CO₂ Capture (Technical Report 2018-04)*. 2018.
104. van der Spek, M., S. Roussanly, and E.S. Rubin, *Best practices and recent advances in CCS cost engineering and economic analysis*. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2019. **83**: p. 91-104.
105. COPAR, *Costos y Parámetros de Referencia para Formulación de Proyectos de Inversión en Generación de la Comisión Federal de Electricidad de México 2012-2014*.
106. Turner, M.J. and L.L. Pinkerton, *Quality Guidelines for Energy System Studies: Capital Cost Scaling Methodology*. 2013, National Energy Technology Laboratory (NETL), Pittsburgh, PA, Morgantown, WV, and Albany, OR (United States).
107. EIA. *U.S. Natural Gas Imports by Pipeline from Mexico*. 2020 [cited 2020 2020-05-31 12:29:08]; Available from: https://www.eia.gov/dnav/ng/ng_move_poe2_dc_u_s_nus_nmx_a.htm.
108. Grant, T., D. Morgan, and K. Gerdes, *Quality Guidelines for Energy System Studies: Carbon Dioxide Transport and Storage Costs in NETL Studies*. 2013, NETL.
109. SENER. *Tabla de permisos de generación e importación de energía eléctrica administrados al 30 de abril de 2018*. 2018; Available from: https://www.gob.mx/cms/uploads/attachment/file/323655/INFO_PAGINA_2018-04-30_-_1TablaPermisos.pdf.
110. Metz B, D.O., Coninck HD, Loos M, Meyer L. , *Carbon Dioxide Capture And Storage: IPCC Special Report*. 2005: p. 431.
111. Mac Dowell, N. and N. Shah, *Identification of the cost-optimal degree of CO₂ capture: An optimisation study using dynamic process models*. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2013. **13**: p. 44-58.
112. Sayari, A., Y. Belmabkhout, and R. Serna-Guerrero, *Flue gas treatment via CO₂ adsorption*. Chemical Engineering Journal, 2011. **171**(3): p. 760-774.
113. Yu, C.-H., C.-H. Huang, and C.-S. Tan, *A Review of CO₂ Capture by Absorption and Adsorption*. Aerosol and Air Quality Research, 2012. **12**(5): p. 745-769.
114. Seggiani, M., M. Puccini, and S. Vitolo, *Alkali promoted lithium orthosilicate for CO₂ capture at high temperature and low concentration*. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2013. **17**: p. 25-31.
115. Díaz-Herrera, P., *ESTUDIO DE LA SOLUBILIDAD DE CO₂ EN MEZCLAS ACUOSAS DE ALCANOLAMINAS*. 2012, Universidad de Guadalajara.
116. Baker, R.W. and K. Lokhandwala, *Natural Gas Processing with Membranes: An Overview*. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2008. **47**(7): p. 2109-2121.
117. Mondal, M.K., H.K. Balsora, and P. Varshney, *Progress and trends in CO₂ capture/separation technologies: A review*. Energy, 2012. **46**(1): p. 431-441.

118. Polasek, J.C., S.T. Donnelly, and J.A. Bullin. *The use of MDEA and mixtures of amines for bulk CO₂ removal*. in *AIChE National Meeting*. 1990.
119. Campbell, S.W. and R.H. Weiland. *Modeling CO₂ Removal by amine blends*. in *AIChE 1989 Spring National Meeting*. 1989.
120. Katti, S.S. and R.A. Wolcott. *Fundamental aspects of gas treating with formulated amine mixtures*. in *AIChE National Meeting*. 1987.
121. Murrieta-Guevara, F., et al., *Solubility of CO₂ in aqueous mixtures of diethanolamine with methyldiethanolamine and 2-amino-2-methyl-1-propanol*. *Fluid Phase Equilibria*, 1998. **150-151**: p. 721-729.
122. *Natural Gas Prices - Historical Chart*. 2020 [cited 2020 2020-05-31 12:34:46]; Available from: <https://www.macrotrends.net/2478/natural-gas-prices-historical-chart>.
123. *CPI Inflation Calculator*. 2020-05-31 12:38:15]; Available from: <https://data.bls.gov/cgi-bin/cpicalc.pl?cost1=100.00&year1=201706&year2=201706>.

Apéndice

A. Tecnologías disponibles para la captura de CO₂

Existen diferentes tecnologías de captura de carbono que pueden aplicarse dependiendo de las características de la corriente de gas a tratar. Dichas tecnologías de captura se clasifican con base en su mecanismo de separación en [32-34]: absorción con disolventes, adsorción selectiva del gas en la superficie de un sólido, permeación en membranas, por procesos criogénicos y separación biológica (ver Figura A1).

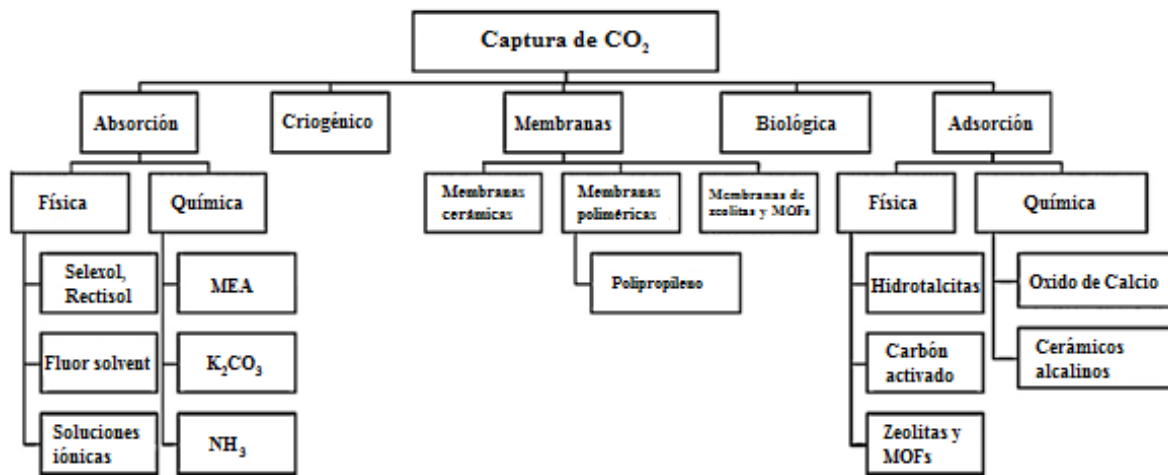


Figura A1. Clasificación de las tecnologías de captura de carbono por mecanismo de separación y materiales captadores [31].

En este punto, es pertinente aclarar la diferencia entre los conceptos “rutas de captura” y “tecnologías de captura”. Cuando se habla de “tecnologías de captura” se refiere a los sistemas de captura que son empleados para capturar el carbono, los cuales son independientes del tipo de gas a tratar y/o proceso; mientras que, el concepto “rutas de captura” se refiere exclusivamente a corrientes de gas asociadas a centrales eléctricas. Por ejemplo: una ruta de captura de postcombustión, nos indica que el sistema de captura se encuentra “aguas arriba” de la central; sin embargo, no es posible conocer qué tipo de tecnología incluye dicho sistema (aminas, cerámicos, membranas o una combinación de ellos), por tanto, la tecnología se debe definir (por ejemplo: captura de postcombustión con membranas). Asimismo, es frecuente encontrar en la literatura la aplicación de estas mismas

tecnologías para la captura de CO₂ en corrientes gaseosas de otro tipo de procesos (e.g. endulzamiento de gas natural); en este caso no es válido el concepto de “ruta de captura” debido a que la corriente a tratar (gas natural) no es un gas producto de una combustión, basta sólo con mencionar el tipo de tecnología que se emplea para separar el CO₂ (por ejemplo: endulzamiento de gas natural con aminas). Es decir, lo que se desea aclarar es que el concepto “tecnologías de captura” tiene un contexto mucho más amplio que el de “rutas de captura”.

Una vez aclarada la diferencia entre los conceptos “rutas de captura” y “tecnologías de captura”, a continuación, se hace una descripción de las principales características de las tecnologías disponibles para la captura de CO₂:

- 1) Adsorción.** Es la adhesión selectiva de uno o más componentes de un gas en la superficie de un sólido. Hay de dos tipos: Adsorción física: con adhesión al adsorbente sin reacción química; y química: con adhesión al adsorbente con reacción química. La principal ventaja de este tipo de materiales es la estabilidad térmica a temperaturas bajas ($T \leq 100$ °C), moderadas (100-400 °C) y altas ($T \geq 400$ °C) [32-34, 112] (ver Figura A2). A bajas temperaturas diferentes carbones activados, hidrotalcitas, zeolitas, y estructuras metal-orgánicas (MOFs, por sus siglas en inglés) han sido probados como posibles captores de CO₂, presentando algunas ventajas y desventajas [34]. Por ejemplo, la zeolita posee una alta capacidad de captura de CO₂; sin embargo, su aplicación está limitada a temperaturas de operación bajas (ver Figura A2). Debido a esta limitación en la estabilidad térmica, otros materiales han sido estudiados como posibles captores de CO₂ a temperaturas más altas para su aplicación en la industria energética (principalmente en procesos de precombustión), tal es el caso del óxido de calcio (CaO) y los cerámicos alcalinos (e.g. silicatos de litio y sodio) [112-114].

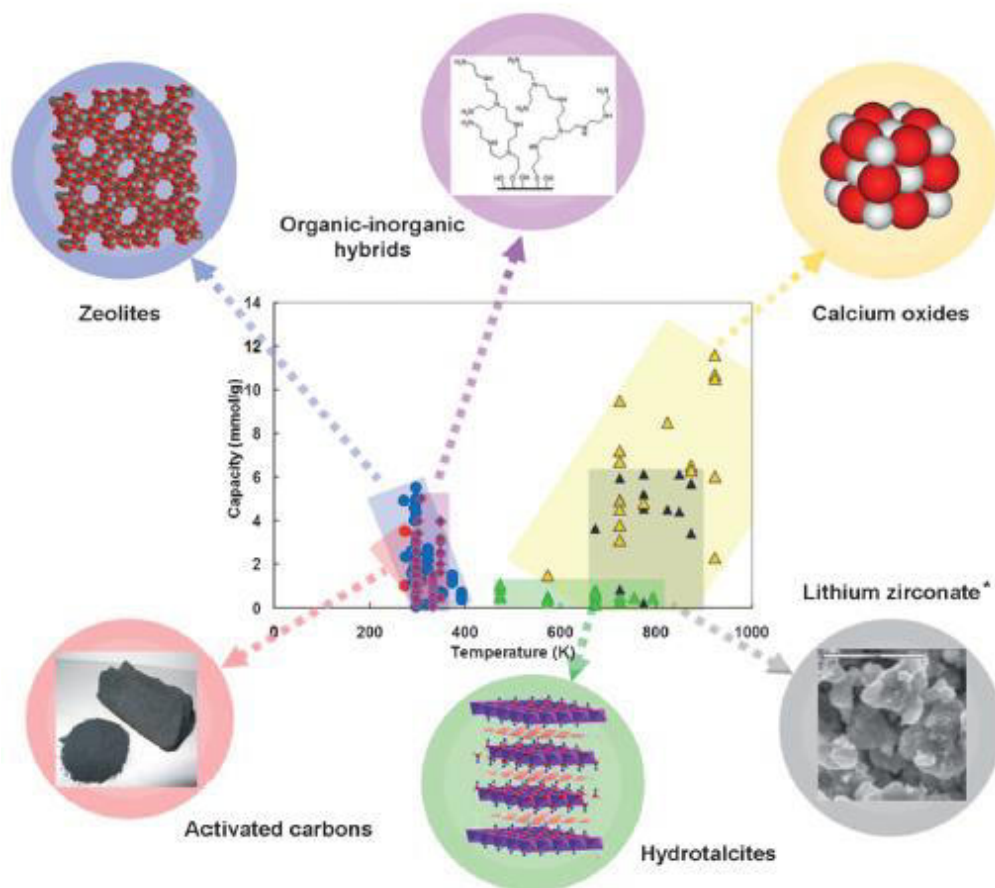


Figura A2. Capacidad de captura de CO₂ e intervalo de temperatura de operación de los principales materiales empleados para la captura de CO₂ [34].

En un trabajo desarrollado por Saleh y colaboradores [51], se propone una nueva configuración conceptual de una central NGCC con una planta de captura de postcombustión empleando orto silicato de litio (Li₄SiO₆) como material captor a altas temperaturas (500-600 °C). Los resultados muestran que la penalización de eficiencia neta es de alrededor del 9.2%, lo cual es cercano a la penalización energética obtenida utilizando disolventes a base de amina (~8-9 %). A pesar de poseer una alta estabilidad térmica, estos materiales siguen siendo objeto de estudio en laboratorio y aún no han alcanzado la madurez tecnológica apropiada para su aplicación a escala comercial.

2) **Absorción.** Es la transferencia selectiva de un componente de la fase gaseosa a la fase líquida en la cual es soluble, su proceso contrario es la regeneración o desorción. La absorción se diferencia de la adsorción en que las moléculas del absorbato se difunden a través del volumen del absorbente, no se trata de un fenómeno de superficie. Se emplean dos tipos de disolventes [33]: Físicos: en donde no se presentan reacciones químicas, se emplean cuando la presión parcial de CO₂ (pCO₂) en el gas a tratar es alta, pCO₂>100 psia. Los disolventes físicos más comúnmente empleados en procesos industriales son: Selexol, Rectisol, Purisol, y Fluor solvent; y en los químicos: se presenta reacción química, se emplean cuando la pCO₂ en el gas a tratar es baja, pCO₂<100 psia. Las mezclas acuosas de alcanolamina más comúnmente empleadas tienen alguno(s) de los siguientes compuestos químicos: monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA), diglicolamina (DGA), diisopropanolamina (DIPA) y *N*-metildietanolamina (MDEA), carbonato de potasio caliente y mezclas de disolventes [32, 33]. Ambos tipos de disolventes pueden procesar grandes volúmenes de gas (> 20 MMSCFD¹⁴) y tienen la capacidad de regenerarse para su reutilización en procesos cíclicos [33]. La principal desventaja de los disolventes, tanto físicos como químicos, es su degradación térmica a temperaturas moderadas y altas (ver Figura A2).

3) **Permeación con membranas.** Es la separación selectiva de uno o más compuestos de una mezcla gaseosa a través de una barrera o membrana. Los componentes son permeados en la superficie de la membrana y transportados a través de ésta como resultado de un gradiente de concentración. Son usadas para la remoción de CO₂ en muy altas concentraciones (pCO₂ > 100 psia) y cuando el volumen del gas a tratar es bajo (< 20 MMSCFD) [33]. En la actualidad, solamente existen membranas comerciales para el proceso de endulzamiento de gas natural, las más comunes son: AVIR, Air Products, Cynara (Dow Chemical), DuPont, Grace, International Permeation y Monsanto [115]. A pesar de contar con membranas comerciales, estas son utilizadas muy poco en la industria de la purificación de gases, ocupan solamente el 5% del total del mercado mundial [116].

Por otro lado, en años recientes se le ha dado importancia al desarrollo de membranas cerámicas, empleando cerámicos de litio y óxido de calcio debido a su alta estabilidad térmica

¹⁴ MMSCFD: Millones de pies cúbicos estándar por día, por sus siglas en inglés.

a altas temperaturas (ver Figura A2). A pesar de que las membranas con este tipo de materiales se perfilan como un proceso de captura de CO₂ novedoso y prominente para los próximos años, éste aún se encuentra en fase de investigación básica (escala laboratorio).

- 4) **Separación criogénica.** Este proceso consiste en la separación del CO₂ de la corriente de gas condensándolo a muy bajas temperaturas para producir CO₂ puro en fase líquida. Esto se lleva a cabo en una serie de etapas de compresión, enfriamiento y expansión, en las cuales los componentes del gas se pueden separar posteriormente en una columna de destilación. La principal ventaja de este proceso es que permite obtener directamente CO₂ líquido facilitando considerablemente su transporte. Por el contrario, la desventaja más importante que presenta esta tecnología es la gran cantidad de energía requerida para llevar a cabo el proceso [32, 33, 117]. Adicionalmente, es necesario retirar el agua, previo a su enfriamiento, con el fin de evitar bloqueos en la red de transporte del sistema.
- 5) **Separación biológica.** El interés de capturar CO₂ empleando microalgas está aumentando rápidamente. Debido a que las microalgas son ricas en aceite, una de las ventajas de la biofijación de CO₂ es la producción de biocombustibles renovables. Sin embargo, una de las desventajas significativas es la dificultad de operar estos sistemas biológicos a gran escala, por lo cual el estado actual de estos procesos se mantiene aún en fase de investigación básica en laboratorio.

B. Principales aspectos termodinámicos de los sistemas de absorción de CO₂ con aminas.

i) Principales aminas empleadas en la absorción de CO₂, su clasificación y propiedades físicas

Las alcanolaminas, o comúnmente conocidas en el argot como aminas, son compuestos que se forman a partir del amoníaco (NH₃) mediante la sustitución de uno o más de los átomos de hidrógeno con grupos alcohol (R-OH). La presencia de los grupos hidroxilo (-OH) en las alcanolaminas sirven para reducir su presión de vapor e incrementar su solubilidad en el agua, y el grupo amino les proporcionan la alcalinidad necesaria para que el CO₂ reaccione con la mezcla acuosa.

En la Tabla A1 se muestra la clasificación química de las alcanolaminas. La sustitución de un sólo hidrógeno produce una amina primaria, la sustitución de dos átomos de hidrógeno produce una amina secundaria, y la sustitución de los tres átomos de hidrógeno produce una amina terciaria. Las aminas primarias son las más reactivas, le siguen las aminas secundarias y terciarias. Las aminas estéricamente impedidas son compuestos en los que el centro reactivo (nitrógeno) está parcialmente protegido por grupos vecinos para que las moléculas más grandes no puedan acercarse fácilmente y reaccionar con el nitrógeno. Las aminas se utilizan en soluciones acuosas en concentraciones que van desde 10 a 65 % en masa [115].

En la Tabla A2 se muestran las propiedades físicas de las principales alcanolaminas empleadas en los procesos de separación de CO₂. La mayoría de estas aminas son comúnmente empleadas en el proceso de endulzamiento de gas natural. Aunque algunas de éstas están actualmente en fase experimental demostrativa para su aplicación en plantas de captura de CO₂ acopladas a centrales eléctricas. Por lo tanto, es necesario conocer más acerca de este tipo de compuestos.

Tabla A1. Clasificación química de las alcanolaminas [115].

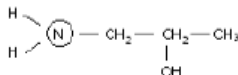
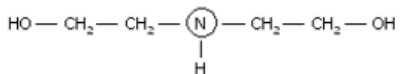
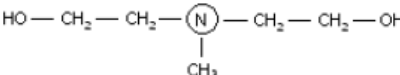
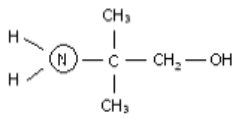
Clasificación	Nombre	Fórmula Química
Alcanolamina primaria	MIPA 1-amino-2-propanol	
Alcanolamina secundaria	DEA Dietanolamina	
Alcanolamina terciaria	MDEA N-metildietanolamina	
Alcanolamina primaria y estéricamente limitada	AMP 2-amino-2-metil-1-propanol	

Tabla A2. Propiedades físicas de las principales alcanolaminas empleadas en los procesos de captura de CO₂. Elaboración propia a partir de [33].

Propiedad física	MEA	DEA	TEA	MDEA	DIPA	DGA
Peso molecular/g · mol ⁻¹	61.09	105.14	149.19	119.17	133.19	105.14
Gravedad específica, 20/20 °C	1.0179	1.0919 (30/20 °C)	1.1258	1.0418	0.9890 (45/20 °C)	1.0550
Temperatura de ebullición/ °C, a:						
760 mmHg	171	-	360	241.2	248.7	221
50 mmHg	100	187	244	164	167	-
10 mmHg	69	150	208	128	133	-
Presión de vapor/mmHg, a 20 °C	0.36	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01
Punto de fusión/ °C	10.5	28.0	21.2	-21.0	42	-9.5
Solubilidad en agua/% en masa, a 20 °C	Completa	96.4	Completa	Completa	87	Completa
Viscosidad/cPs, a 20 °C	24.1	380 (30 °C)	1013	101	198 (45 °C)	26 (24 °C)
Calor de vaporización/ Btu/lb, a 1 atm	355	288	230	223	184.5	219.1
Costo aproximado/\$/lb	0.59	0.60	0.61	1.40	-	0.93

A continuación, se describe un poco más acerca de las diferentes aminas empleadas en la purificación de gases:

- **Monoetanolamina (MEA).** Las mezclas acuosas de MEA son preferidas por su capacidad de absorción para corrientes gaseosas con concentraciones relativamente bajas de H_2S , CO_2 , y compuestos azufrados (COS y CS_2). Aunque, si el gas contiene cantidades significativas de COS y CS_2 , éstos pueden reaccionar irreversiblemente para formar productos no deseados. Las soluciones de MEA tienen una gran ventaja, ya que, al ser la amina de menor masa molecular, es la que tiene mayor capacidad de absorber los gases ácidos debido a su estequiometría. Por tal razón, la MEA se encuentra normalmente en proporciones más bajas que las demás soluciones de aminas, su intervalo de concentración está entre (15-30) % en masa [33]. Las desventajas significativas de la MEA es que tiene una presión de vapor muy alta, la cual es 30 veces mayor que la DEA (ver Tabla A2), esto provoca pérdidas del disolvente por evaporización. En suma, otro factor que contribuye a la pérdida de disolvente es su alta reactividad con el CO_2 (cerca del 30% mayor que DEA). Adicionalmente, se tiene un valor alto de calor de vaporización (355 BTU/lb) en comparación con otras aminas (ver Tabla A2). Este aspecto de la MEA, aunado con su alta reactividad con el CO_2 , tiene como consecuencia una demanda energética mayor durante su regeneración [33]. Además, las soluciones de MEA son apreciablemente más corrosivas que la mayoría de las soluciones de otras aminas.
- **Dietanolamina (DEA).** Las mezclas acuosas de DEA tienen como grandes ventajas una proporción más baja de corrosión, menor volatilidad y más facilidad en su operación que otras aminas. La DEA absorbe los gases CS_2 , COS , y mercaptanos, sus productos de reacción son particularmente poco corrosivos. Debido a esto, la DEA ha sido empleada como un disolvente preferido cuando estas sustancias químicas están presentes en corrientes de gas a tratar [33, 40]. Los intervalos de concentración típicos de las soluciones acuosas de DEA son de 30% a 50% en masa y se limitan principalmente por la corrosión [38]. La solución de DEA tiene como principal desventaja que se degrada por el CO_2 , y sus productos formados de la reacción no se pueden descomponer en la regeneración y son corrosivos, por lo que no es recomendable su elección a concentraciones altas de CO_2 [38].

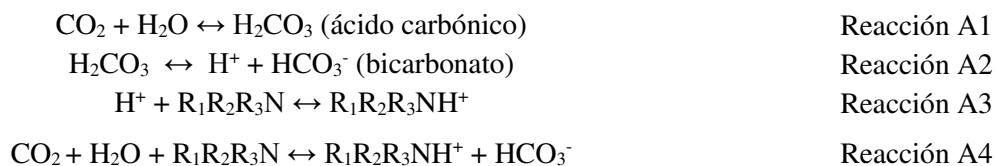
- **Trietanolamina (TEA).** La TEA ha sido prácticamente reemplazada por la DEA y la MEA debido a su baja capacidad de absorción de gases ácidos (como resultado de una mayor masa molecular), su baja reactividad (como una amina terciaria), y su estabilidad relativamente pobre [115].
- **Diglicolamina (DGA).** La diglicolamina (DGA), 2-(2-aminoetoxi)-etanol, en solución acuosa tiene como principal característica puntos de congelamiento muy bajos, por ello son muy útiles en climas demasiado fríos (ej. Canadá). Además, tienen la capacidad de eliminar parcialmente el COS. Esta amina se usa a concentraciones relativamente altas, típicamente entre (40 y 60) % en masa. Esto conduce a una tasa de recirculación del disolvente y consumo de energía más bajo en comparación a las soluciones de MEA (típicamente 20% masa). Tiene como desventaja que durante la regeneración, la liberación de vapor es alta, (tanto de vapor de agua y CO₂) provoca problemas de corrosión. Este sistema ha sido generalmente abandonado [40].
- **Diisopropanolamina (DIPA).** Las soluciones acuosas de DIPA se emplean por lo general en el endulzamiento de gases y líquidos de refinería, en las cuales estén presentes H₂S, CO₂ y compuestos azufrados como COS y CS₂. Con éstos últimos, sus productos de la reacción no son corrosivos y son de fácil regeneración. Sin embargo, la DIPA presenta una inconveniencia, y es que ésta a baja presión de operación es más selectiva para H₂S que el CO₂, se ocupan de altas presiones para eliminar parcialmente el CO₂.
- **N-metildietanolamina (MDEA).** Las soluciones acuosas de MDEA tienen amplias ventajas con respecto a las de otras aminas, ya que la MDEA tiene una alta selectividad de H₂S aún en presencia de CO₂. La MDEA puede alcanzar concentraciones de H₂S en el gas por debajo de las 10 ppmv [32, 33]. Otras de las ventajas significativas de esta amina es la alta resistencia a la degradación térmica y química, es poco corrosiva, tiene bajos calores de reacción con el CO₂ y, al ser una amina terciaria, no forma carbamatos [33, 38]. La MDEA es comúnmente usada en un intervalo de concentración de 20 a 50 % masa en solución acuosa. Aunque debido a su baja presión de vapor, la MDEA puede ser usada en concentraciones arriba del 60% en masa sin apreciables pérdidas por evaporación. Su principal desventaja es su baja velocidad de reacción, y por tanto una baja velocidad de absorción, con el CO₂. Sin embargo, se ha encontrado que la adición de aminas primarias o secundarias, tales como MEA y DEA, incrementan significativamente la velocidad de absorción de CO₂ sin contrarrestar las

ventajas que presenta la MDEA [118-121]. La aplicación de los disolventes acuosos de mezclas de 2 o más aminas en el proceso de captura de CO₂ aún están en fase de investigación experimental.

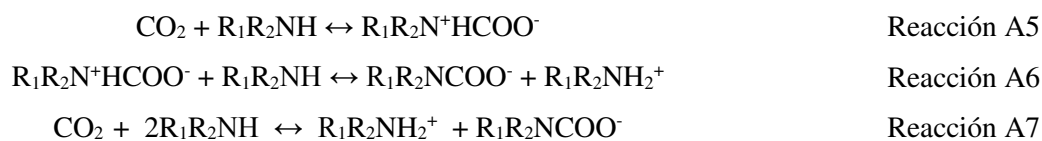
ii) Reacciones químicas involucradas en el proceso de captura de CO₂ con aminas.

Las aminas son bases, las cuales al reaccionar con el ácido débil formado por el CO₂ en solución acuosa se produce una sal, la cual se le denomina como carbamato. Las reacciones entre la amina y CO₂ son altamente exotérmicas.

La reacción entre la amina y el CO₂ es compleja debido a que el CO₂ reacciona a través de dos mecanismos. Cuando se disuelve en agua, el CO₂ se hidroliza para formar ácido carbónico (Reacción A1), el cual, lentamente se disocia a bicarbonato (Reacción A2) y el H⁺ con la amina produce la disociación de la amina (Reacción A3). Resumiendo, la reacción química global entre el CO₂ con el agua y la amina produce una reacción ácido-base, la cual se muestra en la Reacción A4, ésta ocurre independientemente de la estructura de química de la amina:



El segundo mecanismo de reacción del CO₂, mostrado de manera resumida en la Reacción A7, requiere la presencia de un hidrógeno inestable (reactivo) en la estructura molecular de la amina:



Este segundo mecanismo de reacción del CO₂ se le conoce como la reacción de formación de carbamato (R₁R₂NCOO⁻), y se produce sólo con las aminas primarias y secundarias. El CO₂ reacciona con una amina primaria o secundaria (Reacción A5), ésta reacciona de nuevo con una segunda molécula de amina para formar una sal de amina (Reacción A6). Para todas las reacciones anteriores, las altas presiones y bajas temperaturas favorecen la formación de productos a la derecha,

mientras que las bajas presiones y las temperaturas altas a favor de la reacción inversa, lo cual proporciona un mecanismo para la regeneración de la solución de amina.

Por otro lado, con base en la estequiometría de la Reacción A7, se tiene que la carga molar de CO₂/MEA (α_{CO_2}) máxima teórica para evitar la formación de carbamato es de $0.5 < \alpha_{CO_2}$ [33].

iii) Desventajas de las aminas como materiales captadores de CO₂

A pesar de las ventajas que tienen las aminas en comparación a otros materiales, éstas presentan los siguientes inconvenientes [33, 34, 112, 113]:

- *Alta velocidad de corrosión.* Los principales factores que contribuyen a este problema son: alta concentración de la amina en la solución, carga alta de CO₂ en la corriente de amina rica, sales térmicamente estables y alto contenido de oxígeno en solución.
- *Alto consumo de energía durante la regeneración del absorbente.* Para regenerar la amina es necesario incrementar el disolvente desde la temperatura de operación del absorbedor (~40) hasta la temperatura de operación del regenerador (~120 °C) a una presión cercana a 14.7 psig (1 atm); es decir, a las condiciones de saturación del agua a dicha presión. Adicionalmente, las grandes cantidades de solvente empleado y la alta cantidad de calor necesario para revertir la reacción de absorción química entre la amina y el CO₂ provocan que la demanda energética para regenerar el solvente sea muy alta (ver Tabla A2).
- *Baja estabilidad térmica.* Las aminas se degradan térmicamente a temperaturas cercanas a los 200 °C, lo cual limita su uso a bajos intervalos de temperatura (ver Figura A2).
- *Degradación oxidativa.* Las aminas sufren de degradación oxidativa debido a la presencia de una alta concentración de oxígeno en el gas a tratar.
- *Espumación.* La formación de espuma en la solución de amina es el resultado de un contacto pobre entre las fases gas-líquido, pobre distribución de la solución y poco tiempo de residencia en el absorbedor.

- *Sales térmicamente estables.* Estos productos de degradación se forman a partir de la reacción entre el CO₂ y las aminas primarias y secundarias, tal como se explicó anteriormente. Estas sales pueden causar corrosión y espumación en el absorbedor, reduciendo la capacidad y velocidad de captura de CO₂.

En los últimos años, se ha aumentado el interés en incrementar la eficiencia energética en el proceso de regeneración de las aminas, así como mejorar sus propiedades termofísicas con el fin reducir su degradación térmica y oxidativa. La investigación en las mejoras de las propiedades termofísicas de las aminas en la captura de CO₂ están fuera del objetivo de esta tesis.

C. Información de los simuladores de procesos empleados en este trabajo.

Thermoflex™

1. Las propiedades de vapor utilizadas por GT PRO, GT MASTER, STEAM PRO, STEAM MASTER, THERMOFLEX y RE-MASTER son IFC-67. IFC-67: Durante muchos años, el estándar de la industria para el cálculo de propiedades de vapor fue la Formulación IFC 1967 para Uso Industrial. Esta fue la base de las tablas de vapor ASME publicadas entre finales de los años 60's y finales de los 90's. Esta formulación se puede utilizar para presiones de hasta 14.503 psia (1000 bar) y temperaturas de hasta 1472 °F (800 °C).
2. Las propiedades predominantemente de gas utilizadas es la formulación de gas ideal. En algunos casos se hacen excepciones. A bajas presiones, todos los componentes se tratan como gases ideales, es decir, la entalpía y el calor específico son funciones de temperatura solamente. Esta suposición subyacente da como resultado estimaciones de propiedades razonablemente precisas a temperaturas moderadas a altas y bajas presiones. Sin embargo, cuando la temperatura es baja y/o las presiones parciales de uno o más componentes son relativamente altas, hay efectos de presión sobre la entalpía no bien representados por estas relaciones de gas ideales. El programa aumenta las relaciones de gas ideales según sea necesario para:
 - Agua líquida en equilibrio con el vapor de agua en la mezcla de gas,
 - Salida de la entalpía de gas ideal y la entropía de gases a presión moderada,
 - Representación del vapor H₂O con funciones de propiedad de vapor, a presiones moderadas a altas,
 - Representación de N₂, O₂, y particularmente CO₂ con las funciones de propiedad NIST a bajas temperaturas y altas presiones.

Todos estos efectos son insignificantes para el aire en condiciones ISO [59 °F (15 °C), 60% de humedad relativa, a nivel del mar] y para los gases de producto de combustión ordinarios a presión atmosférica, siempre y cuando no se enfríen cerca de su punto de rocío.

Aspen Plus™

El sistema de solución de amina del proceso de captura de carbono basado en MEA, para el método de propiedad en la fase líquida, el método ELECNRTL calculado a través de modelos no ideales se utiliza para el material de fase líquida (como agua, amina e hidramina) para absorber el gas ácido. ASPEN PLUS tiene un gran banco de datos integrado de parámetros de interacción y reacción de electrolitos para muchos sistemas de electrolitos.

Para los parámetros de fase gaseosa, se selecciona la ecuación cúbica de estado de Redlich-Kwong.

D. Precio de gas natural

En la Figura A3 se muestran las exportaciones de gas natural por gasoductos desde los Estados a México para el periodo 1998-2017 [107] y estos se comparan con los precios del gas natural del índice Henry Hub [122]. Como podemos ver, ambas bases de datos de información coinciden. Para ambos datos de información los precios publicados son nominales, por lo tanto, es necesario convertirlos a precios reales al año de referencia de este estudio (2017). La Figura A4 muestra los precios reales y nominales del gas natural de exportación desde los Estados Unidos. Los precios reales del gas natural se obtuvieron utilizando la calculadora del índice de precios al consumidor (IPC) de la Ref. [123] para un año de referencia 2017 a dólares constantes.

Por otro lado, en la Figura A5 se muestra el valor anual promedio bajo, medio y alto del precio del gas natural para el periodo 1998-2017 (en dólares constantes al año 2017). A partir de esta gráfica, se tiene que el valor medio del precio de gas natural es de \$5.4, lo cual para efectos de cálculo se va a redondear a \$5 por MMBTU (valor de referencia); mientras que, el valor bajo y alto es de gas natural es de \$3.5 y \$9.5 dólares por por MMBTU.

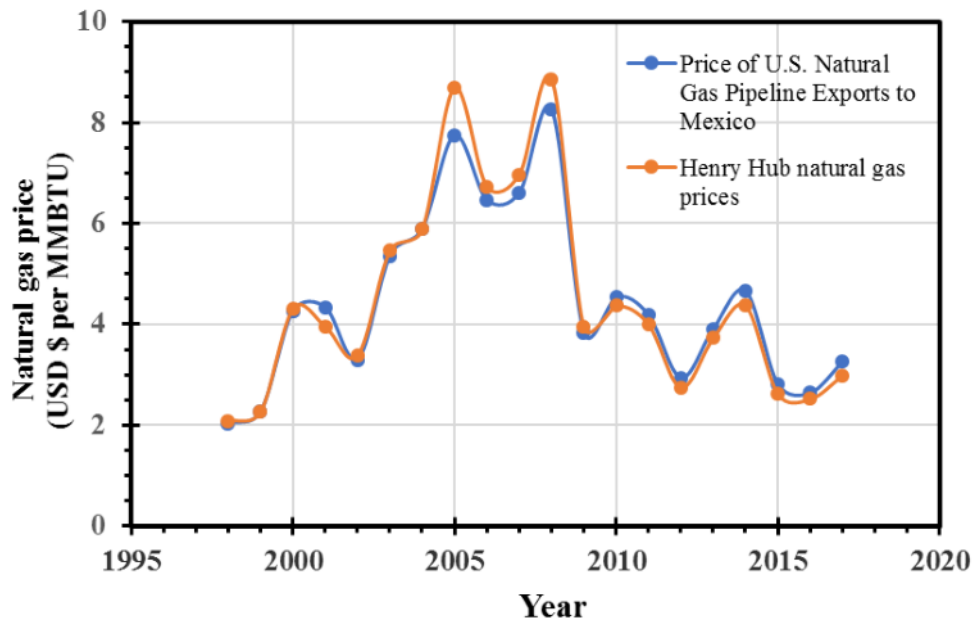


Figura A3. Precio de gas natural de exportación por gasoducto desde Estados Unidos a México para el periodo 1998-2017 Elaboración propia de Ref. [107, 122].

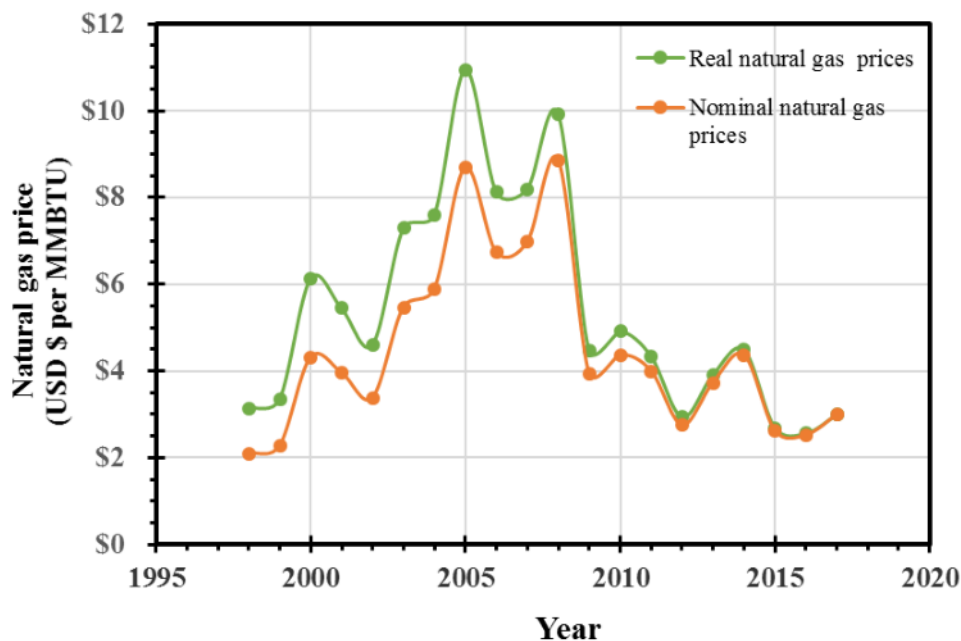


Figura A4. Precios reales y nominales del gas natural de los Estados Unidos (en dólares constantes al año 2017). Elaboración propia a partir de Ref. [107, 122].

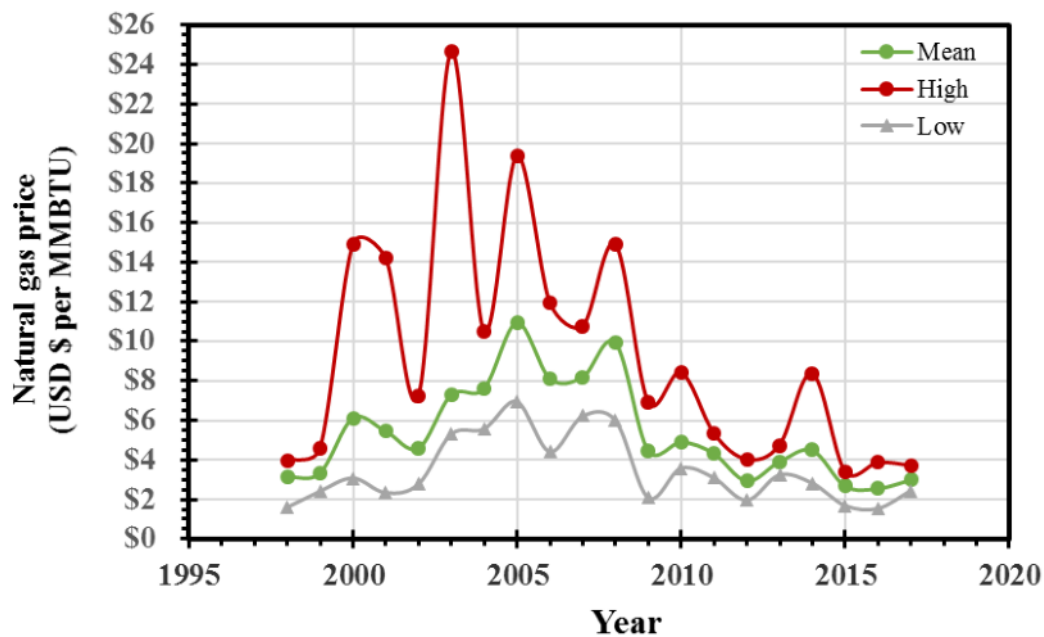


Figura A5. Valor anual promedio bajo, medio y alto del precio del gas natural para el periodo 1998-2017 (en dólares constantes al año 2017). Elaboración propia a partir de Ref. [107, 122].

E. Resultados de la optimización del tamaño de la columna de desorción en función de la relación de ebullición y la energía de regeneración.

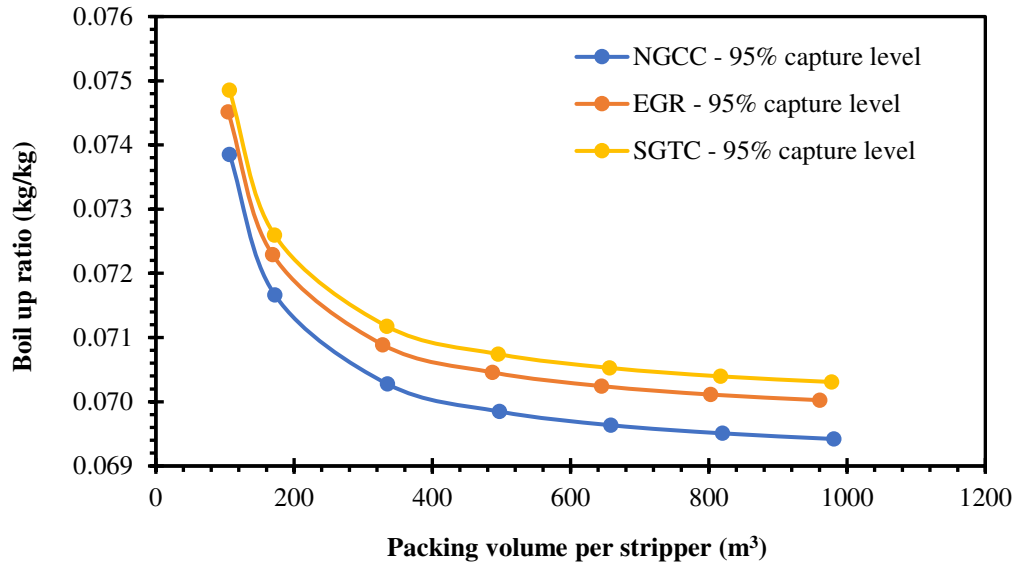


Figura A6. Efecto de la variación del volumen del empaque de la columna de desorción en la relación de ebullición para todos los casos al 95% de nivel de captura.

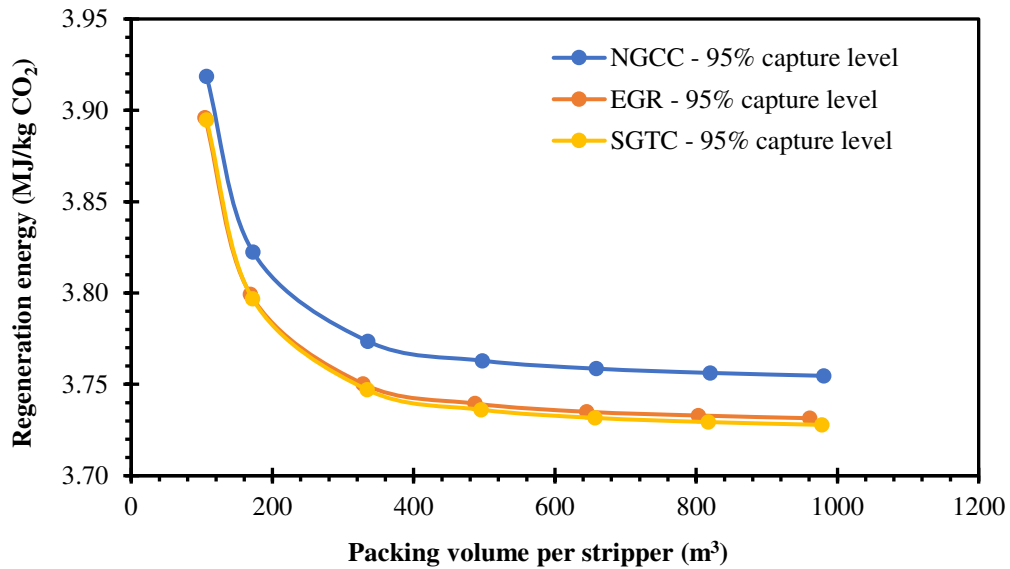


Figura A7. Efecto de la variación del volumen del empaque de la columna de desorción en la energía de regeneración para todos los casos al 95% de nivel de captura.

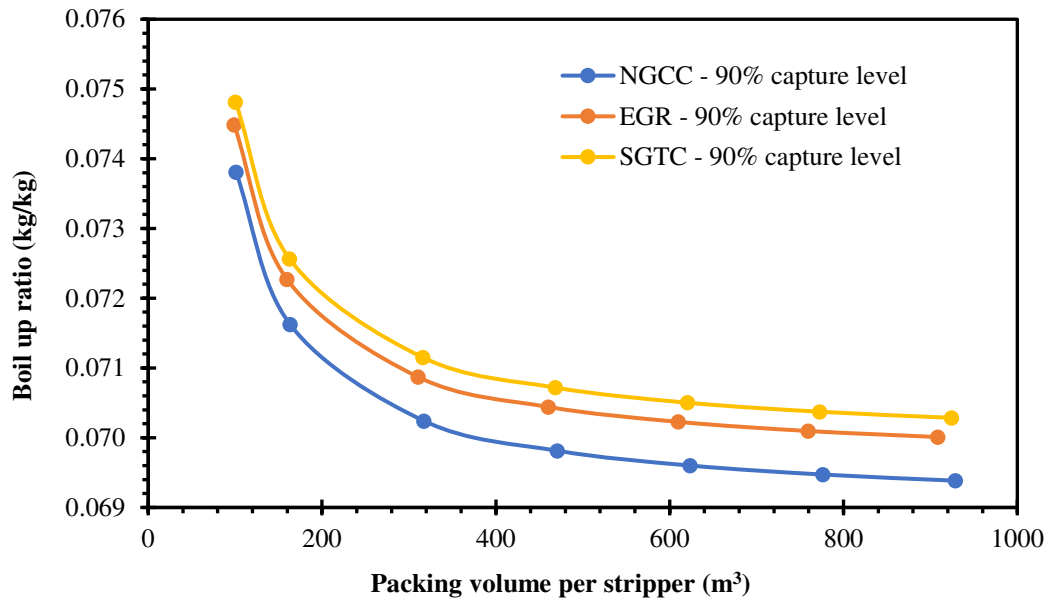


Figura A8. Efecto de la variación del volumen del empaque de la columna de desorción en la relación de ebullición para todos los casos al 90% de nivel de captura.

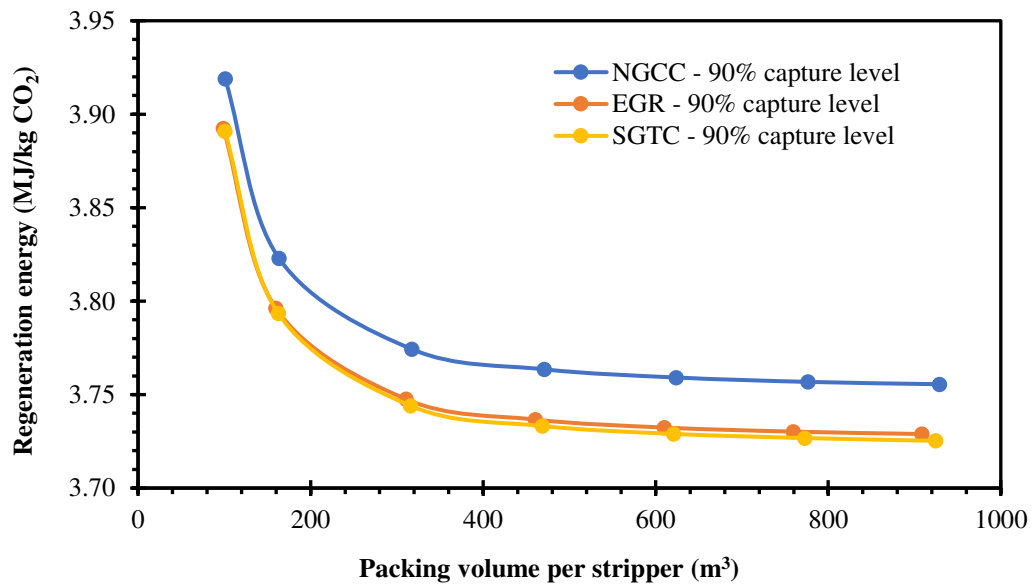


Figura A9. Efecto de la variación del volumen del empaque de la columna de desorción en la energía de regeneración para todos los casos al 95% de nivel de captura.

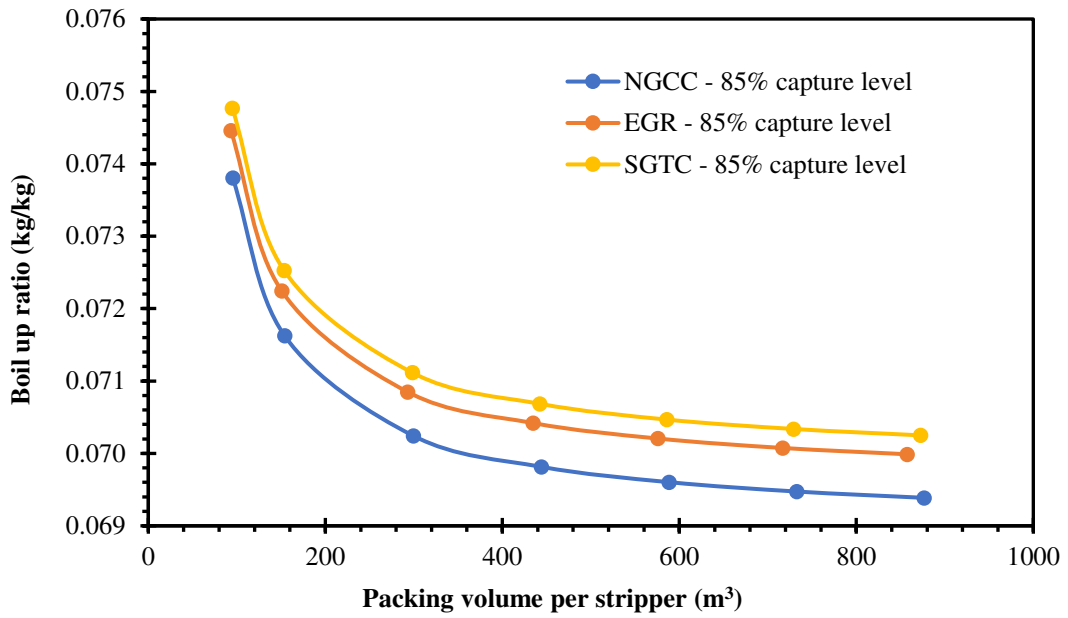


Figura A10. Efecto de la variación del volumen del empaque de la columna de desorción en la relación de ebullición para todos los casos al 85% de nivel de captura.

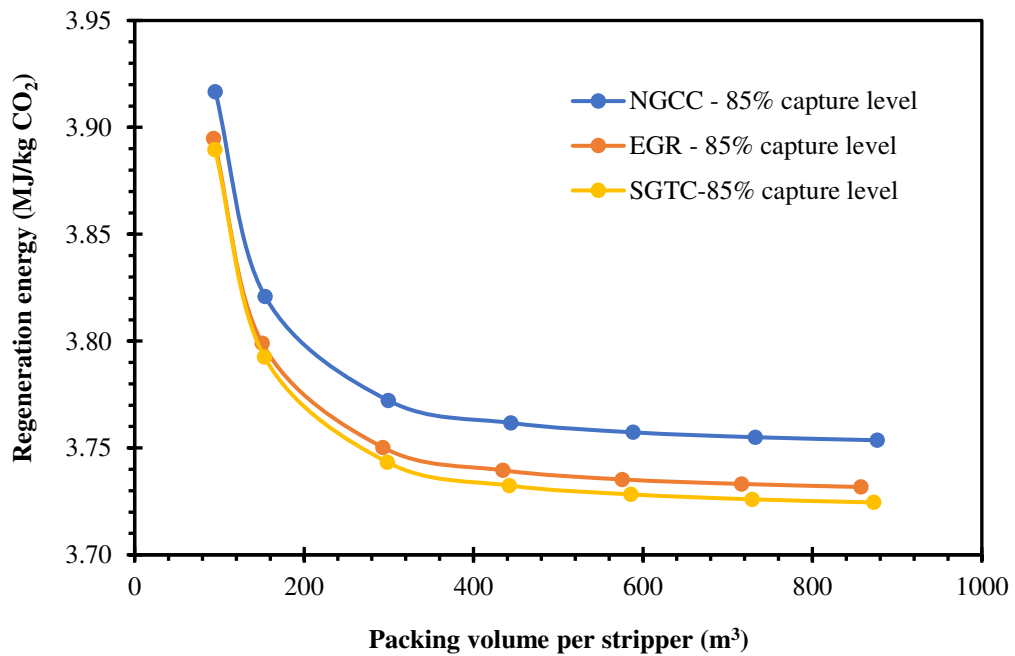


Figura A11. Efecto de la variación del volumen del empaque de la columna de desorción en la energía de regeneración para todos los casos al 85% de nivel de captura.

F. Artículos publicados producto del trabajo de tesis

- Díaz-Herrera, P.R.; Alcaraz-Calderón, A.M.; González-Díaz, M.O.; González-Díaz, A., 2020. Capture level design for a natural gas combined cycle with post-combustion CO₂ capture using novel configurations. Energy 193, 116769. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2019.116769>
- Díaz-Herrera, P.R.; Ascanio, G.; Romero-Martínez, A.; Alcaraz-Calderón, A. M.; González-Díaz, A. 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 (in press).



Capture level design for a natural gas combined cycle with post-combustion CO₂ capture using novel configurations

Pablo R. Díaz-Herrera ^a, Agustín M. Alcaraz-Calderón ^c, Maria Ortencia González-Díaz ^b, Abigail González-Díaz ^{c,*}

^a Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM), Av. Universidad 3000, C.U., 04510, Ciudad de México, México

^b CONACYT - Centro de Investigación Científica de Yucatán, Calle 43 No. 130, Chuburná de Hidalgo, 97200, Mérida Yucatán, México

^c Instituto Nacional de Electricidad y Energías Limpias, Reforma 113, Col. Palmira, Cuernavaca Morelos, C.P. 62490, México

ARTICLE INFO

Article history:

Received 2 October 2019
Received in revised form
29 November 2019
Accepted 13 December 2019
Available online 18 December 2019

Keywords:

CO₂ capture
Exhaust gas recirculation
Sequential gas combustion
Capture level
Cost CO₂ avoided

ABSTRACT

This paper aims to estimate capture level design of a natural gas combined cycle (NGCC) with CO₂ capture by considering the electricity output penalty (EOP), levelised cost of electricity (LCOE), cost of CO₂ avoided, optimum size of the equipment, and two novel configurations e.g. exhaust gas recirculation (EGR) and sequential gas turbine combustion (SGTC), all of these parameters together. SGTC configuration represents the highest LCOE at different capture rates, even when the number of absorbers is reduced by half due to the incorporation of the air separation unit (ASU) to supply O₂ to the second combustor. Compared with a conventional NGCC, if EGR is incorporated, the design capture level increases from 90% to 92% at lower cost of CO₂ avoided, lowering carbon intensity (5.2% reduction) while maintaining the same LCOE, even when the volume of the absorber is reduced by 17% approximately. Increasing the capture level is very important to generate electricity nearly to net zero emissions.

© 2019 Elsevier Ltd. All rights reserved.

1. Introduction

Carbon capture, use, and storage (CCUS) is a technology which has gained attention as a promising alternative to contribute to the decarbonisation of the global electricity sector by 2030 and 2050 [1]. Natural gas combined cycle (NGCC) plants could have an important participation by 2050 in the global electricity mix [1]. Although CCUS is an alternative to mitigate CO₂ emissions in NGCC plants, this technology is characterised by its high cost and energy consumption, for that reason some studies have been focussed on optimising the capture plant [2]. Xu and co-workers [3] optimised an existing coal power plant with CCS by using exergy and techno-economic analysis method. Petrovic and Soltani [4] evaluated the effects of varying the inlet flue gas temperature, absorber operating pressure, the percentage of exhaust gas recycle (EGR), and amine concentration by using signal to noise ratios and analysis of variance. EGR is incorporated in the NGCC to solve the three main challenges compared with a coal power plant [5–7]: large volume, low CO₂ and high O₂ concentration in flue gases that goes to the capture plant.

Other studies have investigated the concept of partial CO₂ capture, which consists of capturing lower fraction of CO₂ than 90% with the aim to reduce the cost [8]. Then, the capture level was estimated to reduce the operating cost. There are economic benefits related to capture rate e.g. operating and capital cost reduction, high efficiency and power output [9]. The amount of CO₂ can be reduced by using lower capture rate or capturing partially (bypassing a portion of the flue gas, the remaining flue gas is sent to the capture plant where 90% of CO₂ is captured). Other work has been focussed on optimising the compressor unit power consumption [10]. The results demonstrated that power consumption could be minimised by designing a compressor with multiple impellers per stage and optimising the stage pressure ratios. The worked developed by Se-Young Oh and co-workers [11] minimised the net efficiency penalty of a new built supercritical coal-fired power plant with post-combustion CO₂ capture by using a comprehensive heat integration. The steam cycle is re-designed e.g. cross-over heat extraction, heat recovery steam generator. As a result, the efficiency penalty is reduced.

The size of the equipment is another parameter to optimise the cost of the capture plant. Dutta et al. [12] evaluated the design of a NGCC with post-combustion CO₂ capture to trade-off between operability and the penalisation of the efficiency. Diameter, height,

* Corresponding author.

E-mail addresses: abigail.gonzalez@ineel.mx, abigail225@hotmail.com (A. González-Díaz).

Nomenclature			
ASME	American Society of Mechanical Engineers	HR	Heat rate
ASU	Air separator unit	HRSG	Heat recovery steam generator
C_{aux}	Cost of auxiliary facilities	IEA	International Energy Agency
$C_{BM,i}$	Bare module cost of the equipment i	IPST	Intermediate pressure steam
$C_{cont,i}$	Project contingency cost of the equipment i	LCOE	Levelized cost of electricity
C_{GR}	Grass root cost	LPST	Low pressure steam
C_{land}	Land and improvements cost	MEA	Monoethanolamine
C_{own}	Owner's cost	NETL	National Energy Technology Laboratory
$C_{proc,i}$	Process contingency cost of the equipment i	NGCC	Natural gas combined cycle
C_{TM}	Total module cost of the plant	NIST	National Institute of Standards and Technology
$C_{TM,i}$	Total module cost of the equipment i	O&M	Operation & maintenance
CAPEX	Capital expenditure	PCC	Post-combustion carbon capture
CCS	Carbon capture and storage	r	Interest rate
CCUS	Carbon capture, utilisation and storage	S-EGR	Selective-exhaust gas recirculation
CEPCI	Chemical engineering plant cost index	SFC	Supplementary firing combustion
CF	Capacity factor	SGTC	Sequential gas turbine combustion
COPAR	Costos y Parámetros de Referencia para Formulación de Proyectos de Inversión en el Sector Eléctrico	T	economic life of the plant
CRE	Comisión Reguladora de Energía	T_{CO_2}	CO ₂ transport cost
DOE	Department of Energy	tCO ₂	tonne of carbon dioxide
EGR	Exhaust gas recirculation	TCR	Total capital requirement
EOP	Electricity output penalty	TOC	Total overnight cost
EOR	Enhanced oil recovery	TPC	Total plant cost
EvGT	Evaporative gas turbine	VOM	Variable operating and maintenance cost
FCF	Fixed charge factor	w/o	Without
FOM	Fixed operating and maintenance cost		
HPST	High pressure steam turbine		
		Symbols	
		L/G	Liquid to gas ratio
		n	Efficiency

and number of columns, pressure, flow rates of gas and liquid were the parameters used to optimise the design. Then, off-design operation was assessed to evaluate the implication on the reboiler duty.

This paper is original as it aims to determine the capture level design of a NGCC with CO₂ capture by considering several important parameters e.g. cost of CO₂ avoided, electricity output penalty (EOP), size of absorber and stripper, two configurations EGR and sequential gas turbine combustion (SGTC), which has neither been investigated previously nor covered in literature. Most of the work presented in the literature has considered these parameters separately.

The paper is organised as follow, first the methodology is described. Then, the technical results are presented. After that, the result of the economic assessment is discussed. Finally, a conclusion is reached.

1.1. Configurations of NGCC with post-combustion CO₂ capture to reduce energy consumption and cost

Different configurations of NGCC with CO₂ capture have been proposed e.g. exhaust gas recirculation (EGR), selective-exhaust gas recirculation (S-EGR), supplementary firing combustion (SFC), sequential gas turbine combustion (SGTC), and evaporative gas turbine (EvGT) to reduce the operating and capital cost [5,6]. Fig. 2 presents a general scheme of the EGR process. The exhaust gas recirculation flow is cooled down before entering the compressor. With EGR, the concentration of O₂ in the combustor is reduced, which affects these parameters. A conventional combustor is designed based on 21 mol% O₂ [5,13]. Experimental studies have demonstrated that, in a conventional combustor, the flame is still stable up to 17.8 mol% approximately [14]. A concentration of O₂

below 16 mol% in the combustor would be possible with modifications on the existing combustor or with adaptations to inject additional air or O₂ [5,15,16]. Thus, the EGR ratio cannot be increased up 35%, because it is the maximum to maintain 16 mol% O₂ in the combustor [5,16]. Simulation of EGR carried out by Ref. [17] demonstrated that 35% EGR improves the efficiency by approximately 0.3% and reduces the cost of electricity by 3% compared with a conventional NGCC with CO₂ capture. The CO₂ in the flue gas that goes to the capture plant is enhanced from 4 mol% to 6.7 mol% and O₂ concentration reduced from 12.1 mol% to 8.3 mol% in the exhaust gas.

SGTC, presented in Fig. 3, is proposed by Ref. [18] in the patent US20080060346 A1. The exhaust gas of a conventional NGCC is cooled down and the flue gas is sent to the second conventional NGCC. The resulting flue gas is cooled again and sent to the capture unit. The O₂ concentration in the flue gas, which is sent to the second NGCC, is 13.61 mol% (wet base) [18], below 17.8 mol%. The concentration of the O₂ and CO₂ of the flue gas that goes to the capture plant is 6.02 mol% and to 8.8 mol% respectively, and the volume is reduced almost 50%. This leads to reduce 50% of absorber cost.

2. Methodology

2.1. Case studies

Three case studies of NGCC with PCC are evaluated: Conventional NGCC, NGCC with exhaust gas recirculation, and SGTC combined cycle. Modelling and cost analysis at different capture levels are employed to estimate the cost of the CO₂ avoided, the LCOE, and the EOP of each alternative.

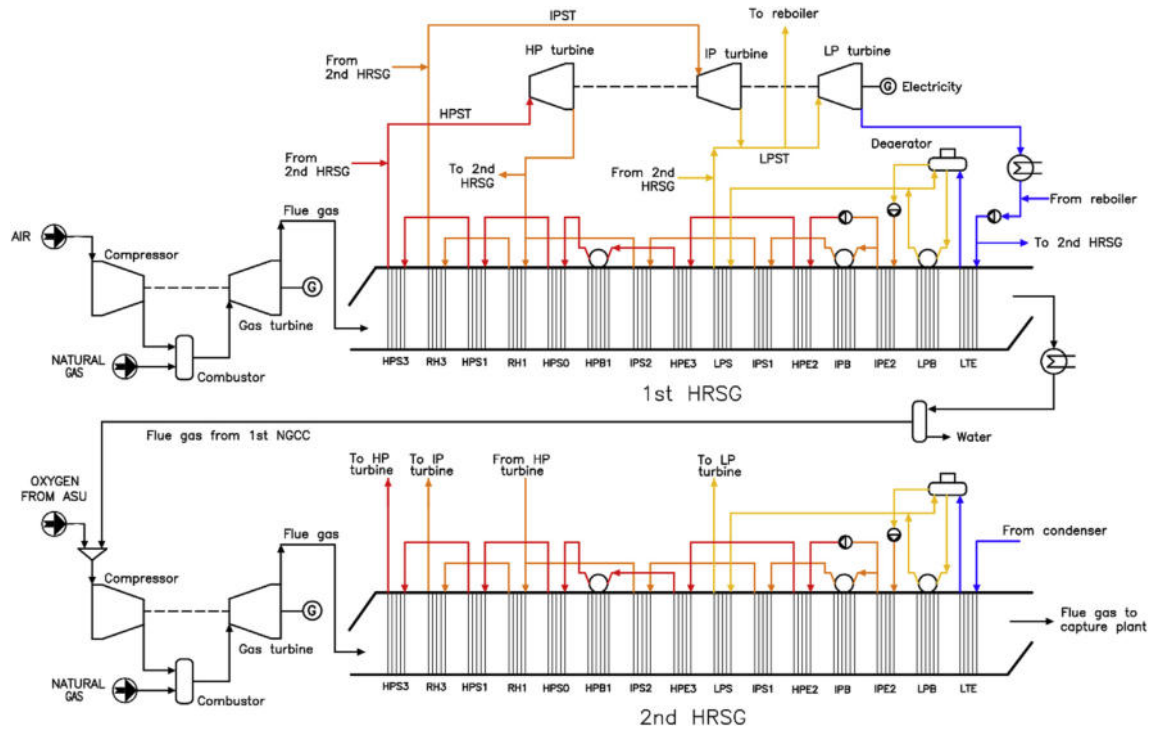


Fig. 3. Sequential gas turbine combustor (SGTC) combined cycle.

1. *Conventional NGCC*. The configuration includes two gas turbine trains in parallel, with a heat recovery steam generator (HRSG) for each gas turbine, and one steam turbine for both HRSG, as shown in Fig. 1. The steam produced in the HRSGs goes to the steam turbine to generate power. Three levels of steam are generated in the HRSG: high, intermediate, and low steam pressures.
2. *Exhaust Gas Recirculation (EGR)* presented in Fig. 2. This alternative has the same configuration as the conventional NGCC case, but with a cooler and a liquid-vapour separator incorporated in each train to cool and remove water from the flue gas recirculated to the gas turbine.
3. *Sequential Gas Turbine Combustor (SGTC)* presented in Fig. 3. The configuration consists of two NGCC in series, both have the same capacity. Each NGCC includes a gas turbine with a heat recovery steam generator (HRSG). The steam produced in the HRSGs is directed to the steam turbine to generate power. Three levels of steam are generated in the HRSG: high, intermediate, and low steam pressures. The SGTC has a cooler and a liquid-vapour separator to cool and remove water from the flue gas that enters to the second NGCC. Unlike with the configuration presented by Ref. [18], in this paper after cooling the flue gas, it is mixed with a high concentration O_2 produced from an air separation unit (ASU). The ASU employed a cryogenic distillation process. This alternative was selected because is the most cost-effective and energy efficient for oxygen production over 3000 tonne/day [19,20].

- Base case modelling in GT PRO

First, a 7HA.01 gas turbine is selected in GT PRO. Subsequently, based on the flow rate, temperature, and pressure of the exhaust gas generated in the gas turbine, the software automatically designs the steam turbines, HRSGs, condensers, heat exchangers, pumps, etc. Since GT PRO has the information of the machines selected, the only information needed is the ambient site conditions e.g. pressure, temperature, relative humidity and the natural gas composition. Table 1 presents the standard condition and the fuel composition taken to simulate the case studies.

- Modelling of the NGCC in GT MASTER

Modifications of the design conditions of a NGCC must be modelled at off-design. The mixture of exhaust gas plus air in EGR, or only exhaust gas instead of air as in SGTC is considered off-design condition. In order to simulate the typical NGCC at off-design, the model developed in GT PRO was sent to GT MASTER. In that software, the size of the steam turbines and some parameters e.g. heat transfer coefficient of each section of the HRSG, condenser, and other heat exchangers were fixed. The GT MASTER software uses correlations for heat transfer and pressure drop correlations which are well described by Refs. [7,22] to represent the behaviour of the HRSG at off-design.

- Modelling of EGR and SGTC plants in Thermoflex

Table 1

Ambient site condition and fuel composition.

Temperature (°C)	15
Pressure (bar)	1.013
Relative humidity (%)	60
Natural gas composition (%)	100% methane

2.2. Process modelling

The NGCC was simulated in Thermoflow^(TM), consisting of three main programs: GT MASTER, GT PRO, and THERMOFLEX. The program GT PRO utilises commercial gas turbine performance curves representing realistic market conditions [21].

In GT MASTER Software, only conventional NGCC configuration at off-design can be simulated. Due to some modifications needed in the NGCC, such as a system to split stream flue gas and a cooler of the exhaust gas which includes moisture removal and to extract steam from the cross-over for the PCC, the model developed in GT MASTER was sent to Thermoflow which is suitable for modification in the NGCC. In Thermoflex, the NGCC plant is altered. Here, the exhaust gas recirculation is cooled at 40 °C, and a recirculation of 35% of exhaust gas is considered [5,16]. In the case of SGTC, a cooler and a liquid-vapour separator are added to cool at 20 °C and remove the excess of water contained in the flue gas; CO₂ composition of air that enters the compressor is included. In addition, an ASU is incorporated to the power plant to bring O₂ in the combustor to increase the O₂ concentration around 16%.

- CO₂ capture process simulated in Aspen Plus version 9 using a rate-based approach.

The simulation was carried out with rate-based approach because it provides better predictions for the overall performance of the CO₂ capture system, CO₂ removal percentage, CO₂ loading, reboiler duty, etc. than equilibrium-stage model. The rate based model is a very useful simulation and optimisation tool to perform sensitivity analysis of some variables e.g. liquid/gas ratio (L/G), CO₂ concentration in the feed stream, CO₂ loading and MEA concentration, operating pressure, packing height and type [23]. To define the height of the columns at specific capture level, the lean loading was kept at 0.27 [24]. The diameters of the columns are calculated by Aspen Plus based on the flue gas flow rate, considering 80% flooding factor and Mellapak, Sulzer standard 250Y package. To find the optimum size of the absorber, the height is varied to get the highest rich loading. The ideal maximum rich loading with MEA is close to 0.5 mol CO₂/mol MEA. At specific height, the liquid to gas ratio (L/G) is varied to reach the defined capture rate (95%, 90%, 85%). The optimum packing volume is found when the effect of varying the height of the column in the rich loading is marginal. The size of the stripper column was performed by varying the boil up ratio (kg/kg) and the reboiler duty (MJ/kgCO₂). Like in absorber column design, the optimum packing volume is obtained when the effect of varying the boil up ratio in the regeneration energy is also marginal [25].

- CO₂ compressor unit simulated in Aspen Plus.

The number of stages is based on the advice reported by Ref. [26]. It depends on the nominal pressure ratio of the compressor system and not for only one stage. To compress CO₂ from 2 bar to 110 bar, for which the pressure ratio is 55, six stages are needed. For pressure ratios higher than 55 more compressor stages might be necessary. In this work, the CO₂ is compressed from 1.875 bar to 150 bar, with a pressure ratio of nearly 80. For that reason, one stage is added in this study i.e. seven stages. Inter-cooling and water removal equipment after each compressor were included. This may be equipped with up to 4 stages, with a maximum of 8 stages.

- Electricity output penalty

The electricity output penalty (EOP) (kWh/tonneCO₂) was calculated using the Equation (1) for the design of all alternatives:

$$EOP = \frac{kW_{without\ capture} - kW_{with\ capture}}{CO_2\ captured} \quad (1)$$

where $kW_{without\ capture}$ in (kW) is net power output without capture,

$kW_{with\ capture}$ in (kW) is the net power output with CO₂ capture which includes all losses for steam extraction and power for CO₂ compressors and archilleries, and the CO₂ captured in (tonneCO₂/h).

2.3. Cost estimation approach

2.3.1. Capital cost

The method selected to calculate the capital cost is based on [27]. The bare module cost of the equipment “i” ($C_{BM,i}$) is the sum of the direct and indirect costs associated with equipment purchase and installation [27,28]. The software used to estimate the bare module cost $C_{BM,i}$ of each equipment is shown in Table 2. For power plant and interconnecting cost, the $C_{BM,i}$ is estimated using the software PEACE™ from Thermoflow, which uses information provided by the manufactures and vendors. For the rest of the equipment e.g. capture and compressor plant, the $C_{BM,i}$ is estimated using the software Capcost™, and is based on design parameters e.g. size, capacity, operating pressure and the material of equipment (stainless steel [29,30]). PEACE™ and Capcost™ use the bottom up method. For the air separation unit (ASU), the capital expenditure is obtained using scale up factor method Eqn. (E1) (see Appendix E).

The bare module cost of the equipment i ($C_{BM,i}$) is used to calculate the total module cost ($C_{TM,i}$) of each equipment using Equation (2) [27]:

$$C_{TM,i} = C_{BM,i} + C_{Cont,i} + C_{Proc,i} + C_{Fee,i} \quad (2)$$

where $C_{TM,i}$ is the total module cost of equipment i ; $C_{BM,i}$ is the bare module cost of equipment i ; $C_{Cont,i}$ and $C_{Proc,i}$ are the project and process contingency cost of equipment i , respectively; and $C_{Fee,i}$ is the contractor’s fee cost of the equipment i .

For all equipment, $C_{Cont,i}$ is considered 20% of the $C_{BM,i}$ [31,32,and33]]. As $C_{Proc,i}$ is related to the maturity of the technology, therefore, it is different for each equipment: zero for well-known technologies, e.g. the NGCC without CCS [31,32,and33]], ASU and compression system; and 20% of $C_{BM,i}$ for processes with low technological maturity, e.g. carbon capture plant [31,32] and power plant with EGR and SGTC systems. $C_{Fee,i}$ is considered 3% of the total C_{BM} [27]. The sum of the all $C_{TM,i}$ is the total module cost of the plant (C_{TM}) as shown in Equation (3). This information is used to calculate the total fixed capital cost or total plant cost (TPC) presented in Equation (4) [27]:

$$C_{TM} = \sum_{i=1}^n C_{TM,i} \quad (3)$$

$$TPC = C_{TM} + C_{GR} \quad (4)$$

where C_{GR} is the grass root cost. The C_{GR} is related to the extra cost investment required to build a new plant and is defined by Equation (5) [27]:

Table 2

Capital cost software used to estimate the bare module cost $C_{BM,i}$, of each equipment.

Equipment	Software	Class ^a	Uncertainty
Power plant	PEACE™ from Thermoflow	IV	-15%/+30%
Capture plant	Capcost™	IV	-15%/+30%
CO ₂ compressor	Capcost™	IV	-15%/+30%
Interconnecting cost	PEACE™ from Thermoflow	IV	-15%/+30%
EGR and SGTC system	Capcost™	IV	-15%/+30%

^a Cost estimate classification used in this work is that of the Association for the Advancement of Cost Engineering International (AAACE) [31].

Table 3
Efficiencies and operating information of the main equipment of the power plant for all case studies without capture.

	Unit	NGCC	EGR	SGTC
Gas turbine				
Fuel mass flow rate (2 trains)	kg/s	27.41	27.08	27.54
Compressor inlet pressure	bar	1.003	1.003	1.003/1.013
Compressor outlet pressure	bar	22.09	21.66	22.09/22.18
Pressure ratio	–	22.02	21.6	22.02/21.6
LHV	kJ/kg	50,047	50,047	50,047
Steam turbine				
Main steam temperature (set point)	°C	580	580	580/581
Main steam pressure	Bar	125.8	127.4	125.8/128.1
Main steam mass flow to HP steam turbine (2 trains)	kg/s	150.9	153.1	75.5/77.2
Steam pressure crossover	bar	3.382	3.382	3.382/3.385
Condenser pressure	bar	0.0483	0.0483	0.0483/0.0483
Flue gas composition				
N ₂	mol %	75.0	74.1	74.1
O ₂	mol %	11.4	7.0	6.7
CO ₂	mol %	4.3	6.5	8.5
H ₂ O	mol %	9.4	11.5	9.7
Ar	mol %	0.9	0.9	1.0

Table 4
Performance of all case studies with CO₂ capture at 95% and 90% capture levels.

	Unit	95% capture level			90% capture level		
		NGCC	EGR	SGTC	NGCC	EGR	SGTC
Power plant							
Gross power output	MW	843.7	829.1	844.3	843.7	829.1	844.3
Power plant auxiliary consumption	MW	21.1	19.2	45.6 ^a	21.1	19.2	45.6 ^a
Power output without CO ₂ capture	MW	822.6	809.9	798.7	822.6	809.9	798.7
Power output with CO ₂ capture	MW	725.9	720.1	712.5	730.2	724.5	713.8
Power consumption CO ₂ compressor unit	MW	22.0	21.7	22.1	20.9	20.6	20.9
Net power output with CO ₂ capture	MW	703.8	698.4	690.4	709.4	703.9	692.9
Efficiency, <i>n</i>	%	51.3	51.5	50.1	51.7	51.9	50.3
Post-combustion carbon capture (PCC) plant							
Total flue gas flow rate to PCC plant	kg/s	1146.1	742.0	585.9	1146.1	742.0	585.9
Total CO ₂ in flue gas stream	kg/s	75.7	74.6	75.8	75.7	74.6	75.8
Total CO ₂ captured	kg/s	71.9	70.8	72.0	68.1	67.1	68.2
Lean loading (mol CO ₂ /mol MEA)	mol/mol	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27
Total steam extracted to PCC units	kg/s	125.0	122.7	124.2	118.4	116.0	118.1
Reboiler duty	MJ/kgCO ₂	3.76	3.74	3.73	3.76	3.74	3.73
Number of absorbers operating	–	4	4	4	4	4	4
Flue gas mass flow per absorber	kg/s	276.8	176.6	140.6	276.8	176.6	140.6
Packing volume per absorber	m ³	2423	1571	1270	1723	1101	881
Number of strippers operating	–	2	2	2	2	2	2
Reboiler pressure	bar	1.9	1.9	1.9	1.9	1.9	1.9
Solvent mass flow per stripper	kg/s	850.6	828.8	840.7	806.0	784.2	795.5
Packing volume per stripper	m ³	497	487	496	471	460	469
Carbon intensity							
Carbon intensity without CCS	kgCO ₂ /MWh	331.3	331.4	341.5	331.3	331.4	341.5
Carbon intensity with CCS	kgCO ₂ /MWh	19.4	19.2	19.8	38.4	38.1	39.4

^a Energy consumption of the ASU is included, which is 23.4 MW.

$$C_{GR} = C_{aux} + C_{land} \quad (5)$$

where C_{aux} is the cost of auxiliary facilities; C_{land} is the cost related to the land and yard improvements. C_{GR} is considered 24.4% of TPC (32.3% of C_{TM}) [34].

Finally, the total overnight cost (TOC) is estimated using Equation (6):

$$TOC = TPC + C_{own} \quad (6)$$

where C_{own} is the owner's cost which is calculated considering 7% of TPC (PEACE™ software). Finally, the TOC was updated to 2017 using the Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI).

2.3.2. Operating and maintenance cost

Operation and maintenance (O&M) cost for the NGCC are provided by Ref. [35], which includes real O&M cost used in Mexico. A location factor of 0.76 for the carbon capture, CO₂ compression and ASU is used to tropicalize the O&M costs to the Mexico's region [36] after [37].

2.3.3. Levelised cost of electricity

An economic analysis was performed for comparison of CCS technologies. The cost metric used for this study is the levelised cost of electricity (LCOE) reported in 2017 constant-dollar, excluding general inflation or real cost escalations of the plant life (e.g. labor, material, fuel, among others). The LCOE was estimated

Table 5
Performance of all case studies with CO₂ capture at 85% capture level.

	Unit	85% capture level		
		NGCC	EGR	SGTC
Power plant				
Gross power output	MW	843.7	829.1	844.3
Power plant auxiliary consumption	MW	21.1	19.2	45.6 ^a
Power output without CO ₂ capture	MW	822.6	809.9	798.7
Power output with CO ₂ capture	MW	734.6	728.7	718.2
Power consumption CO ₂ compressor unit	MW	19.7	19.4	19.7
Net power output	MW	714.9	709.3	698.5
Efficiency, <i>n</i>	%	52.1	52.3	50.7
Post-combustion carbon capture (PCC) plant				
Total flue gas flow rate to PCC plant	kg/s	1146.1	742.0	585.9
Total CO ₂ in flue gas stream	kg/s	75.7	74.6	75.8
Total CO ₂ captured	kg/s	64.3	63.4	64.4
Lean loading (mol CO ₂ /mol MEA)	mol/mol	0.27	0.27	0.27
Total steam extracted to PCC units	kg/s	111.7	109.5	111.4
Reboiler duty	MJ/kgCO ₂	3.76	3.74	3.73
Number of absorbers operating	–	4	4	4
Flue gas mass flow per absorber	kg/s	276.8	176.6	140.6
Packing volume per absorber	m ³	1413	882	699
Number of strippers operating	–	2	2	2
Reboiler pressure	bar	1.9	1.9	1.9
Solvent mass flow per stripper	kg/s	760.6	740.3	751.0
Packing volume per stripper	m ³	444	435	442
Carbon intensity				
Carbon intensity without CCS	kgCO ₂ /MWh	331.3	331.4	341.5
Carbon intensity with CCS	kgCO ₂ /MWh	57.2	56.8	58.6

^a Energy consumption of the ASU is included, which is 23.4 MW.

using the Equations (7) and (7a) [38]:

$$LCOE = \frac{TOC \times FCF + FOM}{MW \times CF \times 8760} + VOM + HR \times FC + TCO_2 \quad (7)$$

$$FCF = \frac{r \times (1 + r)^T}{(1 + r)^T - 1} \quad (7a)$$

where the LCOE is in (\$ U.S. 2017 dollar/MWh); FCF is the fixed charge factor (dimensionless); TOC is the total Overnight Cost (\$); FOM is the annual fixed O&M costs (\$); MW is the net power output

(MW); CF is the capacity factor (%); VOM is the variable O&M costs per MWh (\$/MWh); FC is the fuel cost per unit of energy (\$/MJ); HR is the net power heat rate (MJ/MWh); TCO₂ is the CO₂ transport cost (\$/MWh); *r* = interest rate (10%); and *T* is the economic life of the plant (30 years).

For CO₂ transport cost from NGCC power plant to reservoir 3.65 \$/tCO₂ at 2011 is considered based on [39]. Meanwhile, baseline fuel costs for this analysis is \$5 per million of British thermal unit (\$/MMBtu), this was determined using data from the Comisión Reguladora de Energía [40]. The economic life of the plant was assumed to be 30 years, because most of the NGCCs power plants in

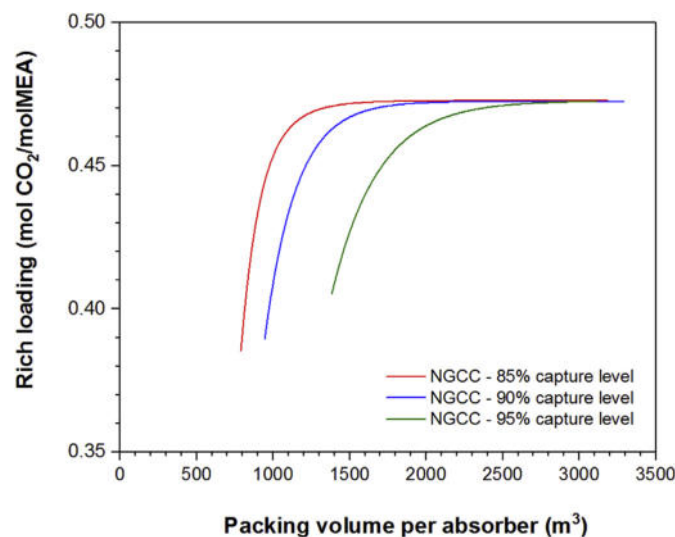


Fig. 4. Variation of the rich loading of the absorber for conventional NGCC at 95%, 90%, and 85% for different volumes.

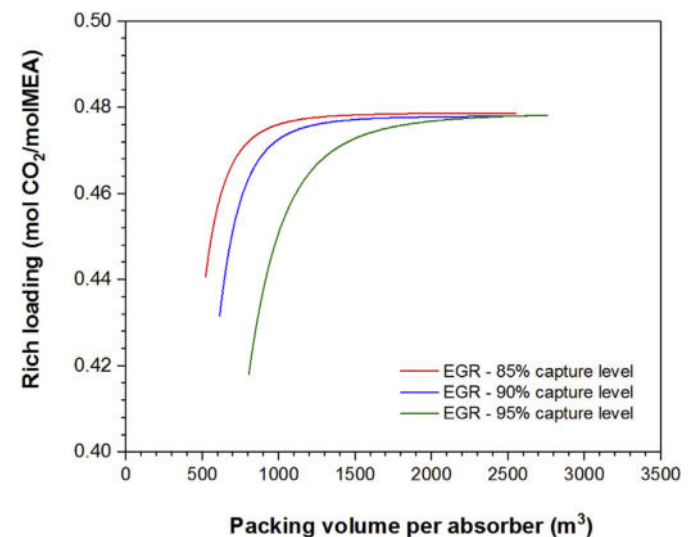


Fig. 5. Variation of the rich loading of the absorber for conventional EGR at 95%, 90%, and 85% for different volumes.

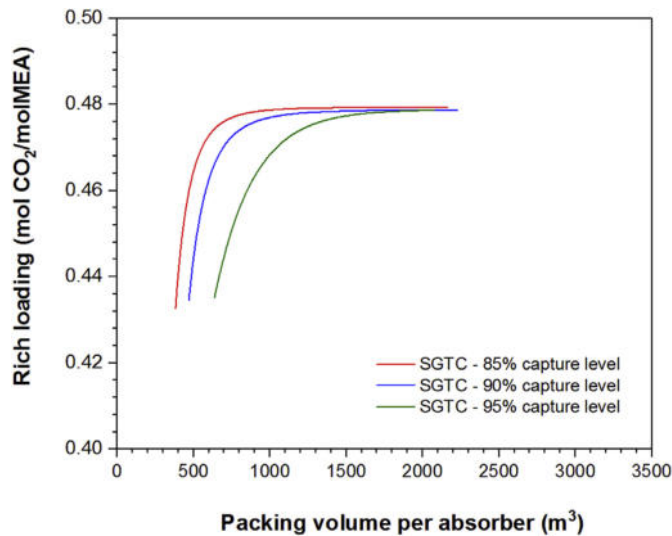


Fig. 6. Variation of the rich loading of the absorber for conventional SGTC at 95%, 90%, and 85% for different volumes.

Mexico have been in operation, at least, for more than 30 years [41,42]. 85% of capacity factor (CF) was assumed and the analysis of carbon prices is not taken into consideration.

3. Results of all the case studies

Key parameters and specific information related to the power plant without PCC for all case studies, which do not change at different capture levels, are provided in Table 3. The results without capture are compared with information reported in the literature in Table C1.

Results of all case studies at 90% and 95% capture levels are presented in Table 4. At 90%, the total power output generated by the conventional NGCC with CO₂ capture is 709 MW. This power is reduced to 704 MW when a percentage of flue gas is recirculated to the gas turbine, the reduction is in agreement with [22]. This happens because the flue gas temperature is decreased to 40 °C, and subsequently mixed with air at 15 °C resulting in a temperature

higher than 15 °C, which leads to a reduction in the density and in the mass flow. The reduction of the air mass flow decreases the pressure ratio of the compressor which results in a reduction of the outlet pressure of the compressor and the inlet pressure of the turbine; finally, this leads to a reduction of the gas turbine power output. With EGR, the volume of absorber columns reduces from 1723 m³ to 1101 m³.

At 90% capture level, the total power output of SGTC is 693 MW, 11 MW lower than in EGR mainly because of the power required in the ASU which is around 23.4 MW. The reduction of the flue gas volume leads to a reduction in the volume 1723 m³ to 881 m³ almost by half. The power output is lower than the conventional NGCC due to the same reasons explained for EGRs: a) the CO₂ and O₂ concentration in the flue gas that goes to the capture plant increases and decreases respectively, b) before the flue gas is sent to the second compressor, its temperature is decreased to 20 °C, which is higher than the 15 °C of the air in conventional NGCC.

Results show that when the capture level is increased from 90% to 95%, the efficiency of the power plants reduces from 51.7%, 51.9%, and 50.3%–51.3%, 51.5%, and 50.1% for NGCC, EGR, and SGTC, respectively. In order to reach a capture level of 95%, it was necessary to adjust the liquid to gas ratio (L/G) and the height and diameter of the absorber. The volume of the absorbers for NGCC, EGR, and SGTC increases from 1723 m³, 1101 m³, 881 m³ to 2423 m³, 1571 m³, 1270 m³, respectively.

On the other hand, when the capture level is reduced from 90% to 85% for all case studies, the efficiency penalty is lower than at 90% and 95% as presented in Table 5. However, it is important to mention that the main reason for incorporating CO₂ capture is to mitigate climate change and, at 85%, the carbon intensity is higher as presented in Tables 4 and 5

A sensitivity analysis was carried out in order to estimate the size of the main equipment: absorber and stripper. Figs. 4–6 show the variation of the volume with the rich loading for all case studies, at certain point, increasing the size of the equipment, no significant benefits were observed. As mentioned previously, the ideal maximum rich loading with MEA is close to 0.5 mol CO₂/mol MEA. In Appendix F, Figs. F1–F6 show the results of the optimisation of the size of the stripper by varying the boil up ration.

The comparison of the EOP is illustrated in Fig. 7 for all case studies at 95%, 90%, and 85% capture levels. The EOP is one of the

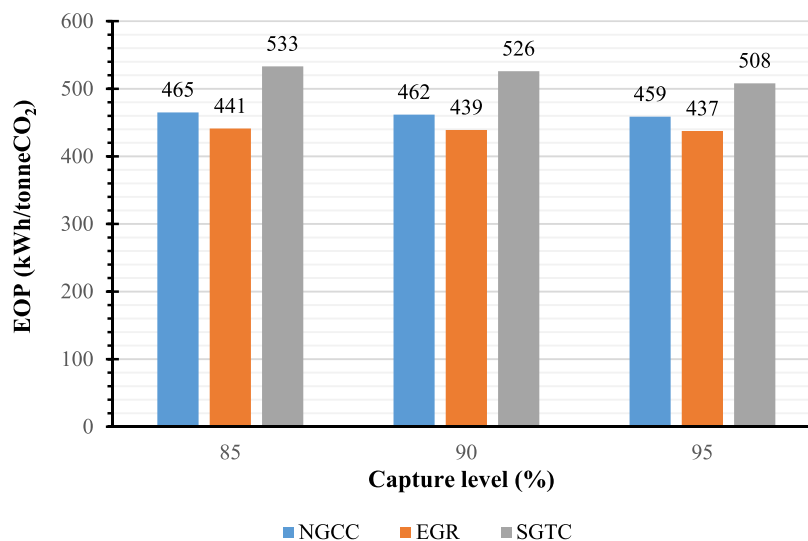


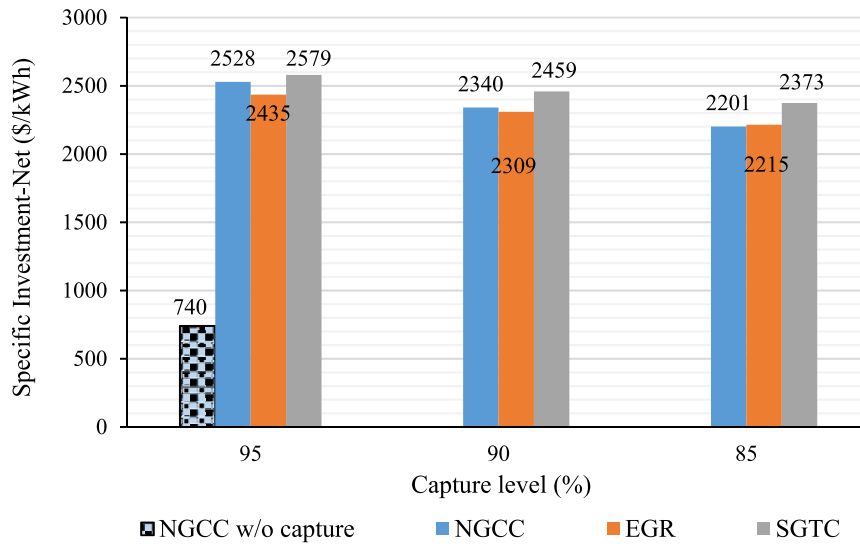
Fig. 7. EOP for all case studies at 95%, 90%, and 85% capture levels.

criteria used to define the design and the capture level in this work. The lowest and highest EOP at different capture levels is represented by EGR and conventional NGCC as presented in Fig. 7. SGTC represents the highest EOP mainly for the energy required by the ASU, however, it is important to mention that with this alternative the volume of the absorber is reduced almost 50%, the cost implication ASU vs volume capture plant is quantified in the next section. In general, for all case studies the difference is marginally.

4. Economic assessment

The specific investments of the conventional NGCC, EGR, and

SGTC at different capture levels are presented in Fig. 8, and more details is shown in Tables C2-C4 in Appendix C. The cost of geological storage is not included as the CO₂ produced is considered for EOR. The net specific investment for the conventional NGCC without capture is 740 \$/kW, which increases to 2528 \$/kW, 2435 \$/kW, and 2579 \$/kW for NGCC, EGR and SGTC, respectively, when carbon capture is incorporated at 95% capture level. Despite the fact that, at 95% capture level the electricity is produced at nearly zero-carbon emissions, the costs are higher in comparison with 90% capture, which the capital cost is lower e.g. 2340 \$/kW, 2309 \$/kW, and 2459 \$/kW for NGCC, EGR and SGTC, respectively. The cost reduction is mainly for the capture plant. The net specific



^a Location factor is equals to 1.01 and was used to adjust the total capital expenditure (CAPEX) from US gulf coast to the Mexican region [36] after [37]

Fig. 8. Capital cost at 95%, 90%, 85% capture level for all case studies (2017 constant \$).

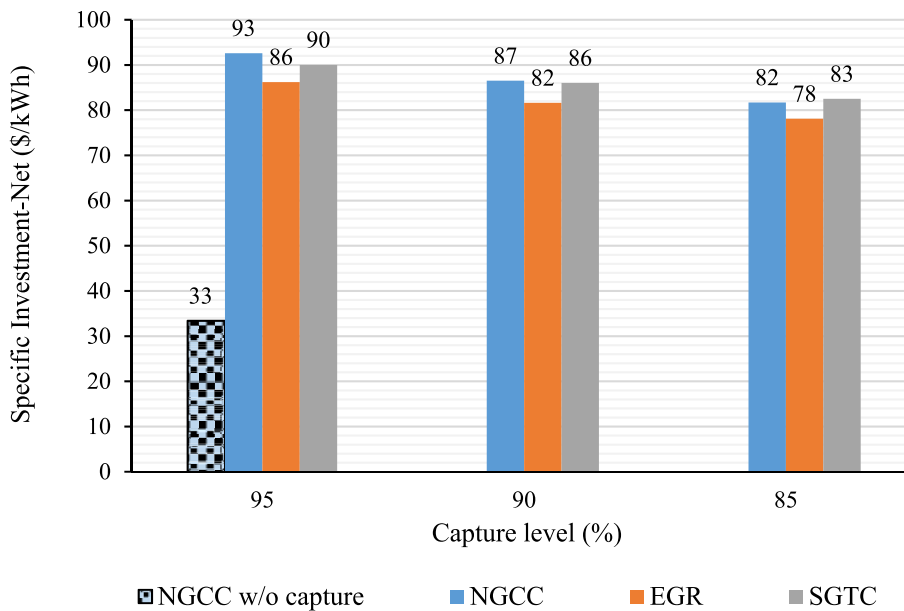


Fig. 9. O&M cost at 95%, 90%, 85% capture level for all case studies (2017 constant \$).

investment is even lower at 85% capture 2201 \$/kW, 2215 \$/kW, and 2373 \$/kW for NGCC, EGR and SGTC, respectively. For all cases, SGTC represents the highest cost. The capital cost of the NGCC with capture plant was compared with information presented by different authors. As shown in Appendix C, the result is in good agreement with the range presented in the literature.

Operating and maintenance (O&M), including transport cost, for all case studies at different capture levels is presented in Fig. 9, and more details is shown in Tables C5-C7 in Appendix C. O&M at 95% is 92.6 \$/kW, 86.2 \$/kW, 90.0 \$/kW for NGCC, EGR, and SGTC, respectively. The lowest O&M, similarity to capital cost, is at 85%

capture level. The lowest O&M corresponds to EGR, when the capture level is reduced from 95% to 85%, the O&M cost is reduced by 9.4% points from 86.2 \$/kW at 95% capture to 78.1 \$/kW at 85% capture.

Information presented in Figs. 8 and 9 are used to calculate the LCOE, which is shown in Fig. 10 and with more detail in Figs. 1 and D1 for all case studies, considering no revenue for selling CO₂ and a gas price at 5 \$/MMBTU (4.7 \$/GJ), which has been an average price in the last 10 years in North America [44]. The LCOE of the NGCC is 82 \$/MWh at 95% and 74.8 \$/MWh at 85% capture rate. Fig. 10 contains two regions based on the LCOE of the conventional

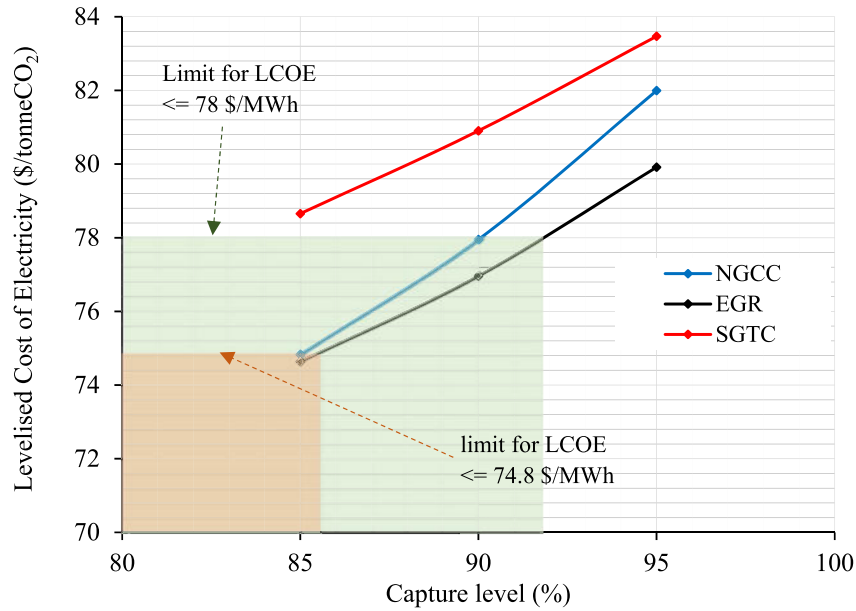


Fig. 10. Levelised cost of electricity for NGCC, EGR, and SGTC at different capture levels. Gas price 5 \$/MMBTU and not revenue for selling CO₂ is considered.

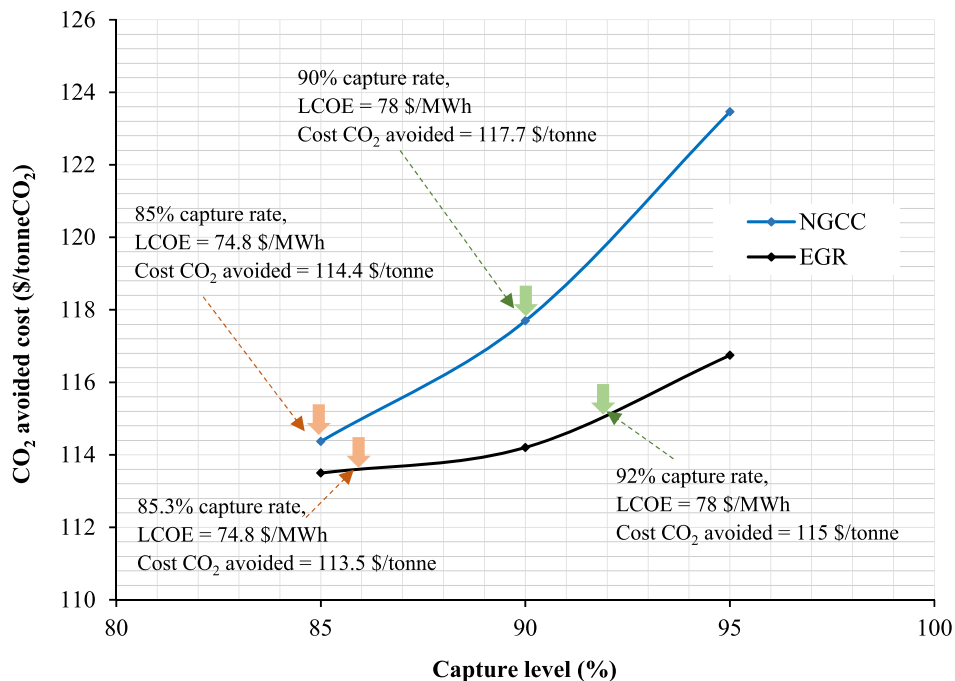


Fig. 11. Cost of CO₂ avoided for NGCC and EGR at different capture levels.

NGCC. The first region represents the lowest EOP and LCOE of NGCC at 85% capture rate. At the same LCOE of 74.8 \$/MWh, the capture level can be increased from 85% to 85.3% if the configuration is changed to EGR. The capture level can be increased from 90% to 92% if EGR is implemented while maintaining the same LCOE of 78 \$/MWh as at 90% capture rate. The configuration SGTC represents the highest LCOE and does not have any economic benefit even when the packing volume of absorbers is reduced 50% approximately.

A power plant with CO₂ capture produces additional CO₂ per unit of power generated with respect to a reference plant (without capture) due to the efficiency penalty relating to the CO₂ capture and compressor unit, which is illustrated in terms of cost of CO₂ avoided. This is calculated using the Equation D1 presented in Appendix D and is presenting for the NGCC and EGR in Fig. 11. The results for the conventional NGCC are in agreement with [2]. For EGR, from the three capture levels evaluated, there is a minimum at 85% for a 113.5 \$/tonneCO₂ avoided that increased only marginally at 90% and at 95% capture level.

At 90% capture, the cost of the CO₂ avoided for conventional NGCC is 117.7 \$/tonneCO₂. This cost could be reduced if EGR is implemented, maintaining the same or higher capture rate than 90%, and the same or lower LCOE: If EGR configuration is implemented: the capture rate could be increased to 92% without varying the LCOE, and the cost avoided could be reduced marginally by 2.23% from 117.7 \$/tonneCO₂ to 115 \$/tonneCO₂.

5. Conclusions

- The electricity output penalty and economic assessment were carried out for three case studies: conventional NGCC, EGR, and SGTC with CO₂ capture for different capture rates 95%, 90% and 85%.
- The absorber and stripper were optimised based on L/G and boil up ratio respectively. The volume of the SGTC is reduced by half and the EGR by 17% approximately compared with conventional NGCC.
- The highest electricity output penalty (EOP) for all case studies is at 85% capture rate.
- SGTC represents the highest EOP at different capture rates. Although the number of absorbers is reduced by half, this alternative represents the highest LCOE due to the incorporation of the ASU to supply O₂ to the second combustor to maintain O₂ concentration higher than 16 mol%.
- If EGR is incorporated, the capture level could increase from 90% to 92% without any increment in the LCOE (78 \$/MWh) and at marginally lower cost of CO₂ avoided (115 \$/tonneCO₂).
- Most of the work published in the literature defines 90% of capture level, 10% is emitted to the atmosphere. With EGR, CO₂ emissions can be reduced from 10% to 8%.

Acknowledgements

The authors would like to thank the Mexican National Council for Science and Technology (CONACyT) and the Instituto Nacional de Electricidad y Energías Limpias (INEEL) for financial support to Pablo René Díaz Herrera. We are grateful to Dr Gabriel León for providing support to carry out the simulation in Thermoflow software.

Appendix A

Thermoflow™

1. Steam properties used GT PRO, GT MASTER, STEAM PRO, STEAM MASTER, THERMOFLEX, and RE-MASTER is IFC-67. IFC-67: For many years, the industry standard for the calculation of steam properties was the IFC 1967 Formulation for Industrial Use. This was the basis of the ASME steam tables published between the late 1960's and the late 1990's. This formulation can be utilized for pressures up to 14,503 psia (1000 bar) and temperatures up to 1472 °F (800 °C).
2. The predominantly gas properties used is the ideal gas formulation. Exceptions are made in some cases. At low pressures, all components are treated as ideal gases, i.e. enthalpy and specific heat are functions of temperature alone. This underlying assumption results in reasonably accurate property estimations at moderate to high temperatures and low pressures. When temperature is low and/or the partial pressures of one or more components are relatively high, however, there are effects of pressure upon enthalpy not well-represented by these ideal gas relations. The program augments the ideal gas relations as necessary for:
 - Liquid water in equilibrium with the water vapour in the gas mixture,
 - Departure from ideal gas enthalpy and entropy of gases at moderate pressure,
 - Representation of the H₂O vapour with steam property functions, at moderate to high pressures,
 - Representation of N₂, O₂, and particularly CO₂ with the NIST property functions at low temperatures and high pressures.

These effects are all negligible for air at ISO conditions [59 °F (15 °C), 60% relative humidity, at sea level] and for ordinary combustion product gases at atmospheric pressure so long as they are not cooled to near their dew point.

Aspen plus®

The amine solution system of the MEA-based carbon capture process, for the property method in the liquid phase, the ELECNRTL method calculated via non-ideal models is used for liquid phase material (such as, water, amine and hydramine) to absorb acid gas. ASPEN PLUS has a large built in databank of electrolyte reaction and interaction parameters for many electrolytes systems.

For gaseous phase parameters, Redlich-Kwong equation is selected.

Appendix B

The CEPCI is dimensionless numbers used to adjust process plant construction costs from one period to another. The updated cost at 2013 is calculated using Equation (B1).

$$Cost (cost at 2017) = Cost (past date) \left[\frac{Index at 2017}{Index (past date)} \right] \quad (B1)$$

where *Cost (past date)* is the scaled cost calculated from 2011, the *Index (past date)*, and the Index at 2017 is 567.5.

Appendix C

Table C1

Comparison of capital costs of a conventional NGCC with and without capture obtained in this work with respect to literature.

	This work	GCCSI, 2017 [45]	DOE/NETL, 2015 [33]	Rubin et al., 2015 ^a [38]	DOE/NETL, 2010 [31]	Rubin et al., 2015 ^a [38]
Net power output without CO ₂ capture	822.6	630	630	661	555	910
Net power output with CO ₂ capture	MW 709.4	559	559	573	473	789
Capture level	% 90%	90%	90%	90%	90%	90%
Total Plant Cost (TPC) ^b	\$/kW 1536	1531	1481	1648	1226	2079
Total Overnight Cost (TOC) ^b	\$/kW 1660	N.A.	1804	1832	1497	2310
Total Capital Requirement (TCR)	\$/kW N.A.	N.A.	N.A.	2061	N.A.	2599
Reference year	\$ 2017	2015	2011	2013	2007	2013

^a Escalate TPC is to TCR = 1.25. Escalate TOC to TCR = 1.125 (factors used by Rubin et al., 2015 study).

^b For purpose of comparison, TPC and TOC are calculated based on net power output without CO₂ capture (reference plant).

Table C2

Capital cost at 95% capture level for all case studies (2017 constant \$).

	Units	NGCC w/o CCS	NGCC	EGR	SGTC
Power output with CO ₂ capture	MW	822.6	703.8	698.4	690.4
Power plant package					
Gas turbine	\$M	170.5	170.5	170.5	170.5
Steam turbine	\$M	94.5	94.5	94.5	94.5
HRSG	\$M	81.2	81.2	81.2	81.2
Other equipment/units					
EGR/SGTC system	\$M	0	0	18.5	51.0
Interconnecting	\$M	0	10.3	8.0	6.3
Air separation unit package					
Air separation unit (ASU)	\$M	0	0	0	48.7
PCC package					
Absorber	\$M	0	377.7	283.1	256.7
Stripper	\$M	0	150.1	147.2	150.1
CO₂ compression package					
Compressors	\$M	0	42.2	41.6	42.3
Intercooling system	\$M	0	7.5	7.4	7.5
Bare module cost (C_{BM})	\$M	346.2	934.1	851.9	908.8
Process contingency	\$M	0.0	105.6	160.6	162.1
Contingency project	\$M	69.2	186.8	170.4	181.8
Contractor's Fee	\$M	10.4	28.0	25.6	27.3
Total module cost (C_{TM})	\$M	425.8	1254.5	1208.3	1279.8
Grass roots cost	\$M	137.4	404.9	390.0	413.1
Total Plant Cost (TPC)	\$M	563.2	1659.3	1598.3	1692.9
Owner's cost	\$M	39.4	116.2	111.9	118.5
Total Owner's cost (TOC)	\$M	602.6	1775.5	1710.2	1811.4
TOC at Mexican region^a	\$M	608.6	1793.2	1727.3	1829.5
Specific Investment-Net	\$/kWh	739.9	2528.0	2435.1	2579.1

^a Location factor is equals to 1.01 and was used to adjust the total capital expenditure (CAPEX) from US gulf coast to the Mexican region [36] after [37].

Table C3

Capital cost at 90% capture level for all case studies (2017 constant \$).

	Units	NGCC w/o CCS	NGCC	EGR	SGTC
Power output with CO ₂ capture	MW	822.6	709.4	703.9	692.9
Power plant package					
Gas turbine	\$M	170.5	170.5	170.5	170.5
Steam turbine	\$M	94.5	94.5	94.5	94.5
HRSG	\$M	81.2	81.2	81.2	81.2
Other equipment/units					
EGR/SGTC system	\$M	0	NA	18.5	51.0
Interconnecting	\$M	0	10.3	8.0	6.3
Air separation unit package					
Air separation unit (ASU)	\$M	0	0	0	48.7
PCC package					
Absorber	\$M	0	322.9	248.9	225.2
Stripper	\$M	0	142.1	139.8	142.1
CO₂ compression package					
Compressors	\$M	0	40.0	39.4	40.0
Intercooling system	\$M	0	7.1	7.0	7.1
Bare module cost (C_{BM})	\$M	346.2	868.5	807.6	866.6

Table C3 (continued)

	Units	NGCC w/o CCS	NGCC	EGR	SGTC
Process contingency	\$M	0.0	93.0	152.2	154.2
Contingency project	\$M	69.2	173.7	161.5	173.3
Contractor's Fee	\$M	10.4	26.1	24.2	26.0
Total module cost (C_{TM})	\$M	425.8	1161.3	1145.7	1220.1
Grass roots cost	\$M	137.4	374.8	369.8	393.8
Total Plant Cost (TPC)	\$M	563.2	1536.1	1515.4	1613.9
Owner's cost	\$M	39.4	107.5	106.1	113.0
Total Owner's cost (TOC)	\$M	602.6	1643.6	1621.5	1726.9
TOC at Mexican region^a	\$M	608.6	1660.1	1637.7	1744.1
Specific Investment-Net	\$/kWh	739.9	2340.3	2308.7	2458.8

^a Location factor is equals to 1.01 and was used to adjust the total capital expenditure (CAPEX) from US gulf coast to the Mexican region [36] after [37].

Table C4

Capital cost at 85% capture level for all case studies (2017 constant \$).

	Units	NGCC w/o CCS	NGCC	EGR	SGTC
Power output with CO ₂ capture	MW	822.6	714.9	709.3	698.5
Power plant package					
Gas turbine	\$M	170.5	170.5	170.5	170.5
Steam turbine	\$M	94.5	94.5	94.5	94.5
HRS	\$M	81.2	81.2	81.2	81.2
Other equipment/units					
EGR/SGTC system	\$M	0	0	18.5	51.0
Interconnecting	\$M	0	10.3	8.0	6.3
Air separation unit package					
Air separation unit (ASU)	\$M	0	0	0	48.7
PCC package					
Absorber		0	285.0	226.6	206.4
Stripper		0	134.0	131.7	133.5
CO₂ compression package					
Compressors	\$M	0	37.8	37.2	37.8
Intercooling system	\$M	0	6.7	6.6	6.7
Bare module cost (C_{BM})	\$M	346.2	820.0	774.7	836.6
Process contingency	\$M	0.0	83.8	146.2	148.7
Contingency project	\$M	69.2	164.0	154.9	167.3
Contractor's Fee	\$M	10.4	24.6	23.2	25.1
Total module cost (C_{TM})	\$M	425.8	1092.4	1099.1	1177.7
Grass roots cost	\$M	137.4	352.6	354.7	380.1
Total Plant Cost (TPC)	\$M	563.2	1444.9	1453.8	1557.8
Owner's cost	\$M	39.4	101.1	101.8	109.0
Total Owner's cost (TOC)	\$M	602.6	1546.1	1555.6	1666.8
TOC at Mexican region^a	\$M	608.6	1561.6	1571.2	1683.5
Specific Investment-Net	\$/kWh	739.9	2201.4	2214.9	2373.3

^a Location factor is equals to 1.01 and was used to adjust the total capital expenditure (CAPEX) from US gulf coast to the Mexican region [36] after [37].

Table C5

O&M cost at 95% capture level for all case studies (2017 constant \$).

	Unit	NGCC w/o CCS	NGCC	EGR	SGTC
Power plant					
Fixed O&M costs ^a	M\$/year	12.2	12.5	13.1	14.2
Variable costs ^a	M\$/year	15.3	15.3	15.1	14.9
Air separation unit (ASU)					
Fixed O&M costs ^{b, d}	M\$/year	–	–	–	1.3
Variable cost ^{c, d}	M\$/year	–	–	–	1.0
CO₂ capture and compression					
Fixed O&M costs ^{b, d}	M\$/year	–	17.7	14.7	14.0
Variable cost ^{c, d}	M\$/year	–	13.1	10.8	10.3
Total	M\$	27.5	58.7	53.7	55.6
Total O&M - net	\$/kW	33.4	83.3	76.9	80.5
CO₂ transport cost					
Total CO ₂ captured	ton/year	–	1,927,667	1,898,823	1,929,426
Transport cost ^e	M\$/year	–	6.6	6.5	6.6
Transport cost	\$/kW	-	9.3	9.3	9.5

^a It assumed annual fixed O&M cost equals to 2% of the TOC of the power plant and the variable cost equals to \$2.5/MWh based on electricity output without CO₂ capture from COPAR [35] (location factor is not necessary).

^b The annual fixed O&M cost is equal to 2% of the TOC of each plant [43].

^c The annual variable O&M cost is equals to 1.475% of the TOC of each plant [43].

^d Location factor of 0.76 was used to tropicalize the O&M costs to the Mexico's region [36] after [37].

^e 3.65 \$/tCO₂ (2011) is considered based on [39] and updated to 2017 = 3.408 \$/tCO₂.

Table C6
O&M cost at 90% capture level for all case studies (2017 constant \$).

	Unit	NGCC w/o CCS	NGCC	EGR	SGTC
Power plant					
Fixed O&M costs ^a	M\$/year	12.2	12.5	13.1	14.2
Variable costs ^a	M\$/year	15.3	15.3	15.1	14.9
Air separation unit (ASU)					
Fixed O&M costs ^{b, d}	M\$/year	–	–	–	1.3
Variable cost ^{c, d}	M\$/year	–	–	–	1.0
CO₂ capture and compression					
Fixed O&M costs ^{b, d}	M\$/year	–	15.7	13.3	12.7
Variable cost ^{c, d}	M\$/year	–	11.6	9.8	9.3
Total	M\$	27.5	55.1	51.3	53.3
Total O&M - net	\$/kW	33.4	77.7	72.9	77.0
CO₂ transport cost					
Total CO ₂ captured	ton/year	–	1,826,211	1,798,885	1,827,877
Transport cost ^e	M\$/year	–	6.2	6.1	6.2
Transport cost	\$/kW	-	8.8	8.7	9.0

^a It assumed annual fixed O&M cost equals to 2% of the TOC of the power plant and the variable cost equals to \$2.5/MWh based on electricity output without CO₂ capture from COPAR [35] (location factor is not necessary).

^b The annual fixed O&M cost is equal to 2% of the TOC of each plant [43].

^c The annual variable O&M cost is equals to 1.475% of the TOC of each plant [43].

^d Location factor of 0.76 was used to tropicalize the O&M costs to the Mexico's region [36] after [37].

^e 3.65 \$/tCO₂ (2011) is considered based on [39] and updated to 2017 = 3.408 \$/tCO₂.

Table C7
O&M cost at 85% capture level for all case studies (2017 constant \$).

	Unit	NGCC w/o CCS	NGCC	EGR	SGTC
Power plant					
Fixed O&M costs ^a	M\$/year	12.2	12.5	13.1	14.2
Variable costs ^a	M\$/year	15.3	15.3	15.1	14.9
Air separation unit (ASU)					
Fixed O&M costs ^{b, d}	M\$/year	–	–	–	1.3
Variable cost ^{c, d}	M\$/year	–	–	–	1.0
CO₂ capture and compression					
Fixed O&M costs ^{b, d}	M\$/year	–	14.2	12.3	11.8
Variable cost ^{c, d}	M\$/year	–	10.5	9.1	8.7
Total	M\$	27.5	52.5	49.6	51.7
Total O&M - net	\$/kW	33.4	73.5	69.9	74.1
CO₂ transport cost					
Total CO ₂ captured	ton/year	–	1,724,755	1,698,947	1,726,329
Transport cost ^e	M\$/year	–	5.9	5.8	5.9
Transport cost	\$/kW	-	8.2	8.2	8.4

^a It assumed annual fixed O&M cost equals to 2% of the TOC of the power plant and the variable cost equals to \$2.5/MWh based on electricity output without CO₂ capture from COPAR [35] (location factor is not necessary).

^b The annual fixed O&M cost is equal to 2% of the TOC of each plant [43].

^c The annual variable O&M cost is equals to 1.475% of the TOC of each plant [43].

^d Location factor of 0.76 was used to tropicalize the O&M costs to the Mexico's region [36] after [37].

^e 3.65 \$/tCO₂ (2011) is considered based on [39] and updated to 2017 = 3.408 \$/tCO₂.

Appendix D

Cost of CO₂ avoided.

The cost of CO₂ avoided compares a plant with CCS to a

“reference plant” without CO₂ capture, and quantifies the average cost of avoiding a unit of atmospheric CO₂ emissions per MWh. Mathematically it can be defined as [46]:

$$\text{Cost of CO}_2 \text{ avoided } (\$/\text{tCO}_2) = \frac{(\text{LCOE})_{\text{with capture}} - (\text{LCOE})_{\text{without capture}}}{\left[\frac{\text{tCO}_2}{\text{MWh}} \right]_{\text{ref}} - \left[\frac{\text{tCO}_2}{\text{MWh}} \right]_{\text{with capture}}} \quad (\text{D1})$$

NOTE: Conventional NGCC without capture is the reference plant.

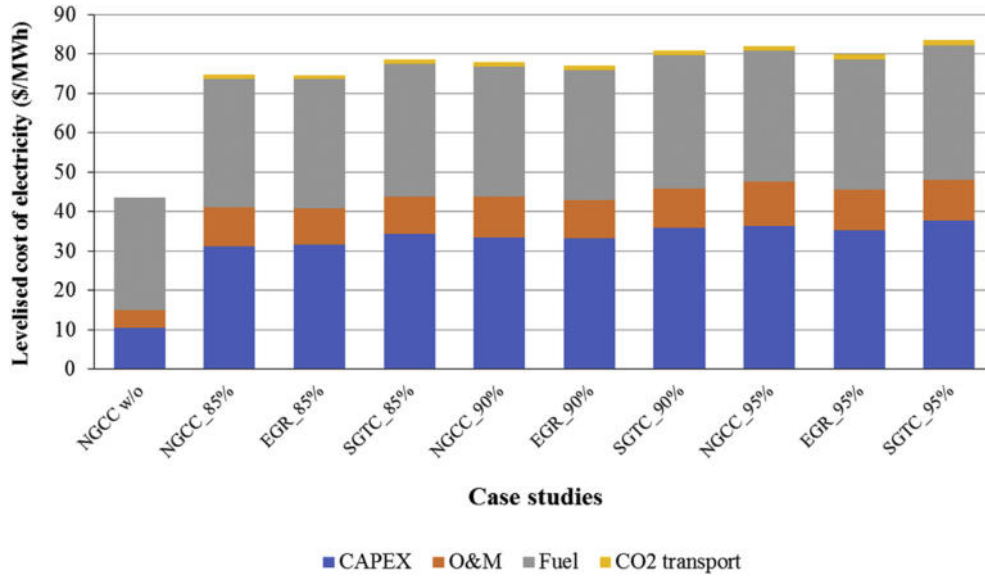


Fig. D1. Levelised cost of electricity for a NGCC, EGR, and SGTC at 85%, 90%, and 95% capture rates

Appendix E

The total plant cost (TPC) of the air separation unit (ASU) is calculated from Ref. [18]:

$$C_{ASU} = (\text{Ref cost}) \left(\frac{\text{Size}}{\text{Ref}} \right)^{0.5} \tag{E1}$$

where: Ref Cost = 141 million US\$ 2014, Ref Size = 52 kg O₂/sec. For the SGTC case, the scale up size required to supply O₂ to the second combustor and to maintain there the O₂ concentration higher than 16 mol% is equal to 25.3 kg O₂/sec (98.3 million US\$ 2014, CEPCI 2016 = 576.1). The cost of ASU is updated to 2017 using Equation (B1).

E1. Efficiency of compressors and turbines

	Unit	NGCC	EGR	SGTC
Efficiencies				
Compressor	%	75.9	76.5	75.9/74.5
Gas turbine	%	93.9	93.9	93.9
HP turbine	%	87.7	87.7	87.7
IP turbine	%	91.6	91.6	91.6
LP turbine	%	91.2	91.2	91.2

Appendix F

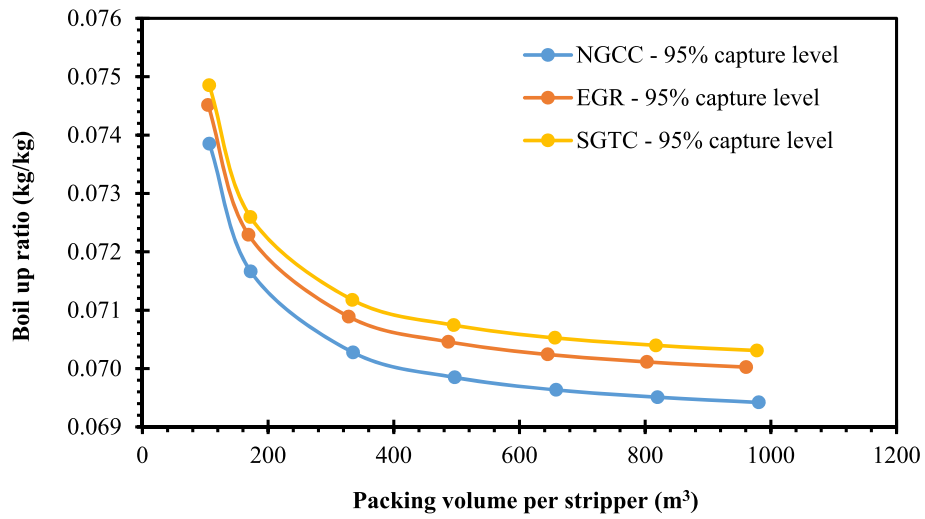


Fig. F1. Volume of the stripper at different boil up ratio for all case studies at 95% capture level

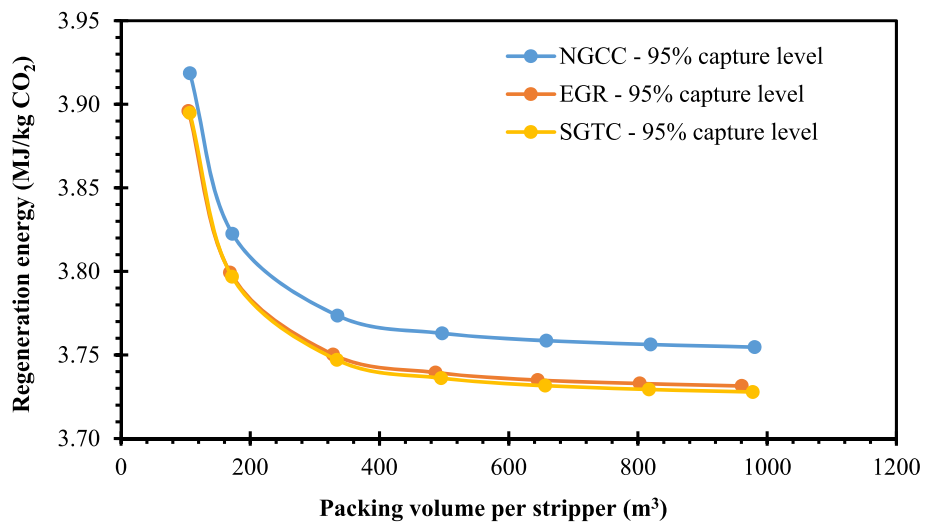


Fig. F2. Volume of the stripper at different regeneration energy for all case studies at 95% capture level

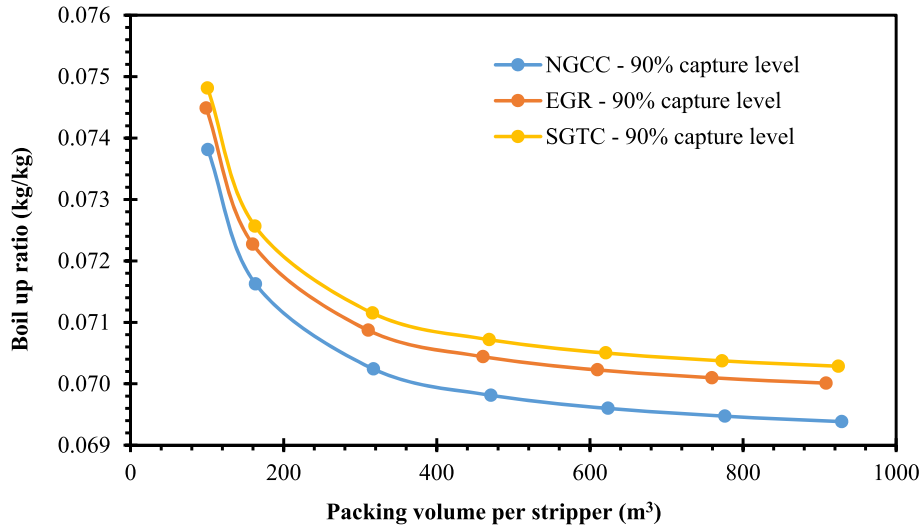


Fig. F3. Volume of the stripper at different boil up ratio for all case studies at 90% capture level

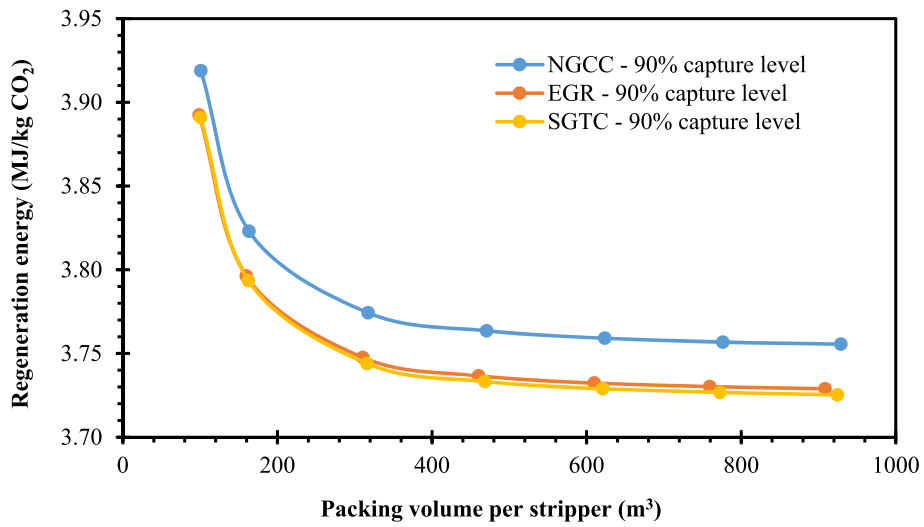


Fig. F4. Volume of the stripper at different regeneration energy for all case studies at 90% capture level

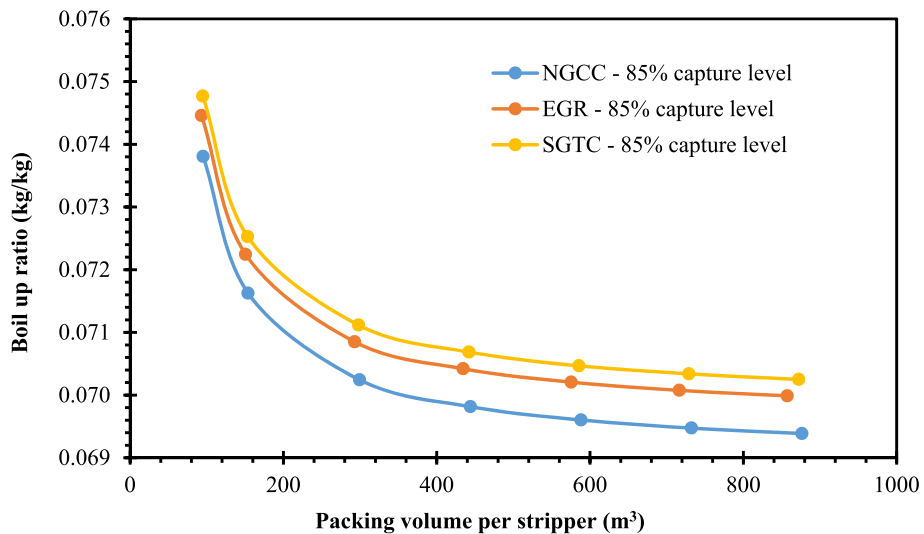


Fig. F5. Volume of the stripper at different boil up ratio for all case studies at 85% capture level

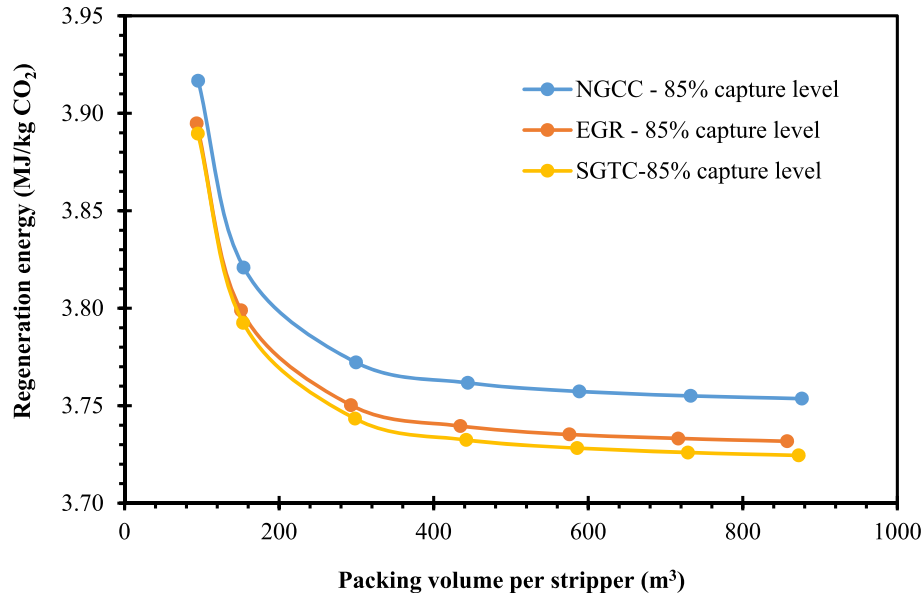


Fig. F6. Volume of the stripper at different regeneration energy for all case studies at 85% capture level

References

- Perspectives for the energy transition: investment needs for a low-carbon energy system. URL: <https://www.irena.org/publications/2017/Mar/Perspectives-for-the-energy-transition-Investment-needs-for-a-low-carbon-energy-system>; 2017.
- Mac Dowell N, Shah N. Identification of the cost-optimal degree of CO₂ capture: an optimisation study using dynamic process models. *Int J Greenh Gas Control* 2013;13:44–58. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2012.11.029>.
- Xu G, Yang Y, Ding J, Li S, Liu W, Zhang K. Analysis and optimization of CO₂ capture in an existing coal-fired power plant in China. *Energy* 2013;58:117–27. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2013.04.012>.
- Petrovic B, Soltani S. Optimization of post combustion CO₂ capture from a combined-cycle gas turbine power plant via Taguchi design of experiment. *Processes* 2019;7:364. <https://doi.org/10.3390/pr7060364>.
- Li H, Ditaranto M, Berstad D. Technologies for increasing CO₂ concentration in exhaust gas from natural gas-fired power production with post-combustion, amine-based CO₂ capture. *Energy* 2011;36:1124–33. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2010.11.037>.
- Merkel TC, Wei X, He Z, White LS, Wijmans JG, Baker RW. Selective exhaust gas recycle with membranes for CO₂ capture from natural gas combined cycle power plants. *Ind Eng Chem Res* 2013;52:1150–9. <https://doi.org/10.1021/ie302110z>.
- González-Díaz A, Alcaráz-Calderón AM, González-Díaz MO, Méndez-Aranda Á, Lucquiaud M, González-Santaló JM. Effect of the ambient conditions on gas turbine combined cycle power plants with post-combustion CO₂ capture. *Energy* 2017;134:221–33. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.05.020>.
- Normann F, Garðarsdóttir SÓ, Skagestad R, Mathisen A, Johnsson F. Partial capture of carbon dioxide from industrial sources - a discussion on cost optimization and the CO₂ capture rate. In: *Energy procedia, 13th international conference on greenhouse gas control technologies, GHGT-13, 14-18 november 2016, Lausanne, Switzerland* 114; 2017. p. 113–21. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.03.1154>.
- Hildebrand AN, Herzog HJ. Optimization of carbon capture percentage for technical and economic impact of near-term CCS implementation at coal-fired power plants. *Energy Proc Greenh Gas Control Technol* 2009;9(1):4135–42. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2009.02.222>.
- Jackson S, Brodal E. Optimization of the energy consumption of a carbon capture and sequestration related carbon dioxide compression processes. *Energies* 2019;12:1603. <https://doi.org/10.3390/en12091603>.
- Oh S-Y, Yun S, Kim J-K. Process integration and design for maximizing energy efficiency of a coal-fired power plant integrated with amine-based CO₂ capture process. *Appl Energy* 2018;216:311–22. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2018.02.100>.
- Dutta R, Nord LO, Bolland O. Selection and design of post-combustion CO₂ capture process for 600 MW natural gas fueled thermal power plant based on operability. *Energy* 2017;121:643–56. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.01.053>.
- Ditaranto M, Hals J, Bjørge T. Investigation on the in-flame NO reburning in turbine exhaust gas. *Proc Combust Inst* 2009;32:2659–66. <https://doi.org/10.1016/j.proci.2008.07.002>.
- Evulet AT, ELKady AM, Branda AR, Chinn D. On the performance and operability of GE's dry low NOx combustors utilizing exhaust gas recirculation for post-combustion carbon capture. *Energy Proc Greenh Gas Control Technol* 2009;9(1):3809–16. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2009.02.182>.
- Bolland O, Mathieu P. Comparison of two CO₂ removal options in combined cycle power plants. *Energy Convers Manag* 1998;39:1653–63. [https://doi.org/10.1016/S0196-8904\(98\)00078-8](https://doi.org/10.1016/S0196-8904(98)00078-8).
- Vaccarelli M, Carapellucci R, Giordano L. Energy and economic analysis of the CO₂ capture from flue gas of combined cycle power plants. *Energy Procedia* 2014;45:1165–74. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2014.01.122>.
- Kuehn NJ, Mukherjee K, Phiambolis P, Pinkerton LL, Varghese E, Woods MC. Current and future technologies for natural gas combined cycle (NGCC) power plants. No. NETL/DOE-341/061013, 1490262, <https://doi.org/10.2172/1490262>; 2013.
- Asen K, Eimer D. Method for removing and recovering CO₂ from an exhaust gas. 2008. US20080060346A1.
- Ebrahimi A, Meratizaman M, Akbarpour Reyhani H, Pourali O, Amidpour M. Energetic, exergetic and economic assessment of oxygen production from two columns cryogenic air separation unit. *Energy* 2015;90:1298–316. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2015.06.083>.
- Luo C, Liu J. Chapter 13 - oxygen production for oxy-fuel combustion. In: Zheng C, Liu Z, editors. *Oxy-fuel combustion*. Academic Press; 2018. p. 263–87. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-812145-0.00013-X>.
- International Energy Agency Greenhouse Gas (IEAGHG). CO₂ capture at gas fired power plants (Report 2012/8). http://www.ieaghg.org/docs/General_Docs/Reports/2012-08.pdf; 2012.
- Alcaráz-Calderon AM, González-Díaz MO, Méndez Á, González-Santaló JM, González-Díaz A. Natural gas combined cycle with exhaust gas recirculation and CO₂ capture at part-load operation. *J Energy Inst* 2019;92:370–81. <https://doi.org/10.1016/j.joei.2017.12.007>.
- Zhang Y, Chen CC. Modeling CO₂ absorption and desorption by aqueous monoethanolamine solution with aspen rate-based model. In: *Energy procedia, GHGT-11 proceedings of the 11th international conference on greenhouse gas control technologies*; 2013. p. 1584–96. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2013.06.034>. 18–22 November 2012, Kyoto, Japan 37.
- González-Díaz A, Alcaráz-Calderón AM, González-Díaz MO, Méndez-Aranda Á, Lucquiaud M, González-Santaló JM. Effect of the ambient conditions on gas turbine combined cycle power plants with post-combustion CO₂ capture. *Energy* 2017;134:221–33. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.05.020>.
- Zhang M, Guo Y. Optimization of carbon capture process using aqueous ammonia with rate-based simulation method. In: *Energy procedia, 13th international conference on greenhouse gas control technologies*; 2017. p. 1469–79. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.03.1270>. GHGT-13, 14–18 November 2016, Lausanne, Switzerland 114.
- Liebenthal U, Kather A. Design and off-design behaviour of a CO₂ compressor for a post-combustion CO₂ capture process. In: *5th international conference on clean coal technologies, Zaragoza, Spain*; 2011.
- Turton R, editor. *Analysis, synthesis, and design of chemical processes*. fourth ed. Upper Saddle River, NJ: Prentice Hall; 2012.
- Ludwig E. *Applied process design for chemical & petrochemical plants*. third ed., vol. 1; 1999. ISSN: 1874-8635.
- Fytianos G, Ucar S, Grimstvedt A, Hyldbakk A, Svendsen HF, Knuutila HK. Corrosion and degradation in MEA based post-combustion CO₂ capture. *Int J Greenh Gas Control* 2016;46:48–56. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2015.12.028>.

- [30] Kittel J, Idem R, Gelowitz D, Tontiwachwuthikul P, Parrain G, Bonneau A. Corrosion in MEA units for CO₂ capture: pilot plant studies. *Energy Proc Greenh Gas Control Technol* 2009;9(1):791–7. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2009.01.105>.
- [31] DOE/NETL. Cost and performance baseline for fossil energy plants volume 1: bituminous coal and natural gas to electricity revision 2. No. DOE/NETL-2010/1397, <https://www.nrc.gov/docs/ML1217/ML12170A423.pdf>; 2010.
- [32] DOE/NETL. Cost and performance baseline for fossil energy plants volume 3 executive summary: low rank coal and natural gas to electricity. No. DOE/NETL-2011/1399, https://www.netl.doe.gov/projects/files/CostandPerformanceBaselineforFossilEnergyPlantsVolume3ExecSummLowRankCoaltoElect_090111.pdf; 2011.
- [33] Zoelle A, Keairns D, Pinkerton LL, Turner MJ, Woods M, Kuehn N, Shah V, Chou V. Cost and performance baseline for fossil energy plants volume 1a: bituminous coal (PC) and natural gas to electricity revision 3. NETL; 2015. <https://doi.org/10.2172/1480987>. No. DOE/NETL-2015/1723.
- [34] Peters MS, Timmerhaus KD. *Plant design and economics for chemical engineers*. In: McGraw-Hill chemical engineering series, vol. 4. New York: McGraw-Hill; 1991.
- [35] COPAR, 2012–2014. Costos y Parámetros de Referencia para Formulación de Proyectos de Inversión en Generación de la Comisión Federal de Electricidad (CFE) de México.
- [36] van der Spek M, Roussanaly S, Rubin ES. Best practices and recent advances in CCS cost engineering and economic analysis. *Int J Greenh Gas Control* 2019;83:91–104. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2019.02.006>.
- [37] International Energy Agency Greenhouse Gas (IEAGHG). Effects of plant location on the costs of CO₂ capture. Technical Report 2018-04, <http://documents.ieaghg.org/index.php/s/YKm6B7zikUpPgGA?path=%2F2018%2FTechnical%20Reports>; 2018.
- [38] Rubin ES, Davison JE, Herzog HJ. The cost of CO₂ capture and storage. *Int J Greenh Gas Control* 2015;40:378–400. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2015.05.018>. Special Issue commemorating the 10th year anniversary of the publication of the Intergovernmental Panel on Climate Change Special Report on CO₂ Capture and Storage.
- [39] Grant T, Morgan D, Gerdes K. Quality guidelines for energy system studies: carbon dioxide transport and storage costs in NETL studies. NETL; 2013. <https://doi.org/10.2172/1557135>. No. DOE/NETL-2013/1614.
- [40] Comisión Reguladora de Energía (CRE). Índice de Referencia nacional de Precios de Gas natural al Mayoreo (IPGN). <http://www.cre.gob.mx/IPGN/>; 2019.
- [41] de México Gobierno. Tabla de permisos de generación e importación de energía eléctrica administrados al 30 de abril de 2018. https://www.gob.mx/cms/uploads/attachment/file/323655/INFO_PAGINA_2018-04-30_-_1TablaPermisos.pdf; 2018.
- [42] PRODESEN. Programa de Desarrollo del Sistema Eléctrico Nacional (PRODESEN) 2018–2032. (Development Program for the National Electrical System 2018–2032). <https://www.gob.mx/cms/uploads/attachment/file/331770/PRODESEN-2018-2032-definitiva.pdf>; 2018.
- [43] Turner MJ, Pinkerton LL. Quality guidelines for energy system studies: capital cost scaling methodology. Pittsburgh, PA, Morgantown, WV, and Albany, OR (United States): National Energy Technology Laboratory (NETL); 2013. <https://doi.org/10.2172/1513277>. No. DOE/NETL-341/013113.
- [44] International Energy Agency (IEA). Henry hub natural gas spot price (dollars per million btu). <https://www.eia.gov/dnav/ng/hist/rngwhhdA.htm>; 2019.
- [45] Irlam L. Global costs of carbon capture and storage: 2017 update. Global CCS Institute; 2017. <https://www.globalccsinstitute.com/archive/hub/publications/201688/global-ccs-cost-updatev4.pdf>.
- [46] Metz B, Davidson O, Coninck HD, Loos M, Meyer L. Carbon dioxide capture and storage. IPCC special report, www.ipcc.ch/report/carbon-dioxide-capture-and-storage/. Cambridge University Press, Cambridge (UK).

Available online at www.sciencedirect.com

ScienceDirect

journal homepage: www.elsevier.com/locate/he

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

Pablo R. Díaz-Herrera ^{a,*}, Gabriel Ascanio ^b, Ascención Romero-Martínez ^c, Agustín M. Alcaraz-Calderón ^d, Abigail González-Díaz ^d

^a Facultad de Ingeniería, Universidad Nacional Autónoma de México, 04510, Mexico City, Mexico

^b Instituto de Ciencias Aplicadas y Tecnología, Universidad Nacional Autónoma de México, 04510, Mexico City, Mexico

^c Instituto Mexicano Del Petróleo, Dirección de Investigación en Exploración y Producción, Gerencia de Herramientas y Sistemas para Pozos e Instalaciones, Eje Central Lázaro Cárdenas 152, 07730, Mexico City, Mexico

^d Instituto Nacional de Electricidad y Energías Limpias, Reforma 113, 62490, Cuernavaca, Morelos, Mexico

HIGHLIGHTS

- CCS represents a good option for reducing carbon emissions from existing NGCCs.
- Use of electrolytic hydrogen (gH₂) in existing NGCCs is competitive at \$0.9 per kg.
- CCS is attractive at a CEC price equal to \$31 (68% more than baseline price).
- Changes are needed to the law to promote the use of H₂ and CCS in the power sector.

ARTICLE INFO

Article history:

Received 18 August 2020

Received in revised form

6 October 2020

Accepted 9 October 2020

Available online xxx

Keywords:

Hydrogen-powered gas turbine

Blue hydrogen

Green hydrogen

Post-combustion carbon capture

ABSTRACT

The objective of this work is to compare the theoretical implementation of three strategies for reducing CO₂ emissions in existing natural gas combined cycles (NGCC) under the context of the Mexican clean energy regulation, namely: NGCC with post-combustion carbon capture plant (CCS); NGCC fueled with blends of natural gas and blue H₂ (bH₂) or green H₂ (gH₂). These options were analysed from the point of view of the end users in meeting the National goals in clean electricity generation during the period of 2020–2050. A techno-economic analysis was performed by considering different variables, such as clean energy certificate price, fuel costs, capital expenditure, operating cost and capacity factor plant. In general, the CCS shows a better economic performance than bH₂ and gH₂ cases for reducing carbon emissions in existing NGCCs. In a low natural gas price scenario (\$1/MMBTU), the gH₂ case is economically attractive from gH₂ cost equal to or less than \$ 0.9 per kg. Finally, it is found that under the current Mexican regulatory framework is not possible the incorporation of any of the technologies mentioned above, in which case, this

* Corresponding author.

E-mail addresses: pablodiaz@comunidad.unam.mx, pablor.diaz@gmail.com (P.R. Díaz-Herrera).

<https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2020.10.076>

0360-3199/© 2020 Hydrogen Energy Publications LLC. Published by Elsevier Ltd. All rights reserved.

Power-to-gas
Mexican clean energy regulation

regulation needs to be deeply amended in order to define new technical and administrative criteria for promoting the market entry of these technologies in the country.

© 2020 Hydrogen Energy Publications LLC. Published by Elsevier Ltd. All rights reserved.

Introduction

In 2017, the average annual CO₂ emission rate generated by Mexican electricity sector was 582 kg of CO₂ per MWh [1]. This, because about 80% of the electricity produced in the country comes from fossil sources [1]. The natural gas combined cycle (NGCC) technology is the one with the highest proportion with 50.2% of the total electricity generation [1]. The expected increment in the installed capacity of new NGCCs programmed to begin operations throughout the period from 2018 to 2032, is about 54.5 GW, representing 42.0% of the total electricity production, while CO₂ emissions are estimated to reach approximately 85.5 MtCO₂ per year [1]. For that reason, alternatives to reduce CO₂ emissions that could be applied in existing NGCC plants are of great interest for the country. In order to reduce the CO₂ emission rate in the electricity sector, the Mexican Government has recently implemented a legal instrument called clean energy certificates (CECs), with the objective to promote new investments in clean electricity projects in meeting the National goals of: 25%, 30%, 35%, 40% and 50% of clean electricity generation for the years 2018, 2021, 2024, 2035 and 2050, respectively [2,3].

The facilities that generate electricity from clean or renewable energy sources are entitled to receive a CEC for each MWh of electricity generated [3,4]. The CECs obtained by a clean electricity generator are sold in the CEC's market to the participants obliged to acquire them, namely: (a) energy suppliers; (b) qualified users who are active in the electric market; (c) users who receive electricity through an interconnection agreement under the laws in place prior to the reform and, (d) end users who generate their own electricity [4]. In the case of end user who generate their own electricity (industries, consortiums), they are required to buy CECs from the market as a function of their % of annual electricity consumption or are free to generate their own CECs, from the execution of their own clean energy projects. In the case of users who generate their own electricity by means of NGCCs, among the clean energy technologies that could be incorporated in existing facilities with minor modifications, or by retrofitting include mainly two options: carbon capture and storage (CCS) and the use of H₂ as a clean fuel in order to access the clean energy market.

CO₂ mitigation strategies for reducing carbon emissions in existing NGCC

The Mexican Government considers that CCUS is a key technology for the decarbonisation of the National electricity sector in the coming years [5]. According to Mexican clean energy regulation, the main criterion for a NGCC with CCUS to

be considered as a clean energy technology is that the carbon emission intensity of the power plant must not be greater than 100 kg of CO₂ for each MWh of electricity that is generated. Among the carbon capture technologies available for existing NGCC power plants with minor modifications include post-combustion carbon capture (PCC) based on aqueous amine solvents which is the most mature one [6–11]. In the Mexican context, Díaz-Herrera et al. [12] performed a techno-economic analysis about the carbon capture level design for a NGCC with PCC technology using novel power plant configurations. The results show that exhaust gas recirculation (EGR) configuration offers better economic performance above 85% capture level (~60 kg CO₂/MWh). However, conventional NGCC configuration with PCC results in a low-cost option for carbon capture levels lower than 85%. Therefore, conventional NGCC configuration with PCC could be a cost-effective technology for carbon mitigation in existing facilities in the Mexican context.

On the other hand, the feasibility of using mixtures of H₂ and natural gas in gas turbines has been studied in recent years as a transition strategy towards a decarbonised economy [13–18]. The H₂ production process is a very important factor when evaluating CO₂ emissions and the economic performance of the NGCC. Nowadays, the steam methane reforming (SMR) is the most recognized process for H₂ production at commercial scale, and this mainly utilises natural gas to generate significant carbon emissions [19–21]. Because of its high carbon footprint, this type of H₂ is known as “grey” hydrogen. A cleaner version is “blue hydrogen” (bH₂), for which the carbon emissions from the SMR process are captured and stored or reused. This capture technology with chemical transformation from natural gas to bH₂ is generally referred to as pre-combustion. However, the bH₂ production process is not necessarily CO₂-free because the pre-combustion technology reaches a carbon capture level between 85 and 95% at best, which means that 5–15% of all CO₂ is leaked [19,21]. The cleanest one of all is “green hydrogen” (gH₂), which is generated by surpluses of renewable energy plants by the process of power-to-gas (P2G) technology, but without producing direct carbon emissions. In general, as H₂ becomes cleaner, its cost of production increases.

Many studies have performed comparisons between PCC plant and pre-combustion technology (SMR + CCS based plants) in NGCC plants. In general, pre-combustion (bH₂) represents higher levelised cost of electricity (LCOE) and CO₂ avoided cost (CAC) than PCC amine-based technologies. For example, a study elaborated by IEAGHG R&D program [22] reported a detailed techno-economic comparative analysis between NGCC with PCC technology and NGCC with SMR and pre-combustion capture with and without H₂ storage system, and the results show that only PCC plant and pre-combustion

without H₂ storage show carbon intensity below the limits accepted by the Mexican law; while the option with H₂ storage demands extra energy consumption leading to higher carbon intensity (104 kg CO₂/MWh). For PCC and pre-combustion technology, the CAC is 84 and 156 (€/ton CO₂), respectively. The main reason for this incremental cost is because of the high CAPEX and energy consumption associated to SMR and pre-combustion carbon capture plant.

Despite the use of bH₂ and gH₂ in NGCC leading to higher cost than NGCC with PCC, there is a window of opportunity for the use of H₂ as motivated by Mexican regulation. Since the NGCC with CCS must be designed to meet a specific carbon intensity by law, the CCS installation is forced to be designed to a specific nominal capacity, thus the CCS does not offer flexibility in the production of CECs. In contrast, SMR and P2G plants offer greater flexibility in the production of CEC by allowing the NGCC to “connect” to the H₂ supply chain when clean electricity or CEC production is required; in other words, the legislation allows the NGCC to produce partial CECs when using H₂, and this can be especially convenient for the end user if the CEC obligations and its price tends to values close to zero. The decision on which option is best to reduce carbon emissions in NGCC at the lowest cost depends largely on the CEC obligations, the CEC price in the market, fuel cost, CAPEX, among other key parameters.

In view of all the above, it is important to stress that the original contribution of the present work aims to compare the theoretical implementation of three different CO₂ mitigation strategies applicable to existing NGCCs under the context of the Mexican clean energy regulation, namely: a) NGCC with CCS; b) NGCC operating with bH₂; c) NGCC operating with gH₂. These options are analysed from the point of view of end users who generate their own electricity in meeting the National goals in clean electricity generation during the period of 2020–2050. As far as we know, there are no previous works reported in the literature comparing these technologies based on the Mexican regulatory framework for clean electricity generation. The work is organised as follows, first the methodology is described. Then, the simulation results are presented. After that, the results of economic assessment are discussed. Finally, a conclusion is reached.

Process description

Fig. 1 shows the block diagram of the case studies investigated, namely: conventional NGCC (base case); NGCC retrofitted with PCC plant and compression system (CCS); NGCC operating with bH₂ and natural gas blends (bH₂) and; NGCC operating with gH₂ and natural gas blends (gH₂). For comparison purposes, the power demand, annual electricity consumption required by end user's facilities and carbon intensity by law (100 kg CO₂/MWh) are the same for all cases. The next section gives a more detailed description of each case.

Conventional NGCC power plant

Fig. 2 shows the conventional NGCC power plant configuration (base case). This includes: two gas turbine trains in

parallel, two heat recovery steam generator (HRSG) and one steam turbine train. First, an air-fuel mixture is fed and burned in the gas turbine to generate electricity. As combustion product, hot flue gases stream is obtained, which still contains energy in the form of heat, and this heat is used in the HRSG. Three steam pressure levels can be generated in the HRSG: high (HPST), intermediate (IPST), and low-pressure steam (LPST). The steam produced in the HRSG goes to the steam turbine to generate additional power. Exhausted steam leaving the steam turbine condenses and is recycled to the HRSG. Finally, the exhausted flue gases leave the HRSG and are sent to a stack to be released directly to the atmosphere. Additionally, it is hypothetically assumed that all the electricity generated is consumed in the end user's facilities, that is, there are no surpluses or shortages of electricity.

On the other hand, in this case, the end user is penalized for not generating electricity from clean energy sources, and therefore must buy CECs from other participants in the clean energy market. The CEC obligations that end user must cover are as a function of the National goals of clean electricity generation. In this work, we estimate that end user must cover a CEC obligation between 28.0% and 42.6% of its total clean electricity consumption during the period of 2020–2050 (see Appendix A).

NGCC with CCS technology

Fig. 3 shows the general diagram of the NGCC with CCS technology (CCS case). First, the hot flue gases leaving the NGCC are cooled from ~110 °C to 40 °C and then are fed at the bottom of the absorber column, where the CO₂ is absorbed by an amine solution that is fed from the top, and where a clean gas stream is released to the atmosphere. Meanwhile, at the bottom of the absorber, a CO₂ rich solvent is obtained, which is pumped, preheated and sent to the stripper column, where the CO₂ is separated from the solution by thermal energy using steam extracted from the crossover of the steam turbine. The CO₂ leaving the top of the stripper is dried and compressed to be transported by pipeline. A distance equal to 100 km is assumed between the capture plant facilities and the reservoir. The hot lean aqueous amine solution leaving the stripper is cooled down and recycled to the absorber.

This work focuses on CO₂ capture through absorption with aqueous monoethanolamine (MEA) because this is frequently used as a benchmark solvent and has a well-documented performance [23]. To meet the electricity consumption of the PCC plant and CO₂ compression system, electricity is extracted from the retrofitted NGCC. An extra NGCC power plant is installed for repowering the NGCC capacity because of the energy penalty caused by the PCC and compression system, but the surpluses of electricity is injected into the grid for selling.

On the other hand, the NGCC with CCS case is supposed to be working at baseload conditions, this means that CCS installation is always operated together with the NGCCs units at their maximum capacity all the time, generating electricity with overall carbon intensity equal to 100 kg of CO₂ per MWh, thereby allowing producing CECs also. Based on the law, the end user generates and consumes 100% of its electricity from a clean source, therefore its maximum obligation of CELs is fully

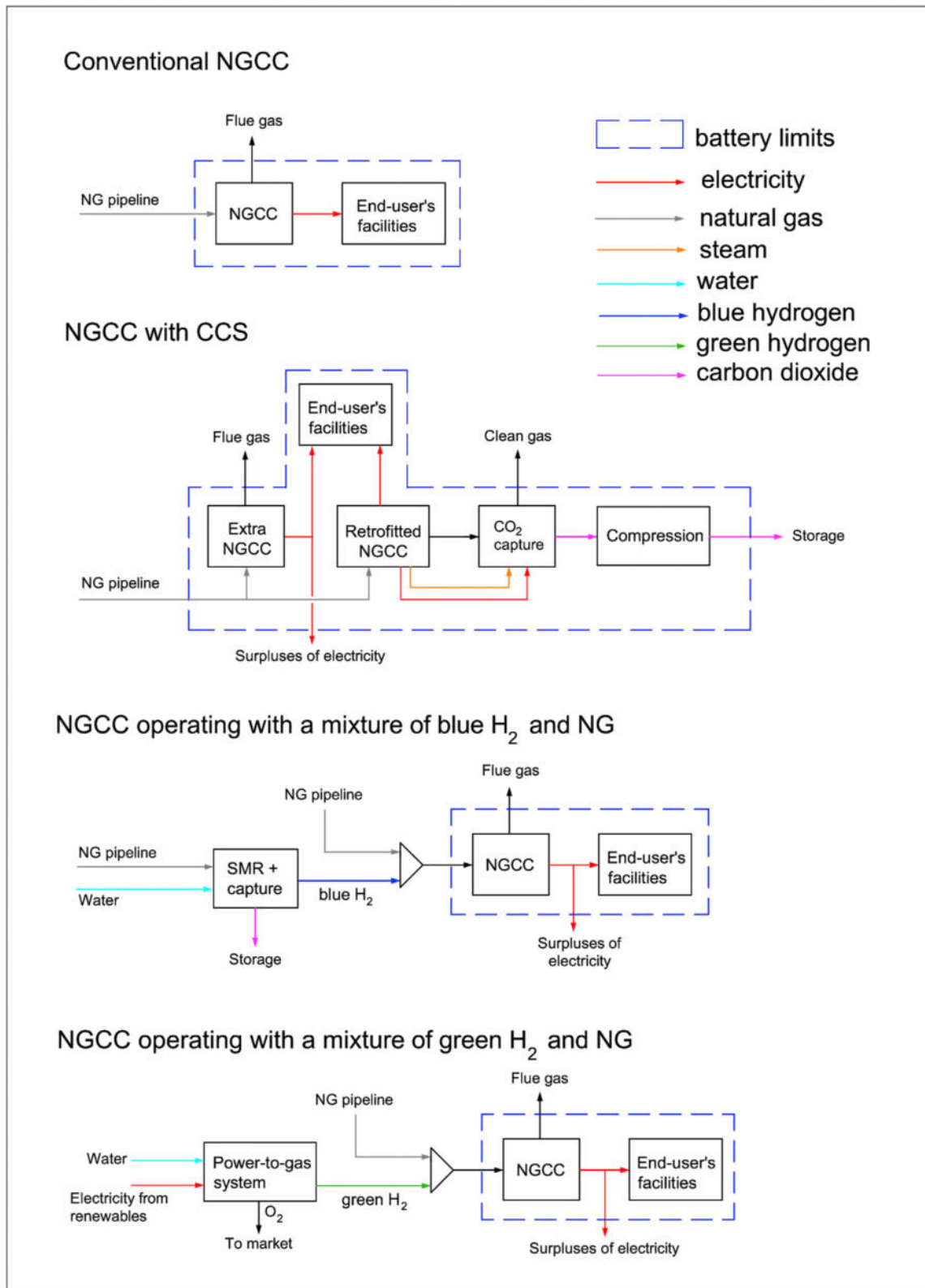


Fig. 1 – Block diagram of the case studies evaluated in this work.

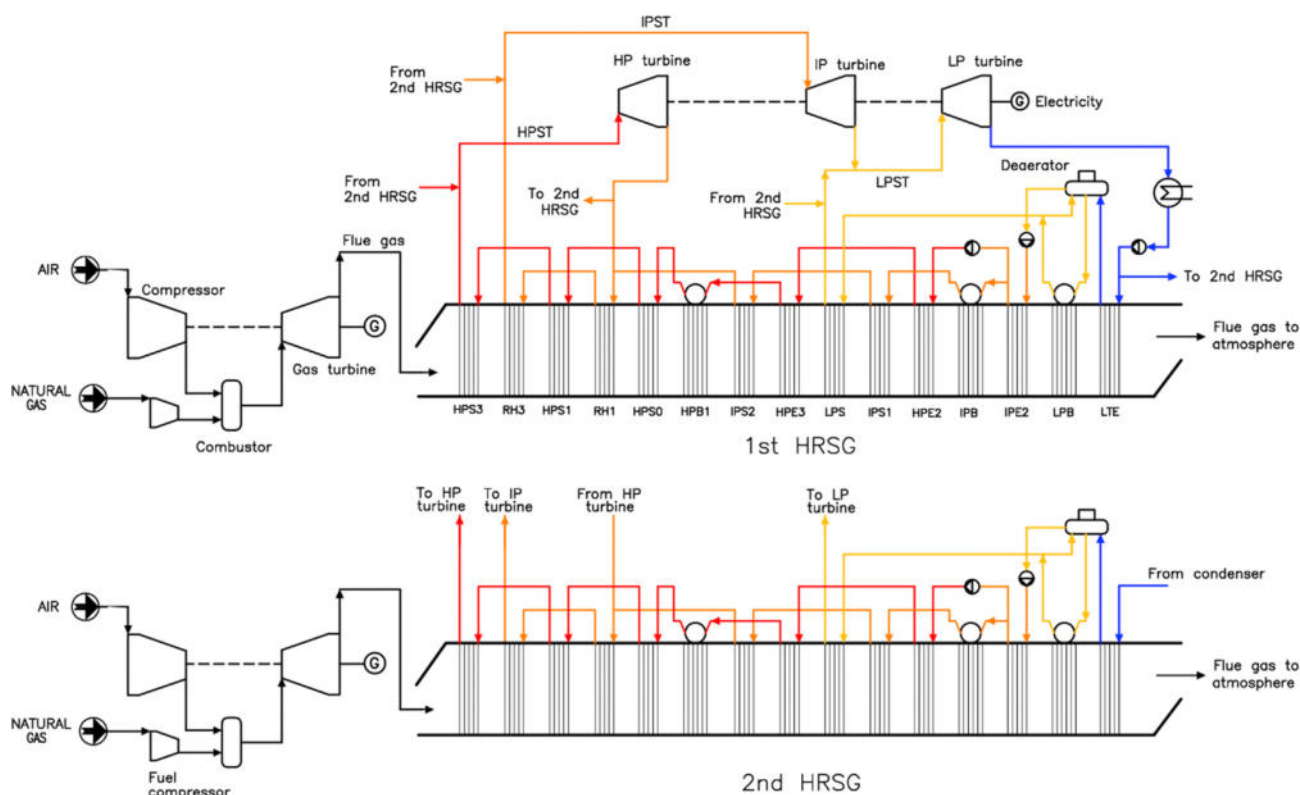


Fig. 2 – Conventional NGCC power plant configuration. From Refs. [12].

covered (see Appendix A). It is assumed that the surpluses of CECs are sold to other participants.

Conventional NGCC powered by bH_2 and gH_2

Fig. 4 shows the general diagram of the conventional NGCC powered by bH_2 and gH_2 . The NGCC has exactly the same configuration shown in Fig. 2, but with the difference that bH_2 and gH_2 are mixed with natural gas in adequate proportion to meet an overall carbon emission equal to 100 kg of CO_2 /MWh. Also, the NGCC can be “connected” to the H_2 supply when they are required. In the case of bH_2 , the fuel is supplied from a SMR with CCS plant; since bH_2 is not a carbon-free process, the carbon footprint associated with its production is considered. For this work, the results obtained by the IEAGHG, 2017 [21] were considered for the bH_2 production system, and the main assumptions for the SMR unit with CCS are: 90% carbon capture level, a capacity factor of plant operation that is equal to 95%, a carbon footprint equal to 0.99 kg of CO_2 per kg of H_2 produced and; a H_2 purity $\geq 99.5\%$ vol. In the case of gH_2 , this is produced from water electrolysis process and with the use of surpluses of renewable energy sources (P2G system). The results obtained by a Siemens study [24] were considered for the P2G system, and it is assumed an electrolyser load factor that is equal to 4000 h per year (45% capacity factor) with zero CO_2 emissions, and a gH_2 purity of $\geq 99.9\%$ vol.

Regarding the CEC obligations, it is estimated that end user must cover up to a 42.6% of its annual electricity consumption

from clean energy sources by law (see Appendix A), which means that the NGCC unit must be H_2 -powered up to a 42.6% of its annual capacity factor (NGCC operation in “clean” mode); while, the remaining time can be operated with natural gas (NGCC operation in “dirty” mode). Additionally, it is assumed that both, the CEC and electricity surpluses, are sold to other market participants.

For simplifying both cases, bH_2 and gH_2 , are supposed to be supplied by a third-party company at fixed prices through a long-term purchase agreement contract that are delivered to the battery limits by pipeline. In addition, it is assumed a multi-gigawatt-capacity H_2 facility (both P2G and SMR + CCS plant) that is huge enough to be directly being feed into the NGCC and other large-scale industries that are close to each other through pipelines. Therefore, the H_2 logistics and storage costs considered for this work are marginal. Another assumption that applies to both cases is that there is no limitation on the amount of H_2 in the fuel that can be burned in the combustion chamber of the gas turbine. Details of the changes in the combustion chamber, nozzles, and other gas turbine systems to be able to burn rich- H_2 fuel are not discussed in this paper.

Methodology

Fig. 5 shows the overview of the methodology implemented for this study. First, the conventional NGCC process model

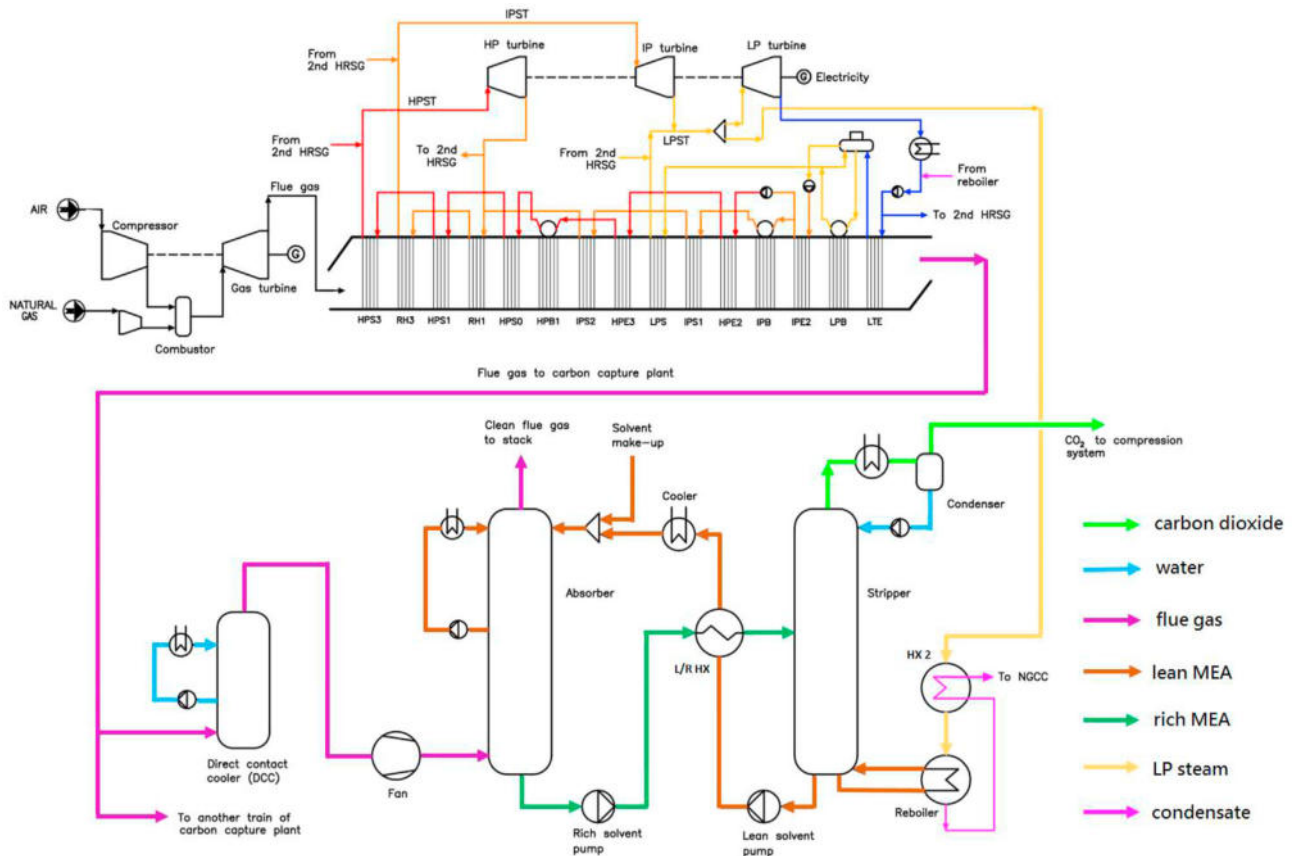


Fig. 3 – NGCC with CCS technology. Note: the extra NGCC and CO₂ compression system is not shown due to space limitations.

(base case) is carried out and validated. Based on the results obtained for the base case, CCS, bH₂ and gH₂ cases were modeled and simulated. Subsequently, a cost estimation modelling is carried out. Afterwards, a technical-economic evaluation is carried out by integrating different indicators, such as: cost of electricity (COE), CO₂ avoided cost (CAC) and, end-user electricity consumption cost (EECC). Finally, a sensitivity analysis of EECC and CAC is performed considering different key variables. Each stage of the block diagram indicated in Fig. 5 is described in more detail below.

Process modelling

- Process modelling of the NGCC power plants using Thermoflow™ software package

For the simulation process of the NGCC power plant, Thermoflow™ software is employed because it provides confident results representing the power plant performance under realistic conditions [22]. Thermoflow™ software is divided into two main groups of programs: a) specific application and b) total flexibility (see Appendix B). In this work, only the GT Pro and GT Master programs are used from the specific application group, and the Thermoflex from the total flexibility group. The methodology for developing the model processes used in the Thermoflow™ software is described below.

- Modelling of the conventional NGCC plant using GT Pro.

First, a 7HA.01 gas turbine is selected in GT Pro, because this is the world's fastest-growing fleet of gas turbines [13] and one of the most modern gas turbines recently installed in Mexico [25]. Since GT Pro has the information of the gas turbine selected, the only information needed as input data are the ambient site conditions e.g. design temperature, height above sea level, fuel composition and % relative humidity. Once the ambient site conditions are selected, GT Pro software performs the design of the steam turbines, HRSGs, condensers, heat exchangers, pumps, etc. It is important to mention that, the only equipment that is not dimensioned is the gas turbine, since as mentioned above, it is selected from a list of gas turbines that are available in the market. Table 1 presents the ambient site conditions and the fuel composition taken to simulate the case studies.

- Modelling of the extra NGCC using GT Pro.

The energy penalty for a NGCC power plant with CCS is well-known, and it is estimated at ~15% of its net power output without CCS [10,12]. The net power output of the NGCC selected (7HA.01 2 × 1 combined cycle) is 880 MW at ISO conditions [26], thus, an extra NGCC must be installed with a net power output of at least 132 MW for repowering. A SGT-800 2 × 1 combined cycle from Siemens is selected in GT Pro with an expected net power output from 144 to 180 MW [27].

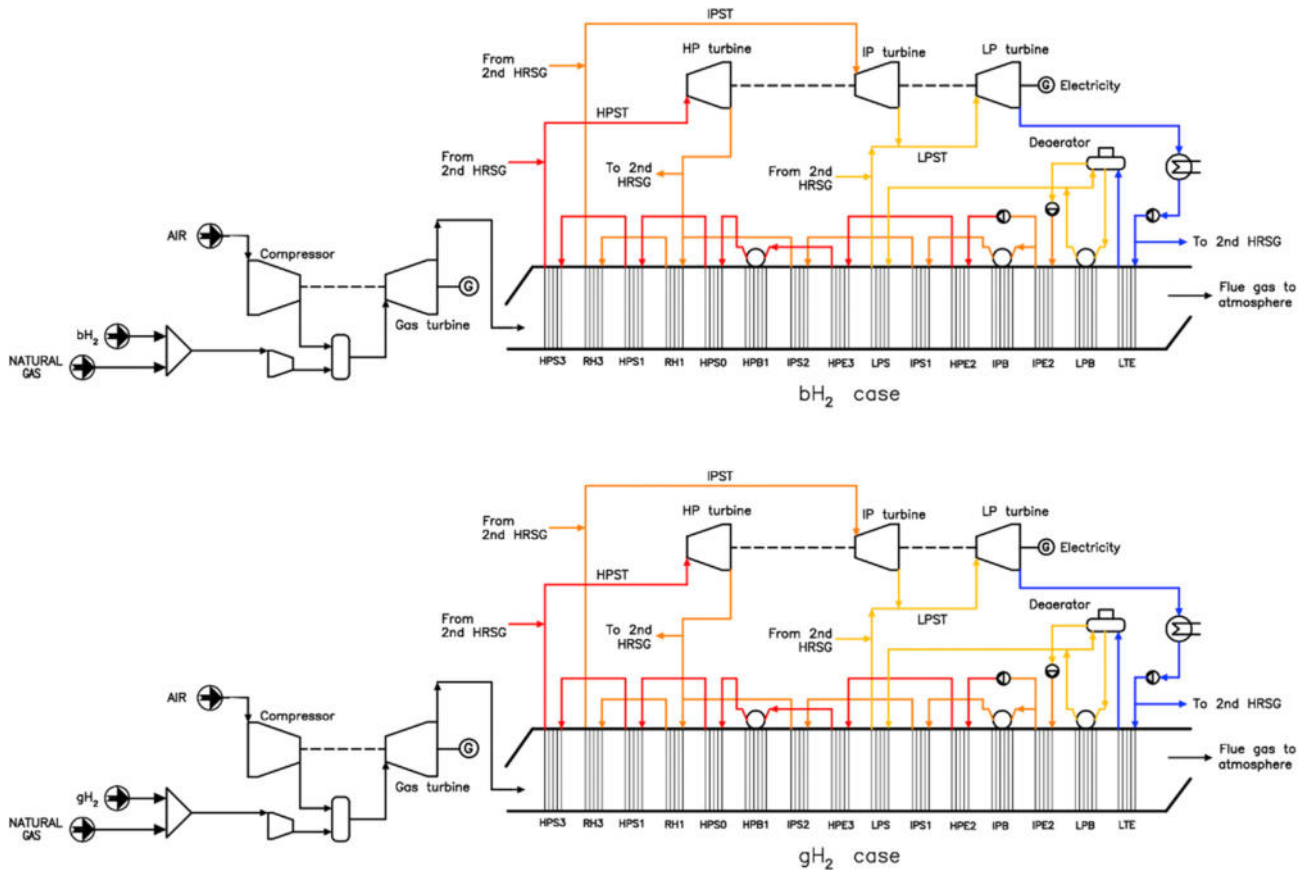


Fig. 4 – Conventional NGCC powered by bH_2 and gH_2 .

The methodology for modelling this NGCC unit is the same as that used for the base case previously described.

- Modelling of the NGCC at off-design conditions using GT Master and Thermoflex.

Modifications in the design conditions of a NGCC must be modeled at off-design condition. The H_2 utilisation to fuel the gas turbines and the extraction of steam for PCC plant are

considered off-design conditions. In order to simulate the conventional NGCC at off-design, the model developed in GT Pro is sent to GT Master. In that software, the size of the steam turbines and some parameters e.g. heat transfer coefficient of each section of the HRSG, condenser, and other heat exchangers were fixed. The GT Master software uses correlations for heat transfer and pressure drop correlations which are well described by Ref. [28,29] to represent the behaviour of the HRSG at off-design.

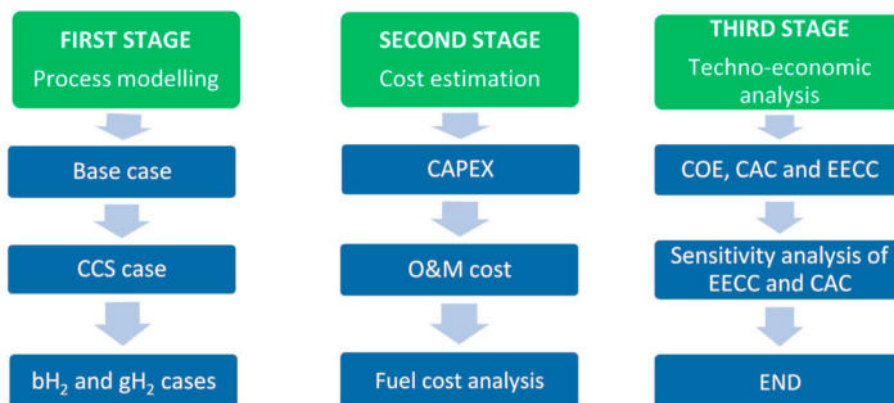


Fig. 5 – Block diagram of the methodology implemented for this study.

Table 1 – Ambient site conditions and fuel composition.

Conditions	Unit	Value
Air inlet temperature	°C	15 ^a
Air inlet pressure	bar	1.013
Relative humidity	%	60
Site elevation	m	0
Natural gas composition	–	100% methane

^a Air composition (% vol.): 77.29% N₂, 20.74% O₂, 0.93% Ar, 0.03% CO₂, 1.01% H₂O.

In GT Master software, only conventional NGCC configuration at off-design can be simulated. Due to some modifications needed in the NGCC, such as a system to extract steam from the cross-over for the PCC or a mixer to blend the H₂ with natural gas, the model developed in GT Master was sent to Thermoflex which is suitable for modification of the NGCC. In Thermoflex, the NGCC is altered. For bH₂ and gH₂ cases, simulations of the NGCC performance were carried out by varying the volume concentration ratio of H₂:CH₄ in the fuel; while for CCS case, the performance of the retrofitted NGCC plant was simulated based on steam demand for the PCC plant.

Process modelling of the PCC plant and compression system using Aspen Plus software

- Modelling of the PCC plant.

The simulation was carried out with rate-based approach because it provides better predictions for the overall performance of the CO₂ capture system, CO₂ removal percentage or capture rate, CO₂ loading, reboiler duty, etc. Compared to the equilibrium-stage model. The rate based model is a very useful simulation and optimisation tool to perform a sensitivity analysis of some variables e.g. liquid/gas ratio (L/G), CO₂ concentration in the feed stream, CO₂ loading and MEA concentration, operating pressure, packing height and type [30]. Table 2 shows the main technical conditions assumed for the design of the PCC plant. To define the height of the columns at specific capture level, the lean loading was kept at 0.27 [28]. The

Table 2 – Main technical conditions assumed for the design of the PCC plant.

Operating conditions	Unit	Value
MEA concentration in the solvent	% wt.	30
Lean loading	mol CO ₂ /mol MEA	0.27
Flue gas temperature at absorber inlet	°C	40
Flue gas pressure at absorber inlet	bar	1.13
Lean solvent temperature at absorber inlet	°C	30
Lean/rich heat exchanger cold outlet approach	°C	10
Stripper condenser temperature	°C	40
Pressure of the stripper reboiler	bar	1.9
Column packing	–	Mellapak, 250Y

diameters of the columns were calculated using Aspen Plus based on the flue gas flow rate, and considering 80% flooding factor with a Mellapak, Sulzer standard 250Y type of package. To find the optimum size of the absorber, the height is varied to get the highest rich loading. The ideal maximum rich loading with MEA is close to 0.5 mol CO₂/mol MEA. At specific height, the liquid to gas ratio (L/G) is varied to reach a capture level that allows a carbon intensity equal to 100 kg of CO₂ per MWh. The optimum packing volume is found when the effect of varying the height of the column in the rich loading is marginal. The size of the stripper column was estimated by varying the boil up ratio (kg/kg) and the reboiler duty (MJ/kgCO₂). Like in the absorber column design, the optimum packing volume is obtained when the effect of varying the boil up ratio in the regeneration energy is also marginal [31].

- CO₂ compression system.

The number of stages is based on the advice reported in Ref. [32]. It depends on the nominal pressure ratio of the compressor system and not for only one stage. To compress CO₂ from 2 bar to 110 bar, for which the pressure ratio is 55, six stages are needed. For pressure ratios higher than 55 more compressor stages might be necessary. In this work, the CO₂ is compressed from 1.875 bar to 150 bar, with a pressure ratio of nearly 80. For that reason, one stage is added in this study i.e. seven stages. Intercooling and water removal equipment after each compressor were included. Fig. 6 shows the general diagram of the CO₂ compression system as simulated in Aspen Plus. The system consists of two identical parallel compression trains in order to avoid large amounts of CO₂ being recirculated. Centrifugal-type compressors were assumed, inter-coolers and extraction equipment are used to cool the gas at 40 °C after each compression stage and to condense the water thereby reducing the gas volume in the next stage of the compressor.

Cost estimation approach

Capital cost

The method selected to calculate the capital cost (CAPEX) is based on Ref. [34]. The bare module cost of the equipment “i” ($C_{BM,i}$) is the sum of the direct and indirect costs associated to the equipment purchase and installation [34,35]. The software used to estimate the bare module cost $C_{BM,i}$ of each equipment is shown in Table 3. For the base case, no additional CAPEX is needed, since the NGCC is assumed to be an existing plant that has been paid completely. Meanwhile, for the CCS case, the only additional CAPEX required is for the CCS facility and the extra NGCC for repowering, which are estimated using the software Capcost™ and PEACE™ from Thermoflow, respectively. Since the handling of amine and CO₂ in aqueous solution can cause serious damage to carbon steel, therefore, the CAPEX of the CCS installation was estimated assuming that the process equipment is made of stainless steel [36,37]. For bH₂ and gH₂ cases, the conventional gas turbines must be retrofitted for increasing its capabilities of H₂ handling; thus, an extra CAPEX equal to 25% of the $C_{BM,i}$ of conventional gas turbines is assumed for the retrofitting the H₂-powered gas turbines. The $C_{BM,i}$ of conventional gas turbines is obtained from a previous study published by the authors [12].

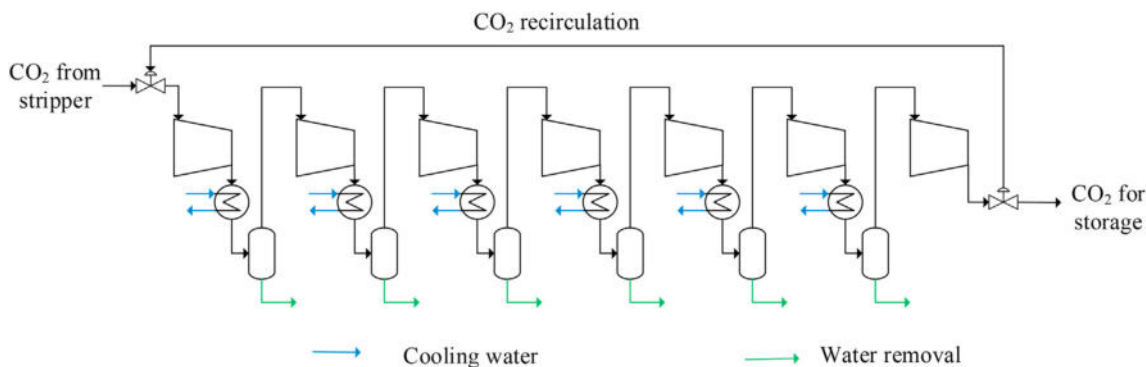


Fig. 6 – Global schematic of the CO₂ compression system as simulated in Aspen Plus. Own elaboration from Ref. [33].

The bare module cost of the equipment i ($C_{BM,i}$) is used to calculate the total module cost ($C_{TM,i}$) of each equipment using Eq. (1) [34]:

$$C_{TM,i} = C_{BM,i} + C_{Cont,i} + C_{Proc,i} + C_{Fee,i} \quad (1)$$

where $C_{TM,i}$ is the total module cost of equipment i ; $C_{BM,i}$ is the bare module cost of equipment i ; $C_{Cont,i}$ and $C_{Proc,i}$ are the project and process contingency cost of equipment i , respectively; and $C_{Fee,i}$ is the contractor's fee cost of the equipment i . For all equipment, $C_{Cont,i}$ is considered 20% of the $C_{BM,i}$ [12,38–40]. As $C_{Proc,i}$ is related to the maturity of the technology, therefore, it is different for each equipment: zero for well-known technologies, e.g. extra NGCC power plant and CO₂ compression system [12,38–40]; and 20% of $C_{BM,i}$ for processes with low technological maturity, e.g. PCC package [12,38,39] and H₂-powered gas turbine. $C_{Fee,i}$ is considered 3% of the total C_{BM} [34]. Table C1 shows the values of $C_{BM,i}$, $C_{Cont,i}$, $C_{Proc,i}$, and $C_{Fee,i}$ considered for each equipment. The sum of all $C_{TM,i}$ is the total module cost of the plant (C_{TM}) as expressed in Equation (2). This information is used to calculate the total plant cost (TPC) presented in Equation (3) [34]:

$$C_{TM} = \sum_{i=1}^n C_{TM,i} \quad (2)$$

$$TPC = C_{TM} + C_{GR} \quad (3)$$

where C_{GR} is the gross root cost. The C_{GR} is related to the extra cost investment required to build a new plant (greenfield plant) and is defined by Equation (4) [34]:

$$C_{GR} = C_{aux} + C_{land} \quad (4)$$

Table 3 – Capital cost software used to estimate the bare module cost of each equipment, $C_{BM,i}$.

Equipment, i	Software	Class ^a	Uncertainty
Extra NGCC power plant	PEACE™	IV	–15%/+30%
PCC plant	Capcost™	IV	–15%/+30%
CO ₂ compression system	Capcost™	IV	–15%/+30%

Notes.

^a Cost estimate classification used in this work is that from the Association for the Advancement of Cost Engineering International (AACE) [22].

where C_{aux} is the cost of auxiliary facilities; C_{land} is the cost related to the land and yard improvements. C_{GR} is considered 24.4% of TPC (32.3% of C_{TM}) [41]. Subsequently, the total owners' cost (TOC) is estimated using Equation (5):

$$TOC = TPC + C_{own} \quad (5)$$

where C_{own} is the owners' cost which is calculated considering 7% of TPC [12]. However, this TOC value only applies to greenfield plants, therefore this value must be updated for retrofitting NGCC units. A factor equal to 1.09 was used to adjust the TOC from greenfield to retrofit plant based on a DOE/NETL study [42]. In addition, a location factor equal to 1.01 was used to adjust the TOC from U.S. Gulf Coast to the Mexican region [58] after [59]. Equation (6) shows the TOC of retrofitting NGCC power plants in Mexico:

$$TOC_{retrofit} = TOC * 110.1\% \quad (6)$$

Finally, the $TOC_{retrofit}$ was updated to 2017 using the Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) (see Equation C1).

Operating and maintenance cost

For NGCC plants, the operating and maintenance (O&M) costs are provided by Ref. [12,43]; which includes real O&M cost used in Mexico, therefore it is not necessary to include any location factor. For PCC and compression system, the O&M cost was obtained by the scaling method factor based on Ref. [44], for which the reference location is the U.S. Gulf Coast, therefore these costs must be adjusted to the Mexican region. A location factor equal to 0.76 was used to adjust the O&M costs from U.S. Gulf Coast to the Mexican region [12] (see more details in Appendix C).

Fuel cost

Fuel costs vary depending on the energy resources available in each region or country. For Mexico, the baseline natural gas price assumed is \$5.4 per million of British thermal unit (\$/MMBtu); this was determined using historical data from U.S. EIA [45]. Based on the baseline natural gas price, the cost of bH₂ is calculated in \$2.0 per kilogram. Meanwhile, the baseline gH₂ cost considered is \$3.5 per kilogram. All fuel costs are expressed for the reference year of 2017 at a constant-dollar exchange rate. More details are given in Appendix D.

Techno-economic indicators

Cost of electricity

The primary cost metric used in this work for comparison is the cost of electricity (COE), which is the cost for clean electricity production during the NGCC's first year of operation after CCS facility is installed, or by the incorporation of H₂ in the fuel, at baseload conditions (100% of time running power plant with H₂ utilisation or CCS). The equations used to determine the COE for each case are shown below:

- Base case:

$$COE_{base} = \frac{VOM_{base} + FOM_{base} + NG_{base}}{MW_{base} * CF * 8760} \quad (7)$$

- CCS case:

$$COE_{CCS} = \frac{VOM_{CCS} + FOM_{CCS} + NG_{CCS} + TOC_{retrofit, CCS} * CCF + TS}{MW_{CCS} * CF * 8760} \quad (8)$$

- bH₂ case:

$$COE_{bH_2} = \frac{VOM_{bH_2} + FOM_{bH_2} + bH_2 + TOC_{retrofit, bH_2} * CCF}{MW_{bH_2} * CF * 8760} \quad (9)$$

- gH₂ case):

$$COE_{gH_2} = \frac{VOM_{gH_2} + FOM_{gH_2} + gH_2 + TOC_{retrofit, gH_2} * CCF}{MW_{gH_2} * CF * 8760} \quad (10)$$

$$CCF = \frac{r(1+r)^T}{(1+r)^T - 1} \quad (11)$$

where.

COE_x = Cost of electricity, subscript indicates each case (\$/MWh).

MW_x = net power output, subscript indicates each case (MW),

VOM_x = variable O&M cost, subscript indicates each case (\$/year).

FOM_x = fixed O&M cost, subscript indicates each case (\$/year).

NG = natural gas cost, subscript indicates each case (\$/year).

bH₂ = bH₂/natural gas mixture fuel cost (\$/year).

gH₂ = gH₂/natural gas fuel cost (\$/year).

TOC_{retrofit, x} = total owners' cost for retrofitting, subscript indicates each case (\$/year).

CCF = Capital charge factor (dimensionless).

r = interest rate

T = economic life of the project.

TS = CO₂ transport and storage cost (\$/year).

CF = Capacity factor (fraction).

For all cases, it is assumed that, hypothetically, the projects begin operations in 2020, with 30 years of the economic life, an annual interest rate equal to 10% and, a capacity factor (CF) of 0.90. For the CCS case, CO₂ transport and storage cost is assumed as 10 \$/tCO₂ (2011) based on DOE/NETL study [46]. This value was updated to 2017 year (9.7 \$/tCO₂) using the Equation C1.

CO₂ avoided cost

The CO₂ avoided cost (CAC) is a standard measure used to compare the effectiveness of different carbon reduction options. This indicator compares a power plant with a carbon mitigation technology to a "reference plant" without CO₂ reduction technology, and quantifies the average cost of avoiding a unit of atmospheric CO₂ emissions per MWh [47]. For all cases, the CAC is calculated using Equation (12). For this work, conventional NGCC without capture (base case) is the reference plant.

$$CAC (\$/tCO_2) = \frac{\left[\frac{(COE)_x - (COE)_{base}}{\left[\frac{tCO_2}{MWh} \right]_{base} - \left[\frac{tCO_2}{MWh} \right]_x} \right]}{\quad} \quad (12)$$

End-user electricity consumption cost

Equations (7)–(11) were used for calculating the overall end-user electricity consumption cost (EECC). This financial indicator refers to the global financial balance for the cost of electricity consumption by the end user, considering not only the cost components included in the COE (fuel cost, capital cost, O&M cost), but also the surplus/requirements of CEC, electricity export and it is price, price of CEC, percentage of time of usage of bH₂ and gH₂ in NGCC, as well as the CEC obligations to be covered by the law. Equations (13)–(16) are proposed to calculate the EECC for each case:

- Base case:

$$EECC = \frac{VOM_{base} + FOM_{base} + NG_{base} + C_{pur} * CP}{PD * CF * 8760} \quad 13$$

- CCS case:

$$EECC = \frac{VOM_{CCS} + FOM_{CCS} + NG_{CCS} + TOC_{retrofit, CCS} * CCF + TS - CS_{CCS} * CP - EE_{CCS} * EP}{PD * CF * 8760} \quad 14$$

- bH₂ case:

$$EECC = \frac{VOM_{bH_2} + FOM_{bH_2} + bH_2 + TOC_{retrofit, bH_2} * CCF - CS_{bH_2} * CP - EE_{bH_2} * EP}{PD * CF * 8760} \quad 15$$

- gH₂ case:

$$EECC = \frac{VOM_{gH_2} + FOM_{gH_2} + gH_2 + TOC_{retrofit, gH_2} * CCF - CS_{gH_2} * CP - EE_{gH_2} * EP}{PD * CF * 8760} \quad 16$$

where:

EECC = end-user electricity consumption cost (\$/MWh consumed),

CS_x = annual CEC surplus for selling, subscript indicates each case (CEC/year).

CP = CEC price in the market (\$/CEC).

EE_x = annual electricity export to the grid, subscript indicates each case (MWh/year).

EP = electricity price in the market (\$/MWh).

C_{pur} = annual CEC purchased (CEC/year).

PD = power demand for end-user facilities (MW).

Depending on each case, the annual fuel consumption and CEC surplus for selling or purchasing are calculated as a function of the CEC obligations by law. For example, since the base case does not generate clean electricity, so the users need to buy CECs from the market equal to a percentage of their annual electricity consumption; or for dual-fuel operation cases, the annual fuel cost is a function of the NGCC operating time in “clean mode”, this time is related to CEC’s obligations mandatory by law.

On the other hand, the power demand, PD, is assumed to be equal to the base case net power output (MW_{base}) for all cases. The baseline electricity price in the market is considered as \$77 per MWh (see details in Appendix D). Additionally, since CECs are a market instrument, their price is not fixed, but depends on supply and demand. In this work, the baseline CEC price is assumed as \$18.5 per MWh based on Refs. [48,49]. Finally, the EECC values were calculated varying the % of CEC obligations from 0% to 100%, which is defined as a function on the percentage of the annual electricity consumption.

Results and discussion

This section begins with the validation of the model of the base case. Then, the simulation results of the performance of NGCC power plant for each case are given. From this data, an economic analysis is carried out, then a sensitivity analysis of the EECC and CAC is performed by varying key cost parameters.

Model validation

The simulation results of gas turbine performance obtained from ThermoFlow™ are compared and validated against

available manufacturer data [50] to test its performance and accuracy. Fig. 7 shows the validation of the gas turbine simulation. From this, we can observe a good agreement between the two data sets. There is a small deviation (~3%) due the reference data that includes performance for the most recent GT model (reference year 2019), while our GT performance from ThermoFlow™ is an older model (reference year 2017).

Simulation results

Fig. 8 shows the effect of adding amounts of H₂ in the fuel (by volume) on the CO₂ emission reduction and carbon intensity. For both curves, we can see a non-linear tendency. This behaviour is because the gas turbine requires constant heat input and since H₂ has a lower volumetric energy density than CH₄, a blend on a volumetric basis might contain less heat input initially due to relatively less thermal energy of the H₂ input [13]. In addition, for the selected gas turbine, the maximum H₂ concentration in fuel to burn in this system is

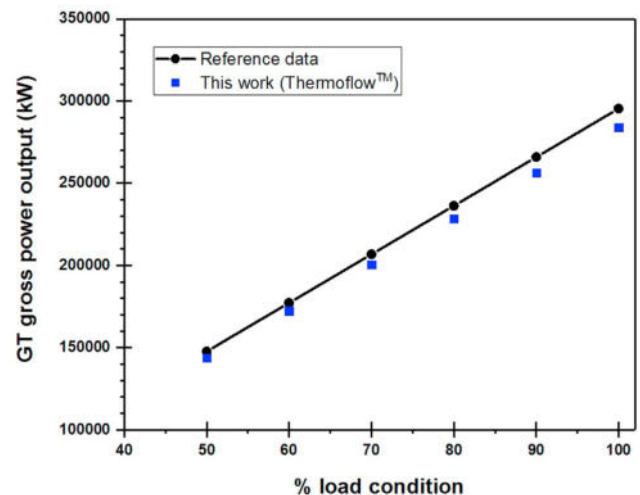


Fig. 7 – Validation of the gas turbine: GT gross power output versus % of load condition evaluated at ISO conditions.

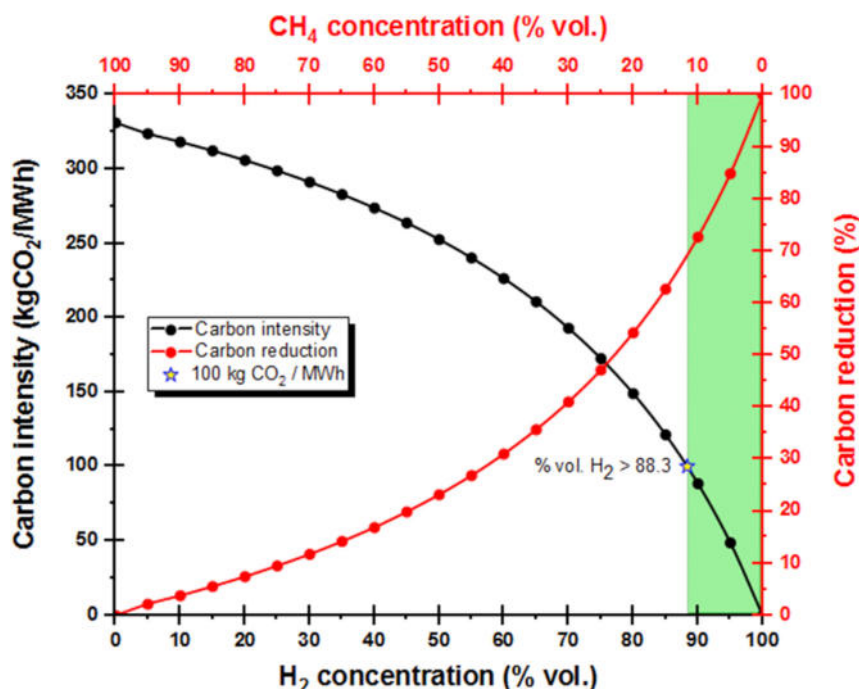


Fig. 8 – Carbon intensity of the NGCC power plant operating under different H₂/CH₄ blends. Note: H₂ was assumed to be produced with zero emissions.

50% vol [13,15,17]. Thus, based on this practical limit (253 kg CO₂/MWh), the by law is not met. Nevertheless, General Electric is developing combustion technologies that could increase the level of H₂ concentration in fuel up to ~100% (by volume) with minor modifications in coming years [15,17]. In the theoretical scenario, where there is no limit on the concentration levels of H₂ in the burner, in order to meet a carbon intensity equal to 100 kg CO₂/MWh, a blend equal or higher than 88.3% vol. of gH₂ would be required. This value would allow a carbon reduction of 69% compared to the base case. In real life, the use of H₂ in NGCCs in the short term can be limited to low concentrations in the fuel at 5–10% by volume. This is because of two main reasons: a) blending limits in fuels for its safe use in existing pipelines infrastructure [18] and; b) its use in gas turbines without major changes in the burner system [13,51]. Since carbon intensity for these low concentrations is clearly well above the permissible level by law, then changes in the Mexican regulations must be made in order to enable deployment and use of gH₂ as well as bH₂ in the Mexican power sector in the short term.

Table 4 shows the performance of the power plant for all case studies at baseload conditions, 100% of time running power plant with H₂ utilisation or CCS. The CCS case represents the highest net power output production with 859.2 MW. The net power output of the retrofitted NGCC power plant reduces from 822.6 MW to 711.1 MW when a PCC plant is incorporated (111.5 MW). To compensate this energy reduction, the extra NGCC power plant generates a net power output equal to 148.2 MW (see Table E1). Meanwhile, the gH₂ and bH₂ cases represent a similar net power production

(~840 MW). Also, the power output increases as H₂ is added to the fuel, thereby increasing the power from 822.6 MW (base case) to 838.1 and 840.9 MW, when the H₂ concentrations in the fuel are equal to 88.3% and 93.7 %vol. for gH₂ and bH₂ cases, respectively. This occurs because the adiabatic flame temperature of H₂ is higher than that of CH₄ [52–54]. This leads to an increase in the turbine inlet temperature, which is what finally explains the increase in the power output (see Figure E1).

Table 5 shows the performance and sizing of the PCC plant. The PCC consists of 4 trains of absorbers (2 per gas turbine train) and 2 strippers. The total steam extracted from NGCC crossover to the PCC plant is 116.4 kg/s, which is equivalent to a reboiler duty that is equal to 3.76 MJ/kgCO₂. This value is in good agreement with those reported for the MEA-based carbon capture process in the literature [7,10,28]. A sensitivity analysis was carried out to estimate the size of the absorber and stripper. Fig. 9 shows the variation of the packing volume in the absorber as a function of the CO₂ rich loading, and at certain point by increasing the size of the equipment no significant benefits were further observed. By stoichiometry, the ideal maximum rich loading with MEA is close to 0.5 mol CO₂/mol MEA. In Appendix E, the results of the optimisation of sizes of the absorber and stripper are shown (see Figures E2 and E3).

Figs. 10 and 11 show the % of CEC obligations versus annual CEC production and annual average carbon intensity for all case studies. The % of CEC obligations is as a function of the annual electricity consumption in end user's facilities (see Appendix A). In both Figures, the yellow block represents the

Table 4 – Performance of the power plant for all case studies at baseload conditions.

		Base case	CCS ^{a,b}	bH ₂ ^c	gH ₂ ^c
Fuel composition	Units				
CH ₄	% vol.	100	100	6.3	11.7
H ₂	% vol.	0	0	93.7	88.3
Plant summary					
Plant gross output	MW	843.7	995.6	874.4	869.7
Auxiliary consumption	MW	21.2	24.9	33.5	31.6
Power output without CO ₂ capture	MW	822.6	970.7	840.9	838.1
Power output with CO ₂ capture	MW	–	879.8	–	–
Power consumption for CO ₂ compressor unit	MW	–	20.5	–	–
Net power output	MW	822.6	859.2	840.9	838.1
Net efficiency	%	60.0	52.2	60.0	60.0
Electricity balance					
Electricity produced	MWh	822.6	859.2	840.9	838.1
Electricity consumption	MWh	822.6	822.6	822.6	822.6
Electricity exported	MWh	0.0	36.6	18.3	15.5
Electricity imported	MWh	0.0	0.0	0.0	0.0
Fuel consumption					
Total fuel mass flow rate	kg/s	27.4	32.9	14.6	16.5
CH ₄ mass flow rate	kg/s	27.4	32.9	5.1	8.4
bH ₂ mass flow rate	kg/s	0.0	0.0	9.6	0.0
gH ₂ mass flow rate	kg/s	0.0	0.0	0.0	8.1
Fuel LHV chemical energy input	MW	1371.8	1646.5	1402.5	1397.8
Flue gas composition					
Total flue gas mass flow produced	kg/s	1146.1	1419.1	1133.3	1135.2
N ₂	% mol	74.0	74.0	72.3	72.5
O ₂	% mol	11.4	11.4	12.1	12.0
CO ₂	% mol	4.3	4.3	0.8	1.3
H ₂ O	% mol	9.4	9.4	13.9	13.3
Ar	% mol	0.9	0.9	0.9	0.9
Carbon emissions					
Direct CO ₂ emissions	kg/s	75.7	90.9	13.9	23.3
CO ₂ stored	kg/s	No	67.0	No	No
Net CO ₂ emission rate	kg/s	75.7	23.9	23.4 ^d	23.3
Carbon intensity	kg CO ₂ /MWh	331.3	100.0	100.0	100.0
CECs production rate	CECs/h	0.0	859.2	840.9	838.1
Notes.					
^a For the CCS case, details of the extra NGCC power plant performance is shown in Table D1.					
^b The captured CO ₂ is from the retrofitted-NGCC's flue gas.					
^c Values shown represent the NGCC performance when this is fully operating with H ₂ , when not, the values are those of the base case.					
^d The indirect CO ₂ emissions for bH ₂ production is 0.99 kg of CO ₂ per kilogram [21].					

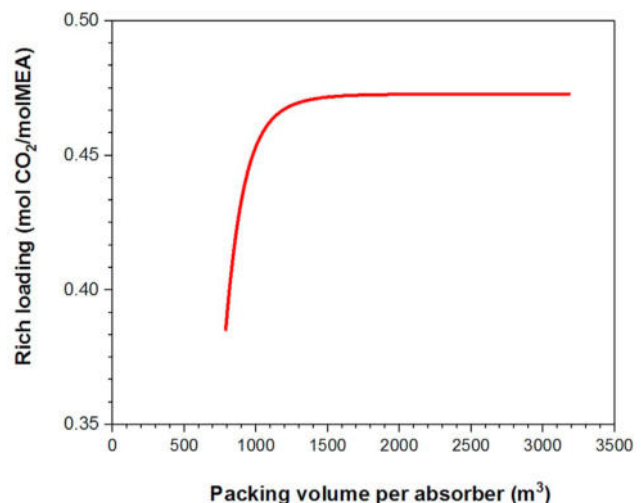
minimum and maximum value of the % of CEC obligations that end user must cover in meeting the National goals of clean electricity generation during the period of 2020–2050. As we mentioned earlier, the CCS case does not offer flexibility in the production of CECs, as it always produces surpluses of

Table 5 – Performance and sizing of the PCC plant for reaching a carbon intensity equal to 100 kg CO₂/MWh.

	Units	NGCC
Total CO ₂ in flue gas stream	kg/s	75.7
Total CO ₂ captured	kg/s	67.0
Specific capture level ^a	%	88.5
Overall capture level ^a	%	73.7
Total steam extracted to PCC	kg/s	116.4
Reboiler duty	MJ/kgCO ₂	3.76
Absorber diameter	m	11.3
Absorber volume packing	m ³	1591
Stripper diameter	m	6.1
Stripper volume packing	m ³	463
Number of absorbers operating	–	4
Number of strippers operating	–	2

^a Specific capture level refers to captured CO₂ from retrofitted-NGCC's flue gas. Meanwhile, the overall capture level considers the total flue gas generated from retrofitted NGCC and extra NGCC.

CECs for selling. This is because the CCS installation is forced to be designed to a specific nominal capacity of the power plant that must meet a carbon emission intensity of at most 100 kg of CO₂ per MWh in order to be recognized as a clean energy source by law (see Fig. 11). Meanwhile, for the bH₂ and gH₂ cases in general terms, these produce the same number of CECs and carbon intensity (overlap lines) as a function of the CEC obligations. By law, both cases have a greater flexibility in the production of CEC thereby allowing the NGCC to “connect” to the H₂ supply when clean electricity (or CEC production) is required. This is convenient for the end-user because they do not need to worry about differences in plants availability. Also, this could be favourable for H₂ producers since by selling their surpluses to power plants owners, they could be operating the plants at a higher capacity factor thereby avoiding the extra cost of storage in order to produce H₂ in a more economical way.

**Fig. 9 – Variation of rich loading from the absorber for NGCC operations at 88.5% capture level.**

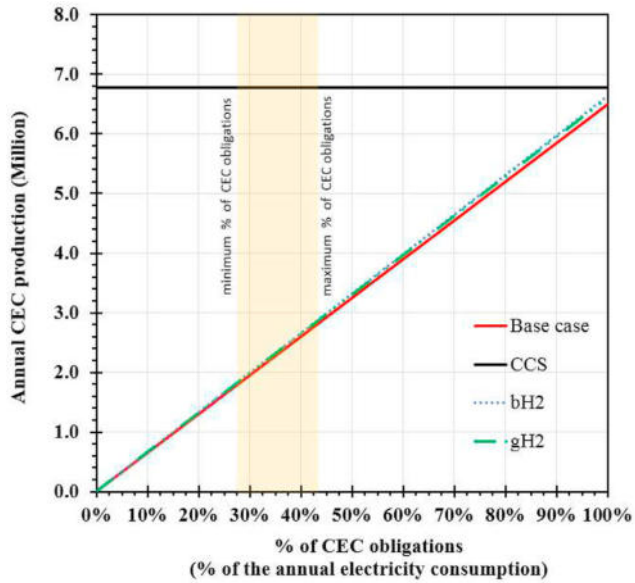


Fig. 10 – Annual CEC production as a function of the % of CEC obligations. NOTES: Since the base case does not produce CECs, the red line represents the amount of CEC that must be bought in the market. 2) The difference in CEC production between H₂ utilisation options and the base case is due to electricity surpluses (2–3%). This variation does not affect the results. (For interpretation of the references to color in this figure legend, the reader is referred to the Web version of this article.)

From Figs. 10 and 11, we can observe that Mexican law has 2 serious problems: firstly, although the CCS is being considered as a “clean” energy source because the carbon intensity is equal to 100 kg CO₂/MWh; nevertheless, the fact is, around a 26.3% of total CO₂ emissions are released to the atmosphere

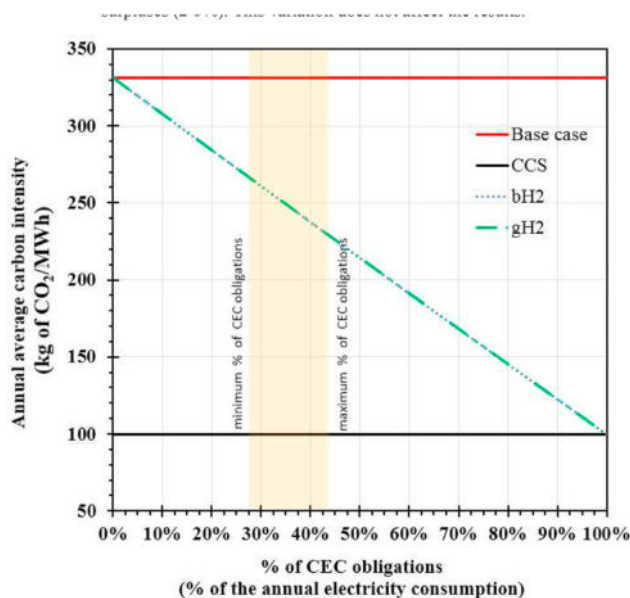


Fig. 11 – Annual average carbon intensity as a function of the % of CEC obligations.

Table 6 – Capital cost for all case studies (2017 constant \$).

	Units	Base case ^a	CCS	bH ₂	gH ₂
H₂-powered gas turbine					
Retrofitting cost (2 trains)	\$M	0.0	0.0	42.6	42.6
Extra NGCC power plant					
Extra NGCC power plant	\$M	0.0	87.9	0.0	0.0
PCC plant					
Absorber section ^b	\$M	0.0	320.3	0.0	0.0
Stripper section	\$M	0.0	139.7	0.0	0.0
CO₂ compression package					
Compressors	\$M	0.0	39.3	0.0	0.0
Intercooling system	\$M	0.0	7.0	0.0	0.0
Bare module cost (C_{BM})	\$M	0.0	594.2	42.6	42.6
Process contingency	\$M	0.0	92.0	8.5	8.5
Contingency project	\$M	0.0	118.8	8.5	8.5
Contractor's Fee	\$M	0.0	17.8	1.3	1.3
Total module cost (C_{TM})	\$M	0.0	822.8	61.0	61.0
Grass roots cost	\$M	0.0	265.6	19.7	19.7
Total Plant Cost (TPC)	\$M	0.0	1088.4	80.6	80.6
Owner's cost	\$M	0.0	76.2	5.6	5.6
Total Owner's cost (TOC)	\$M	0.0	1164.6	86.3	86.3
TOC retrofit at Mexican region^c	\$M	0.0	1282.2	95.0	95.0

^a For the base case, no additional CAPEX is needed, since the NGCC is assumed to be an existing plant that has been paid completely.

^b The absorber section includes the interconnecting cost with the retrofitted NGCC power plant. In this work, the interconnecting cost is equal to \$M 10.3 based on Ref. [12].

^c A factor equal to 1.09 was used to adjust the TOC from greenfield to retrofit plant based on Ref. [43]. A location factor equal to 1.01 was used to adjust the TOC from U.S. Gulf Coast to the Mexican region [58] after [59].

and; secondly, the CCS technology is not able to produce CECs dynamically as a function of the carbon capture level. The main benefit however for allowing partial production of CECs in the CCS projects based on merit of carbon mitigation, is the possibility for different stakeholders which could cover their CECs obligations by sharing infrastructure, thereby translating to a risk and cost reduction associated with the technology (e.g. 3 companies could share a single CCS facility). For this purpose, modifications to the Mexican clean energy regulation must be considered.

The next section gives economic implications of each case under the context of the Mexican clean energy regulation.

Economic analysis

Table 6 presents the capital cost for all case studies. As we expected, the CCS case presents the highest capital cost with a TOC retrofit equal to \$M 1282.2, which is mainly associated to the PCC plant. Meanwhile, for bH₂ and gH₂ cases, the TOC for retrofitting H₂-powered gas turbines is \$M 95. The CAPEX of the NGCC with CCS was compared to the information presented by different authors. As shown in Table E2, the result is in good agreement with the range reported in the literature.

Table 7 presents the O&M costs for all case studies (excluding fuel cost). For the base case, O&M annual cost is \$M 28.4, which is the same for bH₂ and gH₂ cases; and this

Table 7 – O&M cost for all case studies (2017 constant \$).

	Unit	Base case	CCS	bH ₂	gH ₂
Power plant					
Fixed O&M costs ^a	M\$/year	12.2	15.5	12.2	12.2
Variable costs ^b	M\$/year	16.2	19.1	16.2	16.2
CO₂ capture and compression					
Fixed O&M costs ^{c,e}	M\$/year	0	16.9	0	0
Variable cost ^{d,e}	M\$/year	0	12.5	0	0
Total O&M – net	M\$/year	28.4	64.1	28.4	28.4
CO₂ transport cost					
Total CO ₂ captured	ton/year	–	1901935	–	–
Transport cost ^f	M\$/year	-	18.4	-	-

^a For the base case, it assumed a FOM cost equal to 12.2 M\$ per year [12]. For bH₂ and gH₂ cases, it assumed a FOM cost equal to the base case. For the CCS case, it assumed an additional FOM cost equal to 2% of the TOC of the extra NGCC power plant [12,43].

^b For the base case, it assumed a VOM cost equal to \$2.5/MWh [12,43]. For bH₂ and gH₂ cases, it assumed a VOM cost equal to the base case. For the CCS case, an additional VOM cost is added corresponding to the net power produced in the extra NGCC power plant.

^c The FOM cost is equal to 2% of the TOC of the PCC plant and compression system [44].

^d The VOM cost is equals to 1.475% of the TOC of the PCC plant and compression system [44].

^e Location factor of 0.76 was used to tropicalize the O&M costs to the Mexico's region [55] after [56].

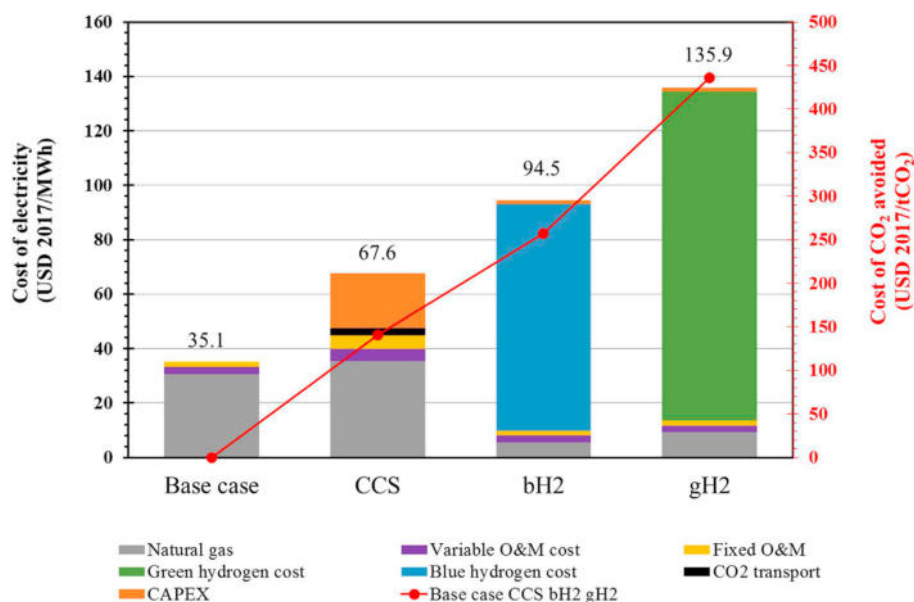
^f 10 \$/tCO₂ (2011) is considered based on [46] and updated to 2017 = 9.7 \$/tCO₂.

because it is assumed that retrofitted gas turbines do not affect the NGCC's fixed O&M (FOM) and variable O&M (VOM) annual costs. Meanwhile, the CCS case has the highest O&M annual cost equivalent to \$M 64.1, which is more than double

the base case. Additionally, the CO₂ transport and storage annual costs are estimated in \$M 18.4.

Tables 4, 6 and 7 are used to calculate COE and CAC, which are shown in Fig. 12 for all case studies. COE is 35.1, 67.6, 94.5 and 135.9 \$/MWh for the base, CCS, bH₂ and gH₂ cases, respectively. For all cases, the fuel price is the most important cost component. Despite the gH₂ is produced at a low renewable electricity cost, this still represents the highest COE among the clean technologies evaluated. This is because the actual gH₂ cost (\$30.4/MMBTU) is much higher than bH₂ cost (~\$17.8/MMBTU) and natural gas (\$5.4/MMBTU). Although the incorporation of a CCS facility in an existing NGCC is expensive in terms of CAPEX, its implication on the COE however is lower compared to the cost of operating the NGCC with H₂. In addition, as it was expected, gH₂ case presents the highest CAC with a value equal to \$435.8 per tCO₂, which is 210% and 69.6% higher compared to the CCS (\$140.4/tCO₂) and bH₂ cases (\$256.9/tCO₂), respectively.

Fig. 13 shows the EECC as a function of the % of CEC obligations for all case studies. The dashed yellow lines represent the minimum and maximum value of % of CEC obligations for the end user in meeting the National goals of clean electricity generation during the period of 2020–2050. As we can see, the base case represents the lowest EECC; and this is because the current CEC price is not high enough to promote investments of clean technologies into existing NGCC power plants. Among the clean technologies evaluated however, the CCS presents a lower EECC than bH₂ and gH₂ cases for the CEC obligations levels in meeting the National goals. Meanwhile, bH₂ and gH₂ cases present a lower EECC than the CCS case for CEC obligations values lower than 28.4% and 13.7% of the annual electricity consumption, respectively. Despite that H₂ utilisation could bring better economic benefits for end users

**Fig. 12 – Cost of electricity and CO₂ cost avoided for all case studies.**

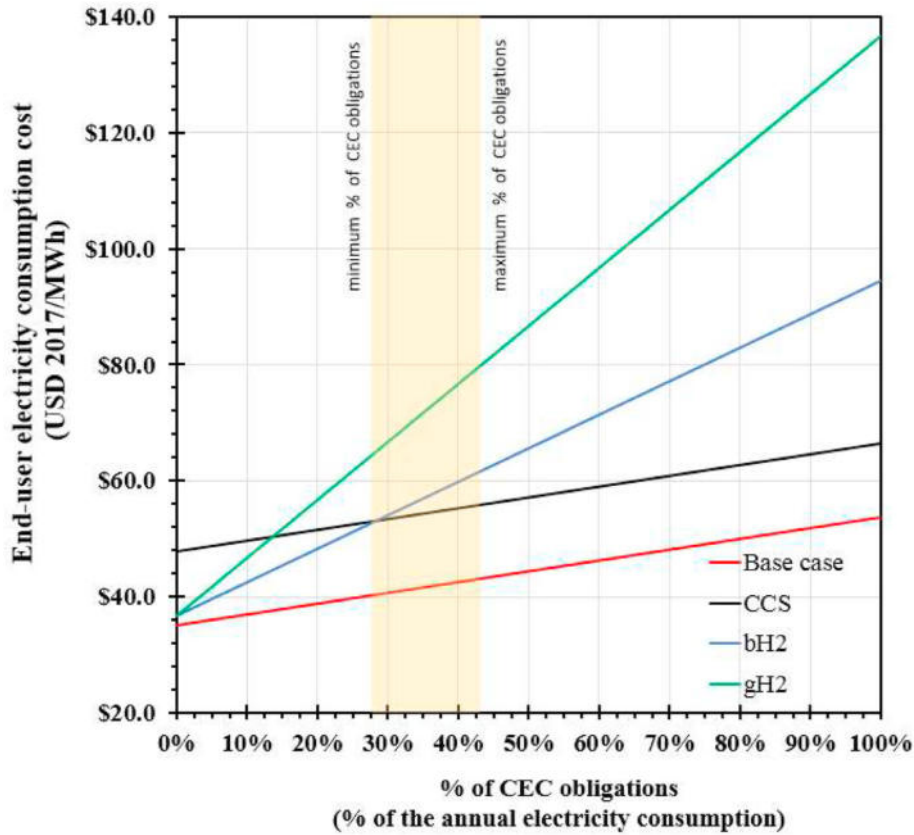
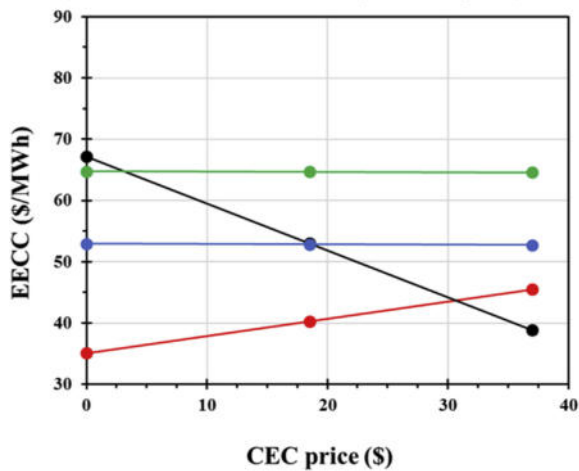
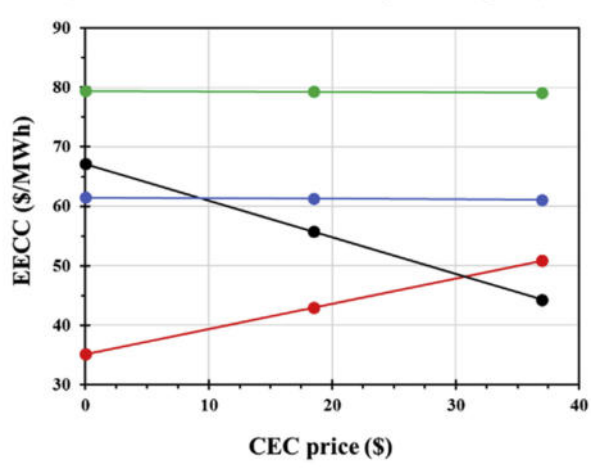


Fig. 13 – EECC as a function of the % of CEC obligations for all case studies.

a) Minimum level of the CEC obligations (28% of the annual electricity consumption)



b) Maximum level of the CEC obligations (42.6% of the annual electricity consumption)



● base case ● CCS ● bH2 ● gH2

Fig. 14 – Effect of CEC prices in the EECC for the minimum (a) and maximum level (b) of the % of CEC obligations for the end users in meeting the National goals.

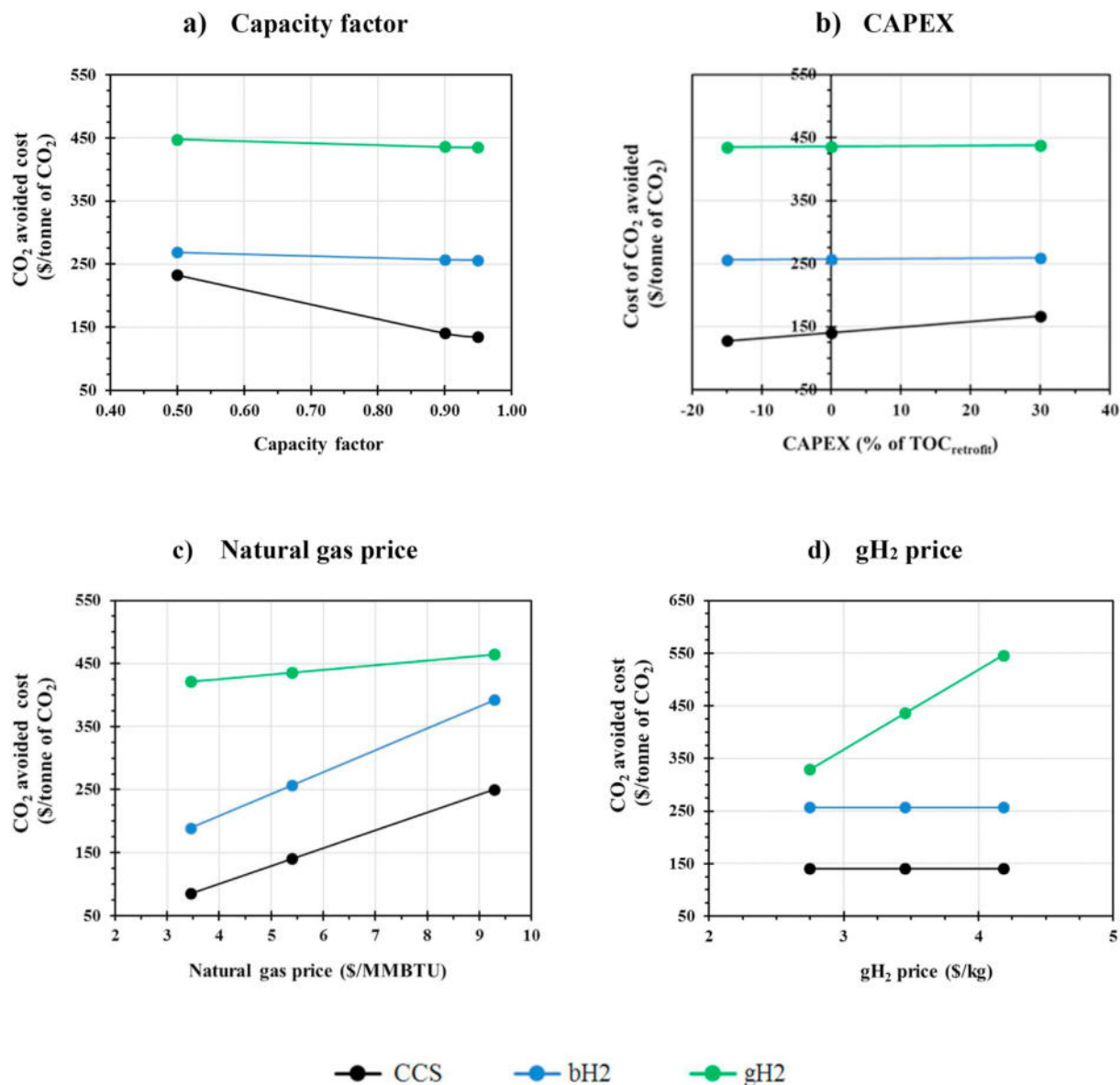


Fig. 15 – Effects of varying capacity factor, CAPEX and fuel prices in the CO₂ avoided cost.

than the CCS at very low levels of CEC obligations, their average carbon intensity is much higher (see Fig. 11).

In the next section, a sensitivity analysis of the EECC and CAC is carried out by varying key parameters.

Sensitivity analysis

Fig. 14 shows the effect of CEC prices in the EECC for the minimum and maximum level of the % of CEC obligations in meeting National goals. As we can see, the CCS is attractive for a CEC price above \$31, which represents an increment of about 68% of CEC from the baseline price. Based on the Mexican clean energy regulation, the use of bH₂ in existing

NGCCs is more economical for the end users than a CCS facility as the CEC obligation is lower and the CEC price tends to zero. While, the gH₂ case it is not economically competitive with the CCS.

On the other hand, the option to “connect” the CCS installation just to cover the CEC obligations does not make sense because a large investment is needed for a CCS installation (\$M 1282), and this would conduct to a lower plant capacity factor and, obviously, higher EECC values. As we previously mentioned, this is caused by the current regulation because it allows H₂ utilisation that can produce partial CECs, but is not applicable for CCS; and this would alter the results of CEC production as well as carbon mitigation levels (see Figs. 10

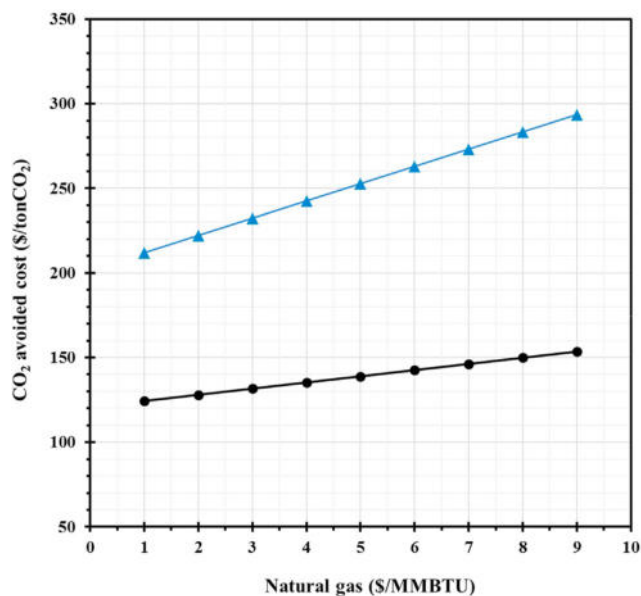


Fig. 16 – CO₂ avoided cost for the CCS case and the use of blends of bH₂ and natural gas in existing NGCC at different fuel price scenarios.

and 11). Therefore, the EEC is not a good indicator for comparison because it does not include the carbon mitigation level compared to the base case, thus CAC is included in this analysis.

Fig. 15 presents the effects of varying the capacity factor, CAPEX and fuel prices in the CO₂ avoided cost. From this analysis, as we expected, fuel price is the most sensitive parameter in the CAC. Additionally, the CCS case shows a better economic performance than H₂ utilisation cases in

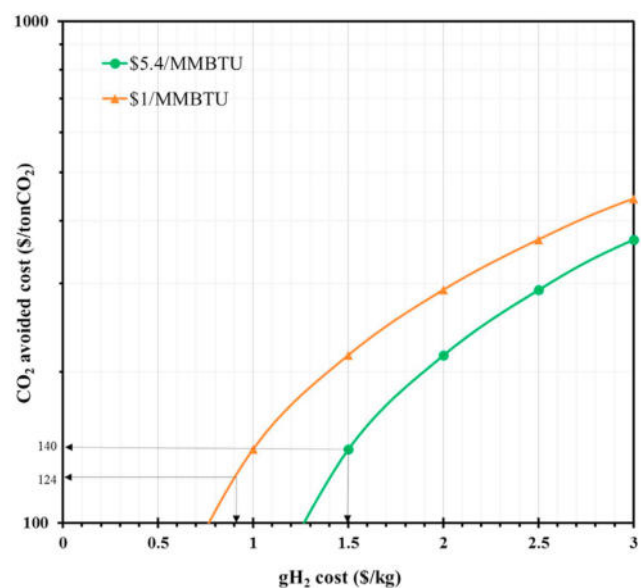


Fig. 17 – CO₂ avoided cost for the use of blends of gH₂ and natural gas in existing NGCC at different fuel price scenarios.

terms of carbon mitigation in existing NGCCs plants. Since fuel prices are a key parameter indicator in the carbon mitigation from existing NGCC power plants, a more extensive analysis is done.

Fig. 16 shows the CAC for the CCS case and the use of blends of bH₂ and natural gas in existing NGCC at different fuel price scenarios. From this figure, it can be observed that bH₂ case has higher CAC than the CCS for all natural gas price scenarios, and this is because bH₂ production comes from natural gas, being one of the main cost component in the SMR production [21].

On the other hand, Fig. 17 shows the CAC for the use of blends of gH₂ and natural gas in existing NGCC at different fuel price scenarios. For a low natural gas price equal to \$ 1/MMBTU, the gH₂ case has a lower CAC than the CCS for gH₂ costs equal to or less than \$ 0.9 per kg. To put this number in perspective, a gH₂ cost that is equal to \$0.9 per kg represents a reduction of around 74% from the baseline value that is used in this work; thus extrapolating values from Figure D5, it can be clearly seen that it is not possible to achieve this value with the current P2G technology. Therefore, improvements on the electrolyser efficiency and its cost reduction must be addressed for reaching competitive gH₂ prices in existing gas turbine infrastructure in the coming years.

Conclusions

This study consisted of a theoretical comparison of three different CO₂ mitigation strategies applicable to existing NGCCs under the context of the Mexican clean energy regulation: a) NGCC with CCS; b) NGCC operating with bH₂; c) NGCC operating with gH₂. These options were analysed from the point of view of the end users in meeting the National goals in clean electricity generation during the period of 2020–2050. Process simulations, cost estimation and a techno-economic analysis were performed. Based on the results obtained, this work concludes the following:

- H₂ utilisation in existing NGCCs requires very high concentration levels of H₂ in fuel (% vol. $\geq 88\%$) in order to reach the carbon intensity level that is mandatory by law (100 kg CO₂/MWh). For the selected gas turbine however, the H₂ concentration level at 50% vol is well below the minimum permissible today's concentration of H₂ in fuel to burn in the combustion chamber. Since the carbon emission intensity for this low concentration is clearly well above the permissible level by law, then changes in the Mexican regulations must be made in order to enable deployment and use of gH₂ as well as bH₂ in the Mexican power sector in the short term.
- Based on the current Mexican law, the results show that bH₂ utilisation brings better economic benefits for the end users than CCS due to lower EEC values at very low scenarios of % CEC obligations and very low CEC prices. Nevertheless, in terms of carbon mitigation cost, the CCS represents a lower CAC than bH₂ case. In addition, the gH₂ utilisation in existing NGCCs is not economically competitive with the CCS technology for the current fuel prices scenario. For a low natural gas price equal to \$ 1/MMBTU,

the gH₂ case is economically attractive from a gH₂ production cost equal to or less than \$ 0.9 per kg; but this cost cannot be achieved with the current P2G technology. Therefore, improvements of the P2G technology must be addressed in the coming years for reaching competitive performances with CCS in power plant applications.

- The results show that CCS is a robust technology in economic terms for reducing carbon emissions in existing NGCCs under the current Mexican legal framework. Despite this, CCS is only attractive for a CEC price above \$31, and this represents an increment of about 68% of CEC from the baseline price. Therefore, two possible solutions for deployment of CCS technology in existing NGCCs are two: a) to increase the CEC value in the market, b) and that the Government should grant CECs for merits at the levels of CO₂ that is both captured and stored. Some of the benefits that these solutions would provide is the promotion of higher levels of capture (or lower carbon intensities), which, in turn, would encourage the electricity generation close to zero emission levels; and this would allow different stakeholders (end users) to deduce their CEC obligations by sharing infrastructure, thereby translating to a risk and cost reduction associated with CCS technology. For this purpose, deeply modifications to Mexican clean energy regulation must be made.
- An alternative that can reduce the costs of CCS projects in existing NGCCs is the sale of CO₂ for use in specific applications e.g. enhanced oil recovery (EOR), chemical and food industry, among others. This possibility, together with the suggested changes to the legal framework described in the previous point, could bring economically attractive scenarios for end users in the short term. This analysis will be part of future work.
- Finally, it is expected that this study will serve as a reference for decision-makers to introduce changes to the Mexican clean energy regulatory framework in order to define new technical and administrative criteria for

promoting market entry of these technologies in the country, e.g. CEC regulation, H₂ quality requirements, H₂ concentration in blending, among others.

Declaration of competing interest

The authors declare that they have no known competing financial interests or personal relationships that could have appeared to influence the work reported in this paper.

Acknowledgements

We thank Dr. Víctor Ramírez-Cabrera for helpful conversations. Pablo René Díaz-Herrera would like to thank the National Council for Science and Technology (CONACyT) for the scholarship provided. Ascención Romero-Martínez thanks the Mexican Petroleum Institute for the time expended as part of its tutorial work for the Ph.D. project of PRDH.

Appendix A

- Estimation of the CEC obligations for the end user in meeting National goals of clean electricity generation

In 2018, the Mexican Government implemented the clean energy certificates (CECs) with the objective to promote new investments in clean electricity generation in meeting the National goals of clean electricity generation, namely: 25%, 30%, 35%, 40% and 50% of clean electricity generation for the years 2018, 2021, 2024, 2035 and 2050, respectively [2,3]. Figure A1 shows the percentage of clean electricity generation and the National goals for the period of 2020–2050.

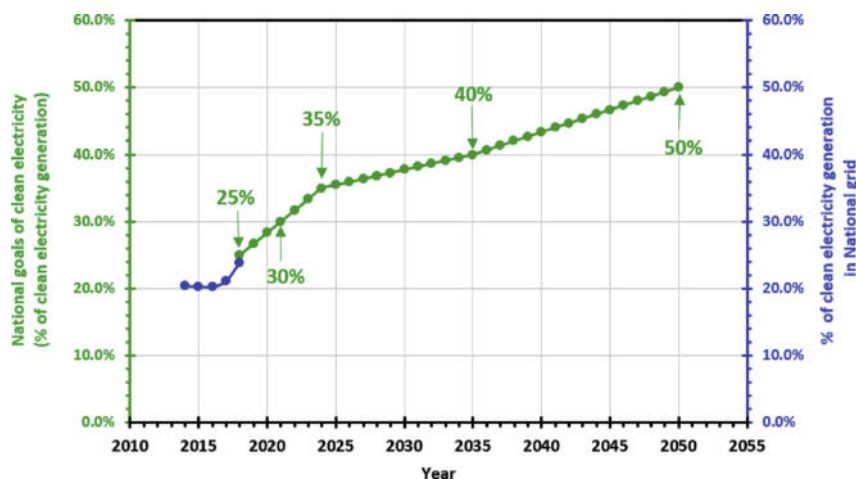


Fig. A1 – Percentage of clean electricity generation in recent years and the National goals of clean electricity for the period of 2020–2050. Own elaboration from Ref. [1,57–60].

The Mexican Ministry of Energy publishes every year in the Diario Oficial de la Federación (Official Journal of the Federation) the percentage of CEC obligations that end users must cover for a 3-year in advance period in order to meet the National goals for that period. The percentage of CEC obligations that end users must cover each year is calculated based on the percentage of clean electricity consumption and the total amount of CECs per year required in meeting National goals of clean electricity generation, this is determinate using the following formula [3]:

$$R = \frac{O}{C} * 100\% \quad A1$$

Where R is the percentage (%) of CEC obligations per year, expressed as a percentage of clean electricity consumption in meeting the National goals; O is the total amount of CECs per year required in meeting National goals, expressed in MWh of clean electricity consumption, and; C is the annual electricity consumption in the National electrical grid, expressed in MWh of electricity. In turn, C is a function of the annual electricity generation (G , MWh) and, the fraction of electricity losses in the grid (L) [3]:

$$C = G(1 - L) \quad A2$$

Additionally, O is obtained using Equation (3) [3]:

$$O = G * N - H \quad A3$$

Where N is the National goal of clean electricity generation per year, expressed as the minimum percentage of clean electricity generation in the National grid, and; H is the clean electricity generation from projects installed prior to the promulgation of the Mexican clean energy regulation, expressed in terms of MWh of electricity. Combining Equation (A1)-A3, R can be expressed as follows:

$$R = \frac{G * N - H}{G(1 - L)} * 100\% \quad A4$$

Since a clean technology project is operated for a long-term (more than 25 years) and, is not possible to know the value of R for a 3-year in advance period, it is necessary to estimate the average of the percentage of CEC obligations that end users must cover along this period, and this could be estimated as follows:

$$R_{avg} = \frac{\sum_i \frac{N_{G_i} * N_i - H_i}{G_i - L_i} * 100\%}{N - i} \quad A5$$

Where R_{avg} is the average of percentage of CEC obligations for a determinate period, expressed as a percentage of clean electricity consumption in meeting the National goals in a specific period, and; i and N is the year of starting and ending of the clean technology project, respectively. This work assumes that clean energy project starts operation in 2020 and finishes in 2050. For the years 2020, 2021 and 2022, the variables G , N , H and L can be found from Refs. [3]. For the next years, G and N can be estimated assuming a linear trend over time, while the L is assumed to be 0.05 based of Ref. [3]. For H , there are two scenarios that could be assumed for older clean electricity projects: a) the electricity generation remains

constant at the last year available (2022), so there is no reduction or shut-down of old clean electricity projects; or b) hypothetically, the electricity generation of old clean projects (previous to 2020) is zero, so aggressive new investments in clean electricity projects must be done. These two scenarios correspond to the minimum and maximum percentage of CEC obligation for end user in meeting National goals, respectively (see Figure A2). Considering these assumptions, and substituting their values in Equation (A5), we have the minimum and maximum value of R_{avg} is 28.0% and 42.6%, respectively. It means that end user must cover a CEC obligation between 28.0% and 42.6% of its total clean electricity consumption during the next 30 years (2020–2050). The end users can decide whether to produce their CEC obligations through their own clean energy projects or buy them from other participants in the clean energy market.

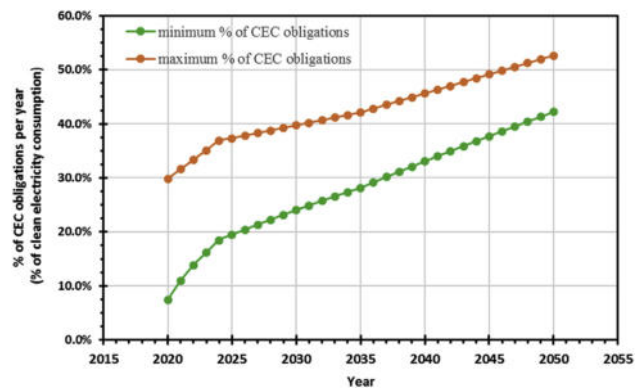


Fig. A2 – Estimation of the minimum and maximum percentage of CEC obligations per year for the end user in meeting the National goals of clean electricity generation for the period of 2020–2050.

Appendix B

Thermoflow™

1. The steam properties used in GT Pro, GT MASTER, STEAM PRO, STEAM MASTER, THERMOFLEX, and RE-MASTER is IFC-67. IFC-67: For many years, the industry standard for the calculation of steam properties was the IFC 1967 Formulation for Industrial Use. This was the basis of the ASME steam tables published between the late 1960's and the late 1990's. This formulation can be utilized for pressures up to 14,503 psia (1000 bara) and temperatures up to 1472 °F (800 °C).
2. The predominantly gas properties used is the ideal gas formulation. Exceptions are made in some cases. At low pressures, all components are treated as ideal gases, i.e. enthalpy and specific heat are functions of temperature alone. This underlying assumption results in reasonably accurate property estimations at moderate to high temperatures and low pressures. When temperature is low and/or the partial pressures of one or more components

are relatively high, however, there are effects of pressure upon enthalpy not well-represented by these ideal gas relations. The program augments the ideal gas relations as necessary for:

- Liquid water in equilibrium with the water vapour in the gas mixture,
- Departure from ideal gas enthalpy and entropy of gases at moderate pressure,
- Representation of the H₂O vapour with steam property functions, at moderate to high pressures,
- Representation of N₂, O₂, and particularly CO₂ using the NIST property functions at low temperatures and high pressures.

These effects are all negligible for air at ISO conditions [59 °F (15 °C), 60% relative humidity, at sea level] and for ordinary combustion product gases at atmospheric pressure so long as they are not cooled to near their dew point.

Aspen plus®

The rate-based model is a useful simulation tool to perform sensitivity analysis of chemical process. In this work, the amine solution system of the monoethanolamine (MEA)-based carbon capture process was selected. For the thermodynamic properties in the liquid phase, the ELECNRTL model was utilized to calculate non-idealities of the liquid phase materials (such as water, amine, and hydramine) used to absorb the acid gas. ASPEN PLUS has a large built-in databank of electrolyte reactions and interaction parameters for many electrolyte systems. While, for gaseous phase thermodynamic parameters, Redlich-Kwong equation of state was selected.

Appendix C

Table C1 – Factors used to estimate the cost concepts of each equipment.

Equipment, i	C _{Cont,i} ^a	C _{Proc,i} ^b	C _{Fee,i} ^c
H ₂ -powered gas turbine			
- Retrofitting cost (2 gas turbines)	20%	20%	3%
Extra NGCC power plant			
- SGT-800 2 × 1 combined cycle	20%	0%	3%
Post-combustion carbon capture package			
- Absorber ^d	20%	20%	3%
- Stripper	20%	20%	3%
CO ₂ compression package			
- Compressors	20%	0%	3%
- Intercooling system	20%	0%	3%

Notes.

^a For all equipment, C_{Cont,i} is considered 20% of the C_{BM,i} [12,38–40].

^b C_{Proc,i} is zero for well-known technologies [12,38–40] and 20% of C_{BM,i} for process with low technological maturity [14,47,48].

^c C_{Fee,i} is considered 3% of the total C_{BM} [34].

^d Absorber section includes the interconnecting cost with the retrofitted NGCC power plant.

- CEPCI

The CEPCI is dimensionless numbers used to adjust process plant construction costs from one period to another. The updated cost at 2017 is calculated using Equation (C1):

$$\text{Cost (cost at 2017)} = \text{Cost (past date)} \left[\frac{\text{Index at 2017}}{\text{Index (past date)}} \right] \quad \text{C1}$$

The CEPCI index at 2017 is 567.5.

- Location O&M cost factor

Studies carried out by Ref. [55,56] show the O&M costs applicable to CCS projects as a function of their location and labour productivity for various regions of the world. For this study, the reported O&M costs for the South American region were considered due to their similarity to Mexico in terms of economic development, the adjustment factors used for productivity and labour cost are 2.00 and 0.38, respectively [55,56]. These adjustment factors are multiplied to obtain the location O&M cost factor for CCS projects in Mexico, which results in a value equal to 0.76.

Appendix D

- Natural gas price

Figure D1 shows the price of U.S. natural gas pipeline exports to Mexico for 1998–2017 period [45] and these are compared to the Henry Hub natural gas prices [61]. As we can see, the information is in good agreement. Both prices are nominal, thus, it is necessary to convert them to real prices for a reference year 2017 constant-dollar. Figure D2 shows the real and nominal prices of U.S. natural gas prices. The real natural gas prices were obtained using the Consumer Price Index (CPI) calculator from Ref. [62] for a reference year 2017 constant-dollar. Figure D3 shows the annual low, mean, and high value of natural gas prices for the 1998–2017 period at 2017 constant-dollar. The average values for the annual low, mean, and high natural gas prices are 3.5, 5.4 and, 9.3 USD 2017 per MMBTU.

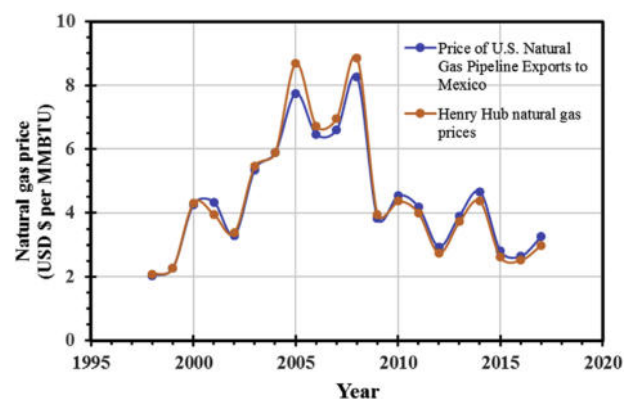


Fig. D1 – Price of U.S. natural gas pipeline exports to Mexico for 1998–2017 period Own elaboration from Ref. [45,61].

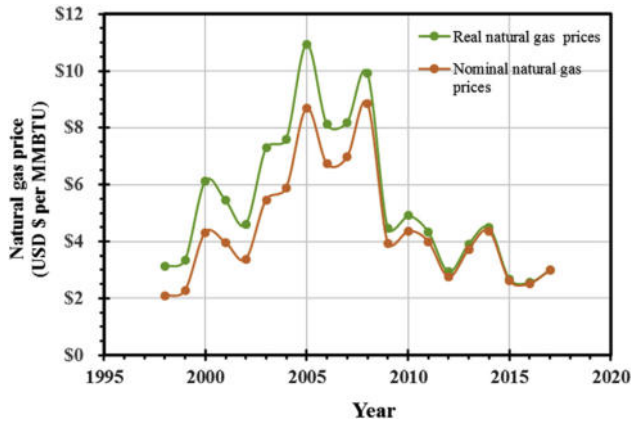


Fig. D2 – shows the real and nominal prices of U.S. natural gas for a reference year 2017 constant-dollar. Own elaboration from Ref. [45,61].

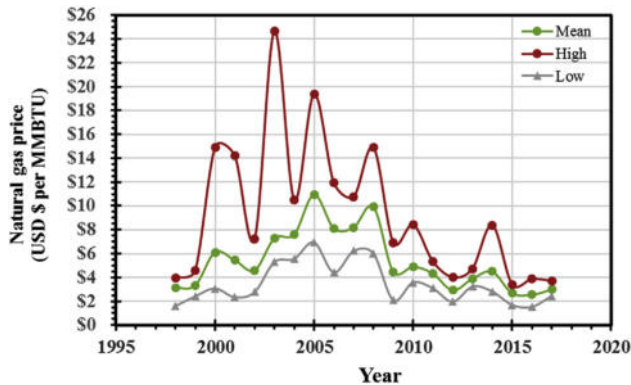


Fig. D3 – The annual low, mean, and high value of natural gas prices for the 1998–2017 period at 2017 constant-dollar (real prices). Own elaboration from Ref. [45,61].

Blue hydrogen cost

The bH_2 cost is very sensitive to the natural gas price. For this reason, this is calculated as a function of natural gas price. In this work, bH_2 cost is calculated based on the results reported by Ref. [21], then this is updated to 2017 U.S. dollars using a currency exchange rate and inflation factor from Ref. [63,64]. Figure D4 shows the levelised cost of bH_2 and grey H_2 as a function of natural gas price at 2017 U.S. dollars. The low, mean, and high bH_2 cost are 1.7, 2.0 and, 2.7 USD 2017 per

kilogram. These values are in good agreement with those reported in the literature [19,24,51].

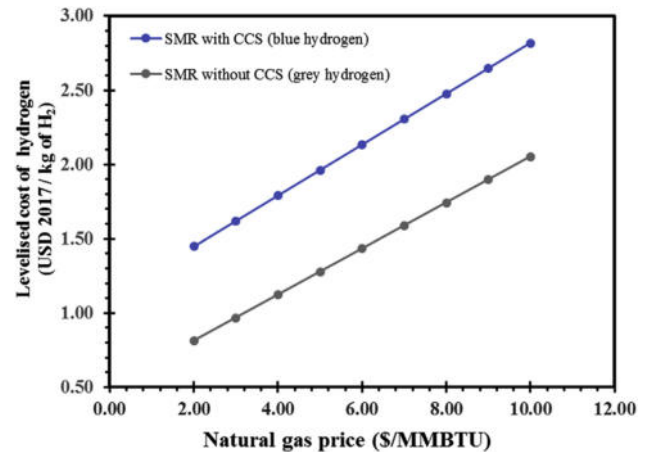


Fig. D4 – Blue and grey H_2 prices as a function of the natural gas price at 2017 U.S. dollars. Own elaboration from Ref. [21].

Green hydrogen cost

The gH_2 cost is essentially dependent on the electricity renewable prices, which, in turn, depends on the geographic location. Figure D5 shows the levelised cost of gH_2 as a function of the price of electricity from renewable sources (e.g. solar, wind) and the capacity factor of electrolysers (load hours per year). In the case of Mexico, the country has significant renewable resources, mainly in solar and wind energy, which makes it one of the most attractive countries in the world for the renewable energy market [20,65]. Therefore, Mexico is one of the countries that potentially has one of the cheapest gH_2 production costs in the world. Three auction renewable electricity have been launched during 2016–2017. For the first, second and third auction, the average price per MWh was \$47.78, \$33.47 and \$20.60, respectively. From the first to third auction, the cost of renewable electricity dropped by more than half. A wind power project bid by Italian company Enel Green Power included one of the lowest electricity project prices in the world [65]. In this work, we assume a moderate electrolysers load factor equal to 4000 h per year, thus the low, mean and high gH_2 cost per kilogram are \$2.7, \$3.5 and \$4.2, which corresponds to 20.6, 34.0 and, 47.8 \$/MWh renewable electricity prices, respectively. These gH_2 cost obtained are in good agreement with those reported elsewhere [19,66–68].

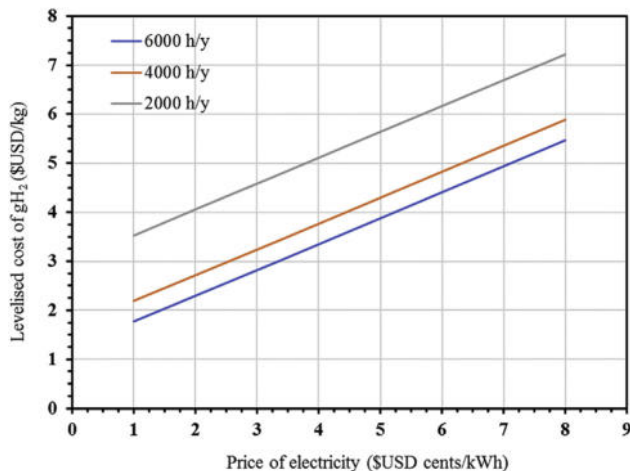


Fig. D5 – Levelised cost of gH₂ as a function of the price of electricity from renewable sources and the capacity factor of electrolyzers (load hours per year). Own elaboration from Ref. [24].

Electricity price in the market

Figure D6 shows the monthly average electricity prices in the wholesale electricity market for the National grid during the 2017–2018 period [69]. The average electricity price is \$77 per MWh, which has been used as baseline price for electricity surpluses in this work.

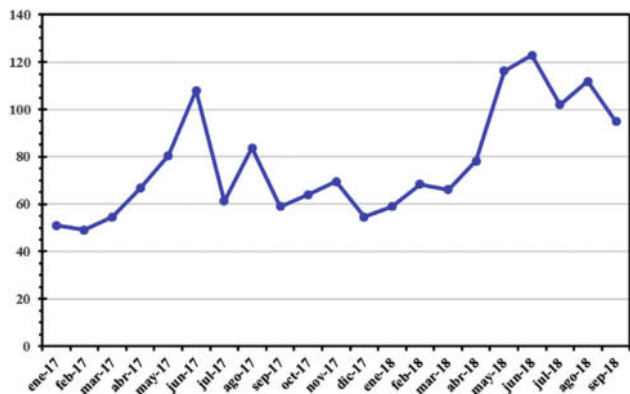


Fig. D6 – Monthly average electricity prices in the wholesale electricity market for the National grid during the 2017–2018 period (USD 2017 constant-dollar). Own elaboration from Ref. [69].

Appendix E

Table E1 – Extra NGCC power plant performance. Siemens model SGT-800 2 × 1 combined cycle.

Plant summary		
Plant gross output	MW	151.9
Auxiliary consumption	MW	3.7
Net power output	MW	148.2
Net efficiency	%	53.9
Fuel consumption		
CH ₄ mass flow rate	kg/s	5.5
Fuel LHV chemical energy input	MW	274.7
Flue gas composition		
Total flue gas mass flow produced	kg/s	273.0
N ₂	% mol	74.5
O ₂	% mol	12.9
CO ₂	% mol	3.6
H ₂ O	% mol	8.1
Ar	% mol	0.9

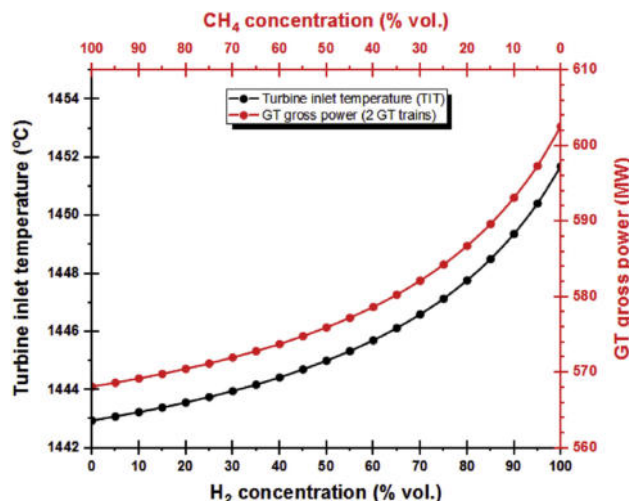


Fig. E1 – Turbine inlet temperature and GT gross power as a function of the H₂ concentration in fuel.

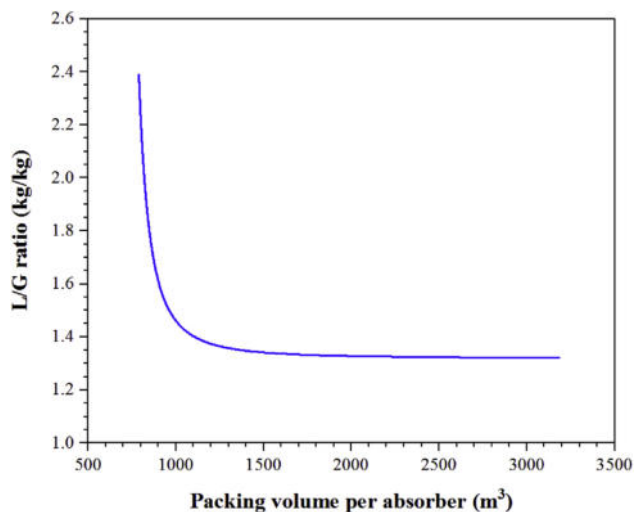
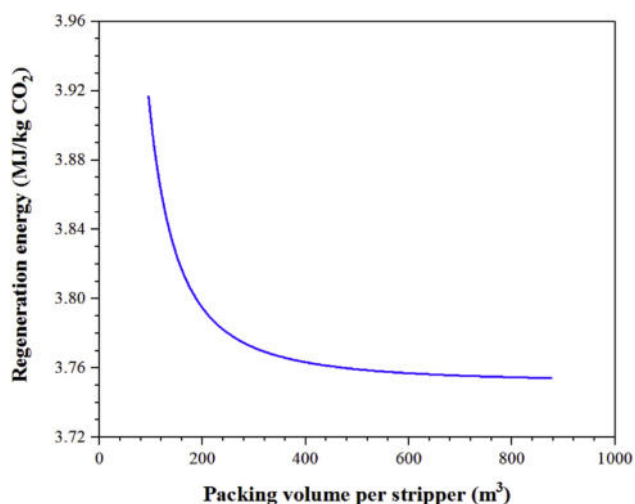
Table E2 – Comparison of capital costs for a new NGCC power plant with CCS obtained in this work with respect to literature.

	This work ^a	Díaz-Herrera, 2020 [12]	GCCSI, 2017 [70]	DOE/NETL, 2015 [40]	Rubin et al., 2015 ^b [71]	DOE/NETL, 2010 [38]	Rubin et al., 2015 ^b [71]
Net power output without CO ₂ capture	822.6	822.6	630	630	661	555	910
Net power output with CO ₂ capture	731.7	709.4	559	559	573	473	789
Capture level	% 88.5%	90%	90%	90%	90%	90%	90%
Total Plant Cost (TPC) ^c	\$/kW 1834	1867	1531	1481	1648	1226	2079
Total Owners' Cost (TOC) ^c	\$/kW 1962	1998	N.A.	1804	1832	1497	2310
Total Capital Requirement (TCR)	\$/kW N.A.	N.A.	N.A.	N.A.	2061	N.A.	2599
Reference year	\$ 2017	2017	2015	2011	2013	2007	2013

^a For comparison purposes, this exercise includes the capital cost associated with the retrofitted NGCC power plant based on Ref. [12]. For TOC value, the location and retrofit factor is not included.

^b Escalate TPC to TCR = 1.25. Escalate TOC to TCR = 1.125 (factors used by Rubin et al., 2015 study).

^c For comparison purposes, TPC and TOC is calculated based on net power output without CO₂ capture (reference plant).

**Fig. E2 – Packing volume per absorber as a function of the liquid-gas ratio (L/G).****Fig. E3 – Packing volume per stripper as a function of the regeneration energy (MJ per kg of CO₂ desorbed).**

REFERENCES

- [1] Sener. Programa de Desarrollo del Sistema Eléctrico Nacional (PRODESEN) 2018-2032. 2018.
- [2] Dof. Ley de Transición energética. 2016.
- [3] Dof. AVISO por el que se da a conocer los requisitos para la adquisición de Certificados de Energías Limpias en 2020. 2017. 2021 y 2022 establecidos por la Secretaría de Energía.
- [4] del Razo C. A snapshot OF the MEXICAN clean energy obligations system. *Mexican Law Review* 2016;9(1):81–90.
- [5] Sener. Secretaría de Energía (SENER): mapa de Ruta tecnológica CCUS. 2018.
- [6] Wilcox J. Carbon capture. 2012. 2020-01-22 17:40:53; Available from, <https://www.springer.com/gp/book/9781461422143>.
- [7] Oh S-Y, Yun S, Kim J-K. Process integration and design for maximizing energy efficiency of a coal-fired power plant integrated with amine-based CO₂ capture process. *Appl Energy* 2018;216:311–22.
- [8] Finney KN, et al. In: Magalhães Pires JC, Cunha Gonçalves ALD, editors. Chapter 2-Carbon capture technologies, in *Bioenergy with carbon Capture and storage*. Academic Press; 2019. p. 15–45.
- [9] Feron P, et al. Towards zero emissions from fossil fuel power stations. *Int J Greenhouse Gas Contr* 2019;87:188–202.
- [10] Sanchez Fernandez E, et al. Thermodynamic assessment of amine based CO₂ capture technologies in power plants based on European Benchmarking Task Force methodology. *Fuel* 2014;129:318–29.
- [11] Pan M, et al. Application of optimal design methodologies in retrofitting natural gas combined cycle power plants with CO₂ capture. *Appl Energy* 2016;161:695–706.
- [12] Díaz-Herrera PR, et al. Capture level design for a natural gas combined cycle with post-combustion CO₂ capture using novel configurations. *Energy* 2020;193:116769.
- [13] GE. General electric (GE): power to gas: hydrogen for power generation. GE document number: gea33861. 2019.
- [14] Fasihi M, Breyer C. Baseload electricity and hydrogen supply based on hybrid PV-wind power plants. *J Clean Prod* 2020;243:118466.
- [15] GE. General electric (GE) report: 'the hydrogen generation: these gas turbines can run on the most abundant element in the universe'. 2019. Available from, <https://www.ge.com/reports/hydrogen-generation-gas-turbines-can-run-abundant-element-universe/>.

- [16] Siemens. How Swedish scientists are working to fulfill the promise of achieving 100-percent hydrogen capability for gas turbines by 2030. *siemens.com Global Website*; 2019. 2019-12-07 22:22:35; Available from, <https://new.siemens.com/global/en/company/stories/energy/hydrogen-capable-gas-turbine.html>.
- [17] GE. General Electric (GE): decarbonizing power generation. 2019. Available from, <https://www.ge.com/power/gas/fuel-capability/hydrogen-fueled-gas-turbines>.
- [18] Rh2C. World-scale renewable hydrogen (RH2) plant in british columbia (BC). 2019. Available from, www.renewableh2canada.ca/.
- [19] Irena. Hydrogen: a renewable energy perspective, international renewable energy agency, abu dhabi. 2019.
- [20] Ccc. Hydrogen in a low-carbon economy. London: Committee on Climate Change; 2018.
- [21] Ieaghg. Techno-economic evaluation of SMR based standalone (merchant) hydrogen plant with CCS. IEAGHG Technical Report Number 2017-02, pages 7-1080. IEAGHG Document Manager; 2017. Available from, <http://documents.ieaghg.org/index.php/s/HKtMncwfw2vaBxl>.
- [22] Ieaghg. Co2 capture at gas fired power plants (Report 2012/8). 2012.
- [23] Normann F, et al. Partial capture of carbon dioxide from industrial sources - a discussion on cost optimization and the CO2 capture rate. *Energy Procedia* 2017;114:113–21.
- [24] Pflug V, et al. Power-to-X: the crucial business on the way to a carbon-free world. Siemens Energy; 2019 [Siemens Energy]. Pages 4-26. Available from, <https://www.siemens-energy.com/global/en/offerings/technical-papers/download-power-to-x.html>.
- [25] GE. General electric (GE): fact sheet GEA30842B (02/2016). 7F advanced gas path A power flex efficiency solution. 2016.
- [26] GE. 7HA gas turbine | GE power. 2020.
- [27] Siemens. In: Siemens, editor. Siemens gas turbine portfolio; 2019.
- [28] González-Díaz A, et al. Effect of the ambient conditions on gas turbine combined cycle power plants with post-combustion CO2 capture. *Energy* 2017;134:221–33.
- [29] Alcaráz-Calderon AM, et al. Natural gas combined cycle with exhaust gas recirculation and CO2 capture at part-load operation. *J Energy Inst* 2019;92(2):370–81.
- [30] Zhang Y, Chen C-C. Modeling CO2 Absorption and Desorption by aqueous monoethanolamine Solution with aspen rate-based model. *Energy Procedia* 2013;37:1584–96.
- [31] Zhang M, Guo Y. Optimization of carbon capture process using aqueous ammonia with rate-based simulation method. *Energy Procedia* 2017;114:1469–79.
- [32] Liebenthal U, Kather A. Design and off-design behaviour of a CO2 compressor for a post-combustion CO2 capture process. 2011.
- [33] Gonzalez-Diaz A. Sequential supplementary firing IN natural gas combined cycle plants with carbon capture for enhanced oil recovery. PhD thesis. 2016.
- [34] Turton R. Analysis, synthesis, and design of chemical processes. 4th ed. Upper Saddle River, NJ: Prentice Hall; 2012. p. 1007.
- [35] Ludwig EE. Applied process design for chemical and petrochemical plants. 3rd ed., vol. 1; 1999. p. 630.
- [36] Fytianos G, et al. Corrosion and degradation in MEA based post-combustion CO2 capture. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 2016;46:48–56.
- [37] Kittel J, et al. Corrosion in MEA units for CO2 capture: Pilot plant studies. *Energy Procedia* 2009;1(1):791–7.
- [38] Doe/Netl. Cost and performance baseline for fossil energy plants, Volume 1: Bituminous Coal and Natural Gas to Electricity. 2010. Revision 2 (No. DOE/NETL-2010/1397).
- [39] Doe/Netl. Cost and performance baseline for fossil energy plants volume 3 executive summary: low rank coal and natural gas to electricity (No. DOE/NETL-2011/1399). 2011.
- [40] Zoelle A, et al. Cost and performance baseline for fossil energy plants volume 1a: bituminous coal (PC) and natural gas to electricity revision 3. NETL; 2015.
- [41] Peters MS, Timmerhaus KD. Plant design and economics for chemical engineers. 4. ed. , New York: McGraw-Hill chemical engineering series; 1991. p. 910. McGraw-Hill.
- [42] Chou V, et al. Cost and performance of retrofitting NGCC units for carbon capture. Pittsburgh, PA, Morgantown, WV, and Albany, OR (United States): National Energy Technology Laboratory (NETL); 2013.
- [43] Copar, Costos y Parámetros de Referencia para Formulación de Proyectos de Inversión en Generación de la Comisión Federal de Electricidad de México 2012-2014.
- [44] Turner MJ, Pinkerton LL. Quality guidelines for energy system studies: capital cost scaling methodology. Pittsburgh, PA, Morgantown, WV, and Albany, OR (United States): National Energy Technology Laboratory (NETL); 2013.
- [45] Eia. U.S.. Natural gas Imports by Pipeline from Mexico. 2020 [cited 2020 2020-05-31 12:29:08]; Available from, https://www.eia.gov/dnav/ng/ng_move_poe2_dcu_NUS-NMX_a.htm.
- [46] Grant T, Morgan D, Gerdes K. Quality guidelines for energy system studies: carbon dioxide transport and storage costs in NETL studies. NETL; 2013.
- [47] Metz B, O D, Coninck HD, Loos M, Meyer L. Carbon dioxide capture and storage: IPCC special report. 2005. p. 431.
- [48] Milenio. Precios de CEL's se desplomarán 70 % con nuevas disposiciones: experto. 2020 [cited 2020 2020-06-01 15:33:08]; Available from, <https://www.milenio.com/negocios/precios-cel-desplomaran-70-disposiciones-experto>.
- [49] Forbes México. Certificados de energía limpia impactaron tarifas eléctricas: cfe. Forbes México; 2019. 2019-11-25T12:00:16+00:00; Available from, <https://www.forbes.com.mx/certificados-de-energia-limpia-impactaron-tarifas-electricas-cfe/>.
- [50] GE. Customer tools | GE power generation. 2019. Available from, <https://www.ge.com/power/resources/tools>.
- [51] Irena. Hydrogen from renewable power: technology outlook for the energy transition. Abu Dhabi: International Renewable Energy Agency; 2018.
- [52] Boushaki T, et al. Effects of hydrogen and steam addition on laminar burning velocity of methane–air premixed flame: experimental and numerical analysis. *Int J Hydrogen Energy* 2012;37:9412–22.
- [53] De Robbio R. Innovative combustion analysis of a micro-gas turbine burner supplied with hydrogen-natural gas mixtures. *Energy Procedia* 2017;126:858–66.
- [54] Chiesa P, Lozza G, Mazzocchi L. Using hydrogen as gas turbine fuel. *J Eng Gas Turbines Power* 2005;127(1):73–80.
- [55] van der Spek M, Roussanaly S, Rubin ES. Best practices and recent advances in CCS cost engineering and economic analysis. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 2019;83:91–104.
- [56] Ieaghg. Effects of plant location on the costs of CO2 capture (Technical report 2018-04). 2018.
- [57] Sener. Programa de Desarrollo del Sistema Eléctrico Nacional (PRODESEN) 2016-2030. 2016.
- [58] Sener. Programa de Desarrollo del Sistema Eléctrico Nacional (PRODESEN) 2019-2033. 2019.
- [59] Sener. Programa de Desarrollo del Sistema Eléctrico Nacional (PRODESEN) 2017-2031. 2017.
- [60] Sener. Programa de Desarrollo del Sistema Eléctrico Nacional (PRODESEN) 2015-2029. 2015.

- [61] Natural gas prices - historical chart. 2020 [cited 2020 2020-05-31 12:34:46]; Available from, <https://www.macrotrends.net/2478/natural-gas-prices-historical-chart>.
- [62] CPI inflation calculator. 2020. 05-31 12:38:15]; Available from, <https://data.bls.gov/cgi-bin/cpicalc.pl?cost1=100.00&year1=201706&year2=201706>.
- [63] PoundSterlingLive. Euro to U.S. Dollar Exchange rate history. 2019. 2019-12-08 21:37:16; Available from, <https://www.poundsterlinglive.com/best-exchange-rates/euro-to-us-dollar-exchange-rate-on-2014-11-14>.
- [64] Finance, A. Inflation calculator. 2019. 2019-12-08 21:40:18; Available from, <https://www.in2013dollars.com/2014-dollars-in-2017>.
- [65] Viscidi L. Mexico's renewable energy future. Wilson Center Mexico Institute; 2018.
- [66] Guerra OJ, et al. Cost Competitiveness of electrolytic hydrogen. *Joule* 2019;3(10):2425–43.
- [67] Systems, B.P. And deloitte. Deloitte vol. 1 fueling the Future of mobility | ballard power systems. 2020. 2020-01-24 20:18:23; Available from, <https://info.ballard.com/deloitte-vol-1-fueling-the-future-of-mobility>.
- [68] Armijo J, Philibert C. Flexible production of green hydrogen and ammonia from variable solar and wind energy: case study of Chile and Argentina. *Int J Hydrogen Energy* 2020;45(3):1541–58.
- [69] Ballinez R. HR Ratings considera que la apertura a la inversión privada del mercado eléctrico mexicano podría ampliar el tipo de activos sujetos a financiamiento estructurado de largo plazo. 2018. p. 24.
- [70] Irlam L. Global costs of carbon capture and storage: 2017 update. Global CCS Institute; 2017 [book].
- [71] Rubin ES, Davison JE, Herzog HJ. The cost of CO₂ capture and storage. *International journal of greenhouse gas control* 2015;40:378–400.