



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**PROGRAMA DE ESTUDIO DE MAESTRÍA Y DOCTORADO**  
**SISTEMAS ENERGÉTICOS - PROCESOS Y USO EFICIENTE DE ENERGÍA**

**ESTUDIO DE INTEGRACIÓN DE CAPTURA DE CO<sub>2</sub>**  
**EN TURBINAS DE GAS (CICLO COMBINADO)**  
**EN EL SECTOR ELÉCTRICO MEXICANO**

## **TESIS**

**QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE**  
**DOCTOR EN INGENIERÍA**

### **PRESENTA:**

**JORDÁN PÉREZ SÁNCHEZ**

### **TUTOR**

**DR. JAVIER EDUARDO AGUILLÓN MARTÍNEZ**  
**(INSTITUTO DE INGENIERÍA)**

### **MIEMBROS DEL COMITÉ TUTOR**

**DR. FERNÁNDEZ ZAYAS JOSÉ LUIS**  
**(INSTITUTO DE INGENIERÍA)**

**DR. RODRÍGUEZ PADILLA VÍCTOR**  
**(FACULTAD DE INGENIERÍA)**

**DR. ISLAS SAMPERIO JORGE MARCIAL**  
**(INSTITUTO DE ENERGÍAS RENOVABLE)**

**DR. MAZUR CZERWIEC ZDZISLAW**  
**(INSTITUTO DE ELECTRICIDAD Y ENERGÍAS LIMPIAS)**

**CIUDAD UNIVERSITARIA, CD. MX. NOVIEMBRE 2018**



Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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



# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

**PROGRAMA DE ESTUDIO DE MAESTRÍA Y  
DOCTORADO**

**SISTEMAS ENERGÉTICOS - PROCESOS Y USO  
EFICIENTE DE ENERGÍA**

**TESIS PARA OBTENER EL GRADO  
DOCTOR EN INGENIERÍA**

**Estudio de Integración de Captura de CO<sub>2</sub>  
en Turbinas de Gas (Ciclo Combinado)  
en el Sector Eléctrico Mexicano**

**P R E S E N T A:**

**JORDÁN PÉREZ SÁNCHEZ**

**T U T O R:**

**DR. JAVIER EDUARDO AGUILLÓN  
MARTÍNEZ**



CIUDAD UNIVERSITARIA, CD. MX. NOVIEMBRE 2018

**JURADO ASIGNADO:**

Presidente: Dr. Fernández Zayas José Luis  
Secretario: Dr. Rodríguez Padilla Víctor  
Vocal: Dr. Aguillón Martínez Javier Eduardo  
1<sup>er</sup>. Suplente: Dr. Islas Samperio Jorge Marcial  
2<sup>do</sup>. Suplente: Dr. Mazur Czerwiec Zdzislaw

Lugar o lugares donde se realizó la tesis: Ciudad Universitaria, CD. MX.

TUTOR DE TESIS:

Dr. Aguillón Martínez Javier Eduardo

-----  
FIRMA



**Foto de portada:** Foto tomada el 12 de Junio de 2015 en la escuela de verano RECS (*Research Experience in Carbon Sequestration*) en la Planta Barry: Central carboeléctrica ubicada en Mobile, Alabama, EE. UU., dicha planta captura y almacena dióxido de carbono, la cual, fue construida por Southern Energy, Mitsubishi Heavy Industries (MHI), Southern Company, SECARB (US DOE's Southeast Regional Carbon Sequestration Partnership) y Electric Power Research Institute (EPRI).

## Agradecimientos

Le dedico esta tesis a la guerrera Atenea, la implacable Aury y la incomparable e incondicional Marisol. Mujeres sabias que con su amor paciente y cobijado me apoyaron e impulsaron en este proyecto.

### *Ex toto corde (de todo corazón)*

A mis padres nutricios María de Lourdes y Juan, que me procuraron alimento tanto en mi natura como en el alma. Los que me capitanearon desde el momento de mi nacimiento dando consejo y entrega inconmensurable. De facto (De hecho), principales responsables de que hoy este culminando este proyecto porque ellos fueron mi báculo y mi frazada.

A mi amado y entrañable hermano Misael, partícipe de este alumbramiento que siempre me ha respaldado fraternal y generosamente ante cualquier dificultad.

A mis sobrinos Dante y Thiago que me albergan en su corazón.

A las familias Pérez, Sánchez, Reséndiz, su calidez me ha hecho crecer y me enorgullece saber que una porción de ustedes está en mí.

A mi Alma Máter la UNAM, en la que he pasado casi la mitad de mi vida, al CONACYT, quién sin su apoyo, no me hubiera sido posible recorrer esta travesía.

A las gerencias de Materiales y Procesos Químicos, Turbomaquinaria, Procesos Térmicos del Instituto de Investigaciones Eléctricas (IIE) ahora Instituto Nacional de electricidad y Energías Limpias (INEEL) y en particular al Dr. Czerwiec Mazur Zdzislaw, Dr. Antonio Diego Marín , Dr. Eduardo Preciado Delgado, Mtro. Francisco Arturo López González

A mis compañeros y amigos de INEEL que en esta travesía me acompañaron.

Deseo reconocer en estos agradecimientos el voto de confianza del Dr. José Miguel González Santaló, al Mtro. Carlos Villanueva Moreno quién me apoyo en parte de la metodología empleada, quién fue mi profesor en la maestría de Energía.

Gracias a la vida por permitirme concluir un proyecto tan trascendente como este.

*“Nosotros, los mortales, logramos la inmortalidad en las cosas  
que creamos en común y que quedan después de nosotros”*  
***Albert Einstein***

# Índice

Resumen .....	1
Abstract.....	2
Introducción General .....	3
Justificación .....	4
Hipótesis .....	5
Marco de referencia .....	6
1 Sistemas de Generación en México .....	9
Introducción .....	10
1.1 Panorama Mundial del uso de combustibles .....	11
1.1.1 Gas Natural .....	11
1.2.1 Energía en el mundo .....	13
1.3 Prospectiva del Sector Eléctrico Internacional .....	13
1.4 Matriz energética .....	14
1.5 Sector Energético Nacional .....	15
1.6 Cambios en la infraestructura de las plantas de generación. ....	23
1.7 Red de Transmisión y Distribución de Electricidad.....	23
1.7.1 Transmisión .....	23
1.7.2 Distribución .....	23
2 Tecnologías de captura de CO <sub>2</sub> .....	24
Introducción .....	25
2.1 Captura de CO <sub>2</sub> .....	25
2.1.1 Postcombustión.....	25
2.1.2 Precombustión. ....	25
2.1.3 Oxidcombustión. ....	26
2.1.4 Diferencias entre tecnología. ....	26
2.2 Opciones tecnológicas para la captura de CO <sub>2</sub> .....	26
2.3 Visión general de los sistemas de captura de CO <sub>2</sub> a base de amina. ....	28



2.4	Descripción del proceso de Captura de CO <sub>2</sub> por postcombustión.....	28
2.4.1	Presión de operación.....	33
2.5	Degradación del solvente MEA.....	34
2.5.1	Degradación térmica de la MEA .....	34
2.5.2	Polimerización de carbamato.....	35
2.5.3	Degradación oxidativa.....	35
2.6	Mejoras en la absorción de solventes con aminas.....	36
2.7	Columna con bandejas.....	38
2.7.1	Columna en Etapas contra Empacada. ....	39
2.7.2	Materiales de empaque. ....	40
2.8	Intercambiadores de calor.....	41
2.9	Compresión de CO <sub>2</sub> .....	42
2.10	Software.....	42
2.11	Sistema de potencia Súper crítico con CO <sub>2</sub> como fluido de trabajo.....	42
2.11.1	Ciclo Allam. ....	43
2.11.2	Ciclo de sistemas de energía limpia (CES). ....	45
2.11.3	Proceso Sargas.....	46
2.11.4	Consideraciones termodinámicas .....	47
2.12	Simulación de proceso de absorción y desorción de CO <sub>2</sub> .....	47
2.12.1	Dimensionamiento de equipos de proceso para la estimación de costos. ....	47
2.13	Proceso de recuperación mejorada de petróleo con CO <sub>2</sub> (EOR-CO <sub>2</sub> ).....	48
2.13.1	Descripción general .....	48
2.13.2	Inyección de CO <sub>2</sub> .....	50
2.13.3	Potencial de la Recuperación Mejorada de Petróleo en México .....	51
2.13.4	CO <sub>2</sub> -EOR y el mundo .....	53
2.14	Impuesto al carbono en México.....	54
2.15	Comentarios de la tecnología .....	55
3	Tecnologías actuales y emergentes de captura de CO <sub>2</sub> en ciclos combinados.....	56
	Introducción.....	57
3.1	Antecedentes del proceso. ....	60
3.1.1	Funcionamiento de una central de ciclo combinado (NGCC).....	60

3.1.2	Características técnicas y empleo de las turbinas de gas.....	60
3.1.3	Incrementar las temperaturas de entrada de la Turbina.....	61
3.1.4	Incremento de las eficiencias de los componentes de Turbomaquinaria.....	61
3.1.5	Adición de modificaciones de ciclo básico. ....	61
3.2	Funcionamiento de NGCC con captura de CO <sub>2</sub> por absorción química. ....	61
3.3	Recirculación de gases de combustión (EGR) .....	63
3.3.1	Funcionamiento de sistema de EGR.....	63
3.3.2	Impactos del EGR en la absorción química por aminas.....	65
3.4	Turbina de gas con humidificación o humidificación de aire EvGT.....	66
3.4.1	Funcionamiento de Turbina de gas con humidificación EvGT.....	66
3.4.2	Impactos de la humidificación de gas en absorción química a base de amina.....	68
3.4.3	Impactos de la humidificación de gas en combustión .....	68
3.4.4	Impactos de la humidificación del gas en turbo maquinaria. ....	69
3.5	Ciclo de Turbina de gas con quemadores suplementarios (SFC).....	69
3.5.1	Funcionamiento de turbina de gas con SFC .....	69
3.5.2	Impactos de SFC en la absorción química a base de amina .....	70
3.5.3	Impactos de quemadores suplementarios en la combustión.....	70
3.5.4	Impactos de SFC en la eficiencia del ciclo de turbina de gas.....	72
3.6	Quemadores externos en ciclo de turbina de gas (EFC).....	72
3.6.1	Funcionamiento de EFC en ciclo de turbina de gas. ....	72
3.6.2	Impactos del EFC en la absorción química por amina. ....	74
3.6.3	Impactos del EFC en la combustión.....	74
3.7	Uso de membranas en centrales de potencia .....	75
3.7.1	Funcionamiento de sistema de membranas. ....	75
3.7.2	S-EGR con membrana para Captura de CO <sub>2</sub> .....	76
3.8	Comentarios finales y asimilación de tecnologías.....	84
4	Metodología .....	88
	Introducción .....	89
4.1	Análisis del sistema de recirculación de gases en una NGCC. ....	89
4.2	Metodología empleada .....	92
4.3	Simulación con Thermoflow (GT-PRO).....	96

4.3.1	Especificaciones De Diseño y Sitio.....	97
4.4	Metodología para simulación en ASPEN HYSYS.....	97
4.4.1	Modelado en ASPEN .....	99
4.4.2	Equilibrio gas-liquido .....	99
4.4.3	Balances de materia y energía. ....	100
4.4.4	Líneas de operación para absorción.....	101
4.4.5	Equilibrios para separadores que operan con absorbedor .....	102
5	Estimación de costos .....	105
	Introducción .....	106
5.1	TREMA .....	107
5.2	Valor Presente Neto VPN.....	107
5.3	Anualidad equivalente .....	108
5.4	Periodo de recuperación Payback.....	108
5.5	Tasa interna de retorno TIR.....	109
5.6	Relación Beneficio Costo B/C.....	109
5.7	Costos de Inversión .....	110
5.7.1	Costos de NGCC .....	110
5.7.2	Costos de sistema de Captura de CO <sub>2</sub> .....	111
5.8	Método factorial de estimación de costos. ....	111
5.8.1	Factores de Lang.....	112
5.8.2	Estimaciones Factoriales Detalladas .....	113
5.9	Cálculo de costo nivelado de electricidad (CNE).....	116
5.9.1	Costo Ponderado del Capital Invertido del proyecto.....	117
5.9.2	Costos de operación.....	118
6	Resultados .....	119
6.1	Discusión de Resultados.....	120
7	Conclusión y recomendaciones .....	126
7.1	Conclusión.....	127
7.2	Sugerencias para la implementación de CCS. ....	128
	Bibliografía.....	131
A.	Apéndice.....	144

B.	Publicaciones .....	160
	Planta de Captura de CO <sub>2</sub> Acoplada a una Microturbina con Recirculación de Gases .....	160
	Theoretical assessment of integration of CCS in Mexican electrical sector .....	168
	Techno-economic Analysis of Solar-assisted Post-combustion Carbon Capture to a Pilot Cogeneration System in Mexico .....	182
	Levelized Cost Analysis of Microturbine with Exhaust Gas Recirculation and CO <sub>2</sub> Capture System in Mexico .....	195

## Índice de Figuras

Figura 1.1 Consumo mundial de petróleo equivalente de diferentes tecnologías, tomado de (British Petroleum 2017a). .....	11
Figura 1.2 Generación eléctrica mundial y por regiones, tomada de (SENER 2017b). .....	13
Figura 1.3 Porcentaje de generación por tipo de combustible desde 2002-2014 (En renovables se incluye Nucleoeléctrica, Geotérmica, Eólica, Hidroeléctrica y Fotovoltaica. Para Carbón se incluye carboeléctrica y Dual y para Gas se incluye Ciclo combinado y Turbogas, elaboración propia. ....	16
Figura 1.4 Gráfico de proveedores de Turbinas de Gas en centrales de ciclo combinado de México, elaboración propia. ....	20
Figura 1.5 Gráfica de proveedores de TG por zona de operación, elaboración propia. ....	20
Figura 1.6 Ubicación de Centrales de ciclo combinado en México por zona de operación, elaboración propia. ....	21
Figura 1.7 Crecimiento de capacidad neta instalada de diferentes proveedores de electricidad en México, elaboración propia con datos de (Jano-Ito and Crawford-Brown 2016). ....	22
Figura 1.8 Crecimiento de capacidad bruta instalada de diferentes proveedores de electricidad en México, elaboración propia con datos de (Jano-Ito and Crawford-Brown 2016). ....	22
Figura 2.1. Opciones de tecnología para la separación y captura de CO <sub>2</sub> , elaborada a partir de (Rao et al. 2002). .....	27
Figura 2.2. Opciones de tecnología para la generación de energía basada en combustibles fósiles, elaboración propia a partir de (Rao et al. 2002). .....	27
Figura 2.3. Diagrama de flujo para captura de CO <sub>2</sub> a partir de gases de combustión utilizando un sistema a base de aminas, elaboración propia a partir de (Rao et al. 2002). ....	29
Figura 2.4 Pérdida de MEA a lo largo del tiempo en función de la concentración de MEA, la carga de CO <sub>2</sub> y la temperatura, elaboración propia de acuerdo con (Davis and Rochelle 2009). ....	33
Figura 2.5. Factores importantes a tener en cuenta al desarrollar un disolvente para el proceso de absorción de CO <sub>2</sub> , elaboración propia a partir de (IEAGHG 2014a). ....	37
Figura 2.6. Equipo industrial para absorción y extracción: (a) torre en etapas; (b) columna empaquetada; (c) torre de aspersion;(d) columna de burbujas, tomado de (Seader et al. 2006) .....	39
Figura 2.7. Empaque aleatorio (izquierda) y empaque estructurado (derecha), de acuerdo a (Kohl and Nielsen 1997; Arachchige and Melaaen 2012) .....	40
Figura 2.8 Diagrama de ciclo Allam: el sistema de gas natural NET Power (IEAGHG 2014). ....	44
Figura 2.9 Ciclo CES, elaborado a partir de (IEAGHG 2014). .....	45
Figura 2.10 Diagrama de flujo Sargas .....	46
Figura 2.11. Clasificación tradicional de los métodos de recuperación, tomado de (CNH 2012). .....	49
Figura 2.12. Inyección de Dióxido de Carbono, tomado de (CNH 2012). .....	50

Figura 2.13. Relación de la densidad del dióxido de carbono a diferente temperatura y presión (Global CCS Institute 2013).....	51
Figura 2.14. Esquema del proceso de miscibilidad de CO <sub>2</sub> que muestra la zona de transición entre la inyección y el pozo de producción, elaboración propia a partir de (Verma 2015)..	54
Figura 3.1 Diagrama simplificado de una central de ciclo combinado NGCC (elaboración propia).....	60
Figura 3.2 Diagrama simplificado de una central de ciclo combinado con captura de CO <sub>2</sub> (elaboración propia).....	62
Figura 3.3 Demanda de energía de la columna de regeneración a diferentes concentraciones de CO <sub>2</sub> , elaboración propia a partir de (Li et al. 2011b). .....	63
Figura 3.4 Diagrama simplificado de una NGCC con recirculación de gases de combustión y captura de CO <sub>2</sub> ., elaboración propia a partir de (Merkel et al. 2013).....	64
Figura 3.5 Concentración y flujo másico de CO <sub>2</sub> de los gases de combustión a la entrada del absorbedor como función de una tasa de EGR, a partir de (Li et al. 2011a).....	66
Figura 3.6 Integración de Ciclo Combinado con EvGT y absorción química de CO <sub>2</sub> con aminas, elaboración propia a partir de (Evulet et al. 2009). .....	67
Figura 3.7 Concentración de CO <sub>2</sub> en los gases de combustión deshidratados a diferentes razones agua/aire WAR, elaborado a a partir de.(Evulet et al. 2009). .....	68
Figura 3.8 Concentración de oxígeno y agua antes de la combustión, elaboración propia a partir de (Evulet et al. 2009).....	69
Figura 3.9 Ciclo Combinado integrado con SFC y absorción química de CO <sub>2</sub> con aminas, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a). .....	70
Figura 3.10 Concentración de CO <sub>2</sub> en los gases de combustión y eficiencia eléctrica del SFC a diferentes temperaturas de combustión suplementaria, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a). .....	71
Figura 3.11 Concentración de oxígeno antes y después de combustión en la unidad de quemadores suplementarios a diferentes temperaturas de combustión, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a).....	71
Figura 3.12 Concentración condensada de CO <sub>2</sub> y flujo másico de gases de combustión a diferentes niveles de exceso de oxígeno, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a)..	72
Figura 3.13 Ciclo de turbina de gas con quemadores externos, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a). .....	74
Figura 3.14 Eficiencia eléctrica y temperatura de combustión de un EFC a diferentes niveles de exceso de oxígeno, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a). .....	75
Figura 3.15 Diagrama simplificado de una NGCC con membranas basadas en recirculación selectiva de gases de escape y captura de CO <sub>2</sub> en paralelo, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a). .....	77
Figura 3.16 Comparación de la concentración de CO <sub>2</sub> en los gases de combustión, como una función del contenido de oxígeno en el aire de combustión para recirculación selectiva de gases de escape y recirculación convencional, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a). .....	79

Figura 3.17 Diagrama de flujo simplificado de una planta de energía NGCC con recirculación selectiva de gases de escape con membranas y la captura de CO <sub>2</sub> en serie, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a).	79
Figura 3.18 Esquema de un proceso de captura que usa recirculación de gases de escape selectiva con membrana para producir CO <sub>2</sub> de alta pureza listo para el secuestro en una planta de energía del tipo NGCC, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a).	81
Figura 3.19 Eficiencias eléctricas con diferentes esquemas tomados en consideración, elaboración propia basada en los valores de rendimiento para los casos NGCC y CCS del (U.S. Department of Energy 2010a) donde se estudiaron dos turbinas de Clase F avanzadas que producen una potencia neta de 555 MWe. La EGR, EVGT, SFC y EFC se extrajeron de (Li et al. 2011a) y S-EGR de (Merkel et al. 2013). Todos los valores son para absorción por amina con un 90% de captura de CO <sub>2</sub> de gases de combustión.	85
Figura 4.1 Diagrama de corrientes para análisis de materia de NGCC-EGR.	90
Figura 4.2 Comparación de las principales tecnologías de TG en México, elaboración propia.	93
Figura 4.3 Diagrama de flujo simplificado de la metodología empleada, elaboración propia.	95
Figura 4.4 Método genérico de Aspen para modelar columnas de absorción.	99
Figura 4.5 Absorbedor de gas, elaborado a partir de (Wankat 2008).	100
Figura 4.6 Cascadas contracorrientes de n etapas adiabáticas. (a) Absorbedor. (b) Separador, elaboración propia con base en (Henley 1958)	102
Figura 6.1 Costo total del sistema de Captura de CO <sub>2</sub> con decremento de materia, elaboración propia.	121
Figura 6.2 Variación de la concentración molar en los gases de escape frente a la demanda térmica del sistema de Captura, elaboración propia.	121
Figura 6.3 Comparativa del incremento de CNE para el sistema NGCC con captura de CO <sub>2</sub> y sistema EGR con SPECCA, elaboración propia.	123
Figura 6.4 Análisis de sensibilidad del costo unitarios para NGCC, elaboración propia.	123
Figura 6.5 Análisis de sensibilidad del costo unitarios para NGCC-CCS 40%EGR, elaboración propia.	124
Figura 6.6 Inversión integral total de cada caso contra inversión unitaria neta, elaboración propia.	125
Figura A.1 Simulación de NGCC con turbina GE in situ , elaboración propia.	146
Figura A.2 Simulación de NGCC con turbina GE in situ con EGR al 10%, elaboración propia.	147
Figura A.3 Simulación de NGCC con turbina GE in situ con EGR al 20%, elaboración propia.	148
Figura A.4 Simulación de NGCC con turbina GE in situ con EGR al 30%, elaboración propia.	149
Figura A.5 Simulación de NGCC con turbina GE in situ con EGR al 40%, elaboración propia.	150

Figura A.6 Simulación en Thermoflex de NGCC con turbina GE y sistema EGR con demanda térmica del sistema de Captura de CO <sub>2</sub> , elaboración propia. ....	151
Figura A.7 Simulación de sistema de captura de CO <sub>2</sub> con compresión en Aspen HYSYS, elaboración propia. ....	152

## Índice de Tablas

Tabla 1.1 Centrales de generación de ciclo combinado en México, elaboración propia. ....	16
Tabla 1.2 Datos de centrales de generación eléctrica de la CFE y PIE, elaboración propia.	19
Tabla 2.1 Propiedades físicas de la fórmula química de tratamiento de gases, elaboración propia con base en (Kohl and Nielsen 1997; Russell et al. 2004). ....	32
Tabla 2.2. Comparación de la demanda del reboiler para diferentes materiales de empaque para la captura de gases de combustión, elaborado a partir de (Arachchige and Melaaen 2012) .....	41
Tabla 2.3. Criterio para detectar yacimientos idóneos para EOR-CO <sub>2</sub> . ....	52
Tabla 2.4. Candidatos del área de Chicontepec, viables para la aplicación de inyección de gases hidrocarburos y CO <sub>2</sub> , ambos bajo condiciones miscibles (CNH 2012). ....	53
Tabla 3.1 Corriente de composiciones y condiciones para el diseño de recirculación de gases selectiva de la Figura 3.15, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a). ....	78
Tabla 3.2 Corriente de composiciones y condiciones para el diseño de recirculación de gases selectiva de la Figura 3.17, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a). ....	80
Tabla 3.3 Corriente de composiciones y condiciones para el proceso captura con membrana de la Figura 3.18, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a). ....	82
Tabla 3.4 Suposiciones utilizadas para la Figura 3.18 del análisis de rendimiento del proceso con membrana, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a). ....	82
Tabla 3.5 Resumen comparativo de una NGCC sin y con sistema de captura por absorción con amina y un proceso de captura con membrana, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a). ....	83
Tabla 4.1 Composición de gas natural típica de México usada en la simulación, elaboración propia. ....	92
Tabla 4.2 Principales reacciones involucradas .....	98
Tabla 5.1. Factores de instalación de equipos propuestos por Hand (1958) (Towler and Sinnott 2008). ....	113
Tabla 5.2. Factores típicos para la estimación del artículo de costo fijo de capital del proyecto (Towler and Sinnott 2008). ....	114
Tabla 5.3. Factores de costo del material, fm, relativo al acero al carbono simple (Towler and Sinnott 2008). ....	115
Tabla 6.1 Resumen de costos de la planta de Captura de CO <sub>2</sub> para diferentes casos, elaboración propia. ....	120
Tabla A.1 Rendimiento del NGCC con turbina de GE. ....	145



Tabla A.2 Cálculo de costo de inversión para el sistema de captura de CO <sub>2</sub> acoplado a un NGCC, elaboración propia. ....	153
Tabla A.3 Cálculo de costo de inversión para el sistema de captura de CO <sub>2</sub> acoplado a un NGCC y EGR10%, elaboración propia. ....	154
Tabla A.4 Cálculo de costo de inversión para el sistema de captura de CO <sub>2</sub> acoplado a un NGCC y EGR20%, elaboración propia. ....	155
Tabla A.5 Cálculo de costo de inversión para el sistema de captura de CO <sub>2</sub> acoplado a un NGCC y EGR30%, elaboración propia. ....	156
Tabla A.6. Cálculo de costo de inversión para el sistema de captura de CO <sub>2</sub> acoplado a un NGCC y EGR40%, elaboración propia. ....	157
Tabla A.7 Resumen de cálculo de CFOM y VFOM para CCS, elaboración propia. ....	158
Tabla A.8 Resumen de datos para cálculo de inversión unitaria de los casos de estudio, elaboración propia. ....	159

## Acrónimos

*AIE* = Agencia Internacional de Energía  
*AP* = Alta Presión  
*AUT* = Autoabastecimiento  
*Aux. Cap.* = Energía auxiliar en el sistema de captura  
*BP* = Baja Presión  
*BPV* = Boiler and Pressure Vessel (Caldera y recipiente de presión)  
*CAPEX* = Gastos de Capital  
*CCS* = Secuestro de Captura De Carbono  
*CCUS* = Captura, uso y almacenamiento de carbono  
*CCT* = Costo Capital Total  
*CENACE* = Centro Nacional de Control de Energía  
*CEL* = Certificados de Energías Limpias  
*CEPCI* = Índice de costos de planta de ingeniería química  
*CFE* = Comisión Federal de Electricidad  
*CFOM* = Costos Fijos de Operación y Mantenimiento (\$/año)  
*CNE* = Costo Nivelado de Electricidad  
*CNP* = Capacidad Neta Planta (MW).  
*CO<sub>2</sub>* = Dióxido De Carbono  
*CO<sub>2eq</sub>* = Dióxido De Carbono equivalente  
*CoEL*: Cogeneración de Energía Limpia  
*COG*: Cogeneración  
*CONACyT* = Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología  
*COMP* = Compresor  
*CUC* = Costo Unitario De Combustible (\$/MJ)  
*CVOM* = Costo Variable de O & M (\$/MWh)  
*DCC* = Enfriador De Contacto Directo  
*DOE* = Departamento De Energía  
*DOF* = Diario Oficial de la Federación  
*EFC* = Ciclo Quemadores Externos  
*EG* = Gases de escape  
*EGR* = Recirculación de gases de escape  
*EOR* = Recuperación de Petróleo mejorada  
*EvGT* = Turbina de gas Evaporativo  
*FCF* = Factor de carga fijo (fracción/año)  
*FP* = Factor de Planta (fracción)  
*GE* = General Electric  
*GN* = Gas Natural  
*GW* = Giga Watt  
*HAT* = Turbina de Aire Húmedo  
*HHV* = Poder Calorífico Superior  
*HR* = Humedad Relativa  
*HRS* = Generador de vapor de recuperación de calor  
*IEA* = Agencia Internacional de Energía  
*INEEL* = Instituto Nacional de Electricidad y Energías Limpias

*IPCC* = Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático  
*PI* = Presión Intermedia  
*PIE* = Productor Independiente de Energía  
*ISO* = Organización Internacional de Normalización  
*kW* = Kilovatio eléctrico  
*kWt* = Kilovatio térmico  
*LHV* = Poder Calorífico inferior  
*MEA* = Monoetanolamina  
*MHI* = Mitsubishi  
*MMUSD* = Millones de Dólares  
*mtp* = Millones de Toneladas de Petróleo Equivalente  
*mmb*: millones de barriles  
*mvbnm*: metros verticales bajo nivel del mar  
*MW* = Mega watt Eléctrico  
*NCG* = Nueva Generación Limpia  
*NGCC* = Ciclo Combinado de Gas Natural  
*OECD* = Organización para la Cooperación y el Desarrollo Económicos  
*O&M* = Operación y Mantenimiento  
*PC* = Planta de Carbón Pulverizado  
*Q<sub>Unit</sub>* = Reboiler específico de calor  
*RT* = Régimen Térmico de planta de energía neta (MJ/MWh)  
*S-EGR* = Reciclaje selectivo de gases de escape  
*SENER* = Secretaría de Energía  
*SFC* = Ciclo De Quemadores Suplementarios  
*SHCP* = Secretaría de Hacienda y Crédito Público  
*SIE* = Sistema de información de Energía  
*SMS* = Siemens  
*SPECCA* = Consumo Específico de Energía Primaria para CO<sub>2</sub> Evitado  
*SS316* = Acero Inoxidable Grado 316  
*STIG* = Turbinas de Gas con Inyección de Vapor  
*TET* = Temperatura de Entrada de Turbina  
*TV* = Turbina de vapor  
*TG* = Turbina de Gas  
*USD/t* = Dólar Estadounidense por Tonelada  
*UNAM* = Universidad Nacional Autónoma de México

## Resumen

La investigación evalúa las tecnologías de turbina de gas más avanzadas y probadas hasta la fecha en un esquema de 1x1 (400 MW en promedio) para la aplicación de esquemas de captura de Captura y Almacenamiento de Carbono (CCS). Uno de los principales retos en la implementación de sistemas de captura de CO<sub>2</sub> en sistemas de generación es la alta penalización energética ocasionada por la captura de CO<sub>2</sub>. La dilución de CO<sub>2</sub> en NGCC complica el paso de captura en comparación con las mayores concentraciones de CO<sub>2</sub> en los gases de combustión. Los estudios han demostrado que la energía mínima requerida para la separación del CO<sub>2</sub> es mayor (IPCC 2005; Rao 2012), y el costo por tonelada de CO<sub>2</sub> es mayor que para el gas de combustión derivado del carbón (Chapel et al. 1999). Por lo tanto, los esquemas existentes se evalúan para aumentar el contenido de CO<sub>2</sub> en los gases de escape (EG) para un NGCC, y así ayudar a reducir la penalización energética y el costo de inversión en el sistema de captura de CO<sub>2</sub>.

El objetivo principal de este trabajo es analizar las tecnologías de ciclos combinados presentes en México que puedan implementar sistemas de captura de CO<sub>2</sub>, examinando diferentes tecnologías que permitan incrementar la presión parcial<sup>1</sup> de CO<sub>2</sub> para reducir la penalización energética y los costos del sistema. En donde se estudiarán los esquemas aplicables a postcombustión en ciclo combinado. Los esquemas analizados son: recirculación de gases de escape (EGR), turbina de gas evaporativa (EvGT), combustión por combustión suplementaria (SFC), combustión externa (EFC) y sistemas alternos con reciclado selectivo de gases de escape (S-EGR) e híbridos.

Las turbinas de gas que prevalecen en México son: Mitsubishi (15%), Siemens (41%) y General Electric (44%), de las cuales los modelos M-501 GAC, SGT6-8000H y GE7HA.01 fueron evaluados en Thermoflex 26®, con el cuál se obtuvo el Costo Nivelado de Electricidad (CNE) de 31.46, 31.18 y 31.05 USD/MWh, respectivamente. La turbina perteneciente a *General Electric* ofrece el CNE más bajo y la tecnología de EGR fue el esquema que presentó menor penalización energética al implementarla tecnología de CCS.

En este trabajo se presentan las condiciones gases de escape y el rendimiento del NGCC como resultados, que serán los datos de entrada en la siguiente etapa. Donde se modelará el sistema de captura de CO<sub>2</sub> en HYSYS V8.6®. La implementación de EGR ayudó a mejorar la eficiencia energética del NGCC y aumentó el contenido de CO<sub>2</sub> de 4.2 a 7.1% en moles a 40% de EGR. Del mismo modo, EGR ayuda a reducir el CNE en el sistema integral con captura de CO<sub>2</sub> en 10 USD/MWh. Este trabajo se pueda utilizar para obtener una aproximación muy cercana del incremento en el costo de la electricidad por uso de sistema de captura de CO<sub>2</sub> mediante postcombustión para el marco Nacional.

---

<sup>1</sup> La presión parcial es directamente proporcional a la composición, es decir si incrementa la presión parcial, incrementa la composición.

## Abstract

This research evaluates the current most advanced and proven Gas Turbine (GT) technologies in a 1x1 scheme (400 MW on average) for their application in CO<sub>2</sub> capture schemes. It has been demonstrated that the minimum energy required for the separation of CO<sub>2</sub> is higher in a Natural Gas Combined Cycle (NGCC) than in a coal-fired power plant. Therefore, existing schemes were evaluated to assess the increased CO<sub>2</sub> content in the Exhaust Gases (EG) for a NGCC in order to help reduce the energy penalty and the investment cost in CO<sub>2</sub> capture systems. The schemes analyzed were: Exhaust Gas Recirculation (EGR), Evaporative Gas Turbine (EvGT), Supplementary Firing Combustion (SFC), External Firing combustion (EFC) and alternating systems with Selective Exhaust Gas Recycle (S-EGR) and hybridization.

The most common GTs used in Mexico: Mitsubishi (15%), Siemens (41%) and General Electric (GE) (44%) including M-501 GAC, SGT6-8000H and GE7HA.01 models were evaluated in Thermoflex 26®. For these, Levelized Costs of Electricity (LCOE) of 31.46, 31.18 and 31.05 USD/MWh, respectively, were obtained. GE offers the lowest LCOE and the EGR system presented the lowest energy penalty when the CO<sub>2</sub> capture system was modeled in HYSYS V8.6®.

In this research, the exhaust gas conditions and the performance of the NGCC are presented as results, which will be the input data for the next step. The CO<sub>2</sub> capture system will be modeled in HYSYS V8.6®. The implementation of the EGR has contributed to improving the energy efficiency of the CCGS and increased the CO<sub>2</sub> content from 4.2 to 7.1 mol% to 40% EGR. EGR contributes to reducing the LCOE in the integral system with CO<sub>2</sub> capture at 10 USD/MWh. This work can be used to obtain an approximation very close to the increase in the cost of electricity due to the use of an post-combustion CO<sub>2</sub> capture system for the national framework.

## Introducción General

El calentamiento global y los daños ambientales relacionados asociados con las emisiones de CO<sub>2</sub>, el gas de efecto invernadero más importante, han sido reconocidos por representar una amenaza potencialmente grave para el medio ambiente de la Tierra (Lu et al. 2015; Shamiri et al. 2016). El perfil de emisiones de CO<sub>2</sub> de México está muy inclinado hacia el transporte, que representó el 32% de las emisiones relacionadas con la energía en 2013. A esto le siguió un 25% del sector eléctrico, el 21% del sector industrial, principalmente la fabricación de cemento, y el 10% del químico e industrias petroquímicas. Satisfacer la demanda de energía a través de la generación de electricidad es de vital importancia para México (INECC 2013). Según (International Energy Agency 2016), las proyecciones indican la dependencia futura de los combustibles fósiles, específicamente el gas natural, y la necesidad de sistemas de alta eficiencia. El estudio de los sistemas de generación de electricidad en centrales eléctricas de ciclo combinado de gas natural (NGCC<sup>2</sup>) es pertinente debido al aumento de la generación en el sector mexicano. Una generación de energía total de 54.902 MW se registró en marzo de 2015 (un aumento aproximado del 10% en comparación con 2002). La Figura 1.3 muestra el crecimiento desde enero de 2002 hasta marzo de 2015. Las renovables incluyen energía nuclear, geotérmica, eólica, hidroeléctrica y fotovoltaica. El carbón incluye carbón pulverizado y doble, y el gas incluye NGCC y turbogas.

Las plantas de NGCC se caracterizan por sus altos niveles de eficiencia en comparación con otras tecnologías convencionales. NGCC es la tecnología predominante en la red energética nacional, que representa casi el 35.6% (23,309 MW) de capacidad y el 49.6% (149,688 GWh) de la generación eléctrica del país (Secretaría de Energía 2015). Además, y de acuerdo con las estrategias energéticas nacionales para el sector de generación de electricidad en México, se espera un crecimiento significativo de las nuevas centrales de ciclo combinado (Secretaría de Energía 2015). El crecimiento económico en los países en desarrollo está estrechamente vinculado al aumento de la demanda de energía. Las proyecciones indican la dependencia de los combustibles fósiles. El uso de la energía continuará aumentando, aunque no necesariamente en paralelo con el desarrollo de nuevas tecnologías ambiental y económicamente eficientes. Por este motivo, como los efectos de la contaminación se convierten en una preocupación (cambio climático), es necesario controlar las emisiones de gases, como el CO<sub>2</sub>, para proteger el medio ambiente.

Uno de los objetivos establecidos por el Diario Oficial de la Federación (DOF), es que “el país asume el objetivo indicativo o el objetivo aspiracional de reducir, para el año 2020, el treinta por ciento de las emisiones con respecto a la línea de base; así como una reducción del cincuenta por ciento en las emisiones para el año 2050 en relación con las emitidas en el año 2000.” (DOF 2016). Esto requiere la integración de los sistemas de captura de CO<sub>2</sub> en plantas de ciclo combinado dentro del concepto de Tecnologías de Generación Limpia<sup>3</sup> (CFE 2014a). El calentamiento global y los daños ambientales relacionados asociados con las emisiones de CO<sub>2</sub>, el gas de efecto invernadero más importante, han sido reconocidos por

---

<sup>2</sup>NGCC: Natural Gas Combined Cycle por sus siglas en inglés

<sup>3</sup> También es llamada Nueva generación Limpia (NGL)

representar una amenaza potencialmente grave para el medio ambiente de la Tierra (Lu et al. 2015; Shamiri et al. 2016). El CO<sub>2</sub> se deriva principalmente de la combustión de combustibles fósiles (Ebrahimi and Rahmani 2016).

La captura y almacenamiento de carbono (CCS) es una de las tecnologías disponibles para reducir las emisiones de carbono en el sector energético mundial, según la Agencia Internacional de Energía (International Energy Agency (IEA) 2016). El CCS se emplea cada vez más como un proceso que puede reducir las emisiones de CO<sub>2</sub> y estabilizar las concentraciones atmosféricas de gases de efecto invernadero. Otro beneficio de CCS, aunque limitado, es su uso para la Recuperación Mejorada de Petróleo (EOR) (Aspelund and Gundersen 2009). Las tecnologías como el uso de bucles químicos y la gasificación ofrecen una penalización de baja energía, pero tienen una tecnología de captura de combustión posterior menos madura (Alovisio et al. 2017; Ortiz et al. 2017). La tecnología comercial más utilizada, desarrollada e implementada para sistemas de captura de CO<sub>2</sub> en centrales eléctricas, es la absorción basada en aminas. Entre las principales desventajas de este proceso se encuentra su alto consumo de energía durante la regeneración, que resulta en una reducción en la eficiencia eléctrica neta del sistema de generación. Esto se debe al uso del vapor como fuente de energía para la regeneración. Se ha informado que el acoplamiento de las plantas de captura puede reducir la eficiencia de la energía en general en un 12-14% para las centrales térmicas que utilizan carbón (Wu et al. 2013) y en aproximadamente un 15% para NGCC (Finkenrath 2011; DOF 2013). Por lo tanto, el desarrollo de nuevos solventes (Oexmann and Kather 2010; Rolker and Seiler 2011) y la optimización de los procesos de captura junto con las plantas generadoras son necesarios para reducir la penalización energética y los costos de la captura de CO<sub>2</sub> (Nuchitprasittichai and Cremaschi 2013; Agbonghae et al. 2014). (Sipöcz and Tobiesen 2012) destaca la importancia de determinar el costo de las emisiones de CO<sub>2</sub> para que las bajas emisiones de CO<sub>2</sub> sean una opción viable en el futuro cercano. El desarrollo de la captura y almacenamiento de carbono (CCS) está sujeto a la política regional, a la disponibilidad de recursos y al desarrollo económico, así como a los desafíos y oportunidades para la captura de carbono en la producción de energía de las turbinas de gas para la recuperación mejorada de petróleo (EOR) (González-Salazar 2015).

## Justificación

El gobierno mexicano ha decidido aventurarse en la tecnología de captura y secuestro de CO<sub>2</sub> como una de las medidas a considerar en los futuros planes de mitigación de gases de efecto invernadero. Por este motivo, decidió crear el Centro Mexicano de Captura y uso de CO<sub>2</sub> (SENER and CONACYT 2017; Global CCS Institute 2018). Este organismo evaluará las incertidumbres relativas a los riesgos económicos, ambientales y sociales asociados con la tecnología.

Algunos estudios han evaluado las simulaciones del proceso NGCC con captura de CO<sub>2</sub> posterior a la combustión. Sin embargo, estos trabajos generalmente se han llevado a cabo en condiciones diferentes a las de México y no implementan procesos detallados. Además, la mayoría de los estudios son para turbinas de clase F de *General Electric* (GE), que son

obsoletas en comparación con las nuevas turbinas de gas de alta eficiencia (ElKady et al. 2009; European Commission Joint Research Centre 2009; U.S. Department of Energy 2010a; Olson et al. 2014; CB&I Stone & Webster 2015; González-Salazar 2015). El comportamiento de las tecnologías de captura de CO<sub>2</sub> con aminas en climas cálidos y tropicales aún no se ha estudiado y es de gran interés para México adquirir experiencia en esta área. La tecnología debe ser estudiada para poder implementarse en una de las principales fuentes de emisiones de CO<sub>2</sub> en México.

En este contexto, entre las nuevas plantas que se espera que se construyan en el corto plazo en México (SENER 2017a), se consideró que el sitio Poza Riza tiene el potencial de implementar la captura de CO<sub>2</sub> con EOR para este estudio. El trabajo actual es el primer estudio integral a escala industrial para turbinas de alta eficiencia en condiciones ambientales relevantes para México. Servirá como una primera referencia para comparar un modelo que pueda estimar el diseño experimental y los costos de inversión de esta tecnología con las características de los sistemas mexicanos de generación eléctrica. El objetivo de este trabajo es desarrollar un modelo integrado que considere la inversión y el diseño de una planta de captura teórica de CO<sub>2</sub> junto con un NGCC industrial.

El trabajo permitirá una simulación a escala industrial de los requisitos energéticos y económicos en un proceso integrado en Thermoflex 25 y Aspen Hysys 8.6, así como el análisis del costo nivelado de la electricidad (CNE) mediante la implementación de esta tecnología *in situ* (Poza Rica). Se analizará la implementación de la Recirculación de los gases de escape (EGR) (Røkke and Hustad 2005) en el sistema, lo que contribuirá a una disminución de la inversión y una menor penalización de energía como resultado de la captura *in situ* de CO<sub>2</sub> (Li et al. 2011b). Además, se analizará la variación en el CNE relacionada con el aumento en la concentración de CO<sub>2</sub> mediante el uso de EGR. Dicho modelo permitirá la simulación de requisitos energéticos y económicos para establecer políticas para el desarrollo de esta tecnología en México. Se considerarán los aspectos específicos de su implementación en México y las características del proceso de captura de CO<sub>2</sub> adecuado para el país debido a su ubicación geográfica, clima y tipo de combustible disponible.

## Hipótesis

Si se implementa un sistema de EGR para aumentar la concentración de CO<sub>2</sub> en el gas de escape, entonces se tendrá un efecto beneficioso en los requisitos energéticos del proceso de captura y, a su vez, ahorrará los costos de inversión de los equipos, así como los de operación del sistema de captura de CO<sub>2</sub>.

Si en México se estudia ahora las diferentes tecnologías aplicables para centrales de ciclo combinado, entonces se tendrá el conocimiento y capacidad tecnológica para la correcta implementación de captura de CO<sub>2</sub> en turbinas de gas en un futuro próximo, conociendo



cuáles son las características del proceso de captura de CO<sub>2</sub> adecuados para el país, por su condición geográfica, climatológica y por tipo de combustible.

Así mismo se apoyará el desarrollo de la industria nacional, dando la posibilidad de que se diseñen y fabriquen en el país, total o parcialmente, sistemas de captura de CO<sub>2</sub> para Ciclos Combinados.

## Marco de referencia

En los últimos años, se han llevado a cabo algunas investigaciones sobre la implementación de tecnología de captura en el sector eléctrico mexicano. De acuerdo con (Lacy et al. 2013), la región del Golfo de México muestra una sinergia única entre la existencia de grandes emisores industriales de CO<sub>2</sub> y yacimientos de petróleo que exigirán CO<sub>2</sub> para las prácticas de EOR. (González Santaló 2016) menciona una clara tendencia hacia las energías limpias, que incluyen tecnologías renovables, nuclear, de cogeneración eficiente y combustibles fósiles con CCS. Esta última tecnología se considera madura y se requerirá implementar en México debido al reciente compromiso asumido por el gobierno (DOF 2016) para apoyar a NGCC como la principal tecnología de generación del país; según (Nuchitprasittichai and Cremaschi 2013; Agbonghae et al. 2014) la optimización de los procesos de captura junto con las plantas generadoras son necesarias para reducir la penalización energética y los costos de captura de CO<sub>2</sub> para lograr sistemas de alta eficiencia con emisiones cercanas a cero. De acuerdo con (Lacy et al. 2015), la captura, el uso y el almacenamiento de carbono (CCUS) podrían ser factibles cuando las centrales eléctricas de combustibles fósiles se encuentran cerca de yacimientos de petróleo y gas donde las tecnologías de Recuperación Mejorada de Petróleo (EOR por sus siglas en inglés) sean aplicables.

Las plantas NGCC se caracterizan por sus altos niveles de eficiencia en comparación con otras tecnologías convencionales. El NGCC es la tecnología predominante en la red energética nacional, que representa casi el 35,6% (23.309 MW) de capacidad y el 49,6% (149.688 GWh) de la generación eléctrica del país (Secretaría de Energía 2015). Además, y de acuerdo con las estrategias nacionales de energía para el sector de generación eléctrica en México, se espera un crecimiento significativo de las nuevas plantas de ciclo combinado (Secretaría de Energía 2015). El crecimiento económico en los países en desarrollo está estrechamente relacionado con el aumento de la demanda de energía. Las proyecciones indican la dependencia de los combustibles fósiles. El uso de energía continuará aumentando, aunque no necesariamente en paralelo con el desarrollo de nuevas tecnologías ambiental y económicamente eficientes. Por esta razón, a medida que los efectos de la contaminación se vuelven una preocupación (cambio climático), es necesario controlar las emisiones de gases, como el CO<sub>2</sub>, para proteger el medio ambiente. Uno de los objetivos fijados por el Plan Nacional de Desarrollo 2013-2018 (SEMARNAT 2014) y por el Diario Oficial de la Federación (DOF) es: "el país asume el objetivo indicativo o la meta ambiciosa de reducir, para el año 2020, el treinta por ciento de las emisiones con respecto a la línea de base; así como una reducción de emisiones del cincuenta por ciento para 2050 en relación con los emitidos en el año 2000. " (DOF 2016). Esto requiere la integración de sistemas de captura

de CO<sub>2</sub> en plantas de ciclo combinado dentro del concepto de tecnologías de Nueva Generación Limpia (NGL) (CFE 2014a). Se sabe desde hace tiempo que el calentamiento global y el daño ambiental relacionado con las emisiones de CO<sub>2</sub>, el gas de efecto invernadero más significativo, representan una amenaza potencialmente grave para el medio ambiente de la Tierra (Lu et al. 2015; Shamiri et al. 2016).

La captura y almacenamiento de carbono (CCS) es una de las tecnologías disponibles para reducir las emisiones de carbono en el sector energético mundial, de acuerdo con la Agencia Internacional de Energía (IEA por sus siglas en inglés) (International Energy Agency (IEA) 2016). CCS se utiliza cada vez más como un proceso que puede reducir las emisiones de CO<sub>2</sub> y estabilizar las concentraciones atmosféricas de gases de efecto invernadero. Otro beneficio de CCS, aunque limitado, es su uso para EOR (Aspelund and Gundersen 2009). Las tecnologías como Calcium Looping y la gasificación ofrecen una baja penalización energética, pero tienen una tecnología de captura poscombustión menos madura (Alovisio et al. 2017; Ortiz et al. 2017). La tecnología comercial más ampliamente utilizada desarrollada e implementada para sistemas de captura de CO<sub>2</sub> en plantas de energía es la absorción a base de aminas. Una de las principales desventajas de este proceso es su alto consumo de energía durante la regeneración, lo que resulta en una reducción en la eficiencia eléctrica neta del sistema de generación. Esto se debe al uso de vapor como fuente de energía para la regeneración. De acuerdo con (Midthun et al. 2012) las diferentes turbinas y composiciones de gases pueden conducir a diferentes cantidades y temperaturas de los gases de escape, y por lo tanto a diferentes niveles de producción en la turbina de vapor. Si se construye y opera una planta de captura de carbono, entonces el vapor de baja presión fluirá desde la planta de energía a la planta de captura de carbono. Esto reducirá la producción de energía de la turbina de vapor en la planta de energía. Se ha informado que el acoplamiento de las plantas de captura puede reducir la eficiencia energética global en 12-14% para las centrales térmicas que usan carbón (Wu et al. 2013) y en aproximadamente 15% para NGCC (Finkenrath 2011; DOF 2013). Por lo tanto, el desarrollo de nuevos solventes (Oexmann and Kather 2010; Rolker and Seiler 2011) y la optimización de los procesos de captura junto con las plantas generadoras son necesarios para estimar cuanto se podría reducir la penalización energética y los costos de captura de CO<sub>2</sub> (Nuchitprasittichai and Cremaschi 2013; Agbonghae et al. 2014).

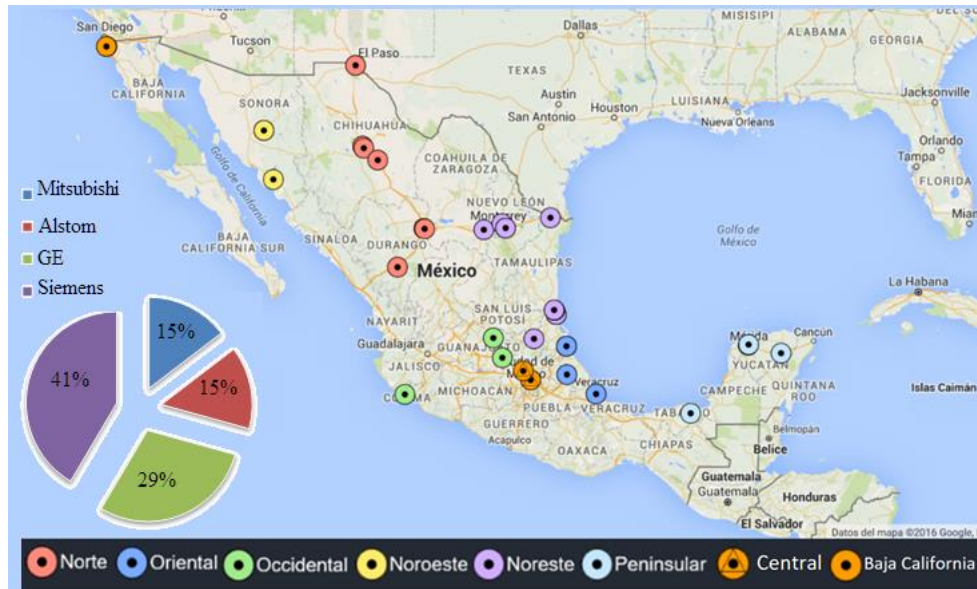
(Sipöcz and Tobiesen 2012) describe la importancia de determinar un costo para las emisiones de CO<sub>2</sub> con el fin de que las bajas emisiones de CO<sub>2</sub> sean una opción viable en el futuro cercano. El desarrollo del CCS está sujeto a la política regional, la disponibilidad de recursos y el desarrollo económico, así como los desafíos y oportunidades para la captura de carbono en la producción de energía a partir de turbinas de gas para la recuperación mejorada de petróleo (EOR) (González-Salazar 2015). El gobierno mexicano ha decidido incursionar en la tecnología de captura y secuestro de CO<sub>2</sub> como una de las medidas a considerar en futuros planes de mitigación de gases de efecto invernadero. Por esta razón, ha decidido crear el Centro Mexicano CCUS (Centro Mexicano de Captura, Uso y Almacenamiento de CO<sub>2</sub>) (SENER and CONACYT 2017; Global CCS Institute 2018). Este organismo evaluará las

incertidumbres relativas a los riesgos económicos, ambientales y sociales asociados con la tecnología.

Algunos estudios han evaluado simulaciones del proceso NGCC con la captura de CO<sub>2</sub> posterior a la combustión. Sin embargo, estos trabajos generalmente se han llevado a cabo en condiciones diferentes a las de México y no implementan procesos detallados. Además, la mayoría de los estudios son para turbinas de clase F de la compañía GE, que son obsoletas en comparación con las nuevas turbinas de gas de alta eficiencia (ElKady et al. 2009; European Commission Joint Research Centre 2009; U.S. Department of Energy 2010a; Olson et al. 2014; CB&I Stone & Webster 2015; González-Salazar 2015).

El comportamiento de las tecnologías de captura de CO<sub>2</sub> con aminas en climas cálidos y tropicales aún no se ha estudiado y es de interés para México adquirir experiencia en esta área. La tecnología necesita ser estudiada para ser implementada para una de las principales fuentes de emisiones de CO<sub>2</sub> en México. En este contexto, entre las nuevas plantas que se espera que se construirá en el corto plazo en México (SENER 2017a), el sitio Poza Riza se considera que tiene el potencial para implementar la captura de CO<sub>2</sub> con EOR para este estudio. El trabajo actual es el primer estudio integral a escala industrial para turbinas de alta eficiencia en condiciones ambientales relevantes para México. Servirá como una primera referencia para comparar un modelo que pueda estimar el diseño experimental y los costos de inversión de esta tecnología con las características de los sistemas mexicanos de generación de electricidad. El objetivo de este trabajo, como ya se mencionó, es desarrollar un modelo integrado que considere la inversión y el diseño de una planta teórica de captura de CO<sub>2</sub> junto con un NGCC industrial.

# 1 Sistemas de Generación en México



Ninguna investigación humana puede ser denominada ciencia si no pasa a través de pruebas matemáticas”

*Leonardo Da Vinci*

## *Introducción*

El sector eléctrico es vital para el desarrollo del país y para el necesario aumento en el nivel de vida de su población. El movimiento hacia la liberalización de los sectores de la electricidad en algunas partes del mundo ha traído un mayor número de agentes heterogéneos (compañías eléctricas más grandes y más pequeñas) que ahora guían el desarrollo del sector, así como un mayor competitividad en los costos de generación. Además, los objetivos de inversión se han ampliado más allá de los aspectos financieros, lo que incluye el cambio climático y una regulación incierta sobre la aceptación social de nuevas tecnologías, los problemas de seguridad energética y los costos excesivos producidos por los costos de transacción energética.

A nivel mundial, el principal emisor de emisiones de CO<sub>2</sub> provienen del sector de generación de energía (International Energy Agency 2013). Sin embargo, en México, el sector eléctrico ocupa el segundo lugar, después del sector transporte (INECC 2013), pero sigue siendo muy importante. A partir de 2010, el 75% de la generación de electricidad en México se produce mediante el uso de combustibles fósiles (SENER 2012). Estas cifras indican que México depende en gran medida de los combustibles fósiles para proporcionar electricidad, esta tendencia no se modificará significativamente en los próximos años a pesar de los esfuerzos recientes del Gobierno de México para apoyar y aumentar el uso de energías alternativas, esto en mayor medida por el incremento en los descubrimiento de nuevos yacimientos de gas natural, así como el incremento en las eficiencias de ciclos combinados de última generación (Power 2016).

Hasta 2015, el lado de la oferta del sistema eléctrico de México se había caracterizado por una estructura industrial con un monopolio estatal verticalmente integrado, la Comisión Federal de Electricidad (CFE) que llevó a cabo de manera exclusiva casi todas las actividades de generación, transmisión, distribución y comercialización de electricidad. así como la operación de todo el sistema eléctrico. La idea de la reforma eléctrica mexicana, aprobada por el Congreso a mediados de 2014, ahora es evolucionar desde este sistema cerrado con información asimétrica entre CFE y el regulador de energía (Comisión Reguladora de Energía-CRE) a un sector más abierto y transparente, en el que se liberaliza el sector de generación para que nuevos generadores privados ingresen al mercado para competir con las plantas generadoras de CFE. El nuevo mercado de electricidad en México comenzó a operar en enero de 2016. Por primera vez en muchas décadas, será posible el intercambio comercial real entre generadores privados y consumidores. Esto en sí mismo representa un cambio significativo en la organización de los mercados eléctricos mexicanos. Además, otra profunda transformación que implica la reforma se relaciona con la operación del sistema eléctrico. Esta función ahora debe retirarse de las manos de CFE y dejarse en manos de un Productor Independiente de Energía (PIE), el Centro Nacional de Energía (CENACE), que estará a cargo de la operación del sistema a corto y largo plazo, así como de Planificación de la expansión de la red eléctrica, dado que el sector eléctrico es estratégico para el desarrollo económico del país, es necesario realizar un análisis y planificación para cumplir con los objetivos de reducción de emisiones y desarrollo económico.

## 1.1 Panorama Mundial del uso de combustibles

De acuerdo con (British Petroleum 2017a), el consumo mundial de energía primaria creció un 1.0% en 2016 (ver Figura 1.1), muy por debajo del promedio de 10 años de 1.8% y el tercer año consecutivo por debajo del 1%. Al igual que en 2015, este crecimiento fue inferior al promedio en todas las regiones, excepto Europa y Eurasia. Todos los combustibles, excepto el petróleo y la energía nuclear, crecieron a tasas inferiores a la media. El petróleo proporcionó el mayor incremento del consumo de energía con 77 millones de toneladas de petróleo equivalente (mtpe), seguido del gas natural (57 mtpe) y la energía renovable (53 mtpe).

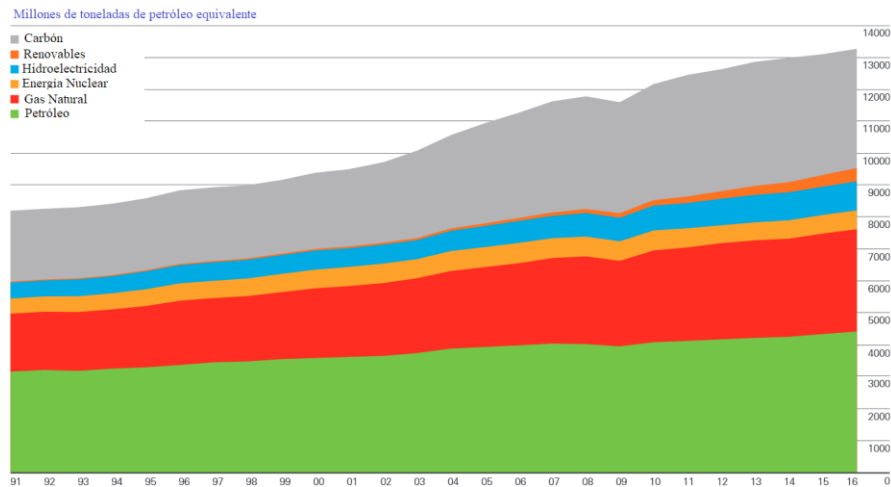


Figura 1.1 Consumo mundial de petróleo equivalente de diferentes tecnologías, tomado de (British Petroleum 2017a).

Del mismo modo (U.S. Energy Information Administration 2017) indica que el consumo de todos los combustibles incrementara, excepto el carbón. Aunque las energías renovables y la energía nuclear son las formas de energía de más rápido crecimiento en el mundo, se espera que los combustibles fósiles continúen satisfaciendo gran parte de la demanda energética mundial. Indicando que, el petróleo y otros líquidos siguen siendo la principal fuente de energía, pero su participación en la energía comercializada en el mundo se reduce del 33% en 2015 al 31% en 2040. A nivel mundial, el consumo de líquidos aumenta en los sectores industrial y de transporte, y disminuye en Sector eléctrico.

### 1.1.1 Gas Natural

Según (U.S. Energy Information Administration 2017), el gas natural es el combustible fósil de más rápido crecimiento en el mundo, con un incremento del 1.4% anual, comparado con el crecimiento del 0.7% anual del líquido y prácticamente sin crecimiento en el uso del carbón (0.1% anual). En comparación con el fuerte crecimiento en el uso del carbón a principios de la década de 2000, se proyecta que el uso mundial del carbón se mantendrá estable, con descensos en las regiones de la Organización para la Cooperación y el Desarrollo Económicos (OCDE) y China que compensan el crecimiento en India y las otras naciones asiáticas no pertenecientes a la OCDE. El carbón se reemplaza cada vez más por el gas

natural, las energías renovables y la energía nuclear (en el caso de China) en la generación de electricidad. La demanda industrial de carbón también se debilita.

De acuerdo con (British Petroleum 2017a) el consumo global de gas natural aumentó en un 1.5%, bastante más débil que su promedio de 10 años (2.3%); Si bien la producción mundial de gas fue esencialmente plana (0.3%), el crecimiento más débil en la producción de gas durante 34 años, excepto en el período inmediatamente posterior a la crisis financiera. Este crecimiento por debajo de la media fue de la mano con la caída de los precios del gas: los precios de Henry Hub fueron un 5% más bajos que en 2015, los marcadores de gas europeos y asiáticos bajaron un 20-30% debido a que los precios continuaron ajustándose al aumento de los suministros de GN.

De acuerdo a (British Petroleum 2018), el gas natural en 2017 presentó un consumo (3.0%, 96 bcm) y la producción (4.0%, 131 bcm) aumentaron a su ritmo más rápido desde las consecuencias inmediatas de las crisis financieras. El crecimiento en el consumo fue liderado por Asia, con un crecimiento particularmente fuerte en China (15.1%, 31 bcm), apoyado por aumentos en Medio Oriente (Irán 6.8%, 13 bcm) y Europa. El crecimiento en el consumo fue más que igualado por el aumento de la producción, particularmente en Rusia (8.2%, 46 bcm), apoyado por Irán (10.5%, 21 bcm), Australia (18%, 17 bcm) y China (8.5%, 11 bcm). (U.S. Energy Information Administration 2017; British Petroleum 2018) pronostican que el gas natural seguirá siendo un combustible atractivo para los sectores de energía eléctrica e industrial en muchos países. Estos dos usos representan casi el 75% del aumento proyectado en el consumo total entre 2015 y 2040. Ya que la generación a gas natural es atractiva para nuevas centrales eléctricas debido a los bajos costos de capital, las tasas de eficiencia favorables y el costo relativamente bajo del combustible. Igualmente, para las industrias intensivas en gas natural, como los productos químicos, refinación y metales primarios, se expanden durante el período 2015–40, especialmente en países que no pertenecen a la OCDE, impulsando la demanda industrial.

## *1.2 Sector energético Mundial*

De acuerdo con (British Petroleum 2018), el sector eléctrico es el mercado de energía más grande y único: absorbió más del 40% de la energía primaria el año pasado. Y está a la vanguardia de la transición energética, a medida que las energías renovables crecen y el mundo se electrifica. En la Revisión estadística de 2018 (British Petroleum 2018) por primera vez incluye datos completos sobre la mezcla de combustibles dentro del sector eléctrico, lo que ayuda a comprender este sector clave. La generación de energía global aumentó un 2.8% en 2017 cerca de su promedio de 10 años. Casi todo ese crecimiento vino del mundo en desarrollo. La demanda de la OCDE aumentó ligeramente, pero esencialmente la disociación entre el crecimiento económico y la demanda de energía en la OCDE se observó en los últimos 10 años, y el poder de la OCDE se mantuvo prácticamente estable en la última década.

El aumento en la generación de energía global fue impulsado por una fuerte expansión de la energía renovable, liderada por la energía eólica (17%, 163 TWh) y solar (35%, 114 TWh), que representaron casi la mitad del crecimiento total en la generación de energía, a pesar de la contabilidad. Por solo el 8% de la generación total. En particular, la capacidad solar aumentó en casi 100 GW el año pasado, con China en más de 50 GW, lo que equivale aproximadamente al potencial de generación de más de dos y media centrales nucleares de Hinkley Point. La generación solar global aumentó en más de un tercio el año pasado. Gran parte de este crecimiento continúa respaldado por el apoyo a las políticas. Pero ha sido ayudado por las continuas caídas en los costos de la energía solar, con ofertas de subasta de menos de 5 centavos/KWh, lo que hubiera sido impensable para la mayoría de los proyectos incluso hace unos pocos años, ahora un costo casi común.

### 1.2.1 Energía en el mundo

De acuerdo a (British Petroleum 2018), el crecimiento en la demanda total de energía ha aumentado; las ganancias en intensidad de energía han disminuido. El consumo de carbón creció por primera vez en cuatro años. Sorprendentemente, las emisiones de carbono aumentan después de tres años consecutivos de poco o ningún crecimiento. Desde la configuración de la transición energética, se esperaba que algunos de los resultados excepcionales observados en los últimos años reflejaban el impacto de los factores cíclicos a corto plazo, así como las fuerzas estructurales a más largo plazo. A pesar del crecimiento inusualmente fuerte en la OCDE, la gran mayoría del aumento en el consumo mundial de energía provino del mundo en desarrollo, representando casi el 80% de la expansión.

### 1.3 Prospectiva del Sector Eléctrico Internacional

Según cifras de *BP Statistical Review of World Energy June 2017* (British Petroleum 2017b), en 2016 la generación de energía eléctrica a nivel mundial se incrementó 2.5% respecto al 2015 para ubicarse en 24,816.4 TWh. Este crecimiento se debió en gran medida por un crecimiento más rápido de los países que no pertenecen a la OCDE, destacando la región de Asia Pacífico como se muestra en la Figura 1.2

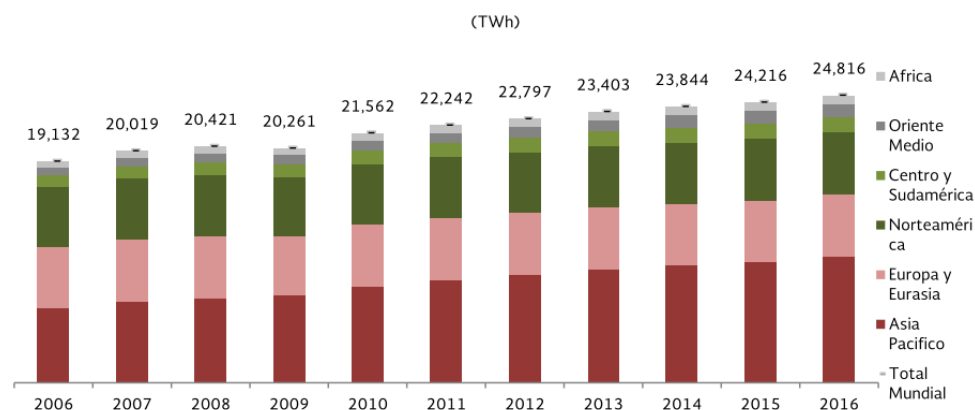


Figura 1.2 Generación eléctrica mundial y por regiones, tomada de (SENER 2017b).



De acuerdo con (U.S. Energy Information Administration 2017), la generación neta de electricidad en países no pertenecientes a la OCDE aumenta un promedio de 1.9% por año desde 2015 hasta 2040, en comparación con el 1.0% anual en los países de la OCDE. El uso de electricidad es el que más aumenta en los edificios residenciales y comerciales durante el período 2015–40 a medida que aumentan los ingresos personales y la migración urbana continúa en países que no pertenecen a la OCDE. Del mismo modo, la proporción de electricidad utilizada en el transporte se duplica entre 2015 y 2040 a medida que más vehículos eléctricos enchufables ingresan a la flota y el uso de electricidad para el ferrocarril se expande, pero esta proporción representa solo el 4% del consumo total de electricidad entregado en 2040.

(U.S. Energy Information Administration 2017) indica en el caso de las fuentes renovables (incluida la energía hidroeléctrica), son las fuentes de generación de más rápido crecimiento durante el período 2015–40, y aumentan en un promedio de 2.8% por año, ya que las mejoras tecnológicas y los incentivos gubernamentales en muchos países apoyan su mayor uso, la generación de gas natural crece en un promedio de 2.1% por año desde 2015 hasta 2040, mientras que la generación nuclear crece en un 1.5% por año, así mismo, las energías renovables proporcionan la misma proporción de la generación eléctrica mundial que el carbón con un 31% para 2040.

#### *1.4 Matriz energética*

De acuerdo a (International Energy Agency 2016) la demanda de electricidad en México se ha más que duplicado en los últimos 20 años y en 2014 representó alrededor del 18% del consumo total de energía final (un nivel consistente con la participación promedio mundial, aunque ligeramente por debajo del promedio de la OCDE de 22%). Aunque más del 99% de la población tiene acceso a la electricidad, el consumo per cápita es relativamente bajo. Entre los sectores de uso final, la industria representa más de la mitad (56%) del consumo final de electricidad, mucho más alto que el promedio en otras partes de la OCDE. Sin embargo, el crecimiento en la demanda de electricidad en el sector de edificios, que constituye casi el 40% del consumo final de electricidad, ha sido más rápido desde 2000, con una tasa de crecimiento anual superior al 4%.

Por el lado de la oferta, la generación está dominada por el gas natural, que ha sustituido al petróleo como principal combustible para la generación de energía (Figura 1.3). Recientemente (2000), el petróleo representó casi la mitad de la generación total, pero el alto costo de la generación basada en este combustible y la creciente preocupación por la contaminación del aire local han llevado a administraciones sucesivas a promover la diversificación de la combinación de energía. Desde la década de 1990, se introdujeron políticas que permitían al sector privado invertir en la generación de energía y en la transmisión, distribución y almacenamiento de gas natural para alentar el uso del gas en la generación de energía. Como resultado, se emitieron 23 permisos para proyectos de Productores Independientes de Energía (PIE), para centrales eléctricas a gas y más de 40 empresas privadas que participan en proyectos de gas y electricidad, la primera participación significativa del sector privado en el sector eléctrico de México. En 2014, los PIE (no has

definido esto) generan alrededor del 30% del suministro eléctrico de México (SENER 2018). El consumo de gas para la generación de energía casi se ha triplicado desde 2000 (mientras que el uso de petróleo se ha reducido a más de la mitad) y la participación de la generación de energía a gas superó a la del petróleo en 2003.

A partir de 2015, México tenía alrededor de 19 Giga watts (GW) de capacidad de generación de combustible no fósil (de una capacidad instalada total de 70 GW), proporcionando alrededor de una quinta parte de la generación total (SENER 2016). La mayor parte de los combustibles no fósiles proviene de la energía hidroeléctrica, seguida de la energía nuclear y eólica. La fuente principal de energías renovables no hidroeléctricas para la generación de energía tradicionalmente había sido la geotermia, pero en los últimos años la contribución de la energía eólica ha crecido rápidamente. Es probable que las tecnologías de generación de energía renovable presenten una rápida expansión a medida que las Reformas abran oportunidades de inversión para ayudar a cumplir los compromisos de México sobre el cumplimiento de las metas climáticas y de energía limpia

### *1.5 Sector Energético Nacional*

“La energía eléctrica es un insumo primario para la realización de las actividades productivas, de transformación y servicios en el país. El suministro eficiente de energía eléctrica a un costo accesible promueve la competitividad y la capacidad de las empresas e industria para ofrecer más y mejores productos y servicios en el mercado, lo que tiene un impacto directo en el crecimiento económico” (SENER 2017a). Asimismo, la energía eléctrica es un bien final indispensable para los consumidores, ya que, el permitir garantizar el abasto de electricidad de forma continua y segura, permite el acceso a bienes y servicios básicos, como la alimentación, salud y educación, lo cual incide directamente en el bienestar y calidad de vida de la población.

En 2014, el sector eléctrico nacional presentaba un total de 54379.325 MW (SIE<sup>4</sup>). En la Figura 1.3 se presenta los históricos de diferentes tecnologías para ver su crecimiento; esta imagen fue realizada considerando la tecnología Renovables; la cual incluye Nucleoeléctrica, Geotérmica, Eólica, Hidroeléctrica y Fotovoltaica. Para Carbón se incluye carboeléctrica y Dual y para Gas se incluye Ciclo combinado y turbogas, esto con el fin de identificar el crecimiento de cada fuente primaria de energía, llámese, carbón, energía renovable, combustión interna, gas natural. En esta figura se aprecia un crecimiento de consumo de gas natural desde el segundo semestre de 2006 al día de hoy. Con ello comprobamos que el Gas Natural (GN) permanecerá en el mercado y jugará un papel importante en los próximos años, de igual manera las prospectivas (CFE 2014a; SENER 2018) y dado el precio tan bajo hacen que este combustible, sea el combustible más representativo de la matriz energética nacional.

---

<sup>4</sup> Sistema de Información Energética (<http://sie.energia.gob.mx/>)

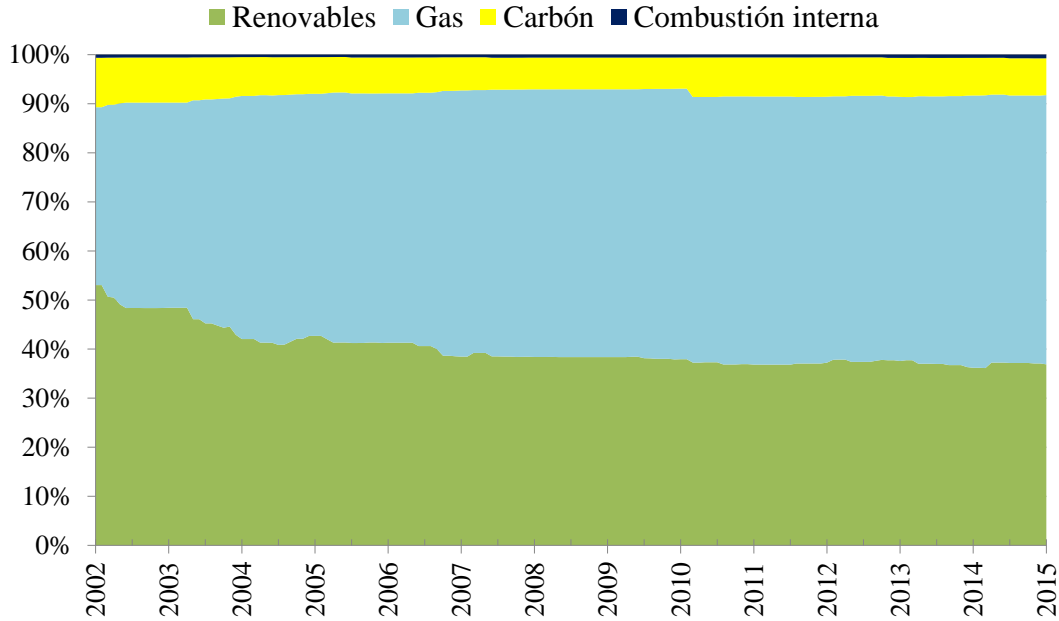


Figura 1.3 Porcentaje de generación por tipo de combustible desde 2002-2014 (En renovables se incluye Nucleoeléctrica, Geotérmica, Eólica, Hidroeléctrica y Fotovoltaica. Para Carbón se incluye carboeléctrica y Dual y para Gas se incluye Ciclo combinado y Turbogas, elaboración propia.

A partir de estos datos, se observa el total de sistemas de generación que consumen GN (PRODESEN, 2015) y (POISE, 2014), obteniendo un total de 23,308 MW (ver Tabla 1.1), de los cuales 15 plantas pertenecen a la Comisión Federal de Electricidad (CFE) y 23 a PIE, con 7,566 MW y 12,340 MW<sup>5</sup>, respectivamente para generación eléctrica, ya que el resto se dedica a autoconsumo, cogeneración y venta de eléctrica al extranjero. Dando un total de 19,906.482 MW (ver Tabla 1.2) para centrales de generación de ciclo combinado destinados a la producción de energía para abastecer la red nacional de energía eléctrica. A medida que se implementan las políticas, la participación de las tecnologías en la matriz energética va cambiando.

Tabla 1.1 Centrales de generación de ciclo combinado en México, elaboración propia.

No	Central	Esquema	Capacidad Efectiva Total MW	Entidad Federativa
1	Altamira II	PIE	495	Tamaulipas
2	Altamira III y IV	PIE	1036	Tamaulipas
3	Altamira V	PIE	1121	Tamaulipas
4	Chihuahua II (Encino)	CFE	619	Chihuahua
5	Dos Bocas	CFE	452	Veracruz
6	El Sáuz	CFE	591	Querétaro
7	El Sáuz PIE	PIE	495	Guanajuato
8	Fuerza y energía de Hermosillo PIE	PIE	250	Sonora
9	Gómez Palacio	CFE	240	Durango

<sup>5</sup> Estos datos fueron cotejados con datos del <http://sie.energia.gob.mx/> para agosto de 2015 y de la Tabla 2.3.4.del (PRODESEN, 2015).

<i>No</i>	<i>Central</i>	<i>Esquema</i>	<i>Capacidad Efectiva Total MW</i>	<i>Entidad Federativa</i>
10	Hermosillo	CFE	227	Sonora
11	Huinalá	CFE	378	Nuevo León
12	Huinalá II	CFE	459	Nuevo León
13	La laguna II PIE	PIE	498	Durango
14	Manzanillo (Gral. Manuel Álvarez Moreno)	CFE	1454	Colima
15	Mérida III PIE	PIE	484	Yucatán
16	Mexicali PIE	PIE	489	Baja california
17	Monterrey III (Dulces Nombres) PIE	PIE	449	Nuevo León
18	Naco Nogales PIE	PIE	258	Sonora
19	Norte (PIE)	PIE	450	Durango
20	Norte II (PIE)	PIE	433	Chihuahua
21	Presidente Juárez	CFE	773	Baja california
22	Río Bravo (Emilio Portes Gil)	CFE	211	Tamaulipas
23	Río Bravo II (Anáhuac) PIE	PIE	495	Tamaulipas
24	Río Bravo III PIE	PIE	495	Tamaulipas
25	Río Bravo IV PIE	PIE	500	Tamaulipas
26	Saltillo PIE	PIE	248	Coahuila
27	Samalayuca II	CFE	522	Chihuahua
28	San Lorenzo potencia	CFE	382	Puebla
29	Tamazunchale PIE	PIE	1,135	San Luis potosí
30	Transalta Campeche PIE	PIE	252	Campeche
31	Transalta Chihuahua III PIE	PIE	259	Chihuahua
32	Tula (Francisco Pérez Ríos)	CFE	489	Hidalgo
33	Tuxpan II (Tres Estrellas) PIE	PIE	495	Veracruz
34	Tuxpan III y IV PIE	PIE	983	Veracruz
35	Tuxpan V PIE	PIE	495	Veracruz
36	Valladolid (Felipe Carrillo Puerto)	CFE	220	Yucatán
37	Valladolid III PIE	PIE	525	Yucatán
38	Valle de México	CFE	549	México
39	Energía Azteca VIII	AUT <sup>6</sup> .	131	Guanajuato
40	Iberdrola Energía Monterrey	AUT.	659	Nuevo León
41	Iberdrola Energía La Laguna	AUT.	41	Durango
42	México Generadora de Energía	AUT.	265	Sonora
43	Energía Chihuahua	AUT.	50	Chihuahua
44	Iberdrola Energía Tamazunchale	AUT.	80	San Luis potosí
45	Fuerza y Energía de Naco- Nogales	AUT.	50	Sonora
46	Mexichem Resinas Vinílicas	COG <sup>7</sup> .	16	Tamaulipas
47	Tractebel Energía de Monterrey	COG.	284	Nuevo león
48	Procter & Gamble Manufactura	COG.	60	Tlaxcala
49	Procesador de Gas Nuevo Pemex (CPQ)	COG.	367	Tabasco
50	CoEL <sup>8</sup> de Cosoleacaque	COG.	118	Veracruz
51	Energía Azteca X	EXP.	219	Baja california

<sup>6</sup> AUT: Autoabastecimiento

<sup>7</sup> COG: Cogeneración

<sup>8</sup> CoEL: Cogeneración de Energía Limpia

<i>No</i>	<i>Central</i>	<i>Esquema</i>	<i>Capacidad Efectiva Total MW</i>	<i>Entidad Federativa</i>
52	Termoeléctrica de Mexicali (La rosita)	EXP.	680	Baja california
53	Energía de Baja California (Isolux)	EXP.	337	Baja california
54	Aes Mérida III	EXP.	15	Yucatán
55	Fuerza y Energía de Norte Durango	P-P-	30	Durango
56	Celfimex	COG.	0	San diego (S.D.)
			<b>23,308</b>	<b>MW TOTALES</b>

Con estos datos, se realizó un inventario de las turbinas de gas en operación existentes en los esquemas operados por la CFE o PIE, en donde se identificó un arreglo de cada sistema de generación, proveedor de turnia de gas, modelo de turbina, dueño y país de los inversores, para así identificar la Turbina de Gas (TG) de mayor presencia en México e identificar la posible evaluación de nuevas tecnologías en el país, esos datos se visualizan en la Tabla 1.2.

Tabla 1.2 Datos de centrales de generación eléctrica de la CFE y PIE, elaboración propia.

CFE													
#	Central	Capacidad Efectiva Total MW	Entidad Federativa	Área de Control	MW TG	MOD. TG	UNIDAD TG	ARREGLO CC	Inicio de operación	PROVEEDOR DE TG	Empresa	País	Fuente
1	Chihuahua II (El Encino)	619	Chihuahua	Norte	185, 189	M501F, W501F	3	2x1, 1x1	2001-2006	MITSUBISHI, SIEMENS	CFE	México	(Schmidbauer, 2010), (Conax, 2015)
2	Dos Bocas	452	Veracruz	Oriental	190	W501F	2	2 X 1	1975	SIEMENS	CFE	México	(Schmidbauer, 2010), (IIE, 2001)
3	El Sáuz	591	Querétaro	Occidental	52, (129, 122)	GT24, (W501F,W501D)	5	3X1, 2X1	1981,1986	ALSTOM, SIEMENS	CFE	México	(Alstom, 2008), (Schmidbauer, 2010),
4	Gomez Palacio	240	Durango	Norte	160 ISO	W501F	1	1 X 1	1976	SIEMENS	CFE	México	(Beltran, 1997), (IIE, 2001),
5	Hermosillo	227	Sonora	Noroeste	143	W501F	2	1 X 1	1998,2005	SIEMENS	CFE	México	(Schmidbauer, 2010), (CFE, 2002)
6	Huinalá	378	Nuevo León	Noreste	62.34 CC ISO	MS7001E	4	4 X 1	1981 (I-IV)	GE	CFE	México	(Juárez, 1997), (GE, 2003),
7	Huinalá II	459	Nuevo León	Noreste	177.7 ISO	W501F	2	1 X 1	2000	SIEMENS	CFE	México	(GRUPO SENER, 2007a)
8	Manzanillo (Gral Manuel Álvarez Moreno)	1454	Colima	Occidental	150	7001FA	6	2 X 1	2013	GE	CFE	México	(AME, 2015) , (Luna & Garza, 2014)
9	Presidente Juárez (Rosarito)	773	Baja California	Baja California	170, 177,150	GT24, GT24,W501F	3	1X1,1X1,1X1	2001(III), 2009 (IV)	ALSTOM ,SIEMENS	CFE	México	(Conax, 2015), (Schmidbauer, 2010),
10	Río Bravo (Emilio Portes Gil)	211	Tamaulipas	Noreste	150	7FA	1	1 X 2	2007	GE	CFE	México	(Abengoa, 2015)
11	Samalayuca II	522	Chihuahua	Norte	168.6 ISO	MS7001FA	3	1 X 1	1998	GE	CFE	México	(Conax, 2015), (Solutions, 2016),
12	San Lorenzo potencia	382	Puebla	Oriental	149 ISO	W501F	2	2 X 1	20008	SIEMENS	CFE	México	(Schmidbauer, 2010),
13	Tula (Francisco Pérez Ríos)	489	Hidalgo	Central	95.5 ISO	W501D	4	2 X 1	1984	SIEMENS	CFE	México	(Conax, 2015), (IIE, 2001)
14	Valladolid (Felipe Carrillo Puerto)	220	Yucatán	Peninsular	84.2 ISO	V84.2	2	2 X 1	1991,1994	SIEMENS	CFE	México	(Emerson, 2011)
15	Valle de México	549	México	Central	115	GT11N2	3	3 X 1	2002	ALSTOM	CFE	México	(Kyushu Electric Power, 2016)
PIE													
16	Altamira II	495	Tamaulipas	Noreste	158.76	M501F	2	2 X 1	2002	MITSUBISHI	EdF/Mitsubishi	Francia/Japón	(Munters, 2008), (Kepler, 2014),
17	Altamira III y IV	1036	Tamaulipas	Noreste	171.7 ISO	7001FA	4	2 X 1	2003	GE	Iberdrola	España	(Conax, 2015), (Fumiyuki, 2013)
18	Altamira V	1121	Tamaulipas	Noreste	171.7 ISO	7001FA	4	2 X 1	2006	GE	Iberdrola	España	(Conax, 2015), (Fumiyuki, 2013)
19	El Sáuz (Bajío) PIE*	495	Guanajuato	Occidental	135	7FA	3	3 X 1	2002	GE	InterGen	EUA	(Bank et al., 2000), (Pereyra et al, 2016)
20	Fuerza y energía de Hermosillo (PIE)	250	Sonora	Noroeste	170	GT24	1	1 X 1	2001	ALSTOM	Unión Fenosa	España	(GRUPO SENER, 2007a)
21	La laguna II PIE	498	Durango	Norte	171.7 ISO	7001FA	1	2 X 1	2005	GE	Iberdrola	España	(Conax, 2015), (PEI, 2005)
22	Mérida III PIE	484	Yucatán	Peninsular	177	W501F	2	2 X 1	2000	SIEMENS	AES	EUA	(Banco I., 1995)
23	Mexicali PIE (Rosarito 10 y 11)	489	Baja California	Baja California	185 ISO	7FA	2	1 X 1	2003	GE	Intergen	EUA	(Schmidbauer, 2010), (Cisco, 2000)
24	Monterrey III (Dulces Nombres) PIE	449	Nuevo León	Noreste	170	GT24	2	2 X 2	2002	ALSTOM	Iberdrola	España	(Munters, 2008), (FLENCO, 2016))
25	Naco Nogales PIE	258	Sonora	Noroeste	230 ISO	W501G	1	1 X 1	2003	SIEMENS	Unión Fenosa	España	(Schmidbauer, 2010), (Conax, 2015)
26	Norte (PIE) UNIÓN FENOSA	450	Durango	Norte	177.7 ISO	W501F(SGT6-5000L)	2	2 X 1	2010	SIEMENS	Unión Fenosa	España	(Schmidbauer, 2010), (Conax, 2015),
27	Norte II (PIE)	433	Chihuahua	Norte	150	GT-FA (7001FA)	2	2 X 1	2013	GE	KST / Samsung	Corea del Sur	(Conax, 2015), (AME, 2015)
28	Río Bravo II (Anáhuac) PIE	495	Tamaulipas	Noreste	180 ISO	W501F	2	2 X 1	2002	SIEMENS	EdF	Francia	(Sánchez, et al), (IFC, 1999)
29	Río Bravo III PIE	495	Tamaulipas	Noreste	185	W501F	2	2 X 1	2004	SIEMENS	EdF	Francia	(Dames & Moore de Mexico, 2002)
30	Río Bravo IV PIE	500	Tamaulipas	Noreste	185	W501F	2	2 X 1	2005	SIEMENS	EdF	Francia	(Dames & Moore de Mexico, 2002)
31	Saltillo PIE	248	Coahuila	Noreste	180 ISO	W501F	1	1 X 1	2001	SIEMENS	EdF	Francia	(Conax, 2015), (IFC, 2000)
32	Tamazunchale PIE	1,135	San Luis Potosí	Noreste	171.7 ISO	7001FA	4	4 X 2	2007	GE	Iberdrola	España	(Conax, 2015), (Fumiyuki, 2013)
33	Transalta Campeche PIE	252	Campeche	Peninsular	186	MHI501F	1	1 x 1	2003	MITSUBISHI	Transalta	Canadá	(Munters, 2008), (TransAlta, 2011)
34	Transalta Chihuahua III PIE	259	Chihuahua	Norte	115 ISO	GT11N2	2	2 X 1	2003	ALSTOM	Transalta	Canadá	(TransAlta, 2011), (Alstom, 2013)
35	Tuxpan II (Tres Estrellas) PIE	495	Veracruz	Oriental	158.8	M501F	2	2 X 1	2001	MITSUBISHI	Mitsubishi	Japón	(Kyushu Electric Power, 2016)
36	Tuxpan III y IV PIE	983	Veracruz	Oriental	158.8	M501F	4	4 X 2	2003	MITSUBISHI	Unión Fenosa	España	(Conax, 2015)
37	Tuxpan V PIE	495	Veracruz	Oriental	158.8	M501F	2	2 X 1	2006	MITSUBISHI	Mitsubishi/Kyushu	Japón	(Kyushu Electric Power, 2016)
38	Valladolid III PIE	525	Yucatán	Peninsular	171.7 ISO	7001FA	2	2 X 1	2006	GE	Mitsui & Co)	Japón	(Conax, 2015), (Fumiyuki, 2013)

CC ISO: Ciclo combinado condiciones estándar.  
ISO: La capacidad de la TG a condiciones estándar

Con la información anterior, se realizó el mapeo de centrales de generación por proveedor y se obtuvo que el 41% de centrales de ciclo combinado están acopladas a TG de Siemens, siguiendo GE con un 29%, y Alstom y Mitsubishi con 15% para cada una (ver Figura 1.4).

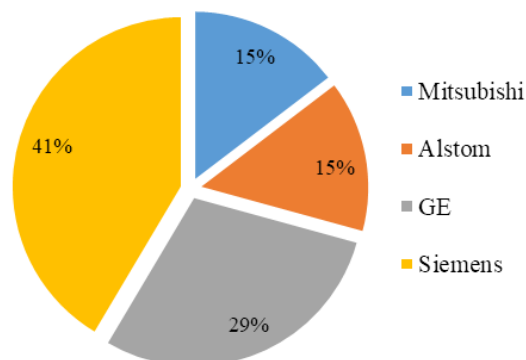


Figura 1.4 Gráfico de proveedores de Turbinas de Gas en centrales de ciclo combinado de México, elaboración propia.

Aunque en este gráfico pareciera que el proveedor de TG en México es Siemens, en el último año GE realizó la compra de Alstom Power (Oliver 2015), de manera que para el Sector Mexicano, GE presenta un liderazgo claro con 44.5% del sector generación mediante ciclo combinado, así hoy en día existen solo tres participantes en México, Mitsubishi, Siemens y General Electric, en donde este último pertenece a nuestro vecino del norte y vendedor de *Shale gas* de bajo precio, el cual para nuestra matriz energética es de suma importancia, ya que en la transición hacia combustibles limpios, este combustible es uno de ellos, así mismo, como se mencionó anteriormente, el GN jugará un papel importante en los próximos años de manera creciente y esto podría beneficiar con costos de producción de electricidad más bajos para la zona norte de México.

De la misma manera, con los datos obtenidos por el Mapeo, ayudaron a identificar la predominancia de cada proveedor de TG (Figura 1.5) según la región, obteniendo lo siguiente:

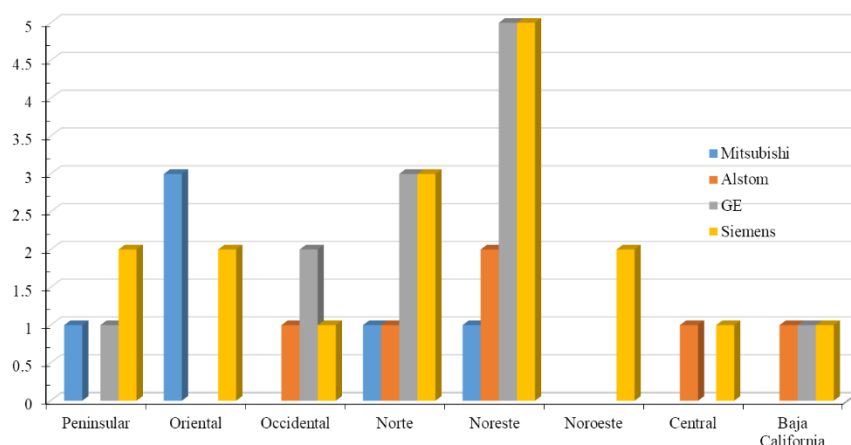


Figura 1.5 Gráfica de proveedores de TG por zona de operación, elaboración propia.

Como se aprecia, las zonas con mayor competencia son la Norte y Noreste, en donde encontramos los cuatro proveedores de TG, sin embargo, en la zona Noroeste solo existe un proveedor y el GE, esto se debe a la expansión en el territorio mexicano de proveer electricidad. en algunas regiones, además se aprecia que en el sector noreste la TG Siemens prevalece con 2 unidades.

En la Figura 1.6 se muestra el mapa de centrales de generación de ciclo combinado de la CFE y PIE que proveen energía para satisfacer la demanda nacional y las áreas de control son divididas por colores.



*Figura 1.6 Ubicación de Centrales de ciclo combinado en México por zona de operación, elaboración propia.*

Así mismo se presenta el crecimiento cronológico de los PIE desde que se otorgó el primer permiso en 1997 a Applied Energy Services (AES). Las Figura 1.7 y Figura 1.8 presentan la evolución de la participación de los PIE a partir de 2000. La totalidad de la capacidad instalada corresponde a ciclos combinados de gas natural y energía eólica, que solo ha crecido al 3.5% de la capacidad instalada total (Acciona Energía, Energías Ambientales de Oaxaca (EAO) e Iberdrola (2012)). Cabe destacar que Electricité de France (EDF) vendió todas sus plantas a Gas Natural en el 2007; mientras que la central eléctrica de Transalta fue adquirida por Intergen en 2008 (Bank et al. 2000; Pereyra and Gottdiener 2016). En 2009, Gas Natural Fenosa vendió los activos de generación de Unión Fenosa a Mitsui (Fumiyuki 2013).



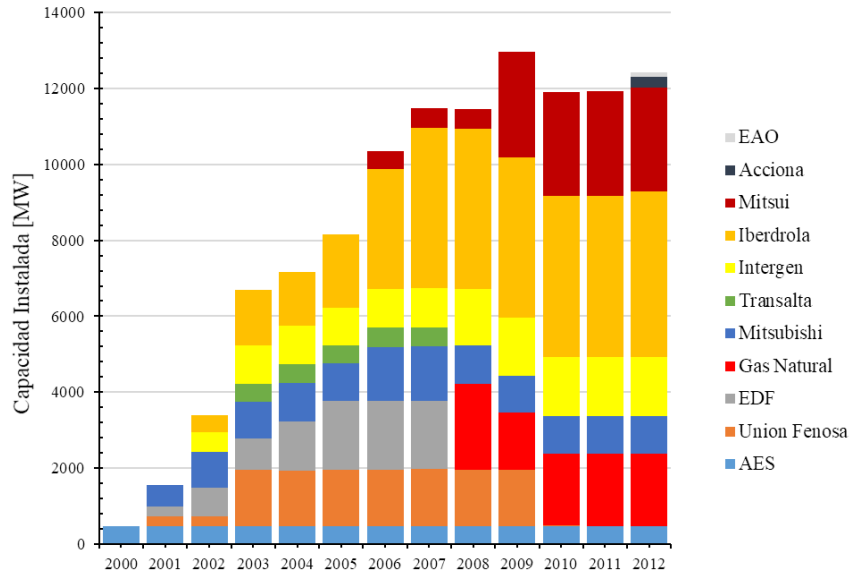


Figura 1.7 Crecimiento de capacidad neta instalada de diferentes proveedores de electricidad en México, elaboración propia con datos de (Jano-Ito and Crawford-Brown 2016).

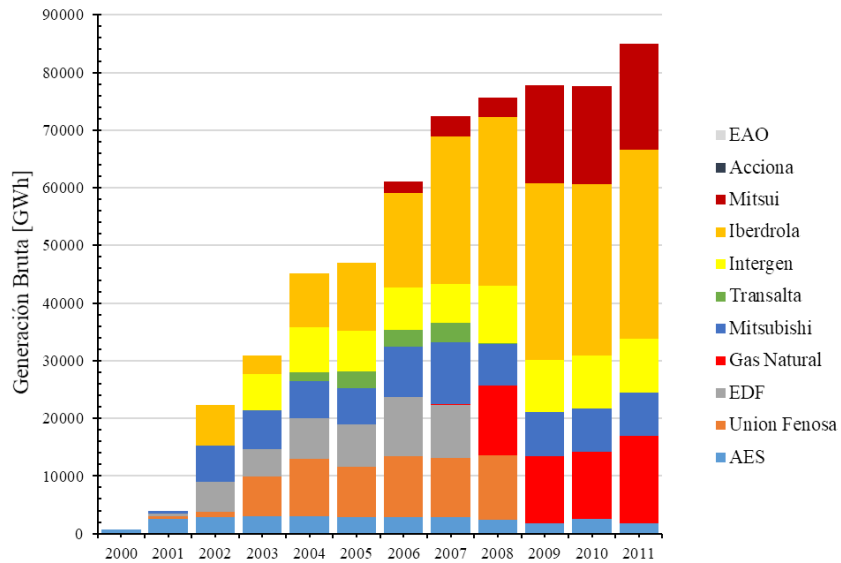


Figura 1.8 Crecimiento de capacidad bruta instalada de diferentes proveedores de electricidad en México, elaboración propia con datos de (Jano-Ito and Crawford-Brown 2016).

De acuerdo con (SENER 2017a), entre 2015 y 2016 hubo un crecimiento en la capacidad instalada de generación eléctrica en el Sector eléctrico Nacional, puesto que se incrementó 8.1%, equivalente a 5,486 MW de capacidad adicional. Cabe destacar que las tecnologías solares y la generación distribuida fueron las que presentaron los mayores incrementos con 157.4% y 110.6%, respectivamente. Así para el 2016, del total del parque de generación, 71.2% corresponde a centrales de tecnologías convencionales y el restante 28.8% a centrales

con tecnologías limpias. Teniendo en primer lugar la tecnología de ciclo combinado con 37.1% (27,274 MW), seguida de la termoeléctrica convencional e hidroeléctrica con 17.1%.

### *1.6 Cambios en la infraestructura de las plantas de generación.*

(SENER 2017a) indica que, a lo largo del 2016, entraron en operación 3,447.7 MW provenientes de múltiples tecnologías en todo el país. Cuatro centrales, se encontraron “en fase de pruebas” por un total de 1,304.3 MW, situadas en los estados de Baja California, Coahuila, Morelos y Veracruz. Por su parte, 221.0 MW provenientes de tres centrales (dos hidroeléctricas y una de ciclo combinado), fueron de recuperación de capacidad y 39.9 MW de Incremento de capacidad.

### *1.7 Red de Transmisión y Distribución de Electricidad*

De acuerdo a (SENER 2017a) el Estado Mexicano mantiene la titularidad del Servicio Público de Transmisión y Distribución, según lo dispuesto en el Artículo Segundo de la Ley de la Industria Eléctrica. La Red Nacional de Transmisión (RNT) es un sistema integrado por un conjunto de redes eléctricas que transportan la energía eléctrica producida a las Redes Generales de Distribución (RGD) y a los usuarios en general. Esta red se agrupa en 53 regiones de transmisión: 45 interconectadas (62 enlaces) y 8 que pertenecen a los sistemas aislados de la Península de Baja California.

#### *1.7.1 Transmisión*

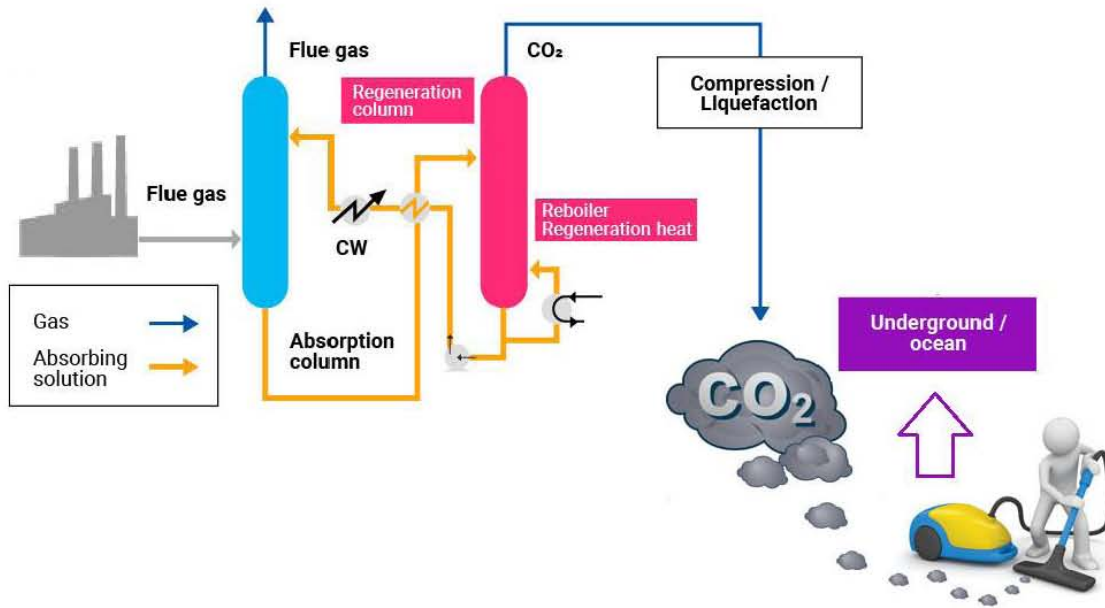
En 2016, la capacidad de transmisión del sistema eléctrico nacional fue de 74,208 MW, lo que representó un incremento del 4% respecto al 2015. Para el SIN, la capacidad de transmisión fue de 72,450 MW, incrementándose 2,756 MW. La región con mayor capacidad en 2016 fue Noreste con 18,670 MW, que presentó un incremento de 10% respecto al 2015 (véase Mapa 2.2 y Tabla 2.10)

#### *1.7.2 Distribución*

Respecto a la RGD que se integra por las red en media tensión y las redes de baja tensión, ofrece servicio a 40.7 millones de usuarios, con una cantidad de 1,446, 529 piezas de transformadores de distribución y con una capacidad total de 53, 528 MVA.

En 2016 se registró un incremento de 0.6% en su longitud, 4,967 km adicional al 2015, para ubicarse en los 779,119 km. De esta red el 93.7% correspondió a Distribución de CFE y el restante a Otras

## 2 Tecnologías de captura de CO<sub>2</sub>



*“No podemos enseñar nada a nadie. Tan sólo podemos ayudar a que descubran por sí mismos”  
Galileo Galilei*

## *Introducción*

La actividad humana ha provocado que la concentración atmosférica de gases de efecto invernadero como el dióxido de carbono, el metano, el óxido nitroso y los clorofluorocarbonos aumenten gradualmente durante el último siglo. El Panel Intergubernamental sobre Cambios Climáticos (IPCC) ha evaluado el tamaño y el impacto de este incremento y ha comprobado que, desde la revolución industrial, sus concentraciones en la atmósfera han aumentado y el dióxido de carbono como tal se considera responsable de aproximadamente el 50% (IPCC 2005).

La principal fuente de CO<sub>2</sub> es la combustión de combustibles fósiles como carbón, petróleo y gas en centrales eléctricas, para el transporte y en hogares, oficinas y la industria. Los combustibles fósiles aportan más del 80% de la demanda energética mundial. Es difícil reducir la dependencia de los combustibles fósiles y cambiar a otras fuentes de energía. Por otra parte, la eficiencia de conversión de otras fuentes de energía para la generación de energía no es en general tan alta como la de los combustibles fósiles. Una reducción drástica de las emisiones de CO<sub>2</sub> resultantes de los combustibles fósiles sólo puede obtenerse aumentando la eficiencia de las centrales eléctricas y los procesos de producción y disminuyendo la demanda de energía, combinada con la captura de CO<sub>2</sub> y el almacenamiento a largo plazo. CCS es un método prometedor considerando la creciente demanda mundial de energía y la posibilidad de adaptar las plantas existentes con captura, transporte y almacenamiento de CO<sub>2</sub>. El CO<sub>2</sub> capturado puede utilizarse para mejorar la recuperación de petróleo, en la industria química y de alimentos, o puede almacenarse bajo tierra en lugar de emitirse a la atmósfera.

### *2.1 Captura de CO<sub>2</sub>.*

Existen tres tecnologías maduras para implementación captura de CO<sub>2</sub> (Bolland and Mathieu 1998).

#### *2.1.1 Postcombustión.*

El CO<sub>2</sub> es separado de los gases generados por la combustión convencional de combustibles fósiles que contienen mayormente nitrógeno procedente del aire empleado en la combustión. La opción más prometedora en esta categoría es la absorción química con aminas, en la que la corriente de gases de combustión pasa por una columna que contiene una solución líquida que capta el CO<sub>2</sub>. La corriente líquida sufre una etapa de regeneración con vapor de baja presión en la cual, el CO<sub>2</sub> absorbido se libera para su posterior transporte y almacenamiento. En el sector de generación eléctrica es aplicable para gases de escape procedentes de una central carboeléctrica y más recientemente para ciclos combinado.

#### *2.1.2 Precombustión.*

Esta tecnología se emplea generalmente en combinación con procesos de gasificación del carbón. Al gasificar el combustible con oxígeno se produce gas de síntesis que contiene principalmente CO y H<sub>2</sub>. El CO se hace reaccionar con agua para generar más H<sub>2</sub> (y más CO<sub>2</sub>) el hidrógeno se aprovecha energéticamente en una turbina para producir electricidad, o bien se almacena para su uso posterior, mientras que el CO<sub>2</sub> se separa para su transporte y

almacenamiento. La ventaja principal de esta opción es que el CO<sub>2</sub> se encuentra relativamente concentrado antes de la separación y además se halla a elevada presión por lo que se puede emplear métodos de separación eficientes. Existen Ciclos Combinados con Reformador Integrado (CCIR)<sup>9</sup> con descarbonización de gas natural, el carbono es removido previo a la combustión y la energía del combustible es transferida al hidrógeno. Este concepto puede ser aplicado para el gas natural, el proceso de remoción es mediante desplazamiento por diferencia de estados agua-gas.

### *2.1.3 Oxidación.*

La combustión se realiza con oxígeno y no con aire, quemando el combustible en condiciones estequiométricas en presencia de alta pureza de oxígeno (95-99.5% mol O<sub>2</sub>). Debido al uso O<sub>2</sub> puro se alcanzan altas temperaturas en el combustor; por lo tanto, parte de los gases de combustión se recicla al quemador para moderar la temperatura de la llama; lo que hace que los gases de combustión estén constituidos casi exclusivamente por CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O que se separa de forma relativamente sencilla. El vapor de agua puede ser fácilmente condensado dando lugar a cerca de 100% de la captura de CO<sub>2</sub>. Este proceso requiere producción de oxígeno (como el anterior) y disposiciones especiales para poder realizar la combustión, pero constituye una tecnología altamente prometedora. Para esta tecnología, existen nuevos sistemas prometedores (también llamados ciclos de gas oxigenado) para lograr casi cero emisiones de CO<sub>2</sub>, estos sistemas serán abordados en el apartado 2.11.

### *2.1.4 Diferencias entre tecnología.*

En todos los casos el proceso de separación de CO<sub>2</sub> integrado a un ciclo combinado resulta con penalizaciones asociadas a la eficiencia del sistema, debido a que requiere de recursos eléctricos y térmicos.

Siendo la tecnología de Postcombustión con aminas y Postcombustión con membranas las posibles alternativas a implementar, aunque esta última es muy prometedora, en el corto plazo es muy cara y aún no ha madurado lo suficiente, ya que sigue en desarrollo. Dando lugar a que el presente estudio se centró en la postcombustión con aminas.

La eficiencia y el costo de cualquier proceso de separación de gas dependen en gran medida de la concentración de los gases inertes en la mezcla y su flujo volumétrico (Mokheimer et al. 2014). El incremento de la concentración de CO<sub>2</sub> en el gas de combustión reduce el volumen de gas enviado a la planta de captura y resulta en una planta de captura más pequeña, es decir, un menor costo de la planta de captura (Li et al. 2011b).

## *2.2 Opciones tecnológicas para la captura de CO<sub>2</sub>*

Actualmente existe una amplia gama de tecnologías para la separación y captura de CO<sub>2</sub> a partir de las corrientes de gas (Figura 2.1), aunque no se han diseñado para operaciones a escala de planta de energía (Desideri and Corbelli 1998). Se basan en diferentes procesos físicos y químicos que incluyen absorción, adsorción, membranas y criogenia (Green et al. 2001; IPCC 2005; IEA Greenhouse Gas R&D Programme (IEAGHG) 2007). La elección de una tecnología adecuada depende de las características de la corriente de gases de

---

<sup>9</sup> Esta tecnología también es conocida como Gasificación

combustión, que dependen principalmente de la tecnología de la central eléctrica. Las futuras centrales eléctricas a base de carbón pueden diseñarse para capturar CO<sub>2</sub> antes de la combustión (utilizando sistemas de gasificación de carbón), o pueden emplear combustión de oxígeno puro en lugar de aire para obtener una corriente de CO<sub>2</sub> concentrada para el tratamiento. La Figura 2.2 muestra la variedad de combustibles y tecnologías de centrales eléctricas que afectan la elección de los sistemas de captura de CO<sub>2</sub>.

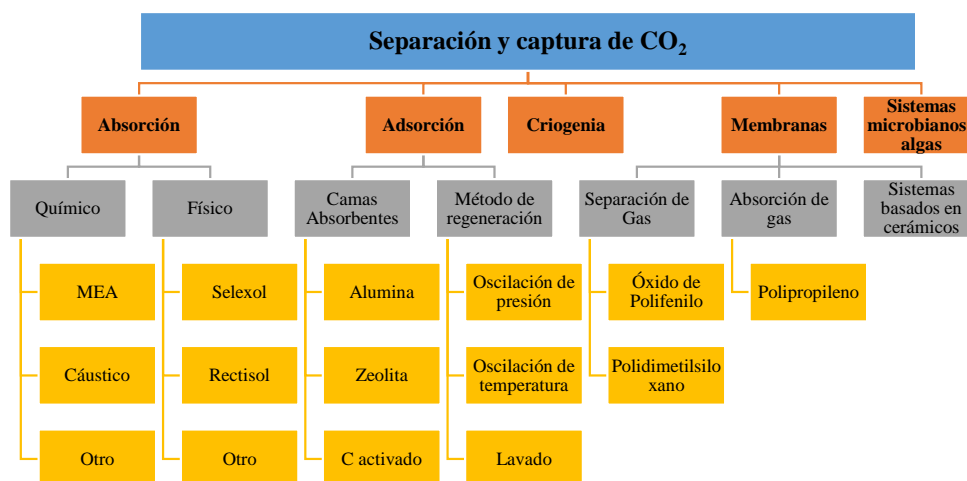


Figura 2.1. Opciones de tecnología para la separación y captura de CO<sub>2</sub>, elaborada a partir de (Rao et al. 2002).

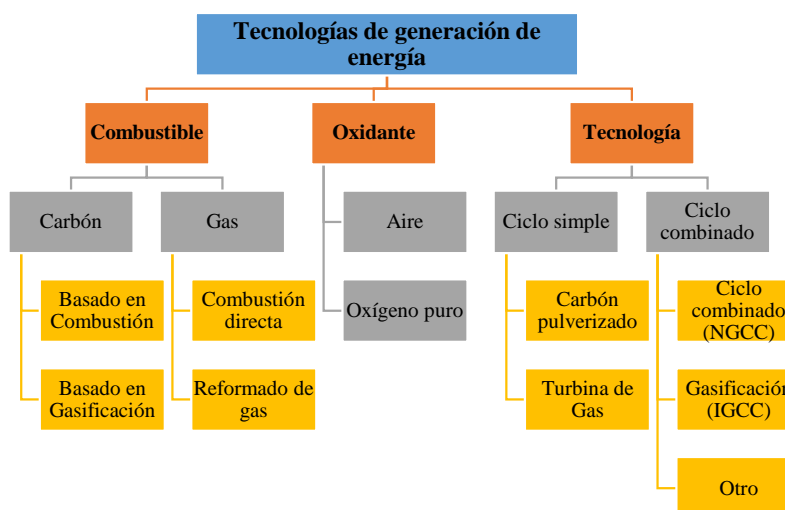


Figura 2.2. Opciones de tecnología para la generación de energía basada en combustibles fósiles, elaboración propia a partir de (Rao et al. 2002).

Una vez que se captura el CO<sub>2</sub>, debe almacenarse de forma segura (secuestrado). Nuevamente, hay una variedad de opciones potencialmente disponibles. Las formaciones geológicas que incluyen embalses de solución salina profunda, pozos de petróleo y gas agotados y vetas de carbón no minables son algunos de los sitios de disposición de desechos potencialmente atractivos (Cogbill and Marsh 1992). La eliminación en el océano es otra opción en estudio (Herzog 1998; Leung et al. 2014). La distancia a un sitio de

almacenamiento seguro y la disponibilidad y el costo de la infraestructura de transporte también afectan la opción de eliminación. En general, los estudios indican que las formaciones geológicas son la opción más abundante y atractiva para las plantas de energía (Bergman et al. 1997; Zhang et al. 2014). Si bien los costos económicos del almacenamiento de CO<sub>2</sub> parecen ser bajos, su aceptabilidad social y política aún no está clara, especialmente en lo que respecta al secuestro de los océanos.

### *2.3 Visión general de los sistemas de captura de CO<sub>2</sub> a base de amina.*

La idea de separar el CO<sub>2</sub> de las corrientes de gases de combustión comenzó en la década de 1970, no con la preocupación sobre el efecto invernadero, sino como una fuente potencialmente económica de CO<sub>2</sub>, principalmente para operaciones de recuperación mejorada de petróleo (EOR<sup>10</sup> por sus siglas en inglés). Varias plantas comerciales de captura de CO<sub>2</sub> se construyeron en los Estados Unidos a fines de la década de 1970 y principios de la de 1980 (Herzog 1999a). El CO<sub>2</sub> también se produjo para otras aplicaciones industriales, como la carbonatación de salmuera y la producción de productos como hielo seco, urea<sup>11</sup> y bebidas. Algunas de estas plantas de captura de CO<sub>2</sub> todavía están en operación hoy en día, pero todas estas plantas son mucho más pequeñas que una planta de energía típica. La primera instalación comercial de captura de CO<sub>2</sub> comenzó en Noruega en septiembre de 1996 en respuesta a un impuesto noruego sobre el carbono. Desde entonces, Statoil ha estado almacenando CO<sub>2</sub> del campo de gas Sleipner West en un acuífero de arenisca a 1000 m debajo del Mar del Norte (Reichle et al. 1999; Rao et al. 2002). La comunidad internacional de investigación está monitoreando de cerca esta instalación. Todas estas plantas capturan CO<sub>2</sub> con procesos basados en la absorción química utilizando un solvente basado en Monoetanolamina (MEA). MEA es un químico orgánico que pertenece a la familia de compuestos conocidos como aminas. Se desarrolló hace más de 60 años como un disolvente general no selectivo para eliminar las impurezas de gas ácido (por ejemplo, H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub>) de las corrientes de gas natural (Herzog 1999b). El proceso fue luego adaptado para tratar las corrientes de gases de combustión para la captura de CO<sub>2</sub>. Fluor Daniel Inc., Dow Chemical Co., Kerr-McGee Chemical Corp. y ABB Lummus Crest Inc., fueron algunos de los desarrolladores iniciales de la tecnología basada en MEA para la captura de CO<sub>2</sub>. Normalmente, alrededor del 75% al 90% del CO<sub>2</sub> se captura utilizando esta tecnología, produciendo una corriente de producto de CO<sub>2</sub> casi puro (> 99%).

### *2.4 Descripción del proceso de Captura de CO<sub>2</sub> por postcombustión*

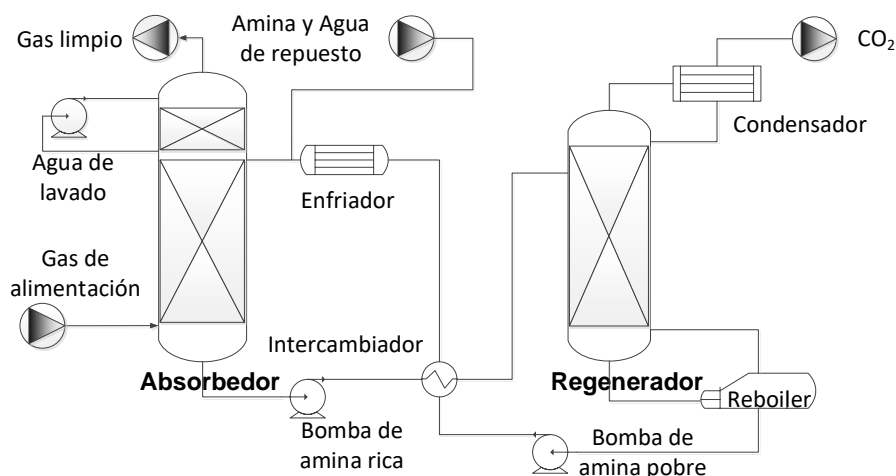
Se usa un sistema de depuración continua para separar el CO<sub>2</sub> de la corriente de gases de combustión. Como se ilustra en la Figura 2.3, el sistema consta de dos elementos principales: un absorbedor donde se elimina CO<sub>2</sub> de la corriente de entrada y un regenerador (o

---

<sup>10</sup> EOR: Enhanced Oil Recovery

<sup>11</sup> La urea es una de las formas más comunes de fertilizante de nitrógeno sólido. La urea se produce por la reacción entre el amoníaco y el CO<sub>2</sub>. Este es un proceso de dos pasos en el que el amoníaco y el dióxido de carbono reaccionan para formar carbamato de amonio que luego se deshidrata a urea. El producto final es un sólido granulado o granulado que una vez aplicado a la tierra agrícola reacciona con agua para liberar el CO<sub>2</sub> y el amoníaco. El CO<sub>2</sub> vuelve a la atmósfera y el amoníaco se descompone aún más para suministrar nitrógeno a la velocidad correcta a los cultivos (DOE/NETL 2013)

separador), donde se libera  $\text{CO}_2$  (en forma concentrada) y se recupera el solvente original. En la operación de procesamiento de gas-amina, la corriente de gas y la solución de amina líquida se ponen en contacto por flujo a contracorriente en una torre de absorción. Convencionalmente, el gas que se va a lavar entra en el absorbedor en la parte inferior, fluye hacia arriba y sale en la parte superior, mientras que el solvente ingresa en la parte superior del absorbedor, fluye hacia abajo (contactando el gas) y emerge en la parte inferior. La dilución de la amina circulante con agua se realiza para reducir la viscosidad del fluido circulante. La solución de amina líquida que contiene el gas absorbido se hace fluir a una unidad de regeneración donde se calienta y se liberan los gases ácidos. La regeneración del solvente puede llevarse a cabo a bajas presiones para mejorar la desorción de  $\text{CO}_2$  del líquido. Alguna solución de amina se transporta típicamente en la corriente de gas ácido desde la etapa de regeneración y la solución de amina se recupera usando un condensador. La solución de amina pobre caliente fluye luego a través de un intercambiador de calor donde se pone en contacto con la solución de amina rica de la torre de contacto y desde allí la solución de amina pobre se devuelve a la torre de contacto de gas (Allam et al. 2003).



*Figura 2.3. Diagrama de flujo para captura de  $\text{CO}_2$  a partir de gases de combustión utilizando un sistema a base de aminas, elaboración propia a partir de (Rao et al. 2002).*

Entre las aminas primarias, el MEA ha sido el disolvente tradicional de elección para la absorción de dióxido de carbono y la eliminación de gases ácidos en general. MEA es la menos costosa de las alcanolaminas y tiene el peso molecular más bajo, por lo que posee la mayor capacidad de absorción teórica para el dióxido de carbono. Esta teórica capacidad de absorción superior de MEA no se realiza en la práctica debido a problemas de corrosión. Además, MEA tiene la presión de vapor más alta de cualquiera de las alcanolaminas y puede producirse un alto remanente de disolvente durante la eliminación del dióxido de carbono de la corriente de gas y en la etapa de regeneración. Para reducir las pérdidas de disolvente, generalmente se requiere un lavado con agua de la corriente de gas purificado. Además, el MEA reacciona irreversiblemente con impurezas menores como COS (sulfuro de carbonilo) y  $\text{CS}_2$  (sulfuro de carbono). lo que provoca la degradación del disolvente. La formación de espuma del líquido absorbente MEA debido a la acumulación de impurezas también puede ser una preocupación.



Una característica clave de los sistemas de aminas es la gran cantidad de calor requerida para regenerar el solvente. Este calor se extrae típicamente del ciclo de vapor y reduce significativamente la eficiencia neta de la planta de energía. También se necesita una energía eléctrica considerable para comprimir el CO<sub>2</sub> capturado para el transporte de tuberías a un sitio de almacenamiento. Como se mencionó anteriormente, la penalización energética total de este proceso tiene un gran impacto en el rendimiento del sistema así como también en el costo (U.S. Department of Energy 2010a; Finkenrath 2011).

Desde una perspectiva de múltiples contaminantes, también hay interacciones importantes entre el sistema de captura de CO<sub>2</sub> y el control de otros contaminantes del aire, especialmente las emisiones de SO<sub>2</sub> y NO<sub>x</sub>. Los gases ácidos como SO<sub>2</sub> y NO<sub>2</sub> reaccionan con MEA para formar sales estables al calor que reducen la capacidad de absorción de CO<sub>2</sub> del solvente. Por lo tanto, son deseables concentraciones muy bajas de estos gases (del orden de 10 ppm<sup>12</sup>) para evitar una pérdida excesiva de disolvente (costoso). El problema es especialmente agudo para SO<sub>2</sub> porque su concentración en gases de combustión es típicamente de 700 a 2500 ppm en plantas a carbón. El NO<sub>x</sub> es un problema menor porque la mayor parte del NO<sub>x</sub> es óxido nítrico (NO), mientras que solo el NO<sub>2</sub> (típicamente alrededor del 5% del NO<sub>x</sub> total) es reactivo.

Existe una considerable experiencia industrial con MEA y la mayoría de los sistemas actualmente usan una solución acuosa con solo 15-25% en peso de MEA, principalmente debido a problemas de corrosión (Russell et al. 2004). Se pueden agregar inhibidores de corrosión a la solución de MEA, y esto da como resultado un aumento en la fuerza de la solución. En un proceso comercial, la concentración de MEA de hasta 30% en peso se ha empleado con éxito para eliminar del gas de alimentación el 80% - 90% del dióxido de carbono (Mariz 1998). El proceso se ha usado para tratar gases de combustión, sin embargo, se requiere un poco de enfriamiento y compresión del gas para operar el sistema.

La composición del solvente es patentada, por lo que los costos de regalías pueden ser significativos. Otro proceso comercial, que usa un 20% de MEA con inhibidores, también se ofrece para el tratamiento de gases de combustión (Barchas and Davis 1992).

Para los sistemas absorbentes de MEA actuales, las tasas de absorción y desorción son razonablemente altas. Sin embargo, el relleno de la columna representa un costo significativo, y su consumo de energía también es importante para el tratamiento de gases de combustión. Además, la temperatura de arrastre no debe ser demasiado alta. De lo contrario, puede tener lugar la dimerización del carbamato, deteriorando la capacidad de desorción de MEA.

Las aminas secundarias tienen ventaja sobre las aminas primarias; su calor de reacción con el dióxido de carbono es menor, 360 cal/g (650 BTU/lb) versus 455 cal/g (820 BTU/lb). Esto significa que las aminas secundarias requieren menos calor en el paso de regeneración que las aminas primarias.

---

<sup>12</sup> Ppm: partes por millón

Desde el punto de vista del consumo de energía, esta es una consideración importante cuando el objetivo principal es el aislamiento del dióxido de carbono del gas de combustión. Las aminas terciarias reaccionan más lentamente con el dióxido de carbono que las aminas primarias y secundarias, por lo que requieren una mayor velocidad de circulación del líquido para eliminar el dióxido de carbono en comparación con las aminas primarias y secundarias. Una ventaja principal de la amina terciaria es su menor requerimiento de calor para la liberación de dióxido de carbono del disolvente que contiene dióxido de carbono. La Tabla 2.1 muestra las propiedades físicas de los productos químicos que tratan el gas.

Tabla 2.1 Propiedades físicas de la fórmula química de tratamiento de gases, elaboración propia con base en (Kohl and Nielsen 1997; Russell et al. 2004).

Amina	Monoetanolamina (MEA)	Dietanolamina (DEA)	Trietanolamina (TEA)	Diglycol®- amina	Diisopropanol- amina	Selexol®
Formula	HOC <sub>2</sub> H <sub>4</sub> NH <sub>2</sub>	(HOC <sub>2</sub> H <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> NH	(HOC <sub>2</sub> H <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> N	H(OC <sub>2</sub> H <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> NH <sub>2</sub>	(HOC <sub>3</sub> H <sub>6</sub> ) <sub>2</sub> NH	Polyethylene glycol derivative
<b>Peso molecular</b>	61.08	105.14	148.19	105.14	133.19	280
<b>Punto de ebullición a 760 mm Hg, °F</b>	338.9	516.2*	680*	430	479.7	518
<b>Punto de congelación, °F</b>	50.9	82.4	72.3	9.5	107.6	-20
<b>Constantes críticas</b>						
<b>Presión, psia</b>	868	474.7	355	547.11	546.8	-
<b>Temperatura,     °F</b>	662	827.8	957.7	756.6	750.6	-
<b>Densidad @ 20 ° C, gm / cc.</b>	1.018	1.095	1.124	1.058@60°F	0.999@30°C	1.031@77°F
<b>Peso, lb / gal</b>	8.48@60°F	9.09@60°F	9.37@60°F	8.82@60°F		8.60@60°F
<b>Gravedad específica 20 ° C / 20 ° C</b>	1.0179	1.0919 (30/20°C)	1.1258	1.0572	0.989@45°C/20°C	-
<b>Calor específico a 60 ° F, Btu / lb / ° F</b>	0.608@68°F	0.600	0.70	0.571F	0.69@30°C	0.49@41°F
<b>Conductividad térmica</b>						
<b>Btu/[(hr • sq     ft • °F)/ft] @     68°F</b>	0.148	0.127	-	0.121	-	0.11-77°F
<b>Viscosidad, cp</b>	24.1@68°F	350@68°F**	1013@68°F***	40@60°F	870@86°F	5.8@77°F
* se descompone						
** Solución al 90% en peso						
***Solución al 95% en peso						

### 2.4.1 Presión de operación

(Davis & Rochelle, 2009) comparó diferentes soluciones de MEA en peso a diferentes presiones de operación (ver Figura 2.4 de) 30% en peso de MEA con una carga de 0.4 moles CO<sub>2</sub> por mol de MEA a una temperatura de 135 °C. Las dos curvas inferiores representan una solución similar mantenida a 120 °C y 100 °C. A partir de estos datos, se puede concluir que la constante de velocidad dependiente de la temperatura tiene una energía de activación de 29 kcal/mol que corresponde aproximadamente a cuadruplicar la velocidad de degradación cada 17 °C o aproximadamente cada vez que se duplica la presión del separador".

(Warudkar et al. 2013) indica que: a medida que aumenta la presión del separador, se reduce el requisito de energía (energía para regeneración de amina). Debido a un aumento en la presión del separador, también hay una reducción en el volumen del vapor de extracción (vapor del reboiler) y el CO<sub>2</sub> que fluye dentro de la columna. Estos dos factores se combinan para reducir la tasa de flujo de vapor total en la columna del separador, lo que reduce el tamaño del extractor. Reducir el tamaño del separador da como resultado una reducción en el costo de inversión del sistema de captura de CO<sub>2</sub>, lo que resultaría en una reducción teórica en el CNE. Desde el punto de vista de la termodinámica, la operación del proceso de regeneración a una presión más alta podría ayudar a minimizar la energía del reboiler; una presión más alta a través del separador (presión de fase líquida) ayudaría a reducir la demanda eléctrica al comprimir el CO<sub>2</sub> (fase de gas) al reducir el  $\Delta P$ . Sin embargo, esto aumentará los costos operativos para el uso de amina. Este estudio busca definir un punto de referencia para México, debido a que estos resultados serían la representación más realista posible para su construcción.

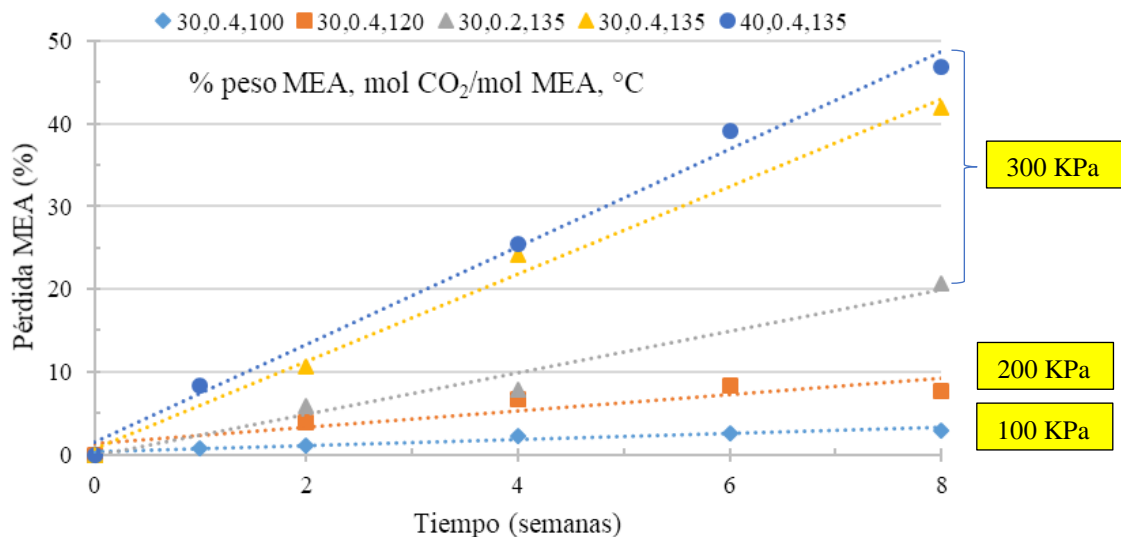


Figura 2.4 Pérdida de MEA a lo largo del tiempo en función de la concentración de MEA, la carga de CO<sub>2</sub> y la temperatura, elaboración propia de acuerdo con (Davis and Rochelle 2009).

Incrementar la presión de operación es una alternativa que se debe estudiar con mayor profundidad, debido a que se debe encontrar el intervalo que ofrezca un bajo CNE al mismo

tiempo que se reduce el costo de inversión por incremento de presión de operación, aunque este resulte en un costo adicional por uso de MEA.

## *2.5 Degradación del solvente MEA.*

Un problema importante con la técnica de absorción de MEA en su forma actual es la degradación de la amina a lo largo del tiempo. Se sabe que los subproductos de la degradación de los MEA disminuyen la eficacia de la captura de CO<sub>2</sub> y también han estado implicados en la corrosión de la maquinaria. Para compensar esta degradación, las instalaciones actuales incluyen la destilación de la amina para eliminar los subproductos mientras se agrega continuamente amina fresca o de repuesto al sistema. Desafortunadamente, esto lleva a un aumento en los costos de eliminación de materiales y desechos. Además, los procesos de degradación han forzado el uso de concentraciones más bajas de MEA (<20%) que conducen a un mayor tamaño total del equipo, una mayor velocidad de circulación del solvente y, por lo tanto, mayores requerimientos de energía para la regeneración de CO<sub>2</sub> de la amina rica. Este aumento en el requerimiento de energía es especialmente significativo ya que aumenta la carga parásita en la planta de energía lo que lleva a un mayor consumo de combustible, mayores costos de mantenimiento e (irónicamente) aumento de la producción de CO<sub>2</sub> en relación con la potencia de salida de la planta (Strazisar et al. 2001).

La degradación de la alcanolamina es un problema importante en los procesos de absorción química porque causa problemas económicos, operativos y ambientales. En cuanto a un absorbente comúnmente usado, por ejemplo, MEA, la degradación causaría el reemplazo de ~ 2.2 kg de MEA para capturar una tonelada de CO<sub>2</sub>, lo que llevaría a un aumento en el costo de operación (Arnold et al. 1982). La degradación generalmente se puede clasificar en tres tipos: degradación térmica, polimerización del carbamato y degradación oxidativa (Goff and Rochelle 2006). La degradación térmica requiere la operación a altas temperaturas, generalmente por encima de 200 °C., a continuación, se abordará más a detalle:

### *2.5.1 Degradación térmica de la MEA*

La regeneración de aminas en el sistema de absorción y separación depende en gran medida de la temperatura de extracción. La degradación térmica limita la temperatura de arrastre para una regeneración completa de los absorbentes y, por lo tanto, reduce la eficiencia de absorción de CO<sub>2</sub> en el depurador. Esto aumenta el costo de capital del lavado de CO<sub>2</sub>. Además, aproximadamente el 60% del consumo de energía en el proceso de CCS proviene de la regeneración del solvente. La degradación térmica de la amina se ha convertido en un obstáculo para reducir el requerimiento de energía en el proceso de regeneración. Por un lado, debido a la degradación térmica, la concentración de alcanolamina está limitada por debajo del 40% en peso para evitar la corrosión severa hacia los recipientes (Sumida et al. 2012). Esta limitación de concentración induce un gran requerimiento de energía para calentar el gran volumen de agua durante el proceso de regeneración de aminas. Dado que el agua tiene una capacidad calorífica relativamente alta (4.18 J K<sup>-1</sup>g<sup>-1</sup>), la energía consumida para calentar el agua se ha convertido en la mayor parte del costo de la energía de regeneración (Sumida et al. 2012). Por otro lado, la mejora de la temperatura de regeneración podría generar una mayor presión en el separador.

Esto podría reducir la energía requerida para la subsiguiente compresión de CO<sub>2</sub>. Sin embargo, el límite de temperatura de regeneración para MEA se establece por su tasa de degradación térmica (S. Manning and E. Thompson 1991). Esta limitación no permite que el proceso MEA aproveche el ahorro de energía de la compresión térmica (Huang 2015).

### 2.5.2 Polimerización de carbamato

La polimerización de carbamato<sup>13</sup> es el mecanismo más común de degradación de aminas. Ocurre en presencia de CO<sub>2</sub> y alta temperatura (Goff and Rochelle 2006). La tasa de degradación es una función fuerte de la presión y temperatura parciales de CO<sub>2</sub> (Oyenekan and Rochelle 2006; Yu et al. 2012). La polimerización de carbamato se inicia mediante la formación de una oxazolidona. Esto se forma como un anillo de cinco miembros por la reacción interna de un alcohol y un carbamato. La amina precursora luego reacciona con la oxazolidona para producir una etilendiamina sustituida. El paso final en la degradación es la condensación de la etilendiamina sustituida a una piperazina sustituida. Las aminas estéricamente<sup>14</sup> impedidas y las aminas terciarias no tienen una fuerte tendencia a formar carbamatos y no están sujetas a esta forma de degradación.

La degradación por polimerización del carbamato es insignificante a temperaturas inferiores a 100 °C y, por lo tanto, será importante solo alrededor del separador y el sumidero del rehervidor. Dado que, las reacciones de degradación se favorecen a altas cargas de CO<sub>2</sub>, la degradación es más probable en el extremo rico del separador. Además, la velocidad de polimerización tiene una alta dependencia de la concentración de amina y, por lo tanto, los disolventes que usan una menor concentración de amina tendrán una menor tasa de degradación. La polimerización de carbamato ha sido estudiada por varios autores (Engineering and Canada 1987; Yode et al. 1996) . Sin embargo, no hay mucha literatura sobre la cinética de la reacción de polimerización del carbamato.

### 2.5.3 Degradación oxidativa

La degradación oxidativa ocurre debido a la presencia de oxígeno en el gas de combustión. No se requiere dióxido de carbono ni alta temperatura para que ocurra la degradación oxidativa. Los productos de la degradación oxidativa incluyen varios aldehídos, ácidos orgánicos tales como acetato, formiato, glicolato, acetato y aminas de oxalato, NH<sub>3</sub> y nitrosoaminas (IEA Greenhouse Gas R&D Programme (IEAGHG) 2012a). Estos productos pueden tener impactos ambientales significativos si se liberan al medio ambiente. Las nitroaminas son conocidas por ser carcinógenas. La degradación oxidativa también da como resultado la formación de sales termoestables y la pérdida de disolvente. El solvente degradado debe ser reemplazado con repuesto y esto puede representar un costo significativo

---

<sup>13</sup> Los carbamatos son compuestos orgánicos derivados del ácido carbámico (NH<sub>2</sub>COOH). Tanto los carbamatos como los ésteres de carbamato y los ácidos carbámicos son grupos funcionales que se encuentran interrelacionados estructuralmente y pueden ser interconvertidos químicamente.

<sup>14</sup> E s un efecto descrito por la química orgánica causado por la influencia del volumen de un grupo funcional de una molécula en el curso de una reacción química, en la conformación o en las interacciones intermoleculares de una molécula.

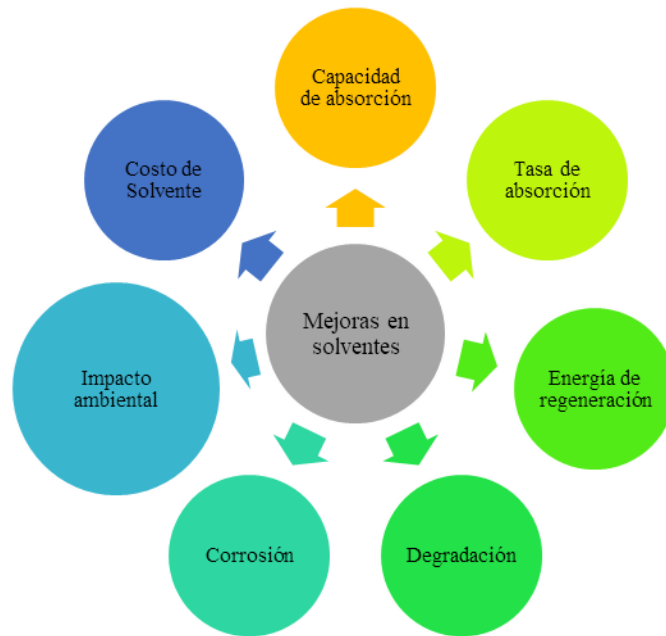
en el proceso. Además, las reacciones de degradación pueden incrementar significativamente la corrosividad de la columna y sus partes internas (Veawab and Aroonwilas 2002; Fytianos et al. 2016). En aplicaciones industriales, es probable que Fe y Cu sean catalizadores que promuevan la degradación de la amina. Es muy probable que la degradación oxidativa ocurra en tiempos cortos y baja temperatura con el contacto en el absorbedor y en tiempos más largos y temperaturas altas en el separador (Goff and Rochelle 2006). Varios autores han estudiado la degradación oxidativa de MEA (Supap et al. 2001; Chi and Rochelle 2002; Bello and Idem 2006). Un estudio en la Universidad de Texas ha identificado que la degradación oxidativa del MEA en condiciones industriales está controlada por la transferencia de masa de O<sub>2</sub> y que la tasa de degradación probablemente sea de 0.29-0.73 kg MEA/m ton de CO<sub>2</sub> (Goff and Rochelle 2004). Para reducir el oxígeno disuelto en el absorbente, se han propuesto cuatro métodos que incluyen la adición de eliminador de O<sub>2</sub>,<sup>15</sup>, inhibidor de la reacción, agentes quelantes y sales estables fuertes. Se han sugerido tres aditivos, inhibidor A (un compuesto inorgánico), Na<sub>2</sub>SO<sub>3</sub> y formaldehído (Goff and Rochelle 2006).

### *2.6 Mejoras en la absorción de solventes con aminas.*

Con respecto al desarrollo de solventes, se han desarrollado diferentes solventes a base de aminas, tales como precipitar el proceso de 2-Amino-2-metil-1-propanol (AMP) + disolvente de carbonato; activadores tales como piperazina y trietilentetramina han sido utilizados para mejorar la tasa de absorción de solventes existentes tales como monoetanolamina, 2-amino-2-metil-1-propanol, dietanolamina, etc. El objetivo de estos disolventes recientemente desarrollados es mejorar la tasa de absorción de CO<sub>2</sub>, capacidad de absorción y calor de regeneración. También es importante enfocarse en desarrollar datos fundamentales tales como: equilibrio líquido-vapor, constante de velocidad de absorción, entalpía de absorción y capacidad calorífica para solventes recientemente desarrollados en condiciones reales de proceso y especialmente en las condiciones del separador (~ 120 ° C y ~ 1.5 Bara) (ver Figura 2.5).

---

<sup>15</sup> Ayudan a inhibir de manera efectiva la degradación oxidativa.



*Figura 2.5. Factores importantes a tener en cuenta al desarrollar un disolvente para el proceso de absorción de CO<sub>2</sub>, elaboración propia a partir de (IEAGHG 2014a).*

Con respecto a las mejoras del proceso, se han propuesto diversas modificaciones de procesos en la literatura tales como: proceso de flujo dividido, destilación de bombas de calor con un proceso de flujo dividido, inter enfriamiento en absorbedor, matriz de separación, separación de etapas (también llamados platos) múltiples, recompresión de vapor agotado, etc.(IEAGHG 2014b). Actualmente la evaluación de estas mejoras de proceso se centra principalmente en los requisitos de energía para la planta de captura de CO<sub>2</sub> y para el disolvente a base de aminas convencional (monoetanolamina). Sin embargo, también es importante centrarse en la evaluación de estas mejoras del proceso sobre la base de la economía del proceso, así como para solventes mejorados. Actualmente, IEAGHG<sup>16</sup> está estudiando estas diferentes modificaciones de procesos sobre la base técnica y económica de la planta de energía a base de carbón y gas natural. Además, en el estado actual de la operación de la central eléctrica, también es importante evaluar estas mejoras del proceso sobre la base de la dinámica de la planta y el control del proceso durante las condiciones de carga completa y parcial. IEAGHG ha emprendido un proyecto sobre el desarrollo de estrategias de control de procesos para diferentes condiciones operativas para los procesos de captura posterior a la combustión en la planta de energía a base de carbón y gas natural.

El impacto ambiental del proceso de absorción de CO<sub>2</sub> a base de aminas es un área importante para comprender mejor. Para evitar emisiones de aminas a la atmósfera, es importante primero comprender las diferentes velocidades de degradación del disolvente a base de aminas en condiciones de proceso reales. Además, también es importante desarrollar tecnologías de monitorización de emisiones adecuadas, como la espectroscopia de infrarrojos

<sup>16</sup> IEAGHG: La Agencia de Energía Internacional de gases de efecto invernadero por su acrónimo en inglés es un programa internacional de investigación colaborativa que evalúa tecnologías que pueden reducir las emisiones de gases de efecto invernadero del uso de combustibles fósiles,



por transformada de Fourier (FTIR). Los aerosoles pueden estar presentes en el gas tratado que sale del absorbedor, lo que puede reducirse al tener condiciones operativas adecuadas en la planta, como el control de la temperatura del agua de lavado para minimizar las emisiones de aerosoles. Se necesita realizar una evaluación adicional de los filtros de gases de combustión y su efectividad para evitar emisiones de aerosoles. Además, otras opciones como un lavado ácido en la parte superior del absorbente, mantener un pH líquido de lavado de ácido adecuado y concentración de sal también pueden ser un método eficaz para reducir la emisión de otros componentes alcalinos (por ejemplo, MEA, productos de degradación, etc.). La tecnología de reducción de emisiones demostrada a escala de planta piloto es tener una cama de adsorción por encima del absorbedor, que no requerirá una corriente de líquido adicional; no se genera flujo de residuos y tendrá muy poca caída de presión. Esta tecnología de lecho de adsorción ha sido probada con éxito en la planta de RWE Pilot plant Niederaussem, Alemania (RWE 2009; Stoffregen et al. 2011). Un estudio reciente de IEAGHG sobre "Evaluación de la eliminación de lodos recuperadores de la captura de CO<sub>2</sub> posterior a la combustión (IEAGHG 2014c)" examinó diferentes tecnologías de recuperación, tales como; recuperación térmica, intercambio iónico y electrodiálisis para disolventes convencionales en función de su rendimiento técnico y económico. Además, se evaluaron diferentes opciones de eliminación de residuos de recuperadores, como el vertido de residuos, el co-encendido en una caldera, el uso en un horno de cemento y el tratamiento de aguas residuales.

El requerimiento de energía en la sección de separación es la penalización de energía principal en el proceso de captura. El proceso de absorción puede ser en una columna de etapas o empaquetada. Sin embargo, la columna empaquetada se considera la opción preferida para la captura de CO<sub>2</sub>. Las columnas de etapas se utilizan ampliamente en diversas industrias químicas y tecnologías de separación de gases (absorción y desorción). Con referencia a las torres de etapas, el menor tiempo de residencia y la menor temperatura del fondo proporcionan una ventaja para la separación de mezclas sensibles al calor en columnas compactas (Hanley and Chen 2012). El uso del material de empaque en el proceso de absorción de gas puede ser un empaque aleatorio o un empaque estructurado. Hay varios tipos de empaque disponibles en la herramienta de simulación de proceso Aspen Plus. Tanto el empaque aleatorio como el estructurado se consideran en los estudios de simulación (Arachchige and Melaaen 2012).

## *2.7 Columna con bandejas*

Los absorbedores y separadores son principalmente torres en etapas (columnas de placas) y columnas empaquetadas, y con menor frecuencia torres de aspersión, columnas de burbujas y contactores centrífugos, todo lo que se muestra en la Figura 2.6. Una torre con bandejas es un recipiente a presión cilíndrico vertical en el que el vapor y el líquido, que fluyen en contracorriente, entran en contacto con bandejas o placas que proporcionan un contacto íntimo de líquido con vapor para promover la transferencia rápida de masa. Un ejemplo de una bandeja se muestra en la Figura 6.3. El líquido fluye a través de cada bandeja, sobre un vertedero de salida, y hacia un tubo de bajada, que lleva el líquido por gravedad a la bandeja

de abajo. El gas fluye hacia arriba a través de las aberturas en cada bandeja, burbujando a través del líquido en la bandeja.

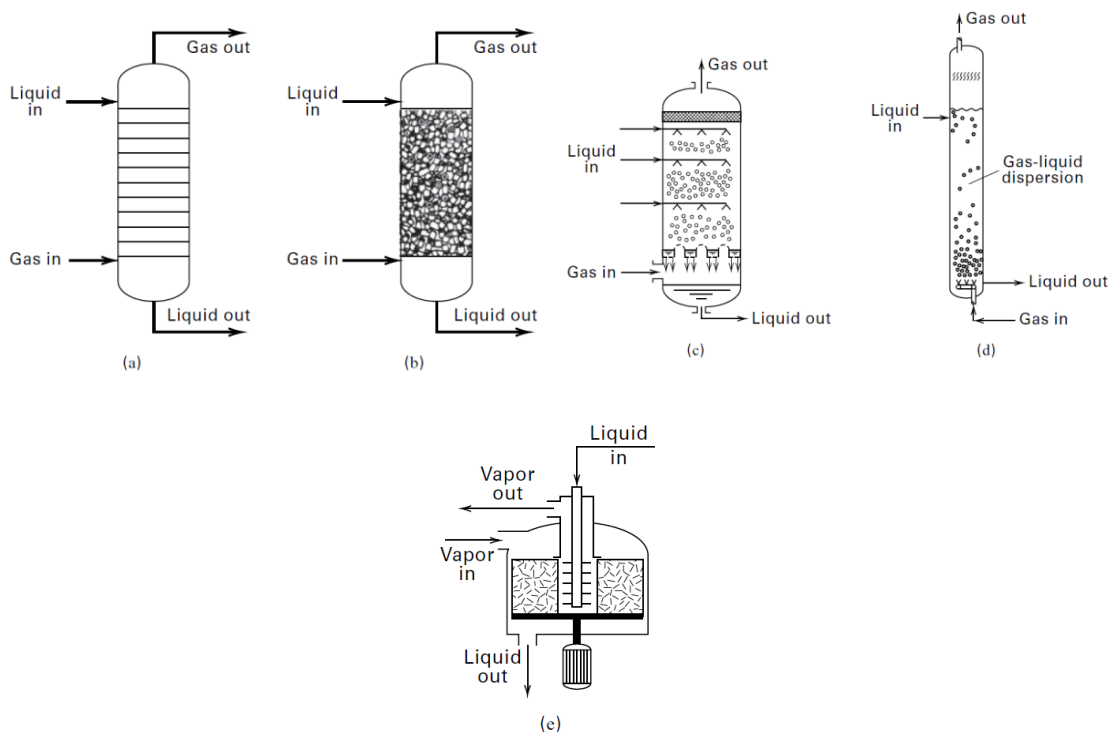


Figura 2.6. Equipo industrial para absorción y extracción: (a) torre en etapas; (b) columna empacada; (c) torre de aspersión; (d) columna de burbujas, tomado de (Seader et al. 2006)

### 2.7.1 Columna en Etapas contra Empacada.

La elección entre etapas y empaque es algo arbitraria porque, por lo general, se puede diseñar para hacer un trabajo adecuado, y la economía general rara vez es decididamente a favor de una u otra. En este momento, las columnas de etapas con plato perforado (sieve plate) son probablemente las más populares tanto para absorbentes como para separadores en grandes plantas convencionales de aminas comerciales; mientras que las columnas empacadas a menudo se utilizan en renovaciones para aumentar la capacidad o la eficiencia y para aplicaciones especiales.

Las columnas en etapas son particularmente aplicables para columnas de alta presión, donde la caída de presión no es una consideración importante y las especificaciones de pureza de gas pueden alcanzarse fácilmente con aproximadamente 20 etapas. El empaque a menudo se especifica para las columnas de eliminación de CO<sub>2</sub>, donde se desea un alto grado de eliminación de CO<sub>2</sub> y la baja eficiencia de las bandejas puede dar lugar a columnas objetablemente altas. El empaque también se prefiere para columnas donde la caída de presión y la posible formación de espuma son consideraciones importantes. El empaque no se debe usar en absorbentes que tratan gases insaturados que pueden polimerizar fácilmente (propadieno, butadieno, butileno, etc.) ya que la formación de goma puede provocar el taponamiento del empaque. Además, el empaque no se debe utilizar en el tratamiento de

gases que contienen  $H_2S$  que están contaminados con oxígeno debido a la posibilidad de obstrucción con azufre elemental.

### 2.7.2 *Materiales de empaque.*

La sección de empaque en el proceso de absorción juega un papel importante al proporcionar superficie para que las fases de gas y líquido entren en contacto. Principalmente, dos tipos diferentes de materiales de empaque están disponibles para la absorción de gases; Empaquetado aleatorio (anillo Pall, IMTP, anillos Raschig) y empaquetado estructurado (Flexipac, Mellapak, Gempak, BX) (Wang et al. 2005). El coeficiente total de transferencia de masa es alto en el empaque estructurado en comparación con el empaque aleatorio (Wang et al. 2012). Esto se debe a una gran área de contacto mediante un empaque estructurado para la distribución del flujo en el contacto gas-líquido. Aunque las bandejas con tapa de burbujas y los anillos Raschig se usaban comúnmente en los absorbedores de plantas de amina y los separadores, las plantas modernas suelen diseñarse para usar bandejas más efectivas (por ejemplo, tamices o válvulas) y formas mejoradas de empaquetamiento (por ejemplo, anillos Pall o diseños patentados de rendimiento). El empaque estructurado de muy alto rendimiento rara vez se usa para grandes plantas comerciales de tratamiento de gas debido a su alto costo y sensibilidad al taponamiento por partículas pequeñas suspendidas en la solución (Kohl and Nielsen 1997). La Figura 2.7 muestra los ejemplos de empaque aleatorio y estructurado.



*Figura 2.7. Empaque aleatorio (izquierda) y empaque estructurado (derecha), de acuerdo a (Kohl and Nielsen 1997; Arachchige and Melaaen 2012)*

Según (Arachchige and Melaaen 2012), el empaque BX demuestra tener una capacidad de empaque más alta que otros. La carga rica de  $CO_2$  va disminuyendo de un embalaje estructurado a un embalaje aleatorio. En la Tabla 2.2 se muestra una comparativa de la demanda del reboiler para cada tipo de empaque, obteniendo que cuando la carga rica aumenta y el caudal de solvente requerido disminuye, se reduce el requisito de servicio del reboiler. Para estos resultados, la altura y el diámetro del empaque se mantuvieron constantes para que cada simulación comprenda el efecto del tipo de empaque.

Tabla 2.2. Comparación de la demanda del reboiler para diferentes materiales de empaque para la captura de gases de combustión, elaborado a partir de (Arachchige and Melaaen 2012)

Tipo de empaque	Tamaño (mm o #)	Demanda del Reboiler (kJ/kg CO <sub>2</sub> )	Flujo del solvente (t/h)	Carga rica CO <sub>2</sub> (mol CO <sub>2</sub> /mol MEA)
<b>Empaque aleatorio</b>				
Pall rings	16	3620	8103	0.466
Pall rings	25	3809	8535	0.456
Pall rings	38	4369	9850	0.431
IMTP	25	3757	8415	0.458
Raschig rings	25	3881	8700	0.452
<b>Empaque estructurado</b>				
Flexipac	1Y	3488	7800	0.473
Flexipac	250Y	3561	7966	0.469
Mellapak	250Y	3566	7976	0.469
Mellapak	350Y	3508	7846	0.472
BX	-	3481	7786	0.474
Gempak	2A	3592	8035	0.467

## 2.8 Intercambiadores de calor

Los intercambiadores de calor de carcasa y tubo son los intercambiadores de calor más utilizados y son la opción estándar en las grandes plantas químicas. El flujo a contracorriente ideal a menudo se asume en los cálculos del intercambiador de calor. Esta es una suposición optimista, y el uso de un factor de corrección estimado para tener en cuenta el flujo no ideal (factor F) es tradicional (Smith et al. 2005). Otra forma de tratar esto es combinar el supuesto del flujo en contracorriente ideal con un número conservador de transferencia de calor.

Un simple intercambiador de calor de carcasa y tubo puede experimentar problemas mecánicos debido a la expansión térmica de los tubos. Los problemas aparecen típicamente en la soldadura entre los tubos y la placa final. Los intercambios de calor en tubo en U son populares porque evitan este problema, pero no logran un flujo en contracorriente. Otro tipo de intercambiador de calor más costoso es el tipo de cabezal flotante que hace posible la expansión del tubo evitando la soldadura entre los tubos y la placa terminal en un extremo.

El uso de intercambiadores de placas es la opción más común para el intercambiador de calor entre amina rica y pobre en una planta de eliminación de CO<sub>2</sub>. Esto se debe a los mayores números de transferencia de calor que resultan en unidades más compactas y menor costo. Los problemas con las incrustaciones y la limpieza de los intercambiadores de placas son desafíos importantes. Control de sólidos mejorado, p. con mejores filtros, es necesario cuando se usan intercambiadores de placas. Para hacer un cálculo del costo de un intercambiador de calor, es natural usar el área del intercambiador de calor como factor de dimensionamiento. Los deberes de transferencia de calor (efectos) y las diferencias de temperatura se calculan primero, p. de un programa de simulación de procesos. Luego, se

pueden estimar los números generales de transferencia de calor (valores U) antes de calcular las áreas de transferencia de calor.

## *2.9 Compresión de CO<sub>2</sub>.*

El gas de CO<sub>2</sub> que se libera del separador debe secarse y comprimirse antes de ser enviado para su almacenamiento. El secado es un paso importante ya que la presencia de humedad en la corriente puede causar corrosión en las tuberías utilizadas para el transporte de CO<sub>2</sub>. Típicamente, se usa un compresor alternativo de 4 etapas con enfriamiento entre las etapas. El compresor se usa para comprimir el CO<sub>2</sub> a 90 atm, más allá del cual el CO<sub>2</sub> líquido supercrítico se puede bombear a la presión de descarga de 130 atm, este tema se bordamás a detalle en Inyección de CO<sub>2</sub>.

## *2.10 Software*

El desarrollo de cálculos de diseño de procesos a partir de literatura abierta y también de simuladores de procesos químicos por desarrolladores de ingeniería ha ayudado en el diseño de equipos y procesos. Las primeras herramientas de simulación por computadora solo podían usarse para una sola unidad operativa, y era difícil lograr la convergencia para un proceso complicado integrado con muchas unidades. Las herramientas de software de simulación actualizadas son confiables para completar una simulación de una planta de energía integrada con una planta de captura de CO<sub>2</sub>.

Varias herramientas de simulación de procesos<sup>17</sup>, como EBSILON®, GateCycle®, GT-PRO®, PROATES®, Steam Pro® (para la simulación de centrales eléctricas de ThermoFlow), Aspen Plus®, Aspen HYSYS®, CHEMASIM®, ProMax®, ProTreat® (para la simulación de captura de CO<sub>2</sub>), GT-PRO / Master®, IECM®, Steam Pro / Master® y ThermoFlex® (para la integración de procesos) y otro softwares elaborados en lenguajes de programación, han sido desarrollados para la simulación de captura de CO<sub>2</sub> y plantas de energía (Liang 2011). A pesar de que tales simuladores químicos ayudarían a los ingenieros a diseñar y simular el sistema de captura posterior a la combustión, la comprensión de los conceptos fundamentales y la validación del proceso es una necesidad para verificar si el diseño es aceptable.

Estos simuladores no solo son útiles para diseñar equipos de separación, sino que también proporcionan amplias bases de datos de propiedades físicas, con métodos para calcular las propiedades termodinámicas de las mezclas.

## *2.11 Sistema de potencia Súper crítico con CO<sub>2</sub> como fluido de trabajo.*

De acuerdo con (González-Salazar 2015) un tema que recientemente ha recibido una gran atención por parte de la industria y la comunidad científica es la captura de carbono in situ de las centrales eléctricas para satisfacer la demanda de CO<sub>2</sub> y energía para aplicaciones de EOR. De acuerdo a (IEAGHG 2014a), hay varios ciclos propuestos o bajo desarrollo proponen nuevos esquemas para apoyar la captura de CO<sub>2</sub>. Los esfuerzos más notables

---

<sup>17</sup> Los programas de simulación de procesos tienen rutinas para calcular los balances de materiales, los balances de energía y las condiciones de equilibrio en las unidades de procesos químicos y en los diagramas de flujo que contienen unidades de proceso.

incluyen la oxidación de alta presión de CO<sub>2</sub> del ciclo Allam desarrollado por Toshiba, NET Power, Shaw y Exelon (Allam Cycle), el ciclo TriGen de oxi-combustión de CO<sub>2</sub> diluido en agua desarrollado por Siemens, Maersk Oil y Clean Energy Systems (CES) y la captura de CO<sub>2</sub> de postcombustión a alta presión para turbinas de gas desarrolladas por GE y Sargas (Sargas Zero Emission Power). Se espera que el mercado mundial crezca para estas aplicaciones, en particular en áreas con pozos de producción maduros, como Medio Oriente y América del Sur (Kokal and Al-Kaabi 2010; Visiongain 2012).

De acuerdo con (Isles 2014) existen sistemas en desarrollo (Planta de demostración) que pretenden mejorar el diseño de la cámara de combustión y la estructura de la turbina, con el fin de resolver los problemas existentes en centrales de ciclo combinado con captura de CO<sub>2</sub>, tales como penalización energética y altos costos de implementación de sistemas de captura, haciendo económicamente difícil su justificación –dentro del marco mundial en centrales de generación eléctrica–.

En lugar de tratar de "arreglar" el carbón supercrítico, IGGC (ciclo combinado de gasificación integrada) o ciclo combinado de gas natural, los desarrolladores de este nuevo ciclo, diseñaron un sistema basado en fósiles desde cero, el cuál logra el resultado final deseado. El ciclo produce CO<sub>2</sub> listo y no hay emisiones a la atmósfera sin reducir la eficiencia de la planta o el aumento de los costos. Un alto costo de capital, combinado con la penalización de la eficiencia por la demanda de energía asociada a la implementación del proceso de captura de CO<sub>2</sub>, ha demostrado hasta ahora ser un gran obstáculo en el despliegue comercial de las centrales eléctricas con CCS. A continuación, se expondrán los ciclos antes mencionadas para su mejor entendimiento.

### *2.11.1 Ciclo Allam.*

Este ciclo está clasificado como un ciclo Brayton de baja relación de presión que utiliza CO<sub>2</sub> como fluido de trabajo a alta presión (Allam et al. 2003; Manso 2013). Explotando las propiedades termodinámicas especiales de dióxido de carbono como fluido de trabajo mediante la eliminación de las pérdidas de energía que los ciclos a base de vapor encuentran debido al calor de vaporización y condensación. Según los desarrolladores, el Ciclo Allam (el nombre de su inventor) elimina el ciclo Rankine de vapor del proceso y mejora el, ciclo Brayton más eficiente simple. El ciclo de Allam quema gas natural o gas de síntesis (derivados de un sistema de gasificación de carbón) con oxígeno puro (oxyfiring), en oposición a la quema de gas con el aire (ver Figura 2.8).

Después de una expansión del ciclo Brayton, que, a través de su turbina, el CO<sub>2</sub> se recircula de nuevo al principio del ciclo en un proceso altamente recuperativo. Eliminando los costosos componentes del ciclo de vapor (tuberías) y evita las ineficiencias de los ciclos tradicionales de Rankine. Este proceso genera una corriente relativamente pura de dióxido de carbono a alta presión y un poco de agua al tiempo que reduce significativamente o eliminar otros contaminantes como NO<sub>x</sub>. A muy altas presiones, el CO<sub>2</sub> exhibe una salida de mayor densidad de energía y trabajo, lo que permite al ciclo alcanzar altas eficiencias.

El fluido de trabajo se expande a través de una turbina que tiene una presión de entrada en el rango de 200 bar a 400 bar y una relación de presión entre 6 y 12. Se enfría luego a través de un intercambiador de calor para que posteriormente, sea separada H<sub>2</sub>O de él, creando una corriente de CO<sub>2</sub>. El flujo de CO<sub>2</sub> se presuriza y una parte importante de este flujo se alimenta de nuevo a la cámara de combustión para nuevamente comenzar el ciclo.

Este novedoso ciclo separa casi todo el CO<sub>2</sub> de los demás productos de la combustión, produciendo un subproducto de CO<sub>2</sub>-en condiciones de calidad y presión de la tubería ideales para su secuestro-. La necesidad de un sistema de captura de CO<sub>2</sub> separado, es así eliminada. Por tanto, no hay penalidad en la eficacia por la adición de un proceso de captura, que por lo general puede resultar en una pérdida de alrededor del 10 por ciento en eficiencia eléctrica general.

Un factor importante en el logro de alta eficiencia del ciclo es utilizar una alta temperatura de entrada a la turbina. Esta temperatura, sin embargo, está limitada por la máxima temperatura permisible de escape de la turbina que desemboca directamente en el intercambiador de calor. La temperatura de funcionamiento en el extremo caliente del intercambiador de calor se encuentra en un rango de 700-750 °C. Esto conduce a una restricción típica de temperatura de entrada de la turbina, en el rango de 1100 a 1200 °C.

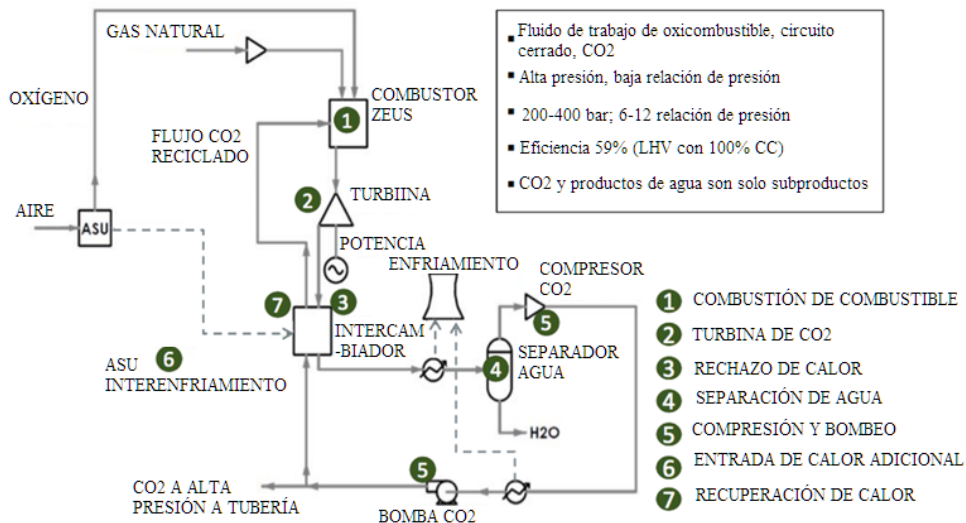


Figura 2.8 Diagrama de ciclo Allam: el sistema de gas natural NET Power (IEAGHG 2014a).

Desde 2012, Toshiba ha desarrollado una nueva turbina y la cámara de combustión para el nuevo ciclo de alimentación de CO<sub>2</sub> junto con NET Power, CB&I, Exelon Corporation, and 8 Rivers Capital. Las cinco compañías han completado importantes acuerdos para construir una planta de demostración de 25 MW de electricidad bruta (50MWt) en Texas (Temistokle 2014). A través de la finalización exitosa de las pruebas de operación, la planta de demostración tiene la intención de proporcionar la base para la construcción de la primera planta comercial a gran escala de 295MWe.

Adicionalmente existen otros ciclos de oxidación que usan  $\text{CO}_2$  como fluido de trabajo, los cuales son MATIANT (Mathieu and Nihart 1999), Coolenerg (Staicovici 2002), COOPERATE (Yantovski et al. 1995), aunque estos no han tenido tanto éxito como el ciclo Allam.

### 2.11.2 Ciclo de sistemas de energía limpia (CES).

El ciclo Clean Energy Systems (CES) se han desarrollado a la escala más grande (Gou et al. 2006). El ciclo CES o también conocido como CES Water Cycle se desarrolló utilizando la adaptación de la cámara de combustión de un motor cohete para proporcionar el principal generador de gas para el ciclo de oxidación. El fluido de trabajo típico generado por el combustor es aproximadamente 80% de  $\text{H}_2\text{O}$  y 20% de  $\text{CO}_2$ . La temperatura inicial del combustor (es decir, la primera cámara) se mantiene entre 1650 y 1750°C; y la presión de operación generalmente está en el rango de 50 a 100 bar. La temperatura se modera en la cámara de enfriamiento corriente abajo del combustor/generador de gas por inyección de agua o vapor para igualar la temperatura de entrada operativa de la turbina de vapor de alta presión (AP) (normalmente entre 500-610 °C para la turbina de vapor de generación actual, y hasta 760 °C para turbina de vapor de generación futura). La relación de presión de la turbina de vapor de AP de generación actual es de aproximadamente 5. El fluido de trabajo se recalienta en un combustor externo para proporcionar un fluido de trabajo con una Temperatura de Entrada de Turbina (TET) que coincida con las capacidades de la turbina de gas de presión intermedia (PI) o la turbina de oxidación. La TET típica podría estar en el rango de 700 a 1750 °C dependiendo de la temperatura de entrada de la turbina de operación de la turbina de gas modificada que se utilizará. El calor del escape de la turbina de gas se recupera a través de HRSG y el vapor generado por el HRSG se envía a la turbina de vapor de baja presión (BP); o el escape de la turbina de oxidación podría usarse como fluido de trabajo para la turbina de vapor BP (si la temperatura coincide con la temperatura de funcionamiento de la turbina de vapor disponible).

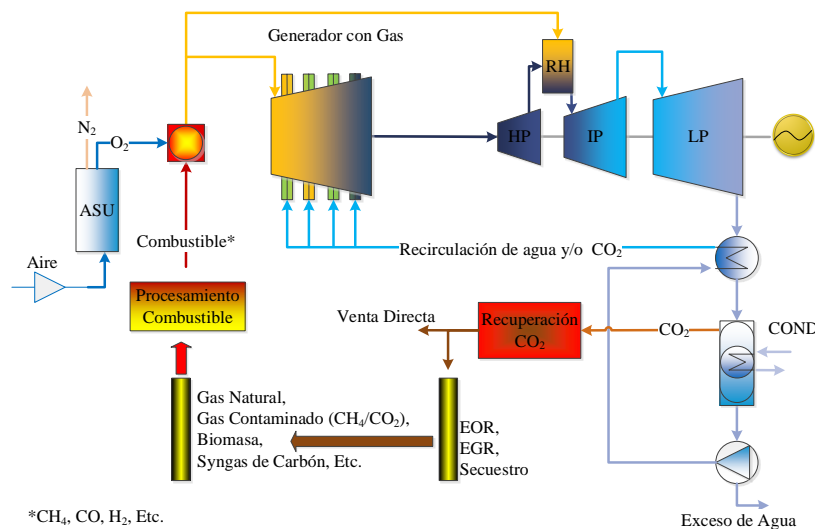


Figura 2.9 Ciclo CES, elaborado a partir de (IEAGHG 2014a).



### 2.11.3 Proceso Sargas

Sargas AS, una empresa noruega que ha desarrollado tecnología para separar CO<sub>2</sub> y NO<sub>x</sub> del gas de combustión de la central eléctrica (Eborn et al. 2006). El proceso de Sargas es un sistema de ciclo combinado que consiste en una turbina de gas con una cámara de combustión presurizada externa en combinación con un ciclo de vapor convencional. Esta parte del proceso es una versión modificada de las plantas de energía de ciclo combinado de lecho fluidizado presurizado. La eliminación del CO<sub>2</sub> tiene lugar a alta presión después de la cámara de combustión. Esto minimiza el volumen de gases de combustión a purificar en relación con la cantidad de energía producida, proporcionando una captura casi total de CO<sub>2</sub> (más del 95%) y una reducción sustancial de NO<sub>x</sub> (5 ppm).

El diagrama de flujo del proceso de Sargas se puede ver en la Figura 2.10. El aire del compresor de la turbina de gas y el gas natural se combustionan en la caldera presurizada y la alta concentración de CO<sub>2</sub> da como resultado una presión parcial alta de CO<sub>2</sub>, lo que aumenta la eficiencia del proceso de separación de CO<sub>2</sub> en comparación con el NGCC convencional.

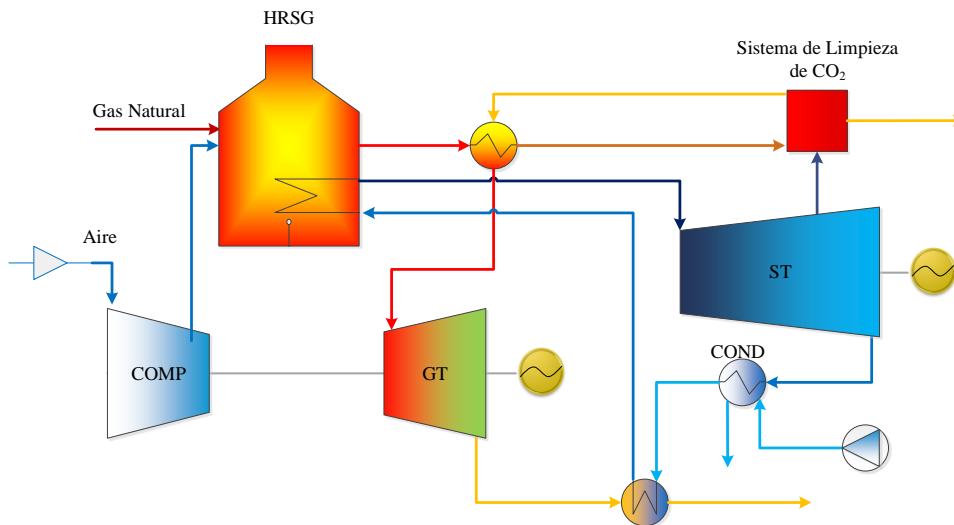


Figura 2.10 Diagrama de flujo Sargas

El vapor producido en la caldera se usa para generar electricidad a partir de una turbina de vapor convencional. La temperatura del gas de escape de la caldera es de aproximadamente 850 °C, algo menor que en un NGCC. El gas de escape se enfría en intercambiadores de calor a la temperatura óptima ( $\approx 70$  °C) para el proceso de separación de CO<sub>2</sub>, que es un proceso de adsorción/desorción que emplea una solución de sal como fluido de trabajo.

Después de que tiene lugar el proceso de separación de CO<sub>2</sub> (con una eficiencia de aproximadamente 90% en esta aplicación), el gas de escape con menos CO<sub>2</sub> se recalienta a aproximadamente 840 °C y se expande a través de la turbina de gas para producir más electricidad, antes de pasar a la chimenea.

La característica clave del proceso de Sargas es entregar energía del gas natural sin el impacto ambiental de las emisiones de CO<sub>2</sub> fósiles. Esto se logra en la unidad de eliminación de CO<sub>2</sub>,

en la esquina superior derecha de la Figura 2.10. El proceso utilizado es un llamado proceso de Benfield, un proceso comercial estándar que utiliza las propiedades de adsorción/desorción de ciertas soluciones de salinas para eliminar el  $\text{CO}_2$ . Consiste en varias etapas de condensación y humidificación de los gases de combustión utilizando agua, para mantener el gas en condiciones ideales para el proceso de adsorción. El modelo de sección de Benfield es una descripción simplificada del proceso de eliminación de  $\text{CO}_2$  sin incluir el circuito de circulación de solución salina.

#### *2.11.4 Consideraciones termodinámicas*

Una clave para obtener una alta eficiencia en los nuevos ciclos de oxidación en turbinas de gas (OxyTG) es alcanzar temperaturas lo suficientemente altas en la entrada de la turbomaquinaria. Las turbinas de gas modernas han podido alcanzar altas temperaturas de entrada mediante una combinación de materiales avanzados y tecnologías avanzadas de refrigeración de álabes de turbina. El uso de recalentamiento entre etapas es también una estrategia que se puede implementar. Algunos de los ciclos propuestos usan fluidos de trabajo bastante diferentes y las diferencias en sus propiedades pueden cambiar la eficiencia teóricamente alcanzable.

Algunos ejemplos de los problemas son: en ciclos que utilizan mezclas de  $\text{CO}_2$  y vapor como el ciclo CES, es difícil recuperar la mayor parte del calor latente de evaporación del agua en el ciclo, como ocurre en las turbinas de vapor parcialmente condensadas.

Los ciclos de OxyTG se están desarrollando inicialmente para consumir gas natural. Por lo tanto, tienen que competir con las muy altas eficiencias obtenibles en las plantas de NGCC que ya han alcanzado el 60% sin captura. La aplicación de oxidación al gas natural sufre de la ineficiencia que el oxígeno que tiene para quemar el contenido de hidrógeno, así como el contenido de carbono del combustible.

#### *2.12 Simulación de proceso de absorción y desorción de $\text{CO}_2$ .*

Las columnas de absorción o destilación se tratan tradicionalmente como si tuvieran varias etapas de equilibrio. Un modelo de etapa de equilibrio puede refinarse introduciendo una eficiencia de etapa. Algunos modelos de resolución de columna *Rate-Base* y se basan en expresiones de velocidad para el transporte entre una fase de gas y una fase líquida. Las reacciones químicas también pueden ocurrir en las etapas. Una característica importante de un modelo de cálculo de columna es la solidez en la convergencia del cálculo.

##### *2.12.1 Dimensionamiento de equipos de proceso para la estimación de costos.*

Una planta de captura de  $\text{CO}_2$  a base de amina consiste principalmente en equipos de proceso tradicionales como columnas de absorción y desorción, intercambiadores de calor, bombas y tanques. La única unidad que es claramente específica para un proceso de amina es una unidad de recuperación. Sin embargo, esta unidad no es una unidad muy costosa en comparación con el resto de la planta. Esta sección cubre métodos de acotación simplificados para equipos de proceso estándar como columnas, intercambiadores de calor y bombas.

La base para tal dimensionamiento es un diagrama de flujo de proceso con balances de materiales y energía. El diagrama de flujo se calcula tradicionalmente con la ayuda de un programa de simulación de procesos. Algunos programas de simulación de procesos como Aspen HYSYS y Aspen Plus también tienen herramientas para calcular el costo directo después de un cálculo de simulación de proceso. Las estimaciones de costos de tales métodos simplificados son, por supuesto, de precisión limitada. Pero estas estimaciones pueden ser lo suficientemente precisas para realizar comparaciones razonables entre alternativas de proceso. Estas estimaciones también pueden ser lo suficientemente precisas para optimizar los parámetros del proceso, como las dimensiones del equipo, las temperaturas, las concentraciones y las tasas de flujo en un proceso.

La tasa de captura en el absorbedor se establece en 90%, y este valor se logra mediante la variación del flujo másico de MEA en el absorbedor, para después obtener. Para el separador se seleccionan dos parámetros para el proceso iterativo, esos parámetros son; la temperatura de condensación del condensador superior y la cantidad de CO<sub>2</sub> que sale del hervidor con la solución de amina pobre. La temperatura de condensación se establece en 30 °C y el máximo porcentaje molar de CO<sub>2</sub> que sale del hervidor es 2.5. Los resultados de HYSYS pueden variar; esto se debe a que el servicio del hervidor es muy sensible al flujo másico, así como a la fracción de MEA y la cantidad de CO<sub>2</sub> que sale del separador.

## *2.13 Proceso de recuperación mejorada de petróleo con CO<sub>2</sub> (EOR-CO<sub>2</sub>)*

### *2.13.1 Descripción general*

Los campos petroleros suelen tener varias fases de producción. Si bien los detalles varían según las características de cada campo, a menudo se agrupan en tres fases principales. En la primera fase de producción primaria de un reservorio de petróleo, el petróleo fluye hacia el pozo de producción como resultado de los gradientes de presión dentro del reservorio. Inicialmente, esto ocurre naturalmente, pero con el tiempo la tasa de producción de petróleo tiende a disminuir a medida que la producción continua de fluidos conduce a una disminución en la presión del reservorio (al mismo tiempo que aumentan las tasas de producción de agua). En este punto, los productores pueden aplicar una serie de técnicas secundarias y terciarias para mejorar la recuperación de petróleo y compensar la disminución de la producción. La recuperación secundaria implica aumentar la presión en el reservorio inyectando (a través de pozos) un fluido, como agua o gas natural. La sustancia inyectada generalmente no se mezcla con el petróleo del depósito (es decir, es "inmiscible" con el petróleo existente), y tiene el efecto de presurizar el depósito. Por lo general, la estrategia de inyección está diseñada para conducir el petróleo hacia los pozos de producción. En la reinyección de gas, una variante común de la recuperación secundaria, el gas natural producido durante la extracción se reinyecta en la tapa de gas del reservorio, que cubre el petróleo, lo que lleva al petróleo a los productores. La inundación de agua generalmente se dirige a los márgenes del reservorio, para empujar (o barrer) el petróleo hacia el pozo.

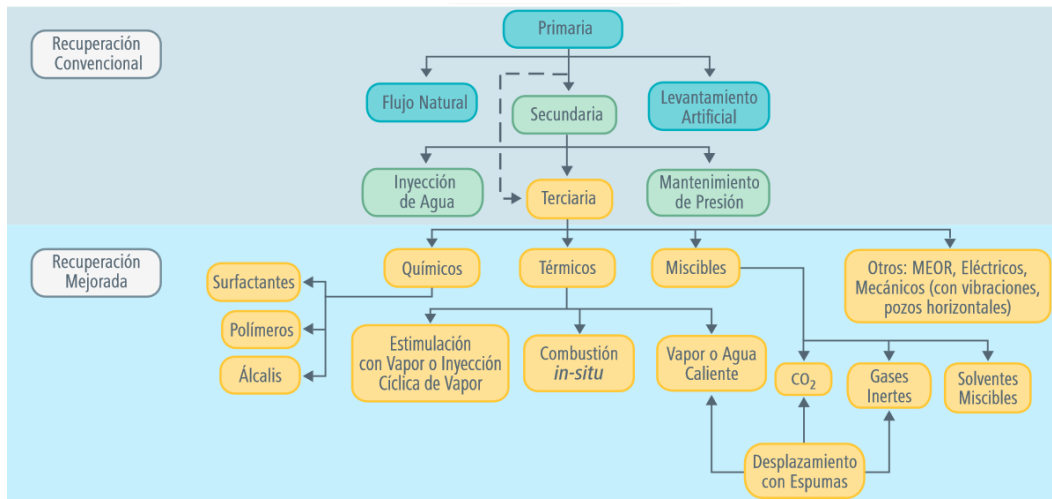


Figura 2.11. Clasificación tradicional de los métodos de recuperación, tomado de (CNH 2012).

Un programa de recuperación secundaria exitoso puede aumentar el aceite recuperable total en un 5% a 20% adicional del aceite original en su lugar. Dichos programas de mantenimiento de la presión pueden comenzar durante la fase de producción primaria de petróleo de un campo petrolífero, aunque generalmente no se requieren inundaciones de agua ni mejoras de producción similares hasta que se encuentren en un reservorio de vida productiva. Como el mantenimiento de la presión con agua es menos costoso que otras técnicas, tiende a ser el proceso secundario de elección.

La recuperación terciaria es el tercer nivel de mejora de la producción, una opción para la cual es CO<sub>2</sub>-EOR (IEA 2015). Las limitaciones de la implementación dependen en gran medida de la profundidad (temperatura) del depósito o pozo, la composición del petróleo, las prácticas de recuperación de petróleo anteriores y las características internas del depósito que pueden dificultar la distribución efectiva del CO<sub>2</sub> inyectado. Sin embargo, el acceso y la proximidad a una corriente relativamente pura y constante de CO<sub>2</sub> de bajo costo, se encuentra entre los factores más críticos que limitan el despliegue más amplio de EOR- CO<sub>2</sub> (Global CCS Institute 2013)

### 2.13.2 Inyección de CO<sub>2</sub>

(CNH 2012) menciona que cuando se inyecta CO<sub>2</sub> en el yacimiento éste se vuelve soluble en el aceite residual a medida que los hidrocarburos ligeros se disuelven en el CO<sub>2</sub> y el CO<sub>2</sub> se disuelve en el aceite. Esto ocurre principalmente cuando la densidad del CO<sub>2</sub> es alta (cuando está comprimido) y cuando el aceite contiene un volumen significativo de hidrocarburos ligeros. Por debajo de una presión dada el CO<sub>2</sub> y el aceite dejarán de ser miscibles. A medida que la temperatura incrementa (y la densidad del CO<sub>2</sub> disminuye), o a medida que la densidad del aceite aumenta (la fracción ligera del aceite se reduce), la presión mínima necesaria para lograr la miscibilidad entre el aceite y el CO<sub>2</sub> incrementará. Cuando se trata de un proceso miscible el CO<sub>2</sub> puede desplazar al aceite de los poros, empujándolo hacia un pozo productor. A medida que el CO<sub>2</sub> se disuelve en el aceite, provoca que el segundo se hinche y disminuya su viscosidad, ayudando a mejorar la eficiencia de desplazamiento. Cuando el proceso es inmisible, la disolución del CO<sub>2</sub> en el aceite reduce su viscosidad y también se incrementa su factor de volumen, aunque en menor grado. Dichos cambios contribuyen a mejorar la recuperación.

La Figura 2.12 muestra un esquema del proceso de inyección de CO<sub>2</sub>.

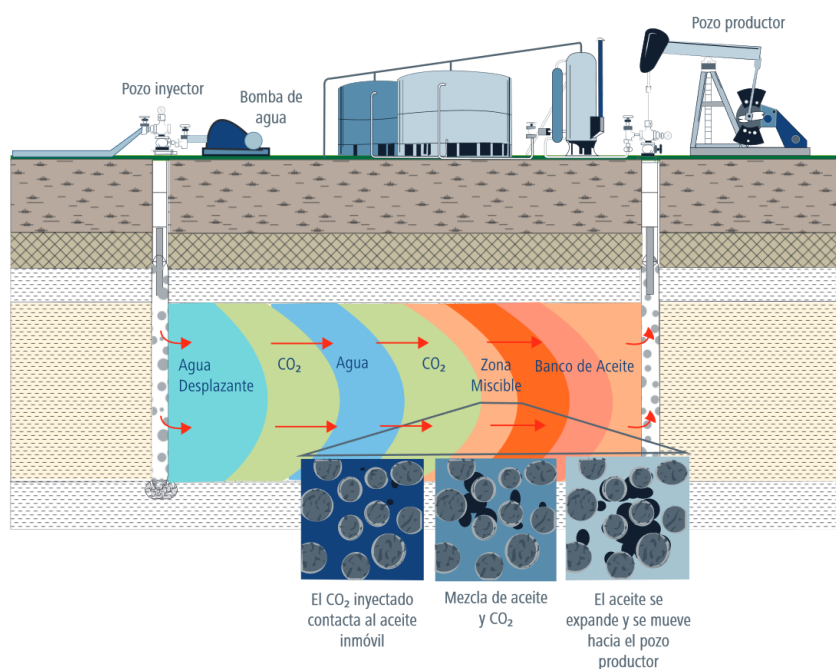


Figura 2.12. Inyección de Dióxido de Carbono, tomado de (CNH 2012).

La compresión del CO<sub>2</sub> para el transporte y la inyección convierte el CO<sub>2</sub> de un gas en una fase más densa, ya sea a líquido o a un fluido supercrítico. Los fluidos supercríticos son físicamente similares a, pero no estrictamente, líquidos o gases, y el CO<sub>2</sub> supercrítico tiene una densidad similar a un líquido y una movilidad similar a un gas. Muchos materiales comunes, como el agua y el dióxido de carbono, se vuelven supercríticos por encima de presiones y temperaturas específicas; para el CO<sub>2</sub>, esta es una temperatura superior a 31.1 °C y una presión superior a 7.38 Mpa (Global CCS Institute 2013). Estas condiciones se alcanzan naturalmente en el subsuelo generalmente por debajo de aproximadamente 800 m de profundidad y la mayoría de las operaciones de EOR con CO<sub>2</sub> (y proyectos de almacenamiento de formación de solución salina), por lo tanto, apuntarán a reservorios de esta profundidad o más, de acuerdo con (Lacy Tamayo 2014) el campo de Agua Fría, se encuentra a una profundidad entre 1,800 y 3,000 metros y posee aceites pesados de alrededor de 22 °API (American Petroleum Institute)<sup>18</sup>. Esto es para asegurar que el CO<sub>2</sub> inyectado permanezca en un estado denso y para minimizar su flotabilidad en el depósito. La Figura 2.13 muestra la influencia de la presión y la temperatura en la densidad del CO<sub>2</sub>. Este es un concepto importante para la recuperación mejorada de petróleo, ya que el CO<sub>2</sub> supercrítico tiene propiedades que lo convierten en un solvente eficaz para muchos petróleos.

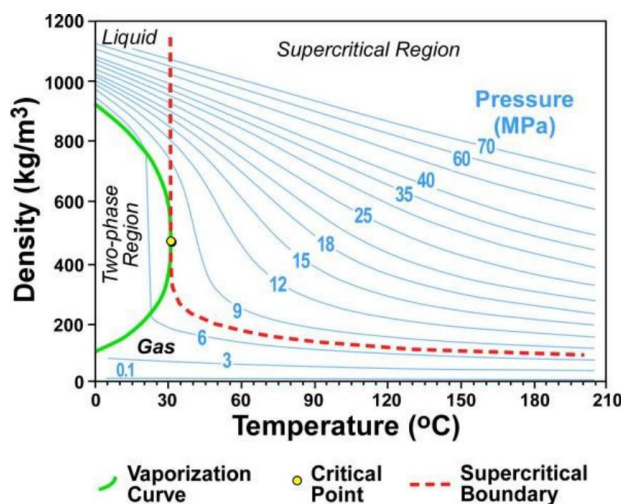


Figura 2.13. Relación de la densidad del dióxido de carbono a diferente temperatura y presión (Global CCS Institute 2013)

### 2.13.3 Potencial de la Recuperación Mejorada de Petróleo en México

De acuerdo con (Santamaría Guzmán 2018) en la actualidad existen, “entre el 40 y el 70 por ciento de la producción de petróleo en México” proveniente de campos maduros, son llamados así debido a que han alcanzado el pico máximo de producción y comienzan la etapa de declinación, o en los cuales el margen de unidad rentable no es suficientemente competitivo con otros proyectos de inversión. Estos campos, obligan a que se implementen proyectos de Recuperación Mejorada de Petróleo o hidrocarburos, lo que puede favorecer la

<sup>18</sup> Es una medida de densidad que, en comparación con el agua a temperaturas iguales, precisa cuán pesado o liviano es el petróleo.

recuperación de los campos, prolongar su vida útil<sup>19</sup> y agregar valor al plan de explotación, además de proporcionar una oportunidad para la reducción de emisiones futuras.

Los criterios de selección utilizados para identificar los yacimientos favorables son: la gravedad del petróleo; la profundidad, presión y temperatura del yacimiento y la viscosidad del aceite. Varios analistas han desarrollado rangos para estos criterios de selección (ver Tabla 2.3), que los operadores pueden usar para mejorar la evaluación técnica y económica del yacimiento.

*Tabla 2.3. Criterio para detectar yacimientos idóneos para EOR-CO<sub>2</sub>.*

Profundidad, ft	< 9,800 y > 2,000
Temperatura, °C	< 250 (no crítico)
Presión, psia	> 1,200 a 1,500
Permeabilidad, mD	> 1 a 5
Gravedad del aceite	> 27 °API
Viscosidad, cp	< 10
Saturación de aceite residual después de la inyección de agua, %	> 20

(CNH 2012) ha determinado un rango de presión para el yacimiento a partir de análisis PVT, que va de 79 a 357 kg/cm<sup>2</sup>, con un promedio de 166 kg/cm<sup>2</sup>; así como un rango de temperatura entre 57 y 99 °C. La densidad del aceite varía en un rango de 18 °API en los campos del Sureste hasta 45 °API en el Noroeste; esto se debe a los procesos relacionados con la erosión y la migración, que han propiciado la degradación de los hidrocarburos, cambiando sus propiedades fisicoquímicas.

De acuerdo con (CNH 2012), se identificaron campos del área de Chicontepec que son potencialmente candidatos para la aplicación de los métodos de recuperación mejorada. La técnica con alto potencial de aplicación es la inyección de gases miscibles con las dos variantes de gases:

hidrocarburos o dióxido de carbono. La Tabla 2.4 muestra los candidatos del área de Chicontepec que son viables para la aplicación de inyección de gases hidrocarburos y dióxido de carbono, ambos bajo condiciones miscibles. Adicionalmente, se muestra algunas de sus características importantes que los hacen afines a los métodos de EOR mencionados.

---

<sup>19</sup> La vida económica de los proyectos es el plazo en que se recuperará la inversión y debe ser menor o igual que la vida física de los mismos. El inversionista es quien decide el plazo que determina la vida económica de los proyectos, que en el caso de los proyectos de inversión en infraestructura de larga vida debe ser mayor que el plazo en que se pagarán los créditos de mediano o largo plazo que se hayan podido obtener para diseñar, construir y ponerlos en servicio (Villanueva Moreno 2008).

Tabla 2.4. Candidatos del área de Chicontepec, viables para la aplicación de inyección de gases hidrocarburos y CO<sub>2</sub>, ambos bajo condiciones miscibles (CNH 2012).

Activo	Chicontepec						
Campo	Miquetla	Presidente Alemán	Tajín	Coyotes	Agua Fría	Soledad	Soledad Norte
Tipo de yacimiento (Carbonato o Siliciclástico)	Siliciclásticos						
Volumen original aceite (mmb <sup>20</sup> )	3883	3323	2293	1628	1539	913	315
Volumen remanente (mmb)	3872	3299	2254	1620	1499	899	292
Producción acumulada de aceite al 1 de enero de 2012 (mmb)	11	23	39	9	40	14	23
Reserva 1P de aceite (mmb)	17.1	57.1	43.5	25.1	45.5	16	5.6
Reserva 2P de aceite (mmb)	206.5	221.3	141.8	91.7	106	72.8	6.5
Volumen remanente (mmb)	3872	3299	2254	1620	1499	899	292
Profundidad, mvbnm <sup>21</sup>	1250	2200	1350	1050	1200	1150	1200
°API	35	31.3	27.6	31.8	24	36.6	32
Viscosidad, cp, @ Pb y Ty	2.4	3.7	2.7	1.3	3.3	2.2	1.6
Métodos de EOR aplicables	CO <sub>2</sub> y Gases hidrocarburos						

Según (CNH 2012) la profundidad de potenciales pozos de recuperación mejorada en México varían desde 500 hasta 5000 m de profundidad, desde el punto de vista de criterios de escrutinio, muchos de los yacimientos de México con hidrocarburos ligeros, superligeros y algunos pesados, caen en los rangos de aplicabilidad de inyección de CO<sub>2</sub>, bajo condiciones miscibles, como método de EOR.

#### 2.13.4 CO<sub>2</sub>-EOR y el mundo

A partir de 2012, había 15 proyectos de CO<sub>2</sub>-EOR fuera de los Estados Unidos: seis en Canadá, tres en Brasil, cinco en Trinidad y uno en Turquía (Verma 2015). De los seis proyectos miscibles de CO<sub>2</sub>-EOR en Canadá (Figura 2.14), el proyecto Weyburn es el más significativo porque fue el primer proyecto con el objetivo principal de inyectar CO<sub>2</sub> para la recuperación de petróleo adicional, así como para la captura de carbono para ayudar a mitigar el cambio climático. En los últimos años, Scottish Carbon Capture & Storage (SCCS), el gobierno escocés y otras compañías han realizado importantes esfuerzos para investigar la posible aplicación de CO<sub>2</sub>-EOR en el Mar del Norte. Este interés se basa en el potencial de recuperación de petróleo adicional de los campos de petróleo agotados utilizando el CO<sub>2</sub> capturado de las centrales eléctricas y la industria. El objetivo es obtener una mejor comprensión del uso del CO<sub>2</sub> en las operaciones EOR con el objetivo de extender la vida útil de los yacimientos petrolíferos del Mar del Norte utilizando el CO<sub>2</sub> capturado de grandes emisores, como plantas de energía e instalaciones industriales, y almacenar permanentemente el gas de efecto invernadero en reservorios de petróleo en alta mar. Se estima que existe la

<sup>20</sup> mmb: millones de barriles

<sup>21</sup> mvbnm: metros verticales bajo nivel del mar



posibilidad de recuperar 24 mil millones de barriles de petróleo adicional en el Mar del Norte mediante el proceso de CO<sub>2</sub>-EOR.

(Kokal and Al-Kaabi 2010; Visiongain 2012) informaron sobre la primera prueba piloto de CO<sub>2</sub>-EOR en el Medio Oriente donde se usó el registro de neutrón pulsado para monitorear el rendimiento de una inundación de CO<sub>2</sub> en uno de los campos petroleros más grandes de Abu Dabi, Emiratos Árabes Unidos. Los resultados de esta prueba son de gran interés en función del hecho de que tendrá un impacto significativo en la aplicación de CO<sub>2</sub>-EOR en muchos países ricos en petróleo en el Medio Oriente con el potencial de grandes recuperaciones adicionales de petróleo. En India, se implementó un estudio de factibilidad CO<sub>2</sub>-EOR en un campo petrolero en la costa oeste, pero los resultados aún no están disponibles públicamente. En China, hay investigaciones en curso y pruebas piloto de CO<sub>2</sub>-EOR y secuestro de carbono en el campo petrolero de Jilin con planes de expandirse a otros campos (Peng 2011).

El CO<sub>2</sub>-EOR ha demostrado ser una opción económicamente viable para el EOR, como puede verse por la cantidad de proyectos actualmente activos de CO<sub>2</sub>-EOR (Kooottungal 2012). Por lo tanto, se espera que su alcance se amplíe aún más para su aplicación a muchos más campos de petróleo en todo el mundo.

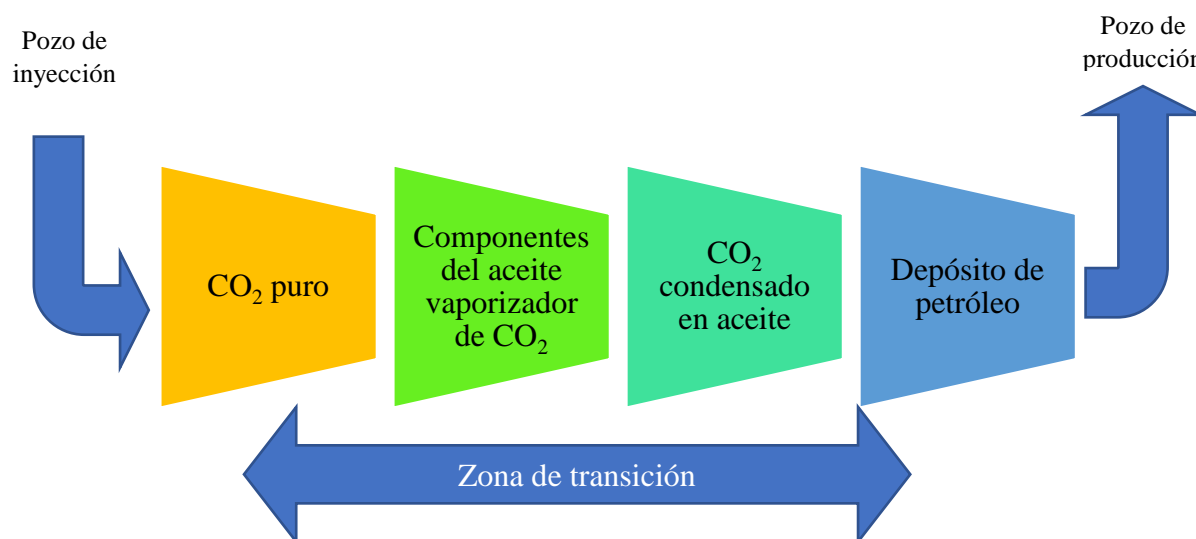


Figura 2.14. Esquema del proceso de miscibilidad de CO<sub>2</sub> que muestra la zona de transición entre la inyección y el pozo de producción, elaboración propia a partir de (Verma 2015).

## 2.14 Impuesto al carbono en México

En la actualidad en nuestro país no existe un impuesto claro al carbono emitido o no emitido, en 2008 existía una referencia de 4 USD/tCO<sub>2</sub>, pero con las metas cumplidas y los nuevos compromisos carentes de rigurosidad, este precio no ha vuelto a incrementarse. (Renner 2018) analizó los posibles efectos en el bienestar de diferentes escenarios de impuestos sobre el carbono para México del precio de carbono, donde establece un impuesto sobre el carbono uniforme simplificado de 3.5 USD/tCO<sub>2</sub>, que es consistente con lo mencionado con antelación, que facilita las comparaciones con tasas impositivas más grandes y otros

regímenes de impuestos sobre el carbono en el contexto internacional, concluyendo que la tasa actual del impuesto al carbono es lo suficientemente pequeña como para no crear mucho impacto para el bienestar de los hogares. Así mismo en manejar un impuesto al carbono de 20 USD/tCO<sub>2</sub> exclusivamente al CO<sub>2</sub> por uso de la energía, lo que podría ser más realista en las políticas climáticas, las pérdidas de bienestar son favorable y alrededor del 1% del gasto total para todos los hogares. Pero el incremento de un costo asociado a uso de la energía, no necesariamente es algo que ayude a la población, ya que existen usuarios cautivos que perciben menores ingresos, lo cual afectaría su vida económica; asimismo el tener un impuesto alto en las emisiones de CO<sub>2</sub> asociadas al uso de la energía. ocasionaría afectar a parte de la población que percibe hasta cierto nivel de ingresos, lo que muestra la importancia de identificar un mecanismo bien pensado a través de la redistribución de fondos o mecanismos de apoyo a energías limpias, y una integración de impuestos al carbono ya sea por: etapas, sectores o grado de ingresos para no afectar a la población de menores ingresos. Ya que manejar un impuesto fijo para toda la población sería catastrófico. En la actualidad existen organizaciones como *Climate Action Reserve*, *American Carbon Council* y *APX/Verified Carbon Standard Registry*, quienes ayudan a crear proyectos de reducción de emisiones de GEI mediante compensaciones financiera, centrado en garantizar la integridad ambiental en el mercado de carbono, donde se ofrecen precios de 2.07, 2.00 y 0.6 USD/tCO<sub>2eq</sub>, respectivamente. Estas entidades tienen diferentes proyectos, asociados con rellenos sanitarios, mejora de calderas y forestal, por mencionar algunos.

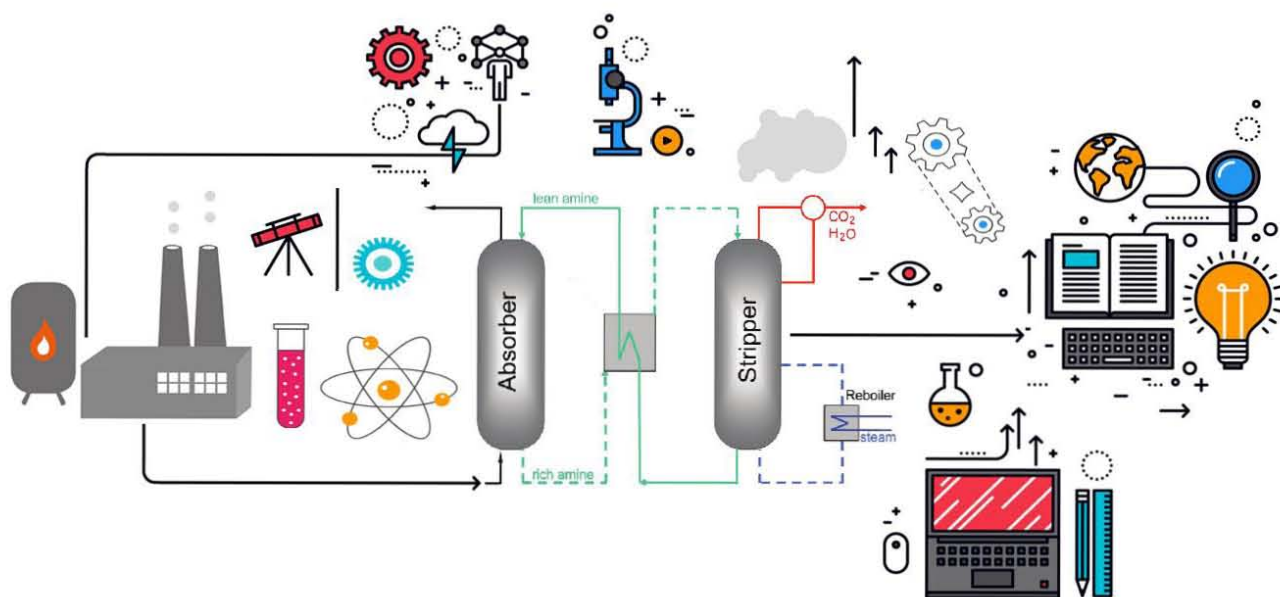
### *2.15 Comentarios de la tecnología*

Actualmente hay varios proyectos de demostración y planta piloto basados en solventes en operación/construcción/planificación en todo el mundo. Estas operaciones de la planta piloto basadas en diferentes tecnologías de poscombustión han demostrado con éxito la aplicabilidad del proceso de absorción de CO<sub>2</sub> a base de amina. Estas plantas piloto han identificado mejoras en la tecnología que darán como resultado la reducción de los costos operativos y de capital. Además, a partir de estas plantas piloto, se han desarrollado procedimientos sólidos, garantías operativas y un rendimiento competitivo. Estas pruebas de planta piloto han proporcionado un conocimiento inestimable para su incorporación en la implementación comercial completa de la tecnología de postcombustión con aminas.

Además de la modificación del proceso y las mejoras en los disolventes de amina descritas anteriormente, se están investigando diversas tecnologías novedosas para mejorar la eficacia, el rendimiento medioambiental y los costes de la captura posterior a la combustión. Las principales tecnologías se describen en el siguiente capítulo, brindando alternativas, consumos de energía y una comparativa de eficiencia energética para elección de la misma.

Sin tener menor importancia, el cálculo de un impuesto asociado a la emisión de CO<sub>2</sub> evitada por el uso de la electricidad, es una tarea que debe valorarse con cautela, ya que un costo muy bajo no vislumbra beneficios, uno muy alto solo ocasiona un efecto negativo en la economía de la población que tiene que pagar el impuesto y uno intermedio, podría no afectar la economía y beneficiar al medioambiente de manera integral.

### 3 Tecnologías actuales y emergentes de captura de CO<sub>2</sub> en ciclos combinados



*“La matemática es la ciencia del orden y la medida, de bellas cadenas de razonamientos, todos sencillos y fáciles”*  
**René Descartes**

## *Introducción.*

Las emisiones antropogénicas de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) asociados a la combustión de combustibles fósiles han causado un aumento significativo en las concentraciones de CO<sub>2</sub> en la atmósfera durante el último siglo. Existe una preocupación creciente acerca de la continua acumulación de estas emisiones al cambio climático. Además, la demanda de energía del mundo está aumentando a causa de la expansión económica y la modernización en los países en vías de desarrollo. Hoy, aproximadamente 80% de la demanda mundial de energía se provee a través de la combustión de combustibles fósiles que producen emisiones de CO<sub>2</sub>.

Dentro de las estrategias nacionales en materia de energía para el sector de generación eléctrica se prevé un crecimiento de ciclos combinados dentro de la matriz energética mexicana, de manera que es importante el estudio de ciclos combinados (PRODESEN, 2015). Aunado a esto y para cumplir las metas establecidas por el (DOF 2013) en el corto plazo se pretende reducir un 30% de emisiones respecto a la línea base en 2020 y 50% en 2050 en relación con las emisiones del año 2000, además se pronostica la integración de sistemas de captura de CO<sub>2</sub> a centrales de ciclo combinado dentro del concepto de Tecnologías de Generación Limpia (PRODESEN, 2015) o como NGL.

El bajo costo actual del gas natural, combinado con las abundantes proyecciones de suministro de este combustible, hace que la generación de energía mediante turbinas de combustión con base en gas natural sea cada vez más atractiva. Las centrales de potencia de ciclo combinado de gas natural también ofrecen ventajas en comparación con las plantas de carbón, entre las cuales se incluyen un bajo costo de inversión, dicha tecnología tiene costo de inversión de (500-750 USD/kW) (Laguna Monroy 2001), una mayor eficiencia, bajo costo de generación, un mínimo de emisiones de partículas o de azufre, y menores emisiones de CO<sub>2</sub> por cada MW de potencia producido (U.S. Department of Energy 2010a). Estas ventajas han conducido a que las centrales NGCC ganen una parte creciente del mercado de generación de energía en el mundo. Por ejemplo, en el caso de México el (POISE, 2014) manifiesta una creciente dependencia de gas natural. “En 2012 este combustible dio origen al 51% de la energía generada para servicio público, porcentaje que aumentará a 66% en el año 2028”, además se espera que para 2023 entren en operación a nivel industrial centrales de NGL, es decir centrales de potencia con base a carbón o gas natural con captura y confinamiento de CO<sub>2</sub> (PRODESEN, 2015).

La baja concentración de CO<sub>2</sub> en los gases de combustión y el gran volumen que se maneja en las centrales NGCC implican una baja presión parcial de CO<sub>2</sub>; lo cual afecta el proceso de captura y, se requiere de un costo y tamaño de equipo de absorción mayor comparado con el equipo de las centrales de carbón. Además, el alto contenido de O<sub>2</sub> en los gases de combustión afecta negativamente la estabilidad del solvente. Las principales desventajas de la captura por absorción química surgen de la alta energía térmica necesaria para regenerar el disolvente y extraer el CO<sub>2</sub> para presiones parciales bajas (Figura 3.3), además de los problemas con la corrosión y la degradación térmica del solvente (Kohl and Nielsen 1997) y factores estequiométricos ((Zhang et al. 2013), (Plaza et al. 2010)).

En la actualidad, la absorción química por aminas es la tecnología líder para la captura de CO<sub>2</sub> de gases de combustión en postcombustión (Rochelle 2009). Esta tecnología se ha utilizado durante décadas para separar el CO<sub>2</sub> de las corrientes de gas en la industria y es relativamente madura. Sin embargo, de acuerdo con el análisis económico del Departamento de Energía de los Estados Unidos (DOE) (U.S. Department of Energy 2010b), usar el proceso convencional de postcombustión con amina para captura de CO<sub>2</sub> sería una propuesta costosa. Por ejemplo, las estimaciones del DOE presentan un sistema de postcombustión con amina para capturar el 90% del CO<sub>2</sub> en los gases de combustión de una planta de energía a base de carbón, el cual da lugar a un aumento de más del 80% en el costo de la electricidad.

De esta manera, en el presente se abordaran diferentes esquemas para la integración del sistema de captura por postcombustión a una central de ciclo combinado. Sin embargo, uno de sus principales inconvenientes, es la concentración diluida de CO<sub>2</sub> en los gases de combustión (típicamente del 4% mol, mientras que los procesos de combustión de carbón son del 14% mol) (Shrikar et al. 2001). Dicho parámetro complica la etapa de captura en comparación con otros gases de combustión, al estar más diluido el gas de combustión de una NGCC, los estudios han demostrado que la energía mínima requerida para la separación del CO<sub>2</sub> es mayor (Rao 2012), y el coste de la captura por tonelada de CO<sub>2</sub> es mayor que para los gases de combustión provenientes de carbón (Chapel et al. 1999). Existen algunas variables clave para reducir el costo de inversión (reducción del consumo de energía en el sistema de regeneración, altura de torre de absorción, mayor capacidad de captura de CO<sub>2</sub> de los solventes base amina, tipo de empaque, entre otras) y también algunos esquemas novedosos que ayudan a cumplir con este fin, los cuales serán abordados a continuación.

Como se mencionó anteriormente, el principal problema es el bajo contenido de CO<sub>2</sub> (baja presión parcial) de los gases de combustión para un ciclo combinado a base de gas natural, los esquemas existentes para incrementar el contenido de CO<sub>2</sub> en los gases de combustión en un ciclo combinado con captura de CO<sub>2</sub> son, mediante la recirculación de gases de combustión (EGR<sup>22</sup>), humidificación de aire (EvGT<sup>23</sup>), quemadores suplementarios después de la combustión (SFC<sup>24</sup>), quemadores externos (EFC<sup>25</sup>) y sistemas alternos con recirculación selectiva con membrana (S-EGR<sup>26</sup>) en serie, paralelo e híbrido.

A continuación, se describe brevemente el funcionamiento de cada uno de estos sistemas para después abordarlos con mayor detalle.

- **Recirculación de gases de combustión (EGR):** Una porción de los gases de combustión es enfriada y recirculada a la entrada del compresor de aire de alimentación y reemplaza una parte del aire enviado a la cámara de combustión de la turbina de gas.

---

<sup>22</sup> EGR: Exhaust Gas Recirculation por sus siglas en inglés.

<sup>23</sup> EvGT: Evaporative Gas Turbine por sus siglas en inglés.

<sup>24</sup> FRC: Supplementary Firing on combustion por sus siglas en inglés.

<sup>25</sup> EFC: External Firing on Combustion por sus siglas en inglés.

<sup>26</sup> S-EGR: Exhaust Gas Recirculation por sus siglas en inglés.

- **Humidificación de aire (EvGT):** Se introduce agua o vapor al ciclo y una parte del aire es remplazado por vapor. El vapor podría ser fácilmente separado de los gases de combustión por condensación.
- **Quemadores suplementarios después de la combustión (SFC):** Posee una unidad de combustión secundaria a la salida de la turbina de gas. La cuál quema combustible adicional con el oxígeno remanente de los gases de combustión por exceso de aire, para después enviar los gases más calientes al generador de vapor por recuperación de calor (HRSG<sup>27</sup>) que genera vapor para el ciclo Rankine.
- **Quemadores externos (EFC):** Mientras que en las turbinas de gas convencionales, la mezcla de aire comprimido y combustible se quema en la cámara de combustión y luego se expande en la turbina, los gases de combustión no pasan a través de la turbina en un ciclo de turbina de gas de combustión externa. El calor del gas de escape caliente se transfiere al aire comprimido en un intercambiador de calor de contacto indirecto. Dado que las unidades de generación de energía y de combustión están separadas, puede que no sea necesario mantener la combustión en niveles altos de exceso de aire, como es el caso de las turbinas de gas convencionales. Por lo tanto, los gases de combustión pueden estar menos diluidos, lo que da como resultado volúmenes más bajos para tratar en un depurador de aminas y un aumento de la concentración de CO<sub>2</sub> en EG.
- **Recirculación selectiva con membrana (S-EGR):** El gas de combustión se pasa por un lado de una membrana de separación, en la cual se hace pasar aire en contracorriente al gas de combustión del otro lado de la membrana. Debido a que la membrana es selectiva para CO<sub>2</sub> sobre oxígeno y nitrógeno, el CO<sub>2</sub> penetra o permea en la corriente de aire de alimentación, la cual es enviada al compresor que a su vez enviara a la cámara de combustión con el combustible. En lugar de mezclar los gases de combustión no separados con la corriente de aire (como lo hace el EGR), este sistema recircula selectivamente el CO<sub>2</sub> de los gases de combustión.

Adicional a lo anterior, existen muchos otros avances en la ciencia de los materiales para la fabricación de membranas y procesos de postcombustión para la captura de CO<sub>2</sub>. Hasta la fecha, gran parte del estudio en membranas se ha centrado en los gases de combustión a base de carbón, debido a que estas instalaciones representan la mayor parte de las emisiones de CO<sub>2</sub> de la industria energética, y los gases de combustión del carbón tienen relativamente una alta concentración de CO<sub>2</sub> (entre un 10–14% mol), que los gases de combustión de una turbina de gas (3–4% mol), han recibido menos atención, en parte debido a la inferior presión parcial de CO<sub>2</sub> y al parecer hace que la captura con membranas sea más difícil (Merkel et al. 2013).

---

<sup>27</sup> HRSG: Heat Recovery Steam Generator por sus siglas en inglés.

### 3.1 Antecedentes del proceso.

#### 3.1.1 Funcionamiento de una central de ciclo combinado (NGCC).

La tecnología de ciclo combinado consiste en generar energía eléctrica con una TG, la cual puede operar con casi cualquier combustible, son capaces de quemar gas natural, combustóleo, gas de síntesis, nafta, petróleo crudo y otros combustibles (Poloczek and Hermismeyer 2008) –solo deben de realizarse algunos ajustes, ya que su funcionamiento como su nombre lo indica, es con gas producto de la combustión–.

En la (Figura 3.1) se muestra el diagrama de flujo simplificado de un sistema de generación de ciclo combinado a base de gas natural. Las turbinas de combustión funcionan según el ciclo Brayton, en este tipo de máquinas rotativas el aire aspirado a presión atmosférica se comprime aproximadamente a 30 bar en un compresor centrífugo o axial, elevando su temperatura y conduciéndolo a la cámara de combustión para ser mezclado con el gas natural presurizado. La mezcla de aire-combustible es quemada y los gases de combustión calientes ( $\sim 1600\text{ }^{\circ}\text{C}$ )<sup>28</sup>, se expanden a través de una turbina desarrollando trabajo útil para generar energía eléctrica. La potencia neta generada por la turbina de combustión se define como el poder de expansión menos la energía necesaria para accionar el compresor de entrada de aire.

Los gases de combustión de baja presión que abandonan la turbina de gas contienen todavía mucha energía en forma de calor, y este calor se puede recuperar en un generador de vapor por recuperación de calor (HRSG). 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 netas de hasta el 50-55% (frente al 35-40% en una planta subcrítica típica de carbón pulverizado).

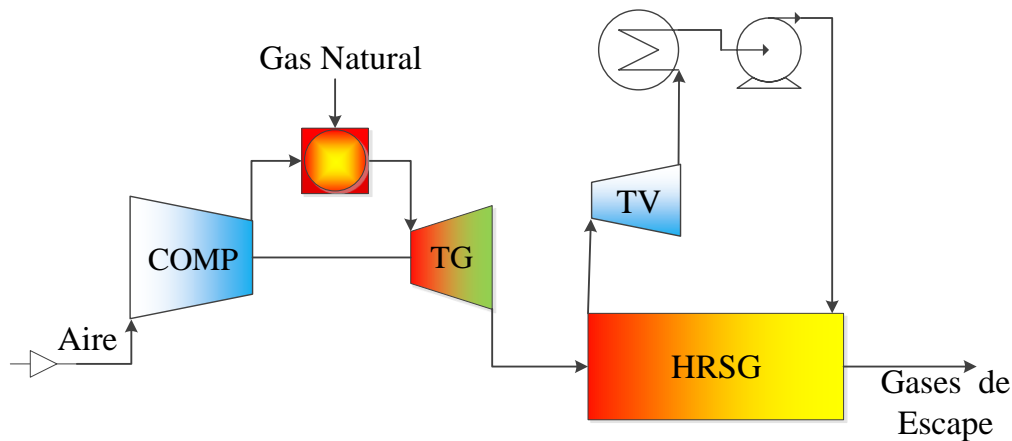


Figura 3.1 Diagrama simplificado de una central de ciclo combinado NGCC (elaboración propia).

#### 3.1.2 Características técnicas y empleo de las turbinas de gas

En la actualidad la turbina de gas ha experimentado un crecimiento y avance desde su primer desarrollo en 1930 (ÇENGEL and BOLES 2012), las primeras turbinas construidas en 1940

<sup>28</sup> La turbina M501J desarrollada por Mitsubishi es una turbina de gas de 60 Hz que alcanza una temperatura de entrada a la turbina de  $1600\text{ }^{\circ}\text{C}$ , una de las más altas de la industria.

e incluso en 1950 tenían eficiencias de ciclo simple alrededor de 17%, ello debido a las bajas eficiencias del compresor, así como a las bajas temperaturas de entrada de la turbina, debido a las limitaciones metalúrgicas de ese momento. Debido a ello, las TG no fueron muy populares a pesar de su versatilidad y capacidad gran variedad de combustibles. Para mejorar el rendimiento de las TG se dirigieron a mejorar tres áreas en específico.

### *3.1.3 Incrementar las temperaturas de entrada de la Turbina.*

Éste ha sido la principal área de mejora para incrementar la eficiencia de la TG. Las temperaturas de entrada de estas han aumentado en forma constante desde aproximadamente 540 °C desde 1940 hasta 1600 °C al día de hoy en turbinas General Electric y Mitsubishi, estos incrementos fueron posibles gracias al desarrollo de materiales e innovación en técnicas de enfriamiento para componentes críticos, como el revestimiento de los álabes de turbinas con capas cerámicas y enfriarlos con aire del compresor mediante pequeños canales en la cámara de combustión o exceso de aire<sup>29</sup>, además de la *refrigeración mediante conductos en los álabes*. Mantener altas temperaturas de entrada a la turbina con la técnica de enfriamiento por aire requiere que la temperatura de combustión sea mayor para compensar el efecto de enfriamiento. No obstante, las mayores temperaturas de combustión aumentan la cantidad de óxidos de nitrógeno (NO<sub>x</sub>) los cuales son responsables de la formación de ozono al nivel del suelo y del smog.

### *3.1.4 Incremento de las eficiencias de los componentes de Turbomaquinaria*

El desempeño de las primeras turbinas sufrió considerablemente de las ineficiencias de turbinas y compresores. Sin embargo, la llegada de las computadoras y técnicas avanzadas de diseño asistido por computadora hizo posible diseñar estos componentes de forma que su aerodinámica generara pérdidas mínimas. Las eficiencias incrementadas de las turbinas y compresores resultaron en un aumento significativo en la eficiencia del ciclo.

### *3.1.5 Adición de modificaciones de ciclo básico.*

Las eficiencias de ciclo simple de las primeras turbinas de gas fueron prácticamente duplicadas al incorporar interenfriamiento, regeneración (o recuperación) y recalentamiento.

## *3.2 Funcionamiento de NGCC con captura de CO<sub>2</sub> por absorción química.*

En la Figura 3.2 se muestra el diagrama de flujo simplificado de un sistema de generación de ciclo combinado a base de gas natural con captura de CO<sub>2</sub>. En donde los gases de combustión que abandonan el HRSG del ciclo combinado convencional son enviados al sistema de captura de CO<sub>2</sub> por postcombustión. En una planta NGCC, el diseño más común es tener la

---

<sup>29</sup> La cantidad de aire real suministrada al combustible es mayor que la teórica, definiéndose un coeficiente de exceso de aire  $a$ , como la relación entre la cantidad real de aire y la estequiométrica, por kg de combustible. La temperatura de la combustión y, en consecuencia, la velocidad de propagación de la llama dependen del coeficiente de exceso de aire, obteniéndose su valor máximo para un coeficiente de exceso de aire  $a = 1$ , aproximadamente.



unidad de captura de CO<sub>2</sub> después de tratar y enfriar los gases de combustión a la salida del HRSG.

La combustión típica de una turbina de gas opera con un gran exceso de aire –a menudo entre 200% y 250% de los requerimientos de oxígeno estequiométrico–. El gran exceso de aire se utiliza para mantener la temperatura del gas de escape en valores que los álabes de la turbina puedan soportar (<~1400 °C), poseen altas concentraciones de oxígeno (hasta un 16%); sin la actuación del exceso de aire como diluyente térmico, la temperatura de los gases de combustión sería demasiado alta para los materiales de la turbina. Posteriormente, después de expandirse, los gases de escape abandonan la turbina a una temperatura entre 450 y 600 °C. Debido a esta gran cantidad de exceso de aire, el gas de escape de una planta de NGCC contiene una cantidad relativamente baja de CO<sub>2</sub> (3-4% mol), en comparación con los gases de combustión de centrales a base de carbón (10-14% mol).

Esto significa que la unidad de captura de CO<sub>2</sub> de una NGCC debe remover CO<sub>2</sub> a partir de una corriente de gases de combustión de gran volumen donde la presión parcial de CO<sub>2</sub> es más o menos un tercio de los gases de combustión de una carboeléctrica. Debido a que el gas de combustión de NGCC está tan diluido, los estudios han demostrado que el trabajo mínimo requerido para la separación de CO<sub>2</sub> es mayor (Herzog et al. 2009), al mismo tiempo el costo de la captura por tonelada de CO<sub>2</sub> es mayor que para los gases de combustión de centrales carboeléctricas (Chapel et al. 1999).

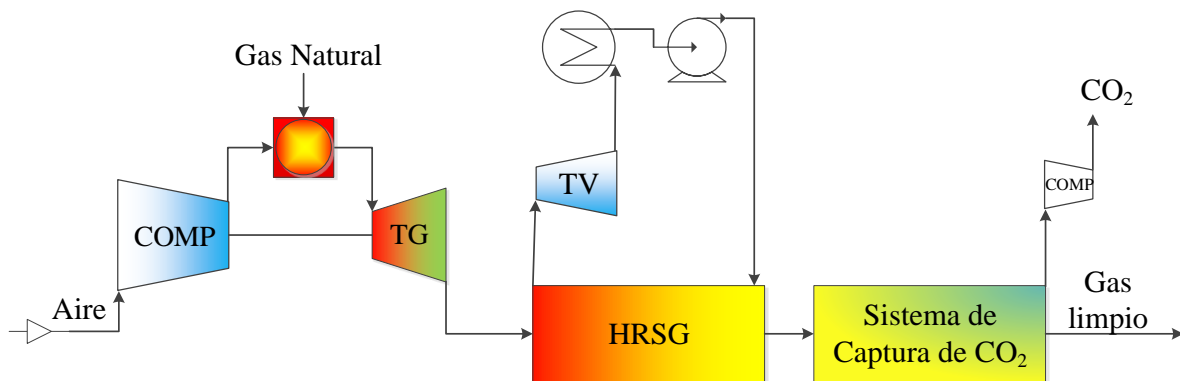
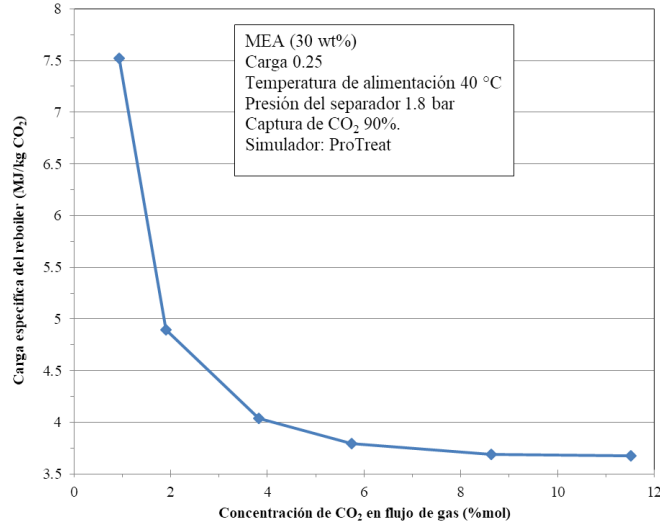


Figura 3.2 Diagrama simplificado de una central de ciclo combinado con captura de CO<sub>2</sub> (elaboración propia).

Las principales desventajas de la absorción química surgen de la alta energía térmica necesaria para regenerar el disolvente y extraer el CO<sub>2</sub>, además de los problemas con la corrosión y la degradación del disolvente. Se ha comprobado que la energía en la columna de regeneración es sensible a la concentración de CO<sub>2</sub> de los gases de combustión (Aboudheir and ElMoudir 2009), (Li et al. 2011b). Como se muestra en la Figura 3.3.



*Figura 3.3 Demanda de energía de la columna de regeneración a diferentes concentraciones de CO<sub>2</sub>, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011b).*

Para un aumento de la concentración de CO<sub>2</sub> de 1 a 6% mol en el gas de alimentación, la carga específica del calderín ó reboiler disminuye bruscamente, de 7.5 a 3.76 MJ/kg de CO<sub>2</sub>. Más allá de este rango la carga específica del reboiler sigue disminuyendo a un ritmo mucho menor. La disminución de la demanda energética continua con el incremento de la concentración de CO<sub>2</sub>, la cual es causada principalmente por la alta presión parcial de CO<sub>2</sub>, lo que aumenta las fuerzas motrices, permitiendo una mayor carga efectiva, y por lo tanto favorece la reacción de desorción de CO<sub>2</sub>.

El concepto de recircular los gases de combustión es un proceso que propone redirigir el flujo diluido de gas de combustión de una NGCC (Figura 3.4) a la entrada de aire de alimentación a una tasa dada, esto con el fin de aumentar la concentración de CO<sub>2</sub> del gas de alimentación a la planta de captura de CO<sub>2</sub> y minimizar el consumo energético en el regenerador. Este esquema se examinará a continuación.

### 3.3 Recirculación de gases de combustión (EGR)

#### 3.3.1 Funcionamiento de sistema de EGR.

En la Figura 3.4 se muestra un sistema de recirculación de gases EGR, el cual puede ser usado para incrementar la concentración de CO<sub>2</sub> en el flujo de gases de combustión de una turbina de gas. Después del HRSG, una porción de los gases de combustión es enfriada y recirculada a la entrada del compresor de aire de alimentación y reemplaza una parte del aire enviado al compresor que alimenta la cámara de combustión de la turbina de gas. Al recircular una parte del CO<sub>2</sub> contenido en los gases de combustión, la concentración de CO<sub>2</sub> en la combustión se incrementa. La porción de CO<sub>2</sub> que no es recirculada se envía a la unidad de captura.

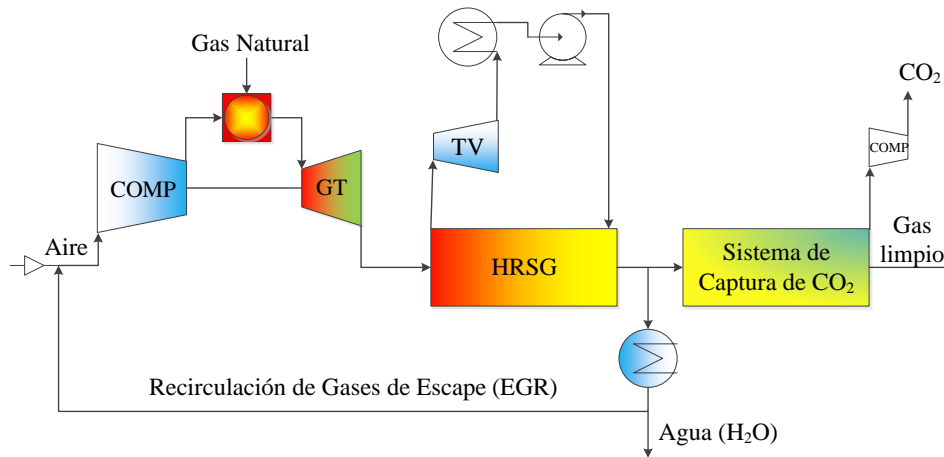


Figura 3.4 Diagrama simplificado de una NGCC con recirculación de gases de combustión y captura de CO<sub>2</sub>, elaboración propia a partir de (Merkel et al. 2013)

Así, el flujo de gas a la entrada de la unidad de captura de CO<sub>2</sub> será más pequeño en volumen y con mayor concentración de CO<sub>2</sub> que sin recirculación de gases de combustión.

La fracción de EGR se define como:

$$EGR = \frac{\text{Volumen de gases de escape recirculado}}{\text{Volumen de flujo de gases de escape}} \Bigg|_{\text{Después de enfriar}} \quad 3.1$$

Varios grupos han examinado el impacto del EGR en los costos de funcionamiento de la turbina de gas con sistema de captura de CO<sub>2</sub> integrado. Por ejemplo (Evulet et al. 2009), reportó que es factible recircular hasta un 35% de los gases de combustión del total de una turbina de General Electric GE<sup>30</sup>, basado en escala de banco de pruebas. A medida que se incrementa el porcentaje de recirculación, el contenido de CO<sub>2</sub> incrementa en los gases de combustión y la concentración de oxígeno en la cámara de combustión disminuye, debido a la dilución del aire con gas de combustión recirculado. Asimismo se determinó que a presiones elevadas y temperaturas típicas de dichas cámaras de combustión, los altos niveles de recirculación de los gases de combustión pueden facilitar la captura de CO<sub>2</sub> por postcombustión, ya que permite el aumento de la concentración de CO<sub>2</sub> del gas de combustión mientras que disminuye el volumen de la planta de separación de postcombustión y por lo tanto permite una reducción significativa en el coste de captura de CO<sub>2</sub> (ElKady et al. 2009). Además, se demostró con éxito la combustión en condiciones de hasta 40% de EGR en una cámara de combustión de turbina de gas de prueba, en la cual se vicio el aire con gases inertes tales como nitrógeno y dióxido de carbono para replicar los gases. Demostrando así la fiabilidad y operatividad de la boquilla de combustión para niveles de oxígeno equivalentes al 40% de EGR, alcanzando emisiones dentro de los límites que indica una alta eficiencia de combustión. (Bolland and Mathieu 1998) menciona que una cámara de

<sup>30</sup> En específico la GE-109FB

combustión de turbina de gas típica normalmente debe tener una concentración de oxígeno de un mínimo de 16 - 18% en el aire de combustión.

De este modo se indica que en niveles de recirculación de 30% -donde el contenido de oxígeno de combustión es 17.7%- se presenta una buena eficiencia de combustión y una disminución en las emisiones de NOx debido a niveles de oxígeno inferiores.

(Li et al. 2011a) sugieren que niveles más altos de recirculación (más allá del 40%) serían posibles con modificaciones menores en el diseño de la cámara de combustión, además que un 50% de EGR reducirá el coste de la captura de CO<sub>2</sub> con un sistema de postcombustión a base de amina. Según este estudio, al 50% de recirculación, el consumo de energía térmica del sistema de captura de CO<sub>2</sub> con amina se redujo en un 8.1%, en comparación con la captura sin recirculación de gases de combustión. Además (Guethe et al. 2011) demostraron la viabilidad de operar una TG en altas proporciones de EGR. Un efecto del EGR es la disminución de la temperatura de flama debido a la mayor capacidad de calor de la admisión de carga del producto (Krishnan et al. 2006), (Tanaka et al. 2013). También se identifica que el flujo de gases de combustión será menor y con una baja concentración de oxígeno, los cuales se envían al absorbedor de postcombustión a base de amina, ocasionando la reducción del tamaño de la columna (esto se reflejará en menor costo de capital (CAPEX)) y hará lenta la degradación de la amina inducida por oxígeno (repercutiendo en un costo de operación más bajo). Recientemente, un estudio del DOE (U.S. Department of Energy 2010b) de captura de CO<sub>2</sub> a partir de sistemas NGCC concluyó que la captura mediante postcombustión por absorción con amina usando recirculación de gases de combustión al 35%<sup>31</sup> era la opción con menor costo por captura en comparación con el proceso estándar sin EGR, reformado de gas natural con captura de CO<sub>2</sub> mediante precombustión y oxicomustión con gas natural.

### *3.3.2 Impactos del EGR en la absorción química por aminas.*

Los resultados de simulación de la concentración de CO<sub>2</sub> y el flujo másico de los gases de combustión que entran a la columna de absorción a diferentes relaciones de recirculación se muestran en la Figura 3.5. Como se puede observar, la concentración de CO<sub>2</sub> aumenta y el flujo másico disminuye significativamente, así como la relación EGR incrementa. Comparando un ciclo sin EGR, y otro con 55% de recirculación, se podría aumentar la concentración molar del CO<sub>2</sub> de 3.8 %mol a 8.7 %mol y reduciría el flujo másico de alimentación al absorbente en un 56.2%. Como resultado, el consumo total de energía térmica del reboiler se reduce en un 60%, y la reducción de flujo másico puede permitir tamaños más pequeños de columnas de absorción y regeneración, contribuyendo así a una reducción en el costo de capital. Según (Røkke 2006), una relación de EGR de 50% podría reducir el CAPEX<sup>32</sup> de una planta de amina en un 21.1%. A pesar de que el EGR afecta significativamente la energía del reboiler, su impacto en la eficiencia eléctrica no es tan evidente como el incremento de trabajo de compresión de la recirculación de gases de

---

<sup>31</sup> Las pruebas de combustión en condiciones de recirculación de gases de escape a presiones y temperaturas representativas se completaron utilizando una boquilla comercial 9FB de bajas emisiones de NOx.

<sup>32</sup> CAPEX: Capital Expenditure por sus siglas en inglés que significa inversiones de capital.

combustión. Un cambio de la relación de EGR 0-55% aumenta la eficiencia global de 50.1 a 50.4% del gas natural (NG-LHV<sup>33</sup>) de acuerdo con las simulaciones de (Røkke 2006).

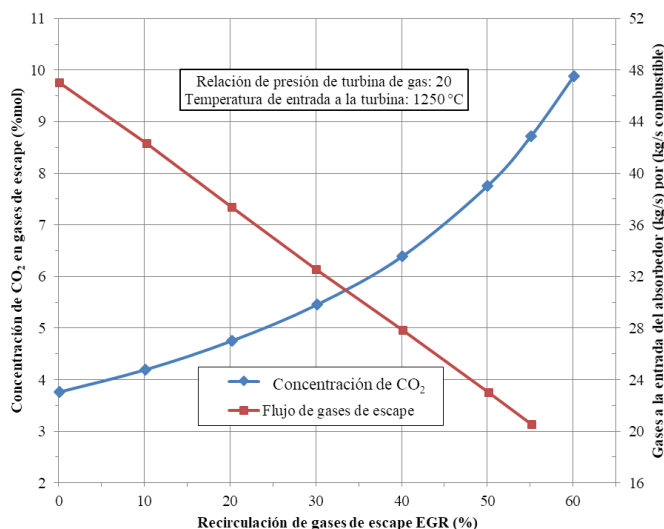


Figura 3.5 Concentración y flujo másico de CO<sub>2</sub> de los gases de combustión a la entrada del absorbedor como función de una tasa de EGR, a partir de (Li et al. 2011a)

### 3.4 Turbina de gas con humidificación o humidificación de aire EvGT

#### 3.4.1 Funcionamiento de Turbina de gas con humidificación EvGT

Las turbinas de gas con humidificación tienen un potencial alto de eficiencia eléctrica y potencia específica, coste específico de inversión reducido, bajas emisiones de NO<sub>x</sub>, disminución de la degradación de potencia causada por las altas temperaturas ambientales o presiones ambientales bajas (es decir, en las altas elevaciones), y mejor rendimiento a carga parcial en comparación con ciclos combinados. Las turbinas de gas con humidificación tienen un potencial termodinámico de eficiencia eléctrica similar o superior a los ciclos combinados (Jonsson and Yan 2005) y se puede dividir en tres categorías: (I) turbinas de gas con inyección de agua que se evapora completamente en o después de compresores, (II) turbinas de gas con inyección de vapor (STIG<sup>34</sup>), y (III) turbinas de gas con inyección de agua en una torre de humidificación, con recirculación de agua (EvGT).

Cuando el agua o vapor se introduce al ciclo, una parte del aire es remplazada efectivamente por vapor. El vapor podría ser fácilmente separado de los gases de combustión por condensación, además el gas de la turbina de humidificación podría tener una concentración de CO<sub>2</sub> más alta que el ciclo de turbina de gas convencional, lo que favorecería el proceso de captura de CO<sub>2</sub> por absorción química con aminas.

La integración de EvGT con absorción química basado en amina (MEA) se estudió por (Li et al. 2009) y el esquema del sistema se muestra en la Figura 3.6.

<sup>33</sup> LHV: Lower Heating Value por sus siglas en inglés que significa poder calorífico inferior.

<sup>34</sup> STIG: Steam-Injected Gas Turbine por sus siglas en inglés que significa Turbina de gas con inyección de vapor.

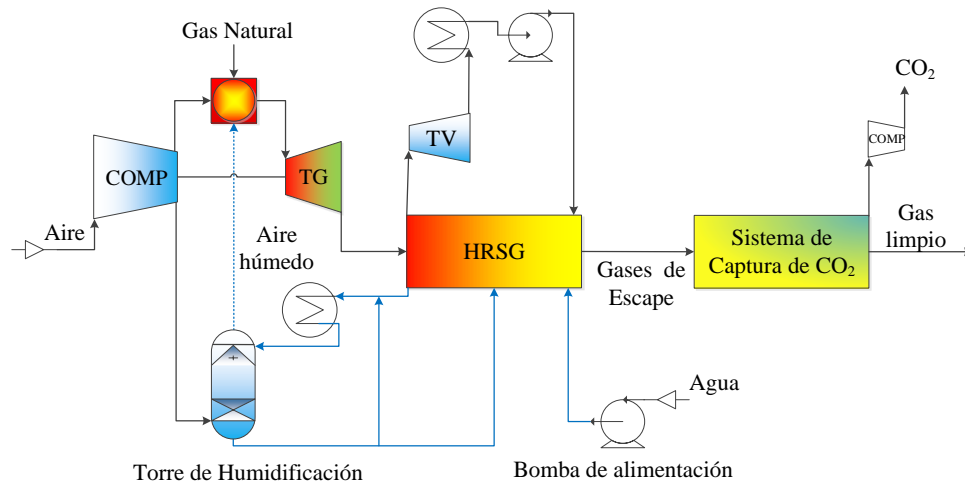


Figura 3.6 Integración de Ciclo Combinado con EvGT y absorción química de CO<sub>2</sub> con aminas, elaboración propia a partir de (Evulet et al. 2009).

El agua es calentada cerca del punto de saturación por el aire comprimido en el postenfriador y por los gases de combustión en el calentador de agua de alimentación y economizador. El agua calentada entra en la parte superior de una torre de humidificación y se pone en contacto directo en contracorriente con el aire comprimido que entra en la parte inferior de la torre.

La torre es una columna de empaque estructurado. Una parte del agua se evapora y el aire se humidifica, la evaporación se produce en el punto de ebullición del agua correspondiente a la presión parcial del agua en la mezcla, es decir, por debajo del punto de ebullición que corresponde a la presión total en la torre. Por lo tanto, el calor de baja temperatura se puede recuperar en un ciclo de EvGT. Dado que el contenido de vapor de agua en el aire incrementa a medida que el aire asciende a través de la torre, la temperatura de ebullición también se incrementa. Esto asegura una estrecha coincidencia de los perfiles de temperatura de aire y agua, y pequeñas pérdidas exergéticas en comparación con la evaporación en una caldera de vapor convencional (Jonsson and Yan 2005). Además, como el calor implicado en los gases de combustión es recuperado nuevamente al ciclo por evaporación de agua en la torre de humidificación, no hay necesidad de un ciclo de vapor inferior en un sistema EvGT, reduciendo así el coste de inversión.

Con los mismos parámetros de un ciclo de turbina de gas, fue simulada una NGCC con EvGT integrado con absorción química basada en MEA a diferentes relaciones de agua/aire (WAR<sup>35</sup>) que se define como:

$$\frac{W}{A} = \frac{\text{Flujo masico de agua evaporada}}{\text{Flujo masico de aire}} \Bigg|_{\text{Torre de humidificación}} \quad 3.2$$

<sup>35</sup> WAR: Water/Air Ratio por sus siglas en inglés.

WAR es de gran importancia para la eficiencia eléctrica de un ciclo EvGT. Para todos los casos, con temperatura del aire de combustión constante, siempre existe un punto óptimo (Yan et al. 1995).

### 3.4.2 Impactos de la humidificación de gas en absorción química a base de amina

Como se muestra en la Figura 3.7, la concentración de  $\text{CO}_2$  en los gases de combustión del ciclo EvGT podría elevarse por encima de 5 %mol después de la condensación. Sin embargo, la inyección de agua incrementa al mismo tiempo la concentración de agua de condensado de los gases de combustión. La fracción molar de  $\text{H}_2\text{O}$  se eleva de 4.3%mol en el ciclo simple a 7.4 %mol. El alto contenido de agua de los gases de combustión enviaría más agua al absorbedor y diluiría la solución MEA, lo que resulta en un aumento de la potencia específica del reboiler. Un valor óptimo de eficiencia eléctrica en relación con WAR es del orden de 41.6% para NG LHV con  $\text{WAR} = 0.115$  (Li et al. 2009). Sin embargo, en comparación con un ciclo combinado integrado con la absorción química por amina, en donde la eficiencia eléctrica calculada es de aproximadamente 50.1% de NG LHV, el ciclo EvGT no muestra resultados prometedores según (Li et al. 2011a).

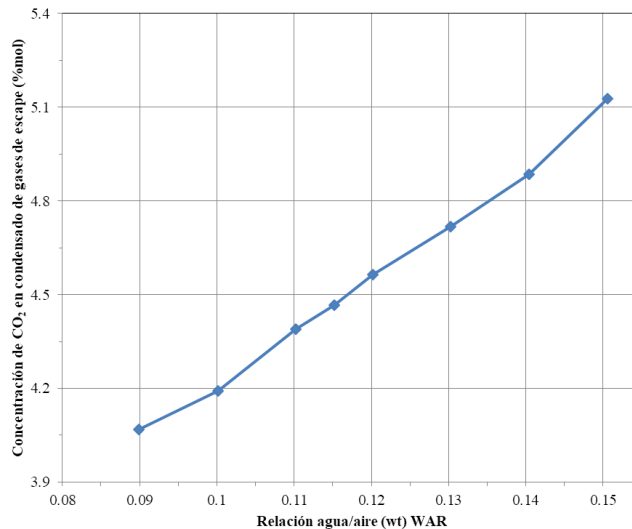


Figura 3.7 Concentración de  $\text{CO}_2$  en los gases de combustión deshidratados a diferentes razones agua/aire WAR, elaborado a a partir de (Evulet et al. 2009).

### 3.4.3 Impactos de la humidificación de gas en combustión

Como una parte del aire es sustituido por vapor de agua, los ciclos EvGT se caracterizan por menor concentración de oxígeno antes de la combustión y mayor concentración de agua en la entrada de la turbina de gas, en comparación con los ciclos de turbinas de gas convencionales. La medida en que  $\text{O}_2$  y el  $\text{H}_2\text{O}$  varían a lo largo de diferentes WAR se muestra en la Figura 3.8. Como el  $\text{H}_2\text{O}$  actúa como un diluyente, los efectos son similares a los del sistema EGR, es decir, la reducción de  $\text{NO}_x$  y el incremento de potencial de CO e

hidrocarburos no quemados. El nivel óptimo de WAR, y el límite aceptable de concentración de  $O_2$  es cercano en lo que a combustión se refiere.

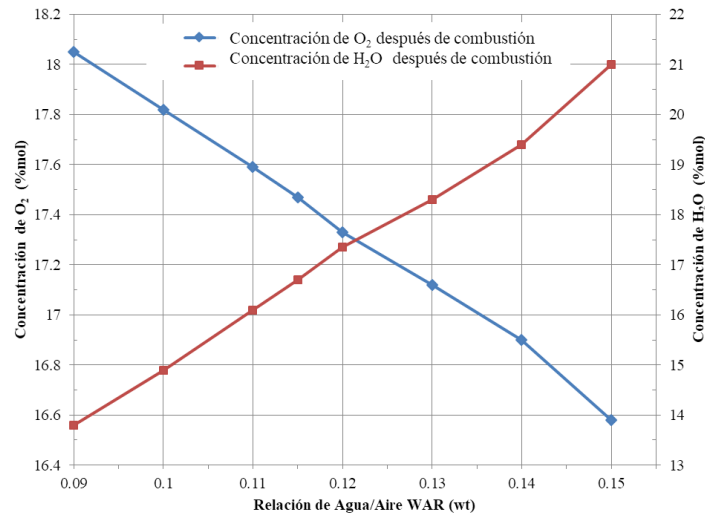


Figura 3.8 Concentración de oxígeno y agua antes de la combustión, elaboración propia a partir de (Evulet et al. 2009)

#### 3.4.4 Impactos de la humidificación del gas en turbo maquinaria.

La humidificación del fluido de trabajo de una turbina de gas podría causar una perturbación de flujo volumétrico entre el compresor y el expansor (turbina). Este grado de desajuste depende la turbina de gas y de la relación WAR que pueda adaptarse al incremento de flujo, el cual aún está en desarrollo. Hoy en día existen comercialmente turbinas de gas de inyección de vapor, aunque no existe certeza de alcanzar las altas eficiencias citadas en estudios teóricos.

### 3.5 Ciclo de Turbina de gas con quemadores suplementarios (SFC)

#### 3.5.1 Funcionamiento de turbina de gas con SFC

La tecnología de quemador suplementario es otra opción que podría aumentar la concentración de  $CO_2$  en los gases de combustión para la captura mediante postcombustión. Un esquema simplificado de ciclo combinado de gas natural con quemadores suplementarios integrados se muestra en la Figura 3.9. La principal diferencia entre el SFC y el ciclo combinado convencional es la presencia de una unidad de combustión secundaria a la salida de la turbina de gas para el caso SFC. Al quemar combustible adicional, los gases de combustión son recalentados y se envían a un generador de vapor por recuperación de calor (HRSG) que genera vapor para el ciclo inferior (vapor). Con el fin de mejorar un poco la eficiencia, después de la expansión en la etapa de alta presión de la turbina de gas, los gases de combustión son calentados y dirigidos a la etapa de la turbina de baja presión. En general, una planta con quemadores suplementarios tiene inherentemente menor eficiencia que la de una planta convencional, sin embargo tienen la capacidad de producir más potencia de salida durante periodos de precios altos de energía eléctrica, lo que le da una ventaja económica dependiendo de la demanda de electricidad y el número de horas (Backlund and Company



1998). Los beneficios de un ciclo combinado con quemadores suplementarios dependen de varios factores: el diseño de la planta, el costo de capital, costo del combustible, el costo marginal de la producción de electricidad y las horas de operación; son los más importantes. Ya que muchas variables están involucradas, sobre todo el diseño de la planta y los precios regionales de electricidad al por mayor, cualquier aplicación particular debe ser analizada en detalle para determinar el impacto completo de añadir un sistema de quemadores suplementarios (Backlund and Company 1998).

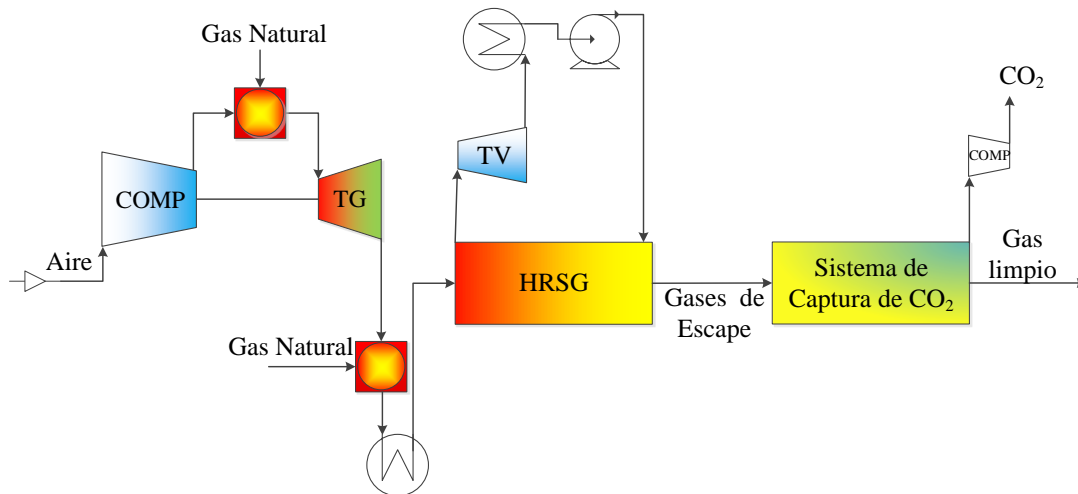


Figura 3.9 Ciclo Combinado integrado con SFC y absorción química de  $\text{CO}_2$  con aminas, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a).

### 3.5.2 Impactos de SFC en la absorción química a base de amina

Desde el punto de vista de captura de  $\text{CO}_2$  por postcombustión, la tecnología de quemador suplementario muestra potenciales ventajas. De manera similar al EGR, el quemador suplementario incrementa la concentración de  $\text{CO}_2$  en los gases de combustión. En comparación con un ciclo combinado sin EGR, la concentración de  $\text{CO}_2$  se incrementa de 3.8 a 6.7 % mol. Sin embargo, los resultados de quemador suplementario incrementan el flujo másico de gases de combustión, que es el efecto contrario del sistema EGR. El incremento de flujo másico contrarresta los beneficios de la alta concentración de  $\text{CO}_2$  y por lo tanto, el SFC tiene una eficiencia eléctrica algo menor de 48.1% para NG LHV, de acuerdo con las simulaciones realizadas en (Li et al. 2011a). Otro factor que contribuye a la baja eficiencia, es la alta diferencia de temperatura que existe para los intercambiadores del HRSG, siendo necesario, un ciclo inferior con mayor temperatura, por ejemplo un ciclo inferior supercrítico puede contribuir a mejorar la eficiencia.

### 3.5.3 Impactos de quemadores suplementarios en la combustión.

Una característica similar entre EGR y SFC es la baja concentración de oxígeno en los gases de combustión. Sin embargo, la alta temperatura ( $900^\circ\text{C}$ ) generalmente compensa los bajos niveles de concentración de oxígeno, alrededor de 12 % mol y la estabilidad suele asegurarse con simples rampas de calentamiento en quemadores. Además, se han observado altas reducciones de  $\text{NO}_x$  en turbinas de gas con quemadores suplementarios (Ditaranto et al. 2009).

Si se pudiera aplicar una mayor temperatura de combustión, en lugar de la supuesta de ( $T_{\text{combustión}} = 1,328 \text{ }^\circ\text{C}$ ), la concentración de  $\text{CO}_2$  puede mejorarse aún más. La Figura 3.10 muestra la concentración de  $\text{CO}_2$  condensado en los gases de combustión mientras que la Figura 3.11 muestra la concentración de oxígeno antes y después de la combustión en la unidad de quemadores suplementarios. En la combustión estequiométrica, la concentración de  $\text{CO}_2$  se acerca al valor máximo teórico, que es 11.3 %mol. Además, la concentración global de oxígeno antes de la combustión suplementaria disminuye con el aumento de la temperatura de combustión, aunque no significativamente. Además, el aumento de la temperatura de combustión podría mitigar el problema de la baja concentración de  $\text{O}_2$ .

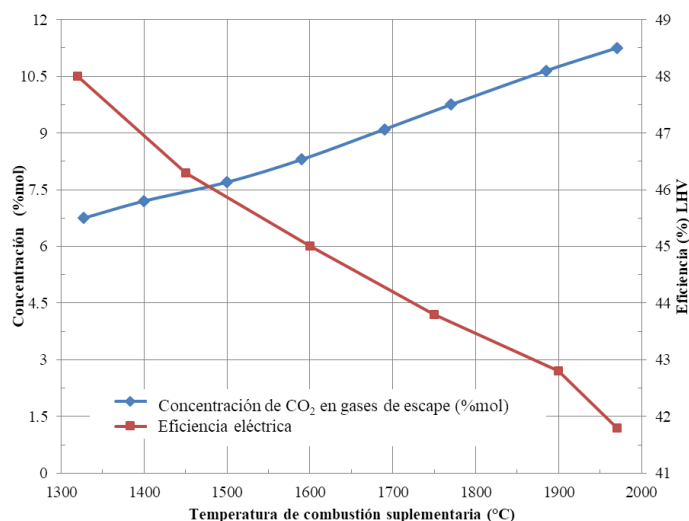


Figura 3.10 Concentración de  $\text{CO}_2$  en los gases de combustión y eficiencia eléctrica del SFC a diferentes temperaturas de combustión suplementaria, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a).

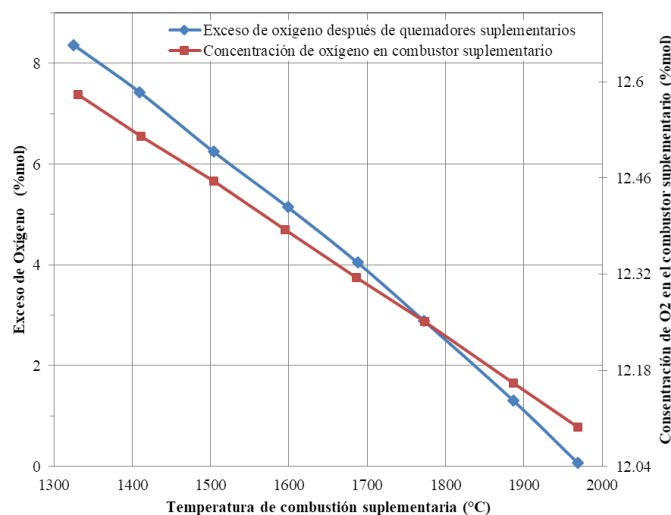


Figura 3.11 Concentración de oxígeno antes y después de combustión en la unidad de quemadores suplementarios a diferentes temperaturas de combustión, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a).

### 3.5.4 Impactos de SFC en la eficiencia del ciclo de turbina de gas.

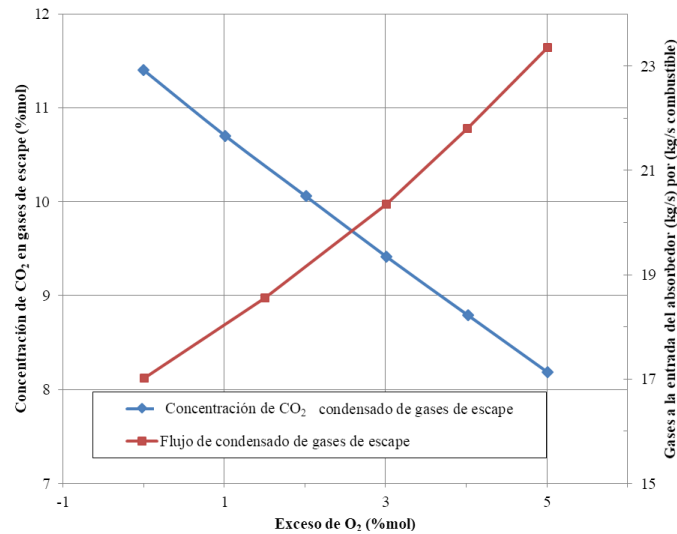


Figura 3.12 Concentración condensada de CO<sub>2</sub> y flujo másico de gases de combustión a diferentes niveles de exceso de oxígeno, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a).

Como se mencionó anteriormente, el incremento de flujo másico contrarresta los beneficios de la alta concentración de CO<sub>2</sub>. Consecuentemente, junto con el incremento de la temperatura de combustión suplementaria, la eficiencia del ciclo desciende y se aproxima a bajos niveles de combustión estequiométrica, que es de 41.9% para GN LHV, como se muestra en la Figura 3.10. A medida que los gases de combustión son descargados desde la etapa de alta presión de la turbina de gas, estos pueden ser recalentados indirectamente en el combustor suplementario para mejorar la eficiencia del ciclo de la turbina de gas, el material de la turbina de gas no representa un problema, siempre y cuando el interenfriamiento de la turbina y el intercambiador de calor aplique una tolerancia a las altas temperaturas. En la siguiente sección (EFC) se abordan más a detalle los intercambiadores de calor de alta temperatura, pero se requiere de un nuevo diseño de turbinas de gas para satisfacer la recuperación de calor de los gases de combustión. Adicionalmente, si el sistema se simplifica omitiendo la recuperación de los gases de combustión, la turbomaquinaria podría mantenerse sin modificaciones, sin embargo, la eficiencia del ciclo podría reducirse más de 6% para una temperatura de combustión suplementaria de 1,320 °C con GN LHV (Li et al. 2011a).

## 3.6 Quemadores externos en ciclo de turbina de gas (EFC).

### 3.6.1 Funcionamiento de EFC en ciclo de turbina de gas.

Como se analizó en la sección previa, existen problemas potenciales asociados a la integración de sistema de EGR o humidificación de aire a ciclos con turbina de gas, por ejemplo, la inestabilidad en la combustión por la baja concentración de oxígeno, el cual requiere de nuevos diseños de turbinas de gas que manejen las diferentes composiciones de gases de combustión y el desajuste de flujo másico. Estos problemas pueden ser evitados con la aplicación de tecnología de quemadores externos. El EFC ha sido estudiado para carbón desde 1930, como resume (Keller 1946). En los años 1950 y 1960, se llevaron a cabo varios trabajos sobre ciclo combinado con quemadores externos (Keller and Gaehler 1961). Entre 1956 y 1961 se construyeron seis centrales de carbón y turba como combustible,

incorporando calentadores de aire, las cuales se utilizaron para entender las características del EFC (Kautz and Hansen 2007). A partir de 1990, el interés por la investigación fue dirigida hacia la aplicación en las plantas de cogeneración que utilizan biomasa, (Yan et al. 1995), (Eidensten et al. 1996), (Kautz and Hansen 2007), (Al-attab and Zainal 2015).

EFC significa que los gases calientes de combustión no están en contacto directo con los álabes de la turbina. Desde el fluido de trabajo de la turbina son separados los gases de combustión, la potencia térmica de los gases de combustión debe ser transferida al fluido de trabajo a través de un intercambiador de calor de alta temperatura. (Al-attab and Zainal 2015). Las turbinas de gas con quemadores externos se explican termodinámicamente por el ciclo Brayton, pero, este último puede alcanzar la potencia de salida específica más alta debido principalmente a su mayor temperatura de entrada de turbina (Anheden 2000).

Mientras que, en las turbinas de gas convencionales el aire comprimido es mezclado con el combustible para quemarse en la cámara de combustión y posteriormente expandirse en la turbina; en un ciclo de turbina de gas con quemadores externos los gases de combustión no pasan a través de la turbina. Como se muestra en la Figura 3.13, el calor de los gases de combustión caliente proveniente de los quemadores externos se transfiere al aire comprimido mediante un intercambiador de calor de contacto indirecto. La unidad de quemadores externos en turbina de gas tiene varias ventajas, como la posibilidad de quemar el llamado combustible "sucio" 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. El principal impedimento técnico de EFC es el intercambiador de calor de alta temperatura, lo que requiere materiales robustos para funcionar a los niveles de temperatura requeridos para un ciclo de alta eficiencia. Debido a que los intercambiadores de calor metálicos utilizados en las versiones anteriores de ciclo no permiten altas temperaturas de entrada a la turbina para la producción de energía rentable, los cerámicos pueden soportar temperaturas superiores a 1400 °C en ambientes corrosivos de gas de combustión proveniente de carbón. Hagen International llevó a cabo una serie de experimentos con materiales cerámicos en la década de 1970 (Most and Hagen 1977). Durante este período se centraron en los equipos de recuperación de calor para la industria metalúrgica secundaria. Hasta la fecha, sus calentadores de aire de cerámica de baja presión han acumulado más de dos millones de horas de operación con éxito en entornos industriales corrosivos y de alta temperatura. También en la década de 1980, La Hagen International inició el trabajo para aumentar la capacidad de presión (hasta 100 bar) para intercambiadores de calor de cerámica (Lahaye et al. 1989).

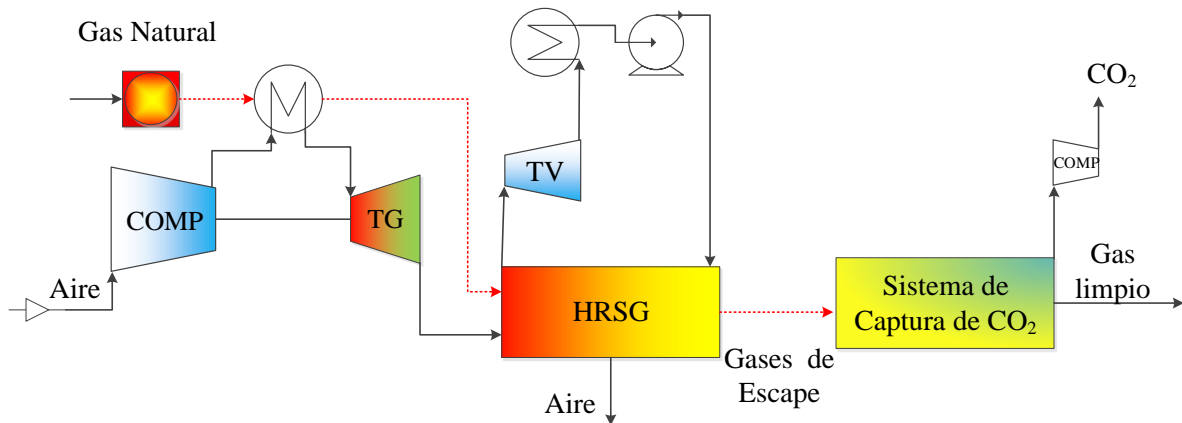


Figura 3.13 Ciclo de turbina de gas con quemadores externos, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a).

### 3.6.2 Impactos del EFC en la absorción química por amina.

Si el  $\text{CO}_2$  es capturado por absorción química basado en amina, el EFC ofrece potenciales ventajas para un ciclo de turbina de gas, ya que las unidades de generación de energía y de combustión están separadas, podría no ser indispensable mantener altos niveles de exceso de aire en la combustión para turbinas de gas convencionales. Por lo tanto, los gases de combustión pueden ser menos diluidos, lo que resulta en menores volúmenes a tratar en el absorbedor por amina. (Li et al. 2011a). La variación en la concentración de  $\text{CO}_2$  y flujo másico de gases de escape a diferentes niveles de exceso de oxígeno se muestran en la Figura 3.12. Como resultado, la eficiencia eléctrica neta aumenta como la relación de exceso de se aproxima a la condición estequiométrica, como se muestra en la Figura 3.14. En el caso teórico de la combustión estequiométrica, la concentración de  $\text{CO}_2$  se incrementaría a 11.8% mol y el flujo másico reduciría a 17.1 kg/s, lo que lleva a una eficiencia eléctrica de 44.3% de GN LHV.

### 3.6.3 Impactos del EFC en la combustión.

La Figura 3.14 muestra las temperaturas de combustión adiabáticas de EFC a diferente exceso de oxígeno, y es igual a 2,031 °C en condiciones de combustión estequiométricas. El horno convencional podría ser utilizado en el ciclo de quemadores externos que generalmente opera a 3% de exceso de  $\text{O}_2$ . El mayor impacto sería en el intercambiador de calor de gas/aire y los materiales seleccionados.

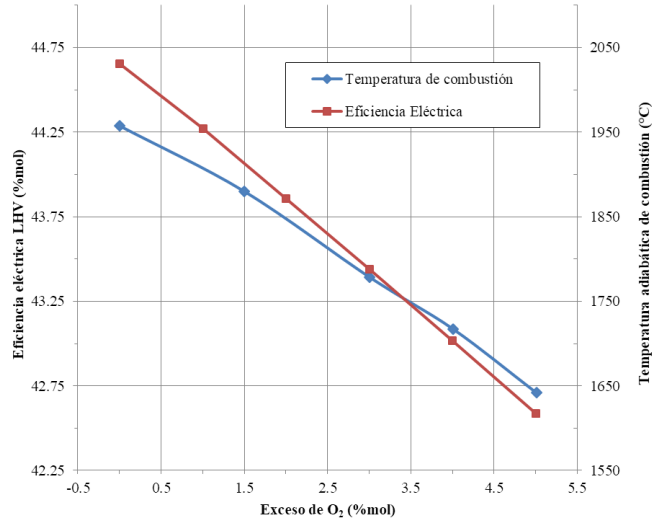


Figura 3.14 Eficiencia eléctrica y temperatura de combustión de un EFC a diferentes niveles de exceso de oxígeno, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a).

### 3.7 Uso de membranas en centrales de potencia

#### 3.7.1 Funcionamiento de sistema de membranas.

Un proceso de membrana utiliza el aire de combustión como flujo de barrido en una configuración de recirculación selectiva de gases de escape (S-EGR), este se puede usar para preconcentrar CO<sub>2</sub> del 4% al 15-20% mol con casi ninguna energía de entrada. Dependiendo de la configuración del proceso, el diseño de la recirculación selectiva por membrana reduce la energía mínima de la etapa de captura de CO<sub>2</sub> hasta en un 40%. Un diseño completo de membrana utilizando una etapa de captura en serie con una membrana de recirculación selectiva puede capturar el 90% del CO<sub>2</sub> de una planta de energía NGCC empleando menor energía y a un costo más bajo que el proceso de amina del caso base analizado por el Departamento de Energía de Estados Unidos (DOE) (U.S. Department of Energy 2010a). La membrana utilizada corresponde al estado del arte en este proceso y tiene una permeabilidad para el CO<sub>2</sub> de 2200 gpu<sup>36</sup> [donde 1 gpu = 10<sup>-6</sup> cm<sup>3</sup> (STP<sup>37</sup>)/(cm<sup>2</sup>\*s\*cmHg)] y una selectividad CO<sub>2</sub>/N<sub>2</sub> de 50. Una superior permeabilidad para el CO<sub>2</sub> mejorará los aspectos económicos y reducirá la huella carbono de un sistema de captura de CO<sub>2</sub> por membrana, mientras que una superior selectividad CO<sub>2</sub>/N<sub>2</sub> es menos benéfica, porque el proceso estará limitado por una relación de presión disponible.

A continuación se describen algunos procesos novedosos con membranas para captura del CO<sub>2</sub> de los gases de combustión de una central de ciclo combinado, ya que existen estudios para centrales carboeléctricas por (Merkel et al. 2010), (Hall 2002) en donde el proceso de

<sup>36</sup> gpu: gas permeation unit por sus siglas en inglés, que significa unidad de permeación de gas.

<sup>37</sup> STP: Standard Temperature and Pressure por sus siglas en inglés y se refiere a la transmembrana de flujo volumétrico de una especie que se difunde en términos de condiciones estándar de 0 °C y 1 atm, el término cm se refiere al espesor de la membrana, y cmHg se refiere a la fuerza de accionamiento de presión parcial de transmembrana para la especie que se difunde.

recirculación selectiva por membrana utiliza aire de combustión como una corriente de barrido en una unidad de membrana a contracorriente para separar el CO<sub>2</sub> del gas de combustión y recircular de nuevo a la caldera. Al recircular selectivamente el CO<sub>2</sub>, se incrementa la concentración de CO<sub>2</sub> en los gases de combustión de la caldera, haciendo su posterior captura más fácil (Merkel et al. 2013). El desarrollo para este proceso generó nuevas membranas de captura de CO<sub>2</sub> (llamada Polaris (Merkel 2009)) y en la actualidad se están probando con corrientes de gases de combustión de carbón que contienen hasta 20 toneladas de CO<sub>2</sub>/día (el CO<sub>2</sub> producido por 1 MWe de generación de una central carboeléctrica).

### 3.7.2 S-EGR con membrana para Captura de CO<sub>2</sub>.

Las membranas se encuentran entre el conjunto de tecnologías de separación considerados para captura de CO<sub>2</sub> por postcombustión. El pensamiento convencional es que las membranas tendrán dificultades para competir con otras tecnologías de separación, particularmente la absorción química, sobre todo cuando la presión parcial de CO<sub>2</sub> es baja. Siguiendo esta lógica, debido a que el gas de combustión de una NGCC tiene una presión parcial de CO<sub>2</sub> inferior que los gases de combustión de una carboeléctrica, las membranas son percibidas como menos competitivas para esta aplicación. Esta situación es probablemente cierta si es aplicada en una sola etapa, las unidades de membrana independientes se aplican como una solución "al final de la tubería (end-of-the-pipe)", de la misma manera que se usa el sistema de absorción por postcombustión. Sin embargo, un sistema de membranas utiliza aire de combustión como una corriente de barrido de una manera similar al previamente propuesto para plantas carboeléctricas y ofrece una oportunidad para bajar el costo de captura de CO<sub>2</sub> a partir de una turbina de gas.

La Figura 3.15 muestra cómo se podría utilizar un sistema de membranas integrado para ayudar a la captura de CO<sub>2</sub> en una planta de energía de NGCC. En este esquema, una fracción de los gases de escape que salen del HRSG se recirculan de una manera similar a la mostrada en la Figura 3.4 para una recirculación de gases de escape convencional. Sin embargo, en lugar de enviar directamente los gases de escape recirculados a la entrada del compresor de aire de alimentación, el gas de combustión pasa a un lado de una membrana de separación, en la cual el aire se hace pasar en contracorriente al gas de combustión, en el otro lado de esta membrana. Debido a que la membrana es selectiva para CO<sub>2</sub> sobre oxígeno y nitrógeno, el CO<sub>2</sub> penetra o permea<sup>38</sup> en la corriente de aire de alimentación, que es enviada al compresor que será utilizado en la cámara de combustión con el combustible. En lugar de mezclar los gases de combustión no separados con la corriente de aire (como lo hace el EGR), este sistema recircula selectivamente el CO<sub>2</sub> de los gases de escape. Este proceso es llamado recirculación selectiva de gases de escape (S-EGR).

---

<sup>38</sup> En el proceso de separación por membrana el fluido que pasa por la membrana se llama *permeado* y el que queda retenido en el lado de la alimentación es llamado *retenido*

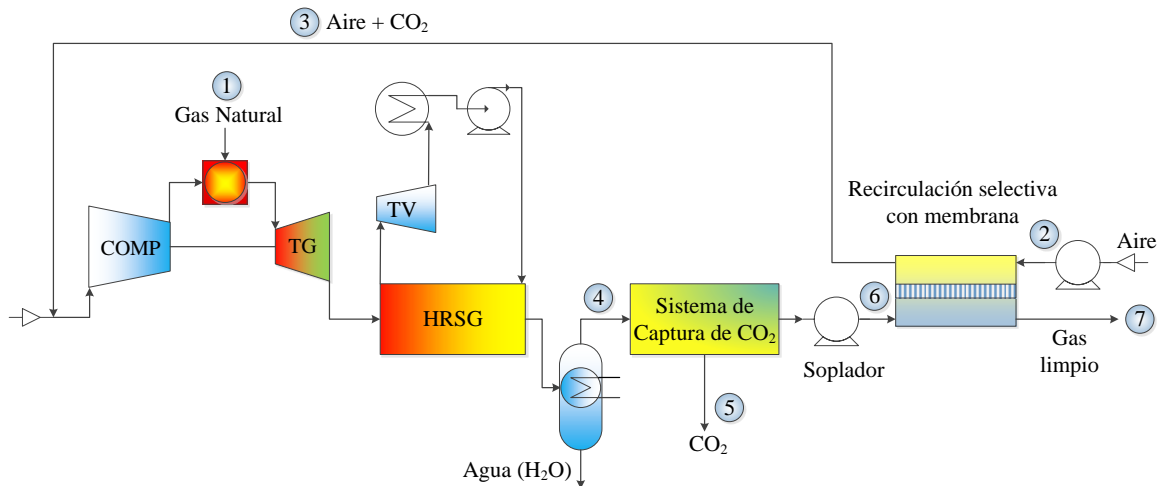


Figura 3.15 Diagrama simplificado de una NGCC con membranas basadas en recirculación selectiva de gases de escape y captura de CO<sub>2</sub> en paralelo, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a).

La recirculación selectiva por sistema de separación con membranas es impulsada por la diferencia de presión parcial de CO<sub>2</sub> entre el aire y los gases de combustión. Mediante el uso de aire de combustión como corriente de barrido, la separación y enriquecimiento de CO<sub>2</sub> puede ocurrir con casi ninguna entrada de energía, no hay compresores o bombas de vacío requeridos para este proceso. La única energía que se requiere es para ventiladores o sopladores que son los encargados de impulsar las corrientes de gas a través de la unidad de membranas. La Tabla 3.1 muestra de flujo de composiciones y las condiciones de operación para el diseño de la Figura 3.15. En este caso, los flujos de alimentación de combustible y aire son consistentes con el caso 13 de la línea de referencia para plantas de energía fósil del informe elaborado por el DOE (U.S. Department of Energy 2010a), en el que fueron estudiadas dos turbinas avanzadas clase F que producen 555 MWe de potencia neta<sup>39</sup>. Para los valores mostrados en la Tabla 3.1, la relación de gases de escape enviados a la unidad de membranas es 77%. Las propiedades de las membranas utilizadas en los cálculos fueron los estados del arte de una Polaris con permeabilidad al CO<sub>2</sub> = 2,200 gpu y selectividad de CO<sub>2</sub>/N<sub>2</sub>= 50 a 25 °C. En un trabajo previo (Merkel et al. 2010), la permeabilidad del CO<sub>2</sub> usada para la Polaris fue de 1,000 gpu, combinado con selectividad CO<sub>2</sub>/N<sub>2</sub> de 50. La alta permeabilidad presentada aquí refleja el desarrollo continuo y optimización de esta membrana.

### 3.7.2.1 S-EGR con membrana para Captura de CO<sub>2</sub> en paralelo.

El diseño del proceso se muestra en la Tabla 3.1 en donde se ilustra una configuración en la que se coloca el sistema de recirculación selectiva con membranas con la unidad de captura de CO<sub>2</sub> en paralelo. Para este caso, el gas de escape se divide en dos corrientes de igual

<sup>39</sup>(U.S. Department of Energy 2010a) Simulado con CHEMCAD 6.3 (ChemStations, Houston, TX) el cuál incorpora la patente de una unidad de membranas a contracorriente que fue utilizada para calcular las condiciones de la corriente de la Tabla 3.1.



composición que se envían al sistema de recirculación selectiva con membranas y la unidad de captura.

Una ventaja de la configuración en paralelo es que la unidad de captura sólo trata una fracción de la corriente de gases de escape (23% para el ejemplo de la Tabla 3.1). Por otro lado, tanto la recirculación selectiva con membranas la unidad de captura debe tener altas tasas de separación de CO<sub>2</sub> para lograr una alta tasa global de captura.

*Tabla 3.1 Corriente de composiciones y condiciones para el diseño de recirculación de gases selectiva de la Figura 3.15, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a).*

componentes (%mol)	① gas natural	② corriente de aire	③ aire + CO <sub>2</sub> recirculado	④ alimentación a membrana	⑤ entrada a unidad de captura	⑥ CO <sub>2</sub> capturado	⑦ gases de escape	⑧ venteo de membrana
Ar	0	0.92	0.79	0.83	0.83	0	1.01	1.01
CH <sub>4</sub> <sup>a</sup>	97.4	0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>	1	0.03	13.4	18.6	18.6	100	0.48	0.59
H <sub>2</sub> O	0	0.99	2.39	2.89	2.89	0	3.54	1.01
N <sub>2</sub>	1.6	77.3	67.4	70.1	70.1	0	85.7	84.9
O <sub>2</sub>	0	20.7	16	7.58	7.58	0	9.27	12.5
<b>Total</b>	100	100	100.0	100	100	100	100	100.01
Flujo (kg/h)	75,900	2,560,000	3,150,700	2,368,200	707,400	182,000	525,400	1,777,500
Temperatura (°C)	38	25	25	25	25	50	25	25
Presión (bar)	31	1.11	1.01	1.11	1.01	150	1.01	1.01

<sup>a</sup> Composición típica de 93.1% CH<sub>4</sub> y 4.3% de hidrocarburos superiores es simplificado como 97.4 CH<sub>4</sub>

Como muestra en la Tabla 3.1, el proceso de recirculación selectiva incrementa la concentración de CO<sub>2</sub> de 4 a ~19% mol en los gases de escape para ir a la unidad de captura. Debido a que la membrana es selectiva, recircula solo CO<sub>2</sub>, este enriquecimiento de gas de combustión se logra sin diluir de manera significativa de oxígeno en la corriente de aire de combustión. Por ejemplo, con 19% mol de CO<sub>2</sub> en el gas de combustión, el contenido de oxígeno en la corriente de aire de combustión es 16% mol cuando se usa recirculación selectiva. Por ejemplo, el EGR convencional a una concentración de oxígeno similar, produce una corriente de gases de escape que contiene sólo el 6.5% mol de CO<sub>2</sub>, teniendo una corriente de gases de escape por el EGR está más diluida, debido a que grandes cantidades de nitrógeno también se reciclan en este proceso, el cual es no selectivo.

La posible mejora en el enriquecimiento selectivo con recirculación de gases de escape de CO<sub>2</sub> se ilustra en la Figura 3.16, el cual compara la concentración de CO<sub>2</sub> en los gases de combustión como una función del contenido de oxígeno en el aire de combustión para recirculación convencional y recirculación selectiva. Sin recirculación de gases de escape, los gases de combustión contienen 4% mol de CO<sub>2</sub> y la alimentación es solo aire atmosférico con 20.9% mol de oxígeno. A medida que incrementa la cantidad de gases de escape recirculados (que se mueve de derecha a izquierda en la Figura 3.16), la concentración de oxígeno en el gas de combustión decrece y la concentración de CO<sub>2</sub> en los gases de escape incrementa para ambos, recirculación selectiva y convencional. Sin embargo, en cualquier concentración de oxígeno dado en los gases de escape, el contenido de CO<sub>2</sub> es considerablemente mayor con recirculación selectiva de gases de escape. Esto se debe a que

la recirculación selectiva no diluye el aire de combustión con grandes cantidades de nitrógeno, que se produce cuando se utiliza el sistema EGR no selectivo.

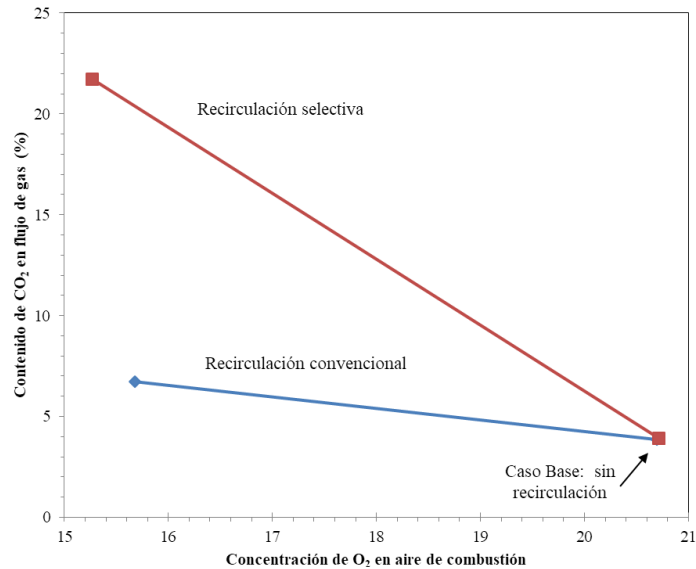


Figura 3.16 Comparación de la concentración de CO<sub>2</sub> en los gases de combustión, como una función del contenido de oxígeno en el aire de combustión para recirculación selectiva de gases de escape y recirculación convencional, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a).

También es posible un arreglo en serie de recirculación selectiva con membranas y la unidad de captura.

### 3.7.2.2 S-EGR con membrana para Captura de CO<sub>2</sub> en serie.

Esta configuración se muestra en la Figura 3.17 y las composiciones de la corriente correspondiente se resumen en la Tabla 3.2.

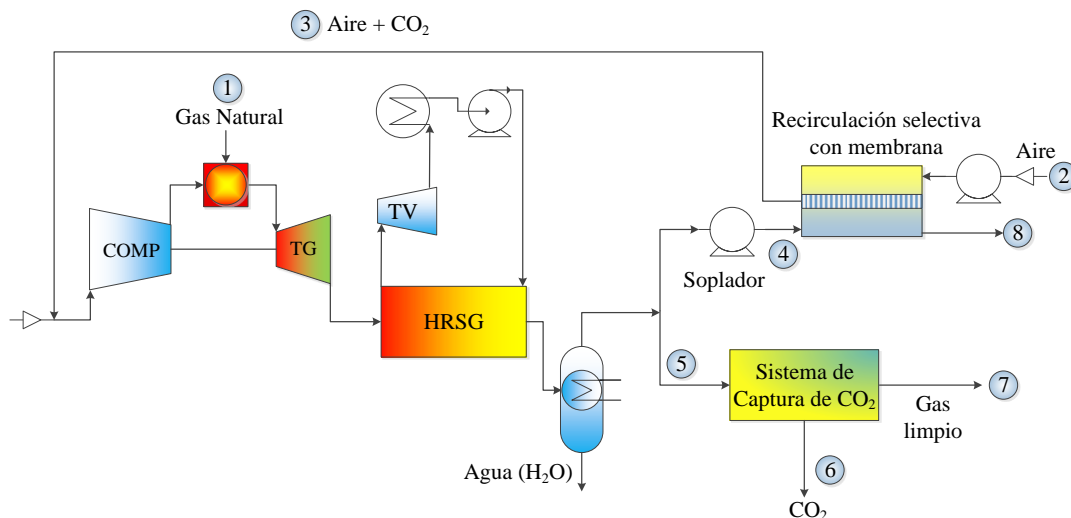


Figura 3.17 Diagrama de flujo simplificado de una planta de energía NGCC con recirculación selectiva de gases de escape con membranas y la captura de CO<sub>2</sub> en serie, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a).

Primeramente, para la configuración en serie, toda la corriente de gases de escape es enviada a la unidad de captura para eliminar una porción del CO<sub>2</sub>, después la corriente de gases de escape se envía a la unidad de recirculación selectiva con membranas. Aquí, el aire fluye en contracorriente de los gases de escape los cuales tienen un remanente de CO<sub>2</sub> mayor, el cual es separado por el permeado de la membrana para después ser mezclado y recirculado con aire para alimentar al compresor.

*Tabla 3.2 Corriente de composiciones y condiciones para el diseño de recirculación de gases selectiva de la Figura 3.17, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a).*

componentes (%mol)	① gas natural	② corriente de aire	③ aire + CO <sub>2</sub> recirculado	④ alimentación a unidad de captura	⑤ CO <sub>2</sub> capturado	⑥ alimentación a membrana	⑦ gases de escape
Ar	0	0.92	0.85	0.88	0	0.92	1.01
CH <sub>4</sub>	97.4	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>	1	0.03	8.83	13.7	100	10	0.49
H <sub>2</sub> O	0	0.99	2.88	2.89	0	3.02	0.96
N <sub>2</sub>	1.6	77.3	71.2	74.3	0	77.5	85.1
O <sub>2</sub>	0	20.7	16.3	8.17	0	8.52	12.4
<b>Total</b>	100	100	100.0	100	100	100	100
Flujo (kg/h)	75,900	2,720,000	3,158,300	3,073,900	183,500	2,890,400	2,542,100
Temperatura (°C)	38	25	32	25	50	33	25
Presión (bar)	31	1.11	1.01	1.01	150	1.11	1

Aunque la recirculación selectiva con membranas se coloque después de la etapa de captura, funciona como un preconcentrador de CO<sub>2</sub>, incrementando el contenido de CO<sub>2</sub> en los gases de escape. El colocar la membrana de recirculación selectiva después de la unidad de captura también suaviza las exigencias de remoción de CO<sub>2</sub> en la tecnología de captura. Por ejemplo, la unidad de captura puede eliminar 50% del CO<sub>2</sub> de los gases de escape y dejar que el sistema de recirculación selectiva con membranas retire una parte adicional de CO<sub>2</sub> que permita separar globalmente el 90%. El arreglo de membrana seleccionado; en paralelo o en serie, dependerá de variables tales como la velocidad global de captura deseada y el tipo de tecnología de captura que acompaña a la recirculación selectiva con membranas.

También es posible combinar estos diseños de manera que se utilicen ambas membranas, paralelo y en serie. En este enfoque, los beneficios de la reducción de la tasa de flujo de alimentación (a partir del diseño en paralelo) y los requisitos de separación de CO<sub>2</sub> (a partir del diseño en serie) se pueden lograr. El beneficio neto de la recirculación selectiva de gases de escape dependerá de: **(1)** la cantidad de ahorros de capital y energía que son posibles en la etapa de captura de CO<sub>2</sub>, una vez que se ha enriquecido de 4% a 15-20% mol, **(2)** el costo de barrido del sistema de membranas, y **(3)** el rendimiento de una turbina de gas cuando la alimentación contiene concentraciones relativamente altas de CO<sub>2</sub>.

### 3.7.2.3 Proceso de captura utilizando recirculación selectiva de gases de escape con membranas.

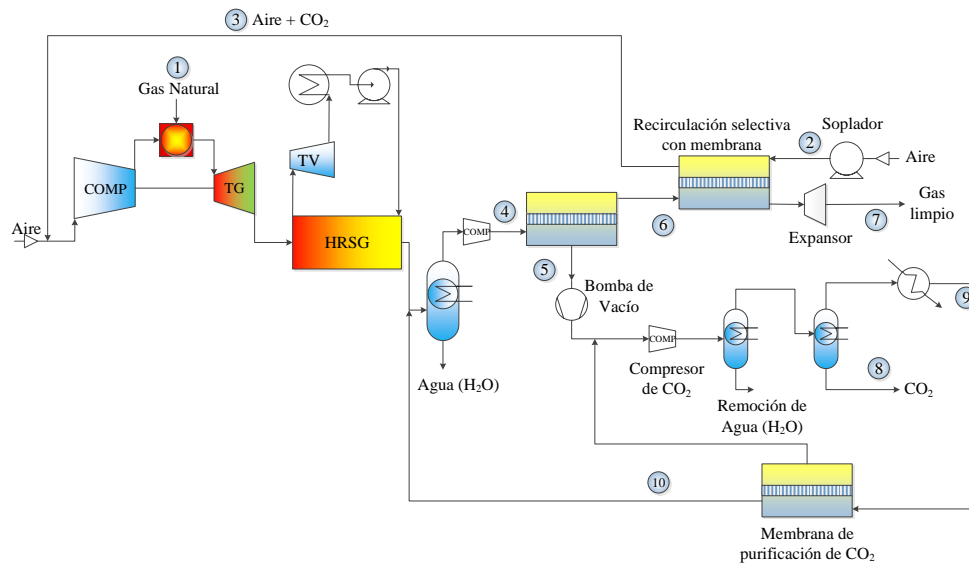


Figura 3.18 Esquema de un proceso de captura que usa recirculación de gases de escape selectiva con membrana para producir CO<sub>2</sub> de alta pureza listo para el secuestro en una planta de energía del tipo NGCC, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a).

La Figura 3.18 muestra el diseño de un proceso con membranas para captura de CO<sub>2</sub> de los gases de combustión de una NGCC. En este esquema, la etapa de captura con membrana es acoplada en serie seguida por otra recirculación selectiva con membrana. La fuerza motriz para la unidad de captura con membrana es proporcionada por una combinación de un ventilador centrífugo en la corriente de alimentación y un vacío en el lado permeado de la membrana. La corriente de permeado enriquecida con CO<sub>2</sub> se envía a una etapa de refrigeración membrana-asistida para producir CO<sub>2</sub> licuado, el cual estará listo para el secuestro. El residuo de CO<sub>2</sub> empobrecido sale de la unidad de captura con membrana y se dirige a un sistema de recirculación selectiva con membrana donde se utiliza aire de barrido para proporcionar la fuerza motriz como se describió anteriormente. Este diseño es análogo al descrito anteriormente para su uso en una planta de generación carboeléctrica (Merkel et al. 2010). La principal diferencia del caso del carbón es que es posible un mayor factor de enriquecimiento de CO<sub>2</sub> que con el gas natural. Por ejemplo, mientras que el gas de combustión de carbón puede ser enriquecido de 12% a ~20% mol usando una etapa de recirculación selectiva en serie, la misma configuración de la membrana puede enriquecer los gases de combustión de gas natural de 4% a 22% mol. Este enriquecimiento mejorado es posible debido a que la combustión con gas natural utiliza más exceso de aire que la combustión con carbón (200%-250% versus 10%-15%); por lo tanto, hay más flexibilidad para recircular CO<sub>2</sub> con un barrido de membrana para el caso NGCC sin acercarse a los límites de oxígeno estequiométricos. La Tabla 3.3 muestra las condiciones de la corriente para el proceso de la Figura 3.18.

*Tabla 3.3 Corriente de composiciones y condiciones para el proceso captura con membrana de la Figura 3.18, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a).*

componentes (%mol)	① gas natural	② corriente de aire	③ aire + CO <sub>2</sub> recirculado	④ alimentación a membrana	⑤ CO <sub>2</sub> -enriquecido permeado	⑥ alimentación de recirculación a membrana	⑦ gases limpios	⑧ CO <sub>2</sub> capturado	⑨ cabeza de la columna	⑩ venteo de inertes
Ar	0.35	0.19	0.02	0.58	0.46	0.06	0.44	0.41	0.92	0
CH <sub>4</sub>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	97.4
CO <sub>2</sub>	25.3	59.3	97.1	0.65	18.3	83.1	21.8	16.2	0.03	1
H <sub>2</sub> O	0	0	0.43	0.37	0.76	4.57	0.97	1.21	0.99	0
N <sub>2</sub>	62	33.1	1.72	87.9	72	9.98	68.7	65.5	77.3	1.6
O <sub>2</sub>	12.4	7.37	0.76	10.5	8.49	2.33	8.16	16.6	20.7	0
<b>Total</b>	100	100	100.0	100	100	100	100	100	100	100
Flujo (kg/h)	75,900	2,250,000	3,138,400	3,074,300	212,400	2,862,000	1,963,600	185,100	57,700	23,300
Temperatura (°C)	38	24	38	40	40	40	24	-30	25	25
Presión (bar)	31	1.1	1.01	3	0.3	2.9	1.01	27	27	1.1

El proceso muestra una combinación de compresión de alimentación a 3 bar y un vacío de permeado de 0.3 bar, esto es usado para generar una relación de presión de 10 para la etapa de captura con membrana. Un poco de compresión en la alimentación es conveniente para reducir el área de la membrana requerida y para mejorar la pureza del permeado de la membrana. Una relación de presión más alta que 10 se puede utilizar, pero los costes de energía se vuelven exorbitantes. También es posible utilizar la mínima compresión de alimentación (un ventilador de refuerzo que proporciona una alimentación de 1.1 bar). Potencialmente este es el caso de menor consumo de energía, pero requiere membranas extremadamente permeables para reducir el área de la membrana y el costo.

El análisis de sistemas de captura de CO<sub>2</sub> en una NGCC se muestra en la Tabla 3.3 (caso a 3 bar de alimentación) utilizando membranas actuales, las cuales se compararán con un proceso de captura de amina para el caso base.

La Tabla 3.4 resume las suposiciones utilizadas en análisis de energía y costos del proceso de captura con membranas de la Figura 3.18. Se usó 50 \$/m<sup>2</sup> como costo del sistema de membrana instalada. Este valor es consistente con los costes actuales de membranas de osmosis inversa en la industria (Merkel et al. 2013).

*Tabla 3.4 Suposiciones utilizadas para la Figura 3.18 del análisis de rendimiento del proceso con membrana, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a).*

Parámetro	valor
Caída de presión en la alimentación a través de cada paso de la membrana	0.1 bar
Caída de presión de barrido lateral	0.1 bar
Eficiencia del compresor y expansor	86%
Costo del equipo de compresión	500 \$/kW
Costo de membrana instalada	50 \$/m <sup>2</sup>
Permeabilidad de CO <sub>2</sub> en membrana	2200 gpu
Selectividad de CO <sub>2</sub> /N <sub>2</sub> en membrana	50
Vida útil del módulo de membrana	3 años

Los costos de compresión y eficiencias son consistentes con los encontrados en la línea base para plantas de energía fósil del informe del DOE (U.S. Department of Energy 2010a).

Es sabido que existe una considerable incertidumbre en las estimaciones de costes para grandes y complejos sistemas de captura de CO<sub>2</sub> que no se han construido, además de la corta vida de las membranas (He and Hägg 2013) y el costo relacionado (Roussanaly and Anantharaman 2017).

La Tabla 3.5 resume el rendimiento de una planta de NGCC que utiliza el proceso de captura por membrana de la Figura 3.18 y compara este sistema para la planta sin captura de CO<sub>2</sub> y con 90% de captura por absorción con amina. Los valores de rendimiento para los casos de sin captura y captura con amina se reproducen desde el estudio del DOE (U.S. Department of Energy 2010a). Tanto el proceso de captura con aminas y el proceso con membrana dan como resultado una disminución en la potencia de salida de la planta de NGCC. Por ejemplo, mientras que la planta NGCC sin captura produce una potencia neta de 555 MWe (con una eficiencia de la planta de 50.2%), la misma planta produce solamente 474 MWe (con una eficiencia de la planta de 42.8%) cuando se utiliza la absorción de amina para capturar 90% del CO<sub>2</sub> de gases de combustión.

*Tabla 3.5 Resumen comparativo de una NGCC sin y con sistema de captura por absorción con amina y un proceso de captura con membrana, elaboración propia a partir de (Li et al. 2011a)<sup>40</sup>.*

Parámetro	NGCC sin captura de carbono*	NGCC con 90% de captura de carbono	
		por amina*	por membrana+
Producción neta de la planta (kWe)	555,080	473,570	478,515
Pérdida de potencia de la turbina de vapor debido a la captura de CO <sub>2</sub>	0	53,700	0
Carga auxiliar debido a la captura de carbono.	0	27,810	76,565
Eficiencia neta de la planta (%) (LHV)	50.2	42.8	43.3
COT (Total Overnigh Cost) del sistema de captura de carbono (2,007\$ × 1,000)	0	310,749	212,950
Costo de la electricidad (centavos / kWh) COE	5.9	8.8	7.9
Incremento en el costo de la electricidad (%)		49	34

**COT:** Es el costo de un proyecto de construcción sin incluir servicios y costo de operación.

**COE:** Cost of the electricity por sus siglas en ingles

\*: (U.S. Department of Energy, 2010b)

+: (Timothy C. Merkel et al., 2013)

Para el proceso de la Figura 3.18 y a la misma tasa de captura, resulta una potencia neta de la planta de 479 MWe (con una eficiencia de la planta de 43.3%). La disminución de la potencia neta de salida es el resultado de la demanda energética para servicios auxiliares del sistema de captura de carbono, ya que el vapor es utilizado para la regeneración de amina en la columna de separación. Incluyendo los requerimientos de carga de vapor y auxiliares, el proceso de amina requiere ~6% más energía que el sistema de membrana para capturar 90% de CO<sub>2</sub> de los gases de combustión (81.5 MWe frente a 76.6 MWe). La Tabla 3.5 incluye el costo de la electricidad para los tres casos: sin captura, al 90% de captura por absorción con amina, y al 90% de captura con membrana de la por absorción con amina, y al 90% de captura con membrana. El Costo Nivelado de Electricidad es una métrica común que se utiliza para evaluar el impacto de una tecnología de captura en el rendimiento de la planta de energía. El

<sup>40</sup> Dentro del cotejo de valores para el NGCC y NGCC-CCS del caso de estudio de (U.S. Department of Energy 2010b), se identifico que los valores mostrados en la Tabla 3.5 corresponden a valores de poder calorífico superior y no de poder calorífico inferior como se menciona en (Merkel et al. 2013).

CNE tiene en cuenta los costos de capital y de operación del proceso de captura. Cuando se añade el sistema de amina del caso base a una planta NGCC para capturar el 90% del CO<sub>2</sub> de gases de combustión, el costo de la electricidad se incrementó de 5.9 ¢USD/kWh a 8.8 ¢USD/kWh (un aumento del 49%) cuando se utiliza la absorción por aminas. En comparación, cuando se añade el sistema de membrana la Figura 3.18 a la misma planta, el costo de la electricidad se incrementa a 7.9 ¢USD/kWh (un aumento del 34%). Esto indica que el proceso de membrana de la Figura 3.18 tiene el potencial para utilizar menos energía y producir un aumento menor en CNE que el sistema de base de amina-caso analizado por el DOE cuando se aplica a una planta de NGCC para la captura de CO<sub>2</sub>. Los autores (Merkel et al. 2013) reconocen que el uso de una membrana con una combinación de compresión de alimentación o permeado de vacío puede no ser la mejor opción para la etapa de captura en el proceso de la Figura 3.18. Además, puede combinarse con otras tecnologías de captura (absorción, adsorción, criogenia, etc.) que ayuden a obtener un rendimiento superior cuando se combina con una membrana de recirculación selectiva. Los procesos híbridos pueden ser una opción de gran interés que eviten el uso de equipos rotativos de gran tamaño (por ejemplo, la bomba de vacío) que se requiere para un proceso de captura en toda la membrana, el combinar las bondades de cada tecnología pueden ayudar a disminuir el consumo energético y costo del sistema de captura.

### *3.8 Comentarios finales y asimilación de tecnologías.*

Con el incremento de la eficiencia en los ciclos combinados, la creciente oferta del GN y los bajos precios, la tendencia de generación de energía con base en gas natural es una realidad, ya que es una tecnología limpia de alta eficiencia, y con precios de GN bajos, puede ofrecer CNE reducidos. Con lo anterior, la implementación CCS<sup>41</sup> en NGCC con esquemas novedosos de recirculación harán posible la implementación de esta tecnología, sobre todo si se coloca un precio sobre las emisiones de CO<sub>2</sub> concebidas por centrales de generación, además de políticas rigurosas que incentiven el uso de energía limpia.

Todos los esquemas aquí presentados cumplen con el objetivo de incrementar el contenido de CO<sub>2</sub> en los gases de escape de un NGCC y disminuir el contenido de O<sub>2</sub> mientras disminuye el volumen de gases de escape de la planta de separación de postcombustión y por lo tanto permite una reducción significativa en el coste de captura de CO<sub>2</sub>, aunque son alternativas diferentes, consiguen incrementar en mayor o menor medida el contenido de CO<sub>2</sub> en los gases de escape para reducir la penalización en la eficiencia eléctrica causada por la absorción química en el ciclo NGCC-CCS.

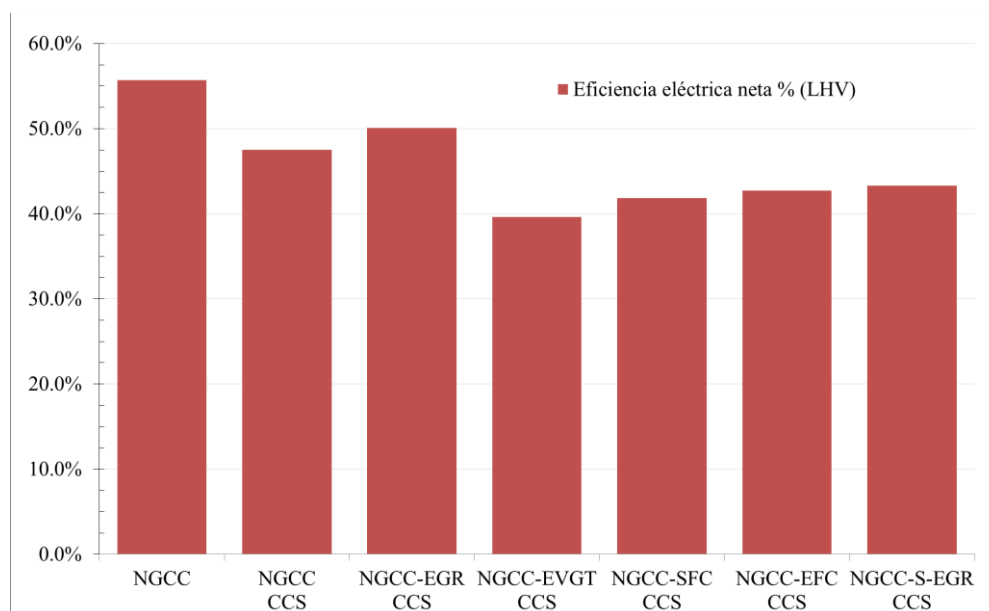
Las cinco tecnologías que permiten el incremento de la concentración de CO<sub>2</sub> revisadas, desde el punto de vista de mejora las condiciones de captura, la recirculación de los gases de escape (EGR) puede incrementar potencialmente la fracción molar de CO<sub>2</sub> de 3.8% mol a 10% mol o posiblemente superior, mientras que la humidificación de aire (EvGT) puede aumentar la fracción de CO<sub>2</sub> alrededor de 5% mol. Para los quemadores suplementarios (SFC) y los ciclos con quemadores externos (EFC), las concentraciones de CO<sub>2</sub> máximas teóricas

---

<sup>41</sup> CCS: Carbon capture and storage por sus siglas en inglés que significa captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub>.

son 11.3% mol y 11.5% mol, respectivamente. La recirculación selectiva con membrana (S-EGR) puede enriquecer los gases de combustión de gas natural de 4% mol a 22% mol.

En la Figura 3.19 se compilan las eficiencias teóricas de algunos trabajos citados en el presente con el fin de comparar los potenciales beneficios de cada tecnología. Para el caso de NGCC y NGCC-CCS es representado del DOE caso base 13 y 14 donde se estudiaron dos turbinas de Clase F avanzadas que producen una potencia neta de 555 MWe (U.S. Department of Energy 2010a), las tecnologías de recirculación de gases de escape tales como: EGR, EvGT, SFC, EFC son tomadas de (Li et al. 2011a) y la tecnología de recirculación selectiva con membranas S-EGR de (Merkel et al. 2013).



*Figura 3.19 Eficiencias eléctricas con diferentes esquemas tomados en consideración, elaboración propia basada en los valores de rendimiento para los casos NGCC y CCS del (U.S. Department of Energy 2010a) donde se estudiaron dos turbinas de Clase F avanzadas que producen una potencia neta de 555 MWe. La EGR, EVGT, SFC y EFC se extrajeron de (Li et al. 2011a) y S-EGR de (Merkel et al. 2013). Todos los valores son para absorción por amina con un 90% de captura de CO<sub>2</sub> de gases de combustión..*

En la Figura 3.19 podemos observar como varía la eficiencia eléctrica para cada caso. Para el caso de una NGCC se tiene una eficiencia de 55.7%, mientras que cuando se implementa un sistema de captura de CO<sub>2</sub> la eficiencia cae 8.2 puntos porcentuales lo cual representa una eficiencia del 47.5. De los esquemas presentados con recirculación de gases de escape y captura el de mejor escenario o el de mejor eficiencia es el EGR, el cual tiene una eficiencia de 50.08%, siguiendo el EFC con 42.73%, el SFC con 41.8% y en última instancia el EvGT con 39.6%, y el caso de recirculación selectiva con membrana con 43.4%. Cabe destacar que solo el EGR presenta una mejora respecto al caso base con captura de CO<sub>2</sub>, teniendo un incremento de 2.6 puntos porcentuales lo cual muestra una mejora en el sistema de captura. Los resultados también muestran que la eficiencia de un NGCC con EGR siempre será mayor que la de un NGCC CCS (Bolland and Mathieu 1998).



Aunque los demás escenarios no tienen una eficiencia igual o mejor al caso con captura (NGCC-CCS), estas tecnologías presentan algunas ventajas bajo ciertas condiciones de sitio y de demanda de potencia del operador, no obstante, la tecnología de membranas está en proceso de desarrollo y maduración y podría ayudar a mejorar el sistema de captura además de reducir los costos de operación y mantenimiento en el mediano plazo. Aunque resulta atractivo implementar estos esquemas, en el Marco Nacional, la implementación será difícil por los permisos y el paro de unidades generadoras, esto solo se podría llevar a cabo si existiera equipo experimental o un laboratorio en el cual se estudiaran estos esquemas para diferentes condiciones de sitio y así seleccionar la mejor o en su defecto fabricarlas a la medida. Adicionalmente se deberá evaluar la reducción económica en cuanto al sistema de captura, ya que al tener menor flujo y un gas de escape más concentrado en CO<sub>2</sub>, disminuirá el CAPEX en el sistema de captura; por otra parte con una recirculación de 40% y la eliminación de CO<sub>2</sub> muestra una caída de 16% en la potencia de salida y 8% en la eficiencia global (Bolland and Mathieu 1998).

El CO<sub>2</sub> puede recircularse sin aproximarse a los límites de oxígeno estequiométricos. Para algunas tecnologías de separación, la preconcentración de CO<sub>2</sub> con S-EGR puede apoyar a reducir la penalización energética en el sistema de captura y así permitir la integración eficiente y limpia para cumplir los acuerdos internacionales en materia de cambio climático.

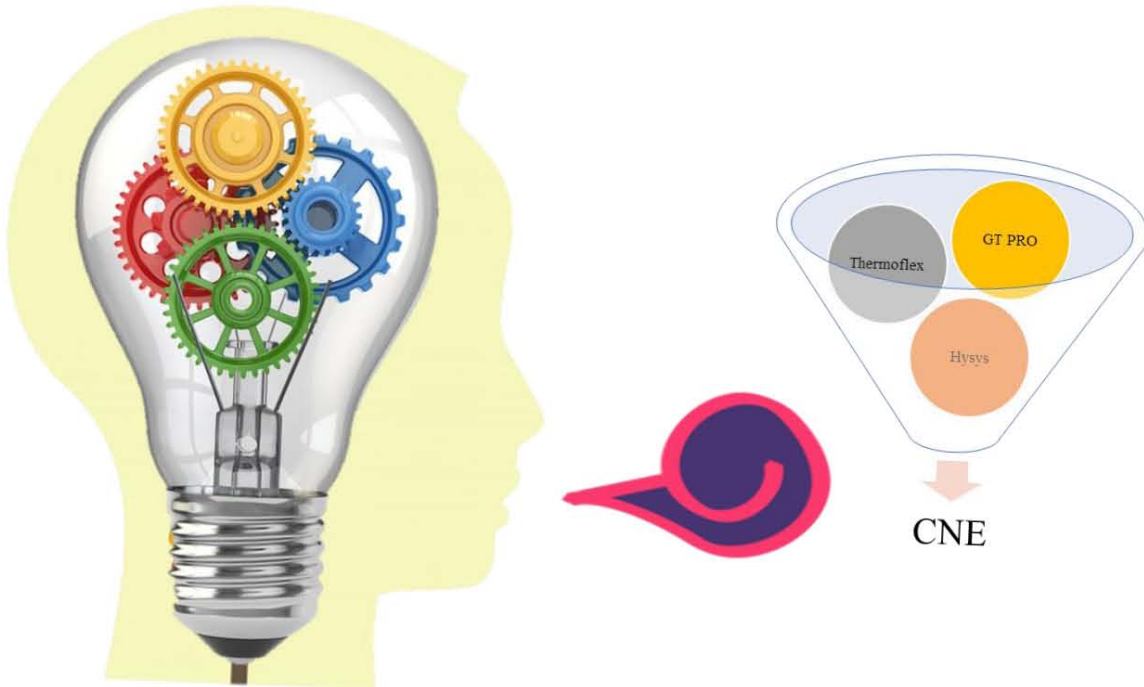
Los procesos híbridos pueden ser una opción de gran interés que eviten el uso de equipos rotativos de gran tamaño, los cuales se requieren para un proceso de captura con membrana, el combinar las bondades de cada tecnología podrían ayudar a disminuir el consumo energético y el costo mismo del sistema de captura de CO<sub>2</sub>.

La tecnología más adecuada para incrementar el contenido de CO<sub>2</sub> en centrales de generación de ciclo combinado instaladas en México es la de recirculación de gases de escape (EGR), ya inicialmente podrían instalarse los equipos necesarios para la recirculación sin el paro de la misma, de manera que cuando se tenga concluido el sistema de recirculación, solo se conecte al sistema ya existente; siendo así un sistema versátil que puede implementarse en etapas sin obstaculizar la operación de la planta. Además, la mayor parte de TG existentes en el país, pertenecientes a la CFE son GE de clase F, lo cual daría una gran oportunidad para su aplicación en centrales en operación, aunque es deseable el diseño de sistemas de captura en nuevos ciclos combinados de alta eficiencia, es decir, que desde su inicio se contemple la operación de captura de CO<sub>2</sub> ininterrumpidamente.

No obstante, en el mercado existen otros proveedores de TG de alta eficiencia en donde se puede aplicar el sistema EGR sin ningún problema, además que se plantearía la implementación desde su diseño, por ejemplo la Mitsubishi (Tanaka et al. 2013) clase J con bajas emisiones de NO<sub>x</sub>, enfriamiento con extracción de vapor y una eficiencia térmica de 62% - 65% contiene un alto contenido de CO<sub>2</sub> sin recirculación (alrededor de 4.5%) y al no enfriar los alabes de la turbina con exceso de aire el volumen enviado al absorbedor será inferior que el de una TG de la misma capacidad de otro proveedor, haciendo aún más atractiva la implementación de sistema EGR, ya que se tendría menor volumen y se tendría

aún mayor concentración de CO<sub>2</sub> en gases de escape, aunque también tiene mayores costos de operación y mantenimiento.

## 4 Metodología



*“La ciencia se compone de errores, que, a su vez, son los pasos hacia la verdad.”*  
**Julio Verne**

## *Introducción*

En el presente capítulo se abordará la metodología empleada para obtener el costo nivelado de la electricidad para una central de ciclo combinado de los 3 proveedores de turbinas de gas que hay en México, comparándolos y seleccionando la que entregue el menor costo de generación, para después evaluar dicha tecnología con el proceso Captura de CO<sub>2</sub>, y obtener las dimensiones necesarias que ayudaran a obtener el costo de cada equipo por factores de Lang y Guthrie. Después se implementará el sistema de recirculación de gases de escape a diferentes proporciones (10, 20, 30 y 40%), una de las tecnologías para incrementar el contenido de CO<sub>2</sub>, evaluando nuevamente un sistema de captura de CO<sub>2</sub> para cada caso. El costo de inversión obtenido para el sistema de captura de CO<sub>2</sub> de cada caso se adicionará al costo de inversión inicial (NGCC), donde a su vez, se adicionarán los requerimientos energéticos de vapor y electricidad en Thermoflex, para obtener un rendimiento integral bastante representativo. Con lo anterior se obtendrá el costo nivelado de electricidad, el cual ayudará a comparar su variación en el sitio de estudio para todos los escenarios y así obtener la variación total en el costo nivelado de electricidad por la integración de Captura de CO<sub>2</sub> y recirculación de gases para México.

Para simular el proceso en este trabajo se utilizaron las herramientas de simulación GT-PRO, Thermoflex y HYSYS. En este trabajo se extrae energía del ciclo del vapor para ser usado en el re hervidor. El punto de extracción elegido fue el cruce entre la turbina de presión intermedia y la turbina de baja presión (cross over), la cual se mezcla con vapor de baja presión de la primera etapa del generador de vapor por recuperación de calor y se acondiciona con vapor de media presión para lo requerido por el proceso de captura, el vapor tiene una presión y temperatura de 3.4 bar y 150 ° C en el rehervidor

### *4.1 Análisis del sistema de recirculación de gases en una NGCC.*

Una vez establecida la metodología, antes de proceder con el modelado en Thermoflex, fue necesario realizar un sencillo análisis de materia. La Figura 4.1 presenta el esquema general del NGCC con EGR, en donde se muestran las corrientes que transportan gases enumeradas del 1 al 9 en color rojo y las correspondientes al vapor y/o agua en color azul.

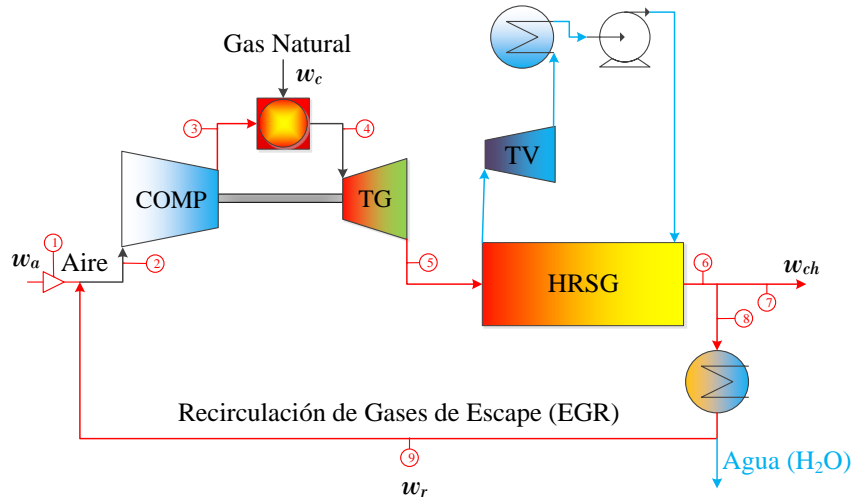


Figura 4.1 Diagrama de corrientes para análisis de materia de NGCC-EGR

Para este análisis primeramente se analizara el combustor o cámara de combustión, el cuál es el encargado de recibir los flujos de aire ( $m_a$ ) y la fracción de gases de escape recirculados ( $m_r$ ), el cuál transporta oxígeno que será mezclado con el combustible ( $m_c$ )

A continuación, se realiza el balance de la cámara de combustión,

$$Q_g - Q_c = Q_{ent} \quad 4.1$$

$$Cp_g(m_a + m_r + m_c)(T_4 - T_3) + m_c \cdot Cp_c(T_3 - T_4) = m_c \cdot \Delta h_c \quad 4.2$$

$$\left(\frac{m_a}{m_c} + \frac{m_r}{m_c} + 1\right) Cp_g(T_4 - T_3) + Cp_c(T_3 - T_4) = \Delta h_c \quad 4.3$$

Obteniendo la ecuación 4.4

$$\frac{m_a}{m_c} = \frac{\Delta h_c}{Cp_g(T_4 - T_3)} - \frac{Cp_c(T_3 - T_4)}{Cp_g(T_4 - T_3)} - \frac{m_r}{m_c} - 1 \quad 4.4$$

Ahora se calcula la  $T_2$  (Balance en el punto de mezcla de  $m_a$  y  $m_r$ )

$$m_a \cdot Cp_a(T_2 - T_a) + m_r \cdot Cp_r(T_9 - T_a) = (m_a + m_r) \cdot Cp_m(T_2 - T_a) \quad 4.5$$

Obteniendo

$$T_2 = \frac{m_r \cdot Cp_r(T_9 - T_a) - m_a \cdot Cp_a(T_a)}{(m_a + m_r) \cdot Cp_m - m_a \cdot Cp_a} \quad 4.6$$

De la ecuación de Gases Perfectos

$$PV = RT \quad 4.7$$

$$P_1 V_1^k = P_2 V_2^k \text{ (Compresión isentrópica)} \quad 4.8$$

$$\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} = \frac{T_2}{T_1} \quad 4.9$$

Donde:

$P$ =Presión

$V$ =volumen

$k$ = La relación de calores específicos

$$\frac{T_3}{T_2} = \left(\frac{P_3}{P_2}\right)^{\frac{k-1}{k}} \quad 4.10$$

$$T_3 = \left(\frac{P_3}{P_2}\right)^{\frac{k-1}{k}} \cdot T_2 \quad 4.11$$

Para los balances de masa

$$\frac{m_2}{m_c} = \frac{m_a}{m_c} + \frac{m_r}{m_c} = \frac{m_3}{m_c} \quad 4.12$$

$$\frac{m_4}{m_c} = \frac{m_2}{m_c} + 1 = \frac{m_5}{m_c} = \frac{m_6}{m_c} \quad 4.13$$

$$\frac{m_7}{m_c} = \frac{m_4}{m_c} - \frac{m_8}{m_c} = \frac{m_9}{m_c} \quad 4.14$$

El entendimiento de estos conceptos ayudo a poder realizar las simulaciones en la siguiente etapa y tener certeza de la veracidad de los valores obtenidos. Es importante indicar que la metodología que utiliza Thermoflow para la resolución de balances de materia y energía por medio de las tablas de saturación de agua y vapor de acuerdo al (International Association for the Properties of Water and Steam 2007) (IAPWS97).

## 4.2 Metodología empleada

El sistema completo se modeló en tres etapas. En primer lugar, se propuso un NGCC con una capacidad aproximada de 400 MW en un solo tren (1x1) en GT-PRO por Thermoflow V25, para los principales proveedores de turbinas de gas probadas hasta ahora en este estudio en México. La utilización de GT-PRO de Thermoflow permite obtener datos de diseño detallados que incluyen la geometría de los componentes principales de la planta, los materiales y los diagramas de flujo del proceso. Además, proporciona datos confiables de plena carga (100%) y de carga parcial de la planta, tanto para el TG como para el ciclo de vapor. Los datos obtenidos por Thermoflow reflejan el rendimiento tecnológico actual de la planta de energía y se han considerado como una fuente confiable de rendimiento bajo cargas fuera de diseño en la literatura (M. Montañés et al. 2017). Se seleccionaron turbinas de gas 501 GAC por Mitsubishi (MHI), SGT6-8000H por Siemens (SMS) y 7HA.01 por General Electric (GE), con el fin de evaluar el desempeño de cada proveedor y poder comparar el costo de inversión overnight<sup>42</sup> de cada planta de energía, así como la composición del gas de escape, en específico la concentración de CO<sub>2</sub>. Esto se llevó a cabo en condiciones ISO: 1 bar de presión, 60% de Humedad Relativa (HR) y 15 °C de temperatura ambiente. Después se ajustaron las condiciones para reflejar condiciones *in situ* en Poza Rica (1.007 bar, 87% HR, 24.4 °C) para cada modelo, debido a que en dicho lugar se espera que se construyan nuevas plantas de ciclo combinado en el corto plazo en México (SENER 2017a). La caracterización del combustible (composición dada en la Tabla 4.1) fue típica para una planta de GN en México y la metodología empleada para el modelado es consistente con la desarrollada en (NETL 2013; CB&I Stone & Webster 2015). Los datos de rendimiento en la etapa de diseño para cada NGCC se muestran en la Figura 4.2<sup>43</sup>. Esto permitió la identificación del TG o la tecnología que entregó el mejor Costo Nivelado de Electricidad (CNE), para pasar a la siguiente etapa, en la que se integró el sistema de captura y a su vez el sistema EGR.

Tabla 4.1 Composición de gas natural típica de México usada en la simulación, elaboración propia.

Parámetro	Formula	Valor %vol
Metano	CH <sub>4</sub>	93.476
Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	4.9048
Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.5653
<i>n</i> -Butano	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.0639
<i>i</i> -Butano	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.0793

<sup>42</sup> Combina todos los datos del costo de capital sin intereses (como si estuvieran construidos durante la noche), también se supone que los costos durante la noche se distribuyen uniformemente a lo largo del período de construcción. De acuerdo con (International Energy Agency (IEA) 2015) el costo nocturno estimado para un NGCC en un país que no pertenece a la OCDE en la muestra es de 627 USD/kWe.

<sup>43</sup> Después de realizado este estudio y de varias horas de operación de las turbinas H, General Electric mencionó que el rendimiento de las turbinas presentadas en Thermoflow V25 eran inferiores y fueron remplazados en versiones posteriores, ya que en operación el rendimiento real mejoró (Aresi 2018; General Electric 2018a). Así mismo, recientemente GUINNESS WORLD RECORDS™ reconoció a la planta de energía eléctrica Nishi-Nagoya Chubu Block-1, la cual es impulsada por turbina de gas 7HA de GE, como la planta de energía de ciclo combinado más eficiente del mundo, basada en lograr una eficiencia bruta del 63.08 por ciento (General Electric 2018b).

<i>Parámetro</i>	<i>Formula</i>	<i>Valor %vol</i>
<i>n-Pentano</i>	$C_5H_{12}$	0.0012
<i>i-Pentano</i>	$C_5H_{12}$	0.0039
<i>Hexano</i>	$C_6H_{14}$	0.0049
<i>Nitrógeno</i>	$N_2$	0.3464
<i>Dióxido de Carbono</i>	$CO_2$	0.5534
<i>Poder Calorífico inferior (PCI)</i>	$kJ/kg$	48,753.81

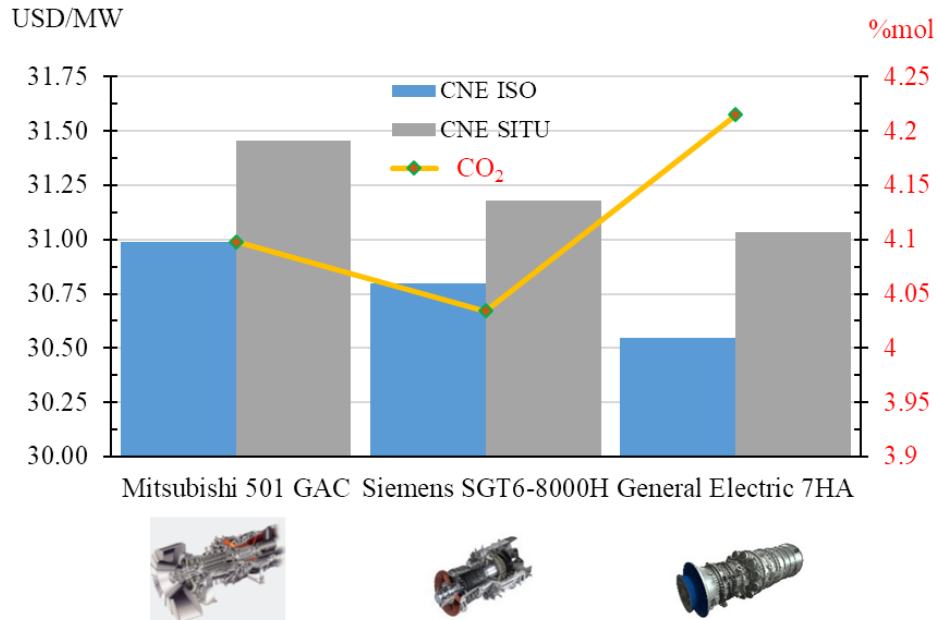


Figura 4.2 Comparación de las principales tecnologías de TG en México, elaboración propia.

Una vez que se identificó el modelo de TG que ofrecía el mejor CNE in situ, este modelo se extrapoló a Thermoflex para tener una mayor flexibilidad en el manejo de los componentes. El esquema de EGR se propuso en Thermoflex en "modo fuera de diseño" y se evaluó con EGR al 10%, 20%, 30% y 40%, para lo cual, los gases de escape y el rendimiento se obtuvieron para cada caso. En tercer lugar, los datos de los gases de escape obtenidos por Thermoflex se usaron como datos de entrada para HYSYS. La captura de CO<sub>2</sub> fue modelada en Aspen Hysys V8.6. (Warudkar et al. 2013) identificó que operar el proceso de regeneración a alta presión resulta en reducciones importantes en el consumo de vapor para la regeneración de la amina usando MEA para la captura de CO<sub>2</sub>. Este proceso se llevó a cabo a una presión de 200 kPa, utilizando dimensiones técnicas conocidas para el sistema de captura de CO<sub>2</sub> al 100% de carga (condiciones in situ). Posteriormente, el sistema de captura se evaluó con EGR al 10%, 20%, 30% y 40% en el NGCC y se hicieron estimaciones del costo del sistema de captura para cada caso en condiciones de EGR. Se implementó EGR para aumentar la concentración de CO<sub>2</sub> en el gas de escape de la planta NGCC de 4.2% a 7.05 % mol de CO<sub>2</sub>. Tal diferencia en la presión parcial de CO<sub>2</sub> de los gases de combustión tendrá un efecto beneficioso en los requisitos energéticos del proceso de captura y, a su vez, ahorrará los costos de capital y operativos del equipo de captura de CO<sub>2</sub> (Dillon et al. 2013). La caída resultante en la concentración de oxígeno también puede reducir las pérdidas de amina debido al arrastre y la oxidación.



Los datos obtenidos en la simulación HYSYS, como la demanda térmica unitaria del reboiler  $Q_{unit}^{44}$ , así como la energía eléctrica requerida por el sistema de captura de  $CO_2$  se integró en el modelo de Thermoflex. Para integrar la demanda térmica del sistema de captura en el modelo, se utilizó un componente de proceso. Dado que el vapor de baja presión (BP) generado por el HRSG no es suficiente para satisfacer el requisito del regenerador, es necesario extraer vapor a 3.689 bar (BP) del crossover de los módulos de presión intermedia (PI)/BP del generador de vapor para cumplir con la demanda del proceso. La mezcla del vapor de BP dirigida al calderín se enfría sucesivamente con la extracción de agua de alimentación del economizador de PI. Estas corrientes llegan al componente de proceso y se establece la demanda térmica del proceso de captura, este parámetro permitió ajustar la energía utilizada en el proceso de captura de  $CO_2$  (datos de HYSYS). Posteriormente, los resultados de este proceso se reintegraron en el sistema de generación, de acuerdo con (IEA Greenhouse Gas R&D Programme (IEAGHG) 2012b). Los pasos antes mencionados se llevaron a cabo para obtener un rendimiento integral del sistema de generación con captura de  $CO_2$  y una mejor representación del proceso en el balance de energía. Figura 4.3 muestra el desarrollo de la metodología presentada anteriormente en un diagrama de flujo. El cálculo del CNE se realizó en términos de un sistema integrado para condiciones de Poza Rica.

---

<sup>44</sup>  $Q_{unit}$ —La demanda unitaria se define como la energía requerida para la regeneración del disolvente por unidad de  $CO_2$  captura, y se mide en términos de  $kJ/kgCO_2$ .

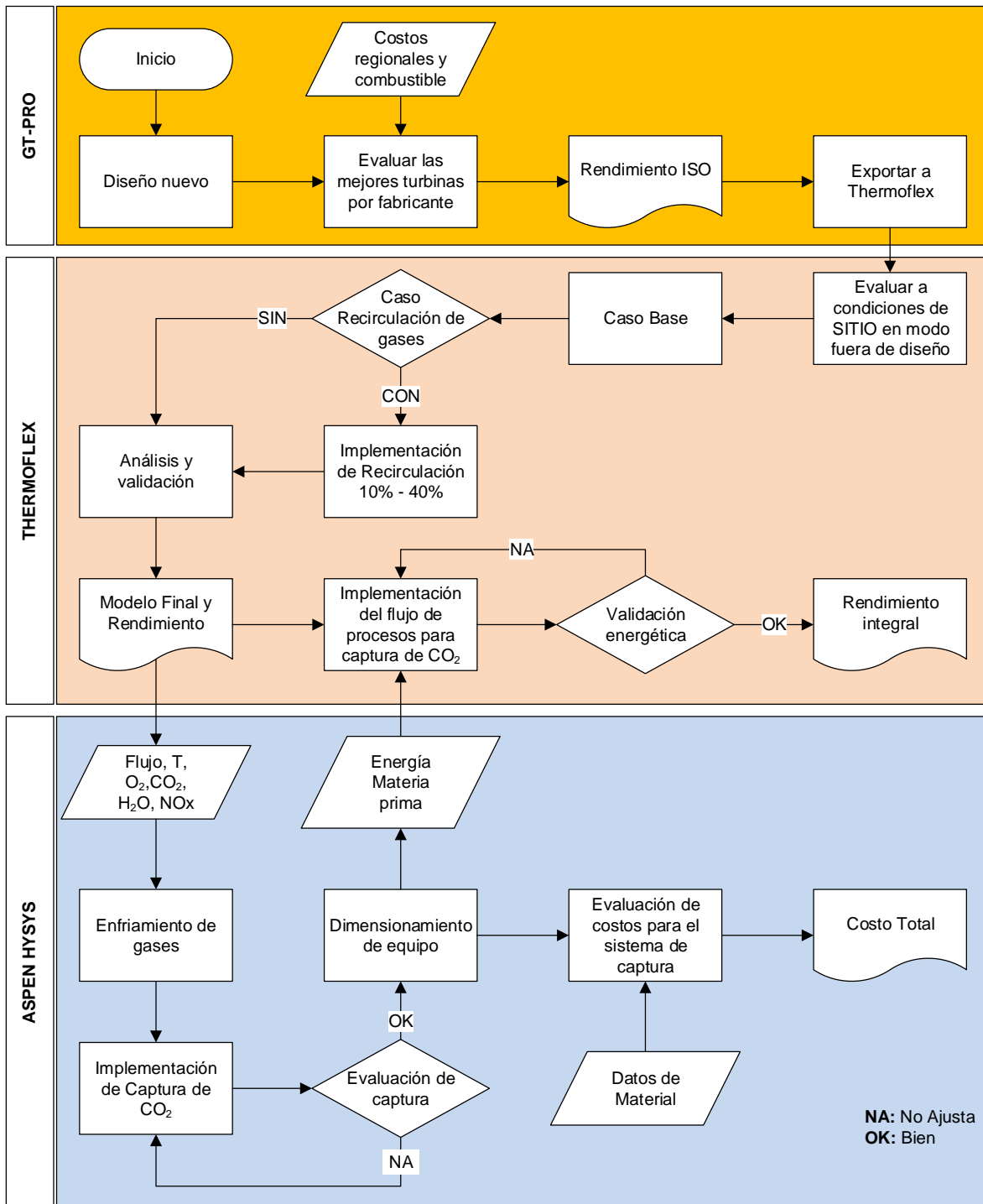


Figura 4.3 Diagrama de flujo simplificado de la metodología empleada, elaboración propia.

### 4.3 Simulación con Thermoflow (GT-PRO).

Los modelos para cada caso fueron desarrollados utilizando el software GT-PRO<sup>45</sup> y Thermoflex<sup>46</sup> por Thermoflow, Inc. (Thermoflow Inc 2015) para modelos de simulación de procesos termodinámicos. Todos los casos NGCC se modelaron utilizando GT-PRO seleccionando el modelo de turbina de gas apropiado de la biblioteca de datos GT-PRO de las especificaciones de rendimiento de la máquina y de acuerdo con las condiciones in situ de México. Los modelos para los tres principales proveedores comerciales de tecnologías de vanguardia, fueron evaluados para una capacidad aproximada de 400 MW en un solo tren (1x1). Datos de la turbina de gas Mitsubishi (MHI) 501 GAC (modelo físico n.º 542 en GT-PRO). Los otros casos utilizaron Siemens (SMS) SGT6-8000H (modelo físico n.º 536) y General Electric (GE) 7HA.01 (modelo físico n.º 526). El rendimiento de las turbinas de gas de vanguardia estaba disponible a partir de la información publicada por los fabricantes de equipos originales. Todos los datos de rendimiento presentados se refieren a plantas que operan con carga base nominal, condiciones "nuevas y limpias". Los costos de los NGCC anteriores fueron obtenidos por el software PEACE que tiene una biblioteca de costos incorporados para cada proveedor. Esto contiene todos los componentes necesarios para la simulación de plantas de energía convencionales. La biblioteca PEACE se actualiza constantemente para proporcionar datos de referencia confiables de acuerdo con (Mores et al. 2012; Manente et al. 2016). Las simulaciones realizadas en Thermoflex se anexan en el Apéndice, en donde en la Figura A.1 se presenta el caso NGCC con turbina GE *in situ* y desde la Figura A.2 hasta Figura A.6, se presentan los casos EGR a diferentes tasas, 10%, 20%, 30%, 40%, respectivamente.

Al simular el NGCC con EGR, el proceso de captura mediante Postcombustión es integrado al final mediante otra paquetería (HYSYS 8.6), la cual, se utiliza como herramienta de simulación exclusivamente para el proceso de captura de CO<sub>2</sub>. El gas de combustión de la turbina de gas se utiliza de la simulación realizada en GT-PRO por la combustión del gas natural que proporcionan calor y energía térmica que produce vapor en el HRSG.

---

<sup>45</sup> GT-PRO es un programa de diseño para plantas de ciclos combinados y cogeneración. Basado en entradas de tipo termodinámicas, técnicas, geométricas y económicas. Este programa calcula todos los balances de calor y diseños de equipos necesarios para la planta determinada, calcula los flujos másicos, hace los diseños preliminares de las instalaciones de la planta y muestra un análisis financiero de la realización del proyecto. Para facilitar el diseño de la planta, el programa da valores iniciales tanto a las entradas termodinámicas como a las de tipo técnico. GT-PRO tiene una librería actualizada que representa el rendimiento real de la planta, de acuerdo a datos de pruebas en campo de los principales proveedores de turbinas de gas. Siendo esta una de las razones por las que este software se utiliza, su confiabilidad, en cuanto rendimiento de plantas, así cuestiones económicas de la misma. Un inconveniente que presenta el programa, es que la simulación fuera de diseño de la planta no puede ser realizada. Esto es así ya que existe otra herramienta para simular plantas diseñadas en GT-PRO: GT-MASTER. Tiene la bondad de permitir simular la operación de la planta a diferentes cargas, altitudes o temperatura del aire. En otras palabras, permite operar la central a condiciones fuera de condiciones ISO, además de diversas opciones de degradación de las instalaciones.

<sup>46</sup> Thermoflex es un paquete de software para el diseño y la simulación de plantas de generación de energía. El programa de cálculo de ingeniería y balance de calor completamente flexible de Thermoflow permite cálculos de diseño y simulación fuera de diseño en un modo determinado. Los modelos Thermoflex se basan en los datos del fabricante.

Se utiliza un ciclo de vapor de tres niveles de presión con recalentamiento del flujo de salida de HPT. Como sistema de refrigeración en el condensador, se utiliza una torre de refrigeración húmeda de tiro natural, con las condiciones ambientales descritas en el informe

GT-PRO ha sido utilizado por diferentes organizaciones para mostrar el desempeño de turbinas de gas, por ejemplo (IEAGHG 2012; NETL 2013; Nexant 2016), lo cual respalda su uso, aunque este software no tiene la posibilidad de incluir EGR; por lo tanto, se exportó el modelo a Thermoflex, el cual permite una mayor manipulación de los componentes. Ya integrado el sistema EGR se procedió a generar el balance termodinámico, la ingeniería, y una vez validado esta etapa, se simuló nuevamente a condiciones fuera de diseño “*mode off design*”.

#### 4.3.1 Especificaciones De Diseño y Sitio

Las especificaciones de diseño son:

Central de ciclo combinado con potencia neta aproximada de 400 MW, bajo condiciones ISO (15 C, 60 % HR y 1.013 bar) en configuración 1x1 (una turbina de gas y una turbina de vapor).

- Ciclo de gas simple.
- Caldera de recuperación con 3 niveles de presión.
- Ciclo de vapor simple con recalentamiento intermedio acoplado a la presión intermedia.
- Combustible utilizado es Gas Natural típico de México con PCI = 48,753.81 kJ/kg dado en la Tabla 5.1
- La evaluación se localizará en Poza Rica Veracruz con condiciones (24.4 °C, 87% HR, 1.007 bar).

#### 4.4 Metodología para simulación en ASPEN HYSYS.

Para el diseño y la simulación del proceso de captura de CO<sub>2</sub> y los nuevos ciclos de energía, se ha utilizado el software Aspen HYSYS 8.6 de AspenTech (Aspen Technology 2014). Este es un programa directo sin necesidad de programación. El entorno de simulación en HYSYS es gráfico. Donde los compresores, las turbinas y las columnas se arrastran y sueltan como bloques de proceso y se conectan mediante líneas de flujo. Los parámetros se establecen dentro de cada bloque de proceso. Los códigos de color se utilizan para proporcionar sistemáticamente información sobre si los componentes están o no suficientemente definidos o dentro de los límites de este paquete de fluido termodinámico. Debido a que cada uno de los procesos proporciona una gran cantidad de datos de salida, HYSYS se ha vinculado a Microsoft Excel y con Apsen Workbook para extraer y manejar con mayor facilidad la gran cantidad de datos. El modelo incorporó el paquete de propiedades de gas ácido en lugar del paquete de amina basado en equilibrio. El paquete de propiedad de gas ácido es parte de la funcionalidad integral de Aspen HYSYS y se basa en dos configuraciones de líquido electrolítico no aleatorio (Electrolyte NRTL) con todas las reacciones cinéticas y de equilibrio de fase acuosa necesarias para cálculos rigurosos del proceso (Dyment et al. 2015) (Ver Figura A.7 en Apéndice).

El modelo utilizado para las propiedades de fase de vapor fue la ecuación de estado de Peng Robison. Las principales reacciones involucradas en la química de reacción fueron las definidas en la literatura (Kohl and Nielsen 1997) y son las siguientes:

*Tabla 4.2 Principales reacciones involucradas*

<i>Reacciones</i>	<i>Tipo de reacción</i>	<i>Número de Reacción</i>
$H_2O + MEAH^+ \leftrightarrow MEA + H_3O^+$	Equilibrio	(1)
$2H_2 \leftrightarrow H_3O^+ + OH^-$	Equilibrio	(2)
$HCO_3^- + H_2O \leftrightarrow CO_3^{2-} + H_3O^+$	Equilibrio	(3)
$CO_2 + OH^- \rightarrow HCO_3^-$	Cinética	(4)
$HCO_3^- \rightarrow CO_2 + OH^-$	Cinética	(5)
$MEA + CO_2 + H_2O \rightarrow MECOO^- + H_3O^+$	Cinética	(6)
$MECOO^- + H_3O^+ \rightarrow MEA + CO_2 + H_2O$	Cinética	(7)

Los datos de los gases de escape del modelo NGCC se usaron como datos de alimentación para esta etapa. El diseño del proceso del absorbedor empacado y el separador no es sencillo. Requiere procedimientos de pruebas aleatorias hasta que se llegue a las variables de diseño óptimas que puedan cumplir con las condiciones de diseño y/o los objetivos específicos. El proceso de captura se optimizó, donde el objetivo era minimizar la energía requerida para la regeneración de la amina (MEA). Esto se llevó a cabo variando solo el flujo de aminas (relación L/G) en el proceso, con las siguientes restricciones:

- Solución del 30% en peso de MEA<sup>47</sup>
- Se fijó un  $\Delta T$  de 10 ° C en el intercambiador de calor, entre las corrientes que salen de la bomba del absorbedor y la corriente que entra al enfriador de la solución.

La sección de captura de CO<sub>2</sub>, inicia con un enfriador de contacto directo con agua, en donde los gases de combustión son enfriados de aproximadamente 105 °C hasta alcanzar una temperatura de 30 °C, esta temperatura es requerida para evitar la degradación térmica del solvente y eliminar algunos subproductos como compuestos sulfurados o NOx. Posteriormente los gases fríos son llevados a una columna de absorción, que opera en condiciones ambientales y en donde se utiliza una solución acuosa de MEA al 30% en masa, estableciendo una tasa de captura en el absorbedor de 90%, este valor se logra mediante la variación del flujo másico de MEA en el absorbedor, para después obtener la amina rica en CO<sub>2</sub>, que será llevada a la columna de regeneración que opera a una presión de 200 kPa, en donde el CO<sub>2</sub> es recuperado con una pureza del 90% mol, esta operación unitaria es la más demandante energéticamente.

<sup>47</sup> La concentración está restringida porque este valor se usa ampliamente en la literatura y es fácilmente comparable (Oyenekan and Rochelle 2006; Ystad 2010; Sipöcz and Tobiesen 2012), el sistema está optimizado solo para el caso del 30% en peso. Generalmente, la solución acuosa de MEA con una concentración de 20-30% en peso se utiliza para la captura de CO<sub>2</sub>; Además, el 30% en peso de solución acuosa de MEA se ha considerado como un absorbente de CO<sub>2</sub> de referencia en la industria (Rochelle 2009).

#### 4.4.1 Modelado en ASPEN

Como se indicó anteriormente, se simulará el proceso de Captura de CO<sub>2</sub>. La columna de absorción (Figura 4.4) se modelará con el modelo RADFRAC sin condensadores ni reboiler en etapa de equilibrio con empaque estructurado MELLAPACK 250 destinado a la discretización de la columna. Al ser una columna de relleno se introducirán los datos de este.. Esto proporcionó la composición detallada de gas y líquido (incluida la carga de disolvente) y los datos de temperatura para cada etapa de equilibrio. Para cada etapa de equilibrio, se puede determinar la fuerza impulsora media logarítmica ( $\Delta P$ ) y el flujo de absorción de CO<sub>2</sub>, que se utiliza en el tamaño de la columna del absorbedor.

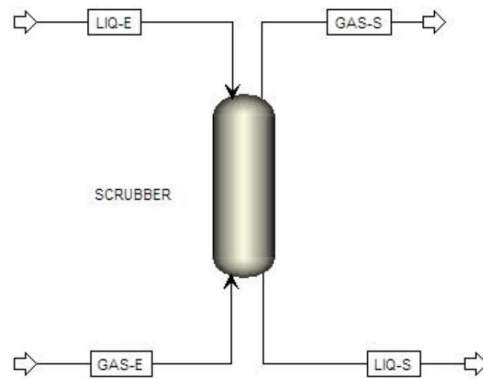


Figura 4.4 Método genérico de Aspen para modelar columnas de absorción.

En el Apéndice se incluye la Figura A.7, donde se aprecia el modelo realizado en ASPEN HYSYS, las principales ecuaciones de equilibrio en el diseño de absorbedores, son mostradas a continuación.

#### 4.4.2 Equilibrio gas-líquido

Cuando se diseña un absorbedor, la propiedad física más importante es el equilibrio gas-líquido. Los datos de equilibrio representan las condiciones limitantes del contacto gas-líquido. Por lo tanto, se requieren estos datos para determinar la pureza máxima, la concentración de solución rica alcanzada en el absorbente y la pureza de la solución magra alcanzada en el separador. También la fuerza impulsora de transferencia de masa en cualquier etapa del absorbedor se basa en las condiciones de equilibrio. La concentración de CO<sub>2</sub> en el gas puede expresarse por la presión parcial de pCO<sub>2</sub> (por ejemplo, en bar) y la concentración en el líquido puede expresarse por CO<sub>2</sub> (por ejemplo, en moles/m<sup>3</sup>). El equilibrio entre las concentraciones de CO<sub>2</sub> en un gas y un líquido puede representarse como una función

$$p_{CO_2} = f(C_{CO_2}) \quad 4.15$$

Esta expresión puede ser una función de la temperatura, la presión y las concentraciones de los componentes en la solución. Hay muchos modelos disponibles para describir esta función. En Aspen HYSYS, el equilibrio gas/líquido para un componente  $i$  se calcula normalmente utilizando los valores  $k$  definidos por la ecuación:

$$K_i = y_i/x_i \quad 4.16$$

donde  $y_i$  y  $x_i$  son las fracciones molares de  $i$  en la fase gaseosa y líquida. Para uso general, a menudo se utilizan ecuaciones de modelos de estado como SRK (Soave Redlich Kwong) y PR (Peng Robinson). Aspen HYSYS recomienda Peng Robinson. Se considera que Peng Robinson es adecuado para manejar sistemas que contienen hidrocarburos, agua, aire y gases de combustión, los componentes típicos de una planta de energía a base de gas natural (Øi et al. 2014).

#### 4.4.3 Balances de materia y energía.

Cuando se trabaja con un gas y un líquido que fluyen a una velocidad de flujo constante a través del absorbente, se aplican velocidades de flujo sin soluto y relaciones molares. El balance de material aplicado en la parte superior de un absorbedor se da en la ecuación 4.17. La Figura 4.5 indica los diversos flujos y direcciones de flujo, así como las relaciones molares correspondientes.

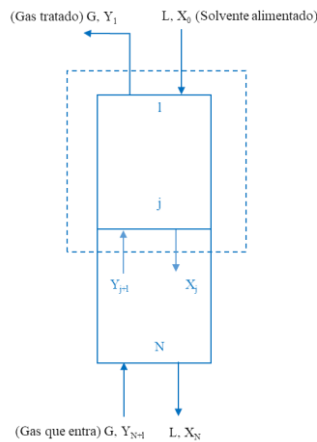


Figura 4.5 Absorbedor de gas, elaborado a partir de (Wankat 2008)

$$G'_M = (Y_{N-1} - Y_1) = L'_M(X_0 - X_N) \quad 4.17$$

Donde

$G'_M = G =$  Caudal de gas sin soluto [kmol/(sm)]

$L'_M = L =$  Caudal de líquido sin soluto [kmol/(sm)]

$X =$ relación molar  $\text{CO}_2$  en la fase líquida:  $x / (1 - x)$ ,  $x =$  fracción molar

$Y =$ relación molar  $\text{CO}_2$  en la fase gaseosa:  $y / (1 - y)$ ,  $y =$  fracción molar

Los sistemas de absorción química tienen una relación de equilibrio con contacto líquido y vapor, ya que es una operación de etapas de equilibrio con contacto de líquido-vapor, cabe esperar que los equipos sean bastante parecidos. Y eso es lo que sucede: la absorción se efectúa en torres empacadas y de platos. Las torres empacadas se pueden diseñar mediante

el cálculo de la Altura Equivalente a un Plato Teórico (HEPT<sup>48</sup>), o de preferencia, a partir de consideraciones de transferencia de masa.

Para absorción se agrega una fase separada como agente separador. Entonces las columnas son más sencillas que las de destilación, porque en casos normales no se usa ni condensador ni vaporizador. La Figura 4.5 es un esquema característico para una columna de absorción.

#### 4.4.4 Líneas de operación para absorción

El diagrama de McCabe-Thiele es muy útil cuando la línea de operación es una recta. Para eso se requiere que se satisfagan los balances de energía y que la relación de flujo de líquido/flujo de vapor sea constante. Para que los balances de energía queden satisfechos automáticamente, debemos suponer que

- 1 El calor de absorción es despreciable
- 2 La operación es isotérmica

Con estas hipótesis se garantiza la satisfacción de los balances de energía. Cuando las corrientes de gas y líquido son bastante diluidas, es probable que esas hipótesis queden satisfechas.

La línea de operación es una recta. Eso sucederá de manera automática si definimos que

$$L/G = \frac{\text{moles desolvente volátil}/h}{\text{moles de gas insoluble portador}/h} \quad 4.18$$

y si además suponemos que:

- 3 El solvente es no volátil
- 4 El gas portador es insoluble

Es común que la hipótesis 3 y 4 se cumplan bien. Los resultados de estas dos últimas hipótesis son que el balance de masa para el solvente es:

$$L_N = L_j = L_0 = L = \text{constante} \quad 4.19$$

Mientras que el balance de masa para el gas portador es:

$$G_{N+1} = G_j = G_1 = G = \text{constante} \quad 4.20$$

Después de algunas manipulaciones, la forma correcta de definir nuestras composiciones es como *relaciones molares*. Se definen:

$$Y = \frac{y}{1-y} \quad y \quad X = \frac{x}{1-x} \quad 4.21$$

Entonces, se puede escribir el balance de masa en estado estable, entradas = salidas. El balance de masa en torno a la parte superior de la columna, con la envolvente de balance que muestra la Figura 4.5 es:

<sup>48</sup> Height Equivalent to a Theoretical Plate



$$Y_{j+1}G + X_0L = X_jL + Y_1G \quad 4.22$$

Al despejar  $Y_{j+1}$  resulta:

$$Y_{j+1} = \frac{L}{G}X_j + \left[Y_1 - \frac{L}{G}\right]X_0 \quad 4.23$$

La cual es una recta con pendiente  $L/G$  y ordenada al origen  $(Y_1 - (L/G)X_0)$ . Ésta es la línea de operación para absorción.

#### 4.4.5 Equilibrios para separadores que operan con absorbedor

En general los absorbedores y los separadores no son isotérmicos, los flujos totales no son constantes y puede ocurrir que los solutos no sean independientes entre sí. La mayoría de los programas de simulación de procesos tienen modelos para implementar la eficiencia Murphree en un modelo de columna. El paquete de propiedades Amines en Aspen HYSYS tiene un método de estimación especial para predecir esta eficiencia de Murphree. La Figura 4.6 muestra el diagrama de suma de tasas de flujo de absorbedores y separadores. Los absorbentes se acoplan frecuentemente con columnas de separación o destilación para permitir la regeneración y el reciclado del absorbente. Dado que la acción de extracción no es perfecta, el absorbente que ingresa al absorbedor contiene especies presentes en el vapor que ingresa al absorbedor. El vapor que pasa a través del absorbente puede despojarlos, así como las especies absorbidas introducidas en el absorbente de repuesto.

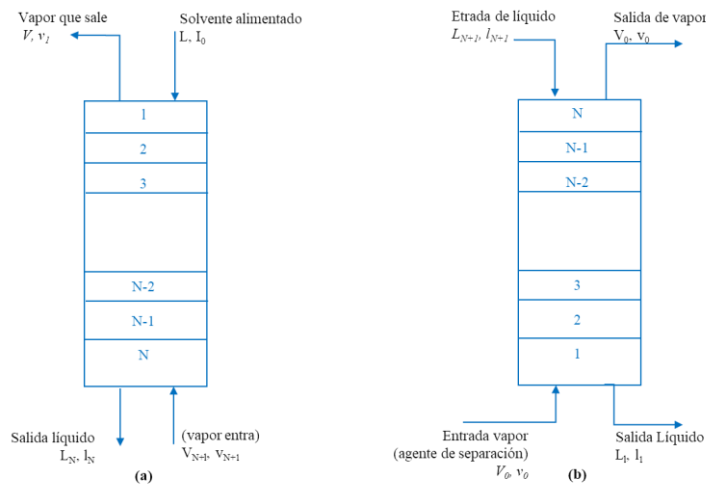


Figura 4.6 Cascadas contracorrientes de  $n$  etapas adiabáticas. (a) Absorbedor. (b) Separador, elaboración propia con base en (Henley 1958)

Una ecuación general del absorbedor se obtiene combinando 4.24 para la absorción de especies del vapor que ingresa con una forma modificada de 4.25 para eliminar la misma especie del líquido que ingresa.

$$l_0 = v_1 + l_N \quad 4.24$$

$$v_1 = l_0(1 - \phi_s) \quad 4.25$$

Donde  $\phi_A$  es la fracción de especies en entrada de vapor que no es absorbida.

$$\phi_A = \frac{A_e - 1}{A_e^{N-1} - 1} \quad 4.26$$

Donde  $A_e$  es un factor de absorción efectivo promedio y  $N$  como un parámetro.

El balance total en el absorbedor para un componente que aparece tanto en la entrada de vapor como en la entrada de líquido se obtiene sumando 4.25 y 4.24 para dar:

$$v_1 = v_{N+1}\phi_A + l_0(1 - \phi_s) \quad 4.27$$

que generalmente se aplica a cada componente en el vapor que entra en el absorbedor.

Las constantes de equilibrio para la reacción dependen de la temperatura y siguen la dependencia dada en

$$\ln K_x = A + \frac{B}{T} + C \ln T + DT \quad 4.28$$

En este caso,  $T$  es la temperatura en °K. Las constantes  $A$ ,  $B$ ,  $C$ ,  $D$  son valores para la constante de equilibrio en el sistema MEA de las diferentes reacciones

DE acuerdo con (Quang et al. 2013), los dos parámetros más importantes para el tamaño de la columna son el diámetro de la columna y el volumen de la columna. El diámetro de la columna es función de los flujos y densidades de líquidos y gases. Los dos parámetros principales para determinar el diámetro de la columna son la limitación de inundación y la caída de presión de la altura empaquetada. El diámetro de las columnas se ha calculado de acuerdo con (Towler and Sinnott 2008). Para calcular la altura de cada etapa y luego la altura total de la columna, primero se calculó el flujo de transferencia de masa y la cantidad de  $\text{CO}_2$  absorbido. El flujo de transferencia de masa se puede obtener usando

$$J = K_{OV}\Delta C \quad 4.29$$

Entonces el área de empaque podría ser determinada a partir de:

$$A_p = \frac{\phi_{\text{CO}_2}}{J} \quad 4.30$$

A partir del área requerida de empaque y en combinación con el área específica de empaque, se calcula el volumen de empaque en cada etapa. El volumen de empaque para cada etapa se suma dando como resultado un volumen de empaque general. La altura del empaque, además de factores adicionales (por ejemplo, entrada y salida de la columna, altura necesaria para los distribuidores de líquidos) ha resultado

$$K_{OV} = \frac{1}{\frac{1}{K_G} + \frac{1}{mEK_L}} \quad 4.31$$

El factor de mejora  $E$ , es la relación entre el flujo de absorción química y física a la misma fuerza motriz. Se administra en función de dos parámetros, el número de Hatta (Ha) y el factor de mejora de una reacción infinitamente rápida ( $E_\infty$ ). El factor de mejora puede considerarse una corrección del coeficiente de transferencia de masa del lado líquido debido a la reacción química que se produce en la capa límite de concentración. El número de Hatta, indicativo de la velocidad de transporte de difusión vs. reacción química, está dado por

$$Ha = \frac{\sqrt{D_{CO_2} k_2 C_{MEA}}}{K_L} \quad 4.32$$

El factor de mejora para una reacción infinitamente rápida depende de la elección del modelo de transferencia de masa. En el caso del modelo de película, se puede escribir como:

$$E_\infty = \left[ 1 + \frac{D_{MEA,am} C_{MEA}}{\gamma D_{CO_2,am} C_{CO_2,i}} \right] \quad 4.33$$

Las concentraciones utilizadas en esta ecuación están en las unidades mol/m<sup>3</sup>.  $C_{MEA}$  es el MEA libre a granel, que se puede calcular a partir de la concentración de MEA y la carga de la siguiente manera:

$$C_{MEA} = C(1 - 2\alpha) \quad 4.34$$

ya que 1 mol de CO<sub>2</sub> utilizó 2 moles de MEA en la reacción.

Para calcular el valor del factor de mejora, se utilizó una solución iterativa para la siguiente ecuación que se describe en [17]:

$$E = \left[ \frac{Ha \sqrt{\frac{E_\infty - E}{E_\infty - 1}}}{\tanh \left[ Ha \sqrt{\frac{E_\infty - E}{E_\infty - 1}} \right]} \right] \quad 4.35$$

El valor de  $E$  se determinó para cada etapa de equilibrio en el punto donde la fuerza impulsora media logarítmica es igual a la fuerza impulsora local, según (Towler and Sinnott 2008). El análisis supone que la reacción entre CO<sub>2</sub> y MEA es de segundo orden simple. La velocidad de reacción está dada por:

$$k_2 = 4.4 * 10^8 e^{\frac{-5400}{T}} \quad 4.36$$

## 5 Estimación de costos



*“El hombre cuya opinión nunca varía es semejante al  
agua estancada, y engendra reptiles en su mente”*  
**William Blake**

## *Introducción*

La mayoría de los proyectos de diseño de ingeniería química o de procesos son llevados a cabo para proporcionar información a partir de la cual se pueden hacer cálculos de coste capital y costos operativos.

Las plantas químicas se construyen para obtener un producto o subproducto que tiene potencial para generar utilidad económica, y se necesita una estimación de la inversión requerida y el costo de producción antes de poder evaluar la rentabilidad de un proyecto.

Este capítulo presenta la metodología y los componentes del capital y los costos operativos empleados para conocer su estimado de inversión. Se presentan métodos simples de cálculo de costos y algunos datos de actualización de las estimaciones de costos, los cuales son válidos internacionalmente. Estos valores pueden usarse para hacer estimaciones preliminares de los costos de capital y operativos en las primeras etapas del diseño.

La mayoría de los cálculos de estimación de costos y análisis económico se llevan a cabo fácilmente usando hojas de cálculo (Towler and Sinnott 2008), adicionalmente, hay valores en la literatura nacional como por ejemplo el Costos y Parámetros de Referencia para la Formulación de Proyectos de Inversión en el Sector Eléctrico (COPAR) (CFE 2014b), el cual ha sido una herramienta valiosa para dar congruencia a la evaluación económica y financiera de proyectos de inversión y para su selección. Determinando así, un análisis económico y financiero del proyecto, este constituye la técnica matemático-financiera y analítica, a través de la cual se determinarán los beneficios o pérdidas en los que se puede incurrir al pretender realizar dicho proyecto o inversión, en donde uno de sus objetivos es obtener resultados económicos que sustenten la toma de decisiones referente a la inversión.

Con lo anterior se identificó la mejor opción técnica para la captura de CO<sub>2</sub>, primeramente, evaluando las tres tecnologías de turbinas de gas y seleccionando la que ofreciera el mejor costo nivelado de electricidad. A partir de los datos obtenidos del análisis técnico, se implementará la captura de CO<sub>2</sub> y subsecuentemente se implementará el sistema de recirculación de gases a diferentes tasas de recirculación (10-40%), y así comparará las posibles mejores en la captura por la implementación de EGR, así como la variación en el CNE.

A continuación, se tratará más a detalle algunas de las consideraciones que se hicieron para esta evaluación, ya que, este trabajo trata de obtener un costo representativo para el caso de México de la implementación de la tecnología de Captura de CO<sub>2</sub>, concibiendo fielmente un costo representativo para el país, del incremento que representa la implementación de dicha tecnología en sistema de generación de ciclo combinado.

## 5.1 TREMA

La Tasa de Rendimiento Mínima Aceptable (TREMA) es la tasa de referencia base de comparación y de cálculo en las evaluaciones económicas que se hagan, de tal forma, que, si no se obtiene cuando menos esa tasa de rendimiento, se rechazara la inversión. Todo inversionista desea que su inversión crezca en términos reales y crecer en términos reales significa ganar un rendimiento superior a la inflación, y este excedente de la inflación es conocido como prima de riesgo.

$$TREMA = \text{tasa de inflación} + \text{prima de riesgo} \quad 5.1$$

La TREMA es la tasa que representa una medida de rentabilidad, la mínima que se le exigirá al proyecto de tal manera que permita cubrir:

- La totalidad de la inversión inicial
- Los egresos de operación
- Los intereses que deberán pagarse por aquella parte de la inversión financiada con capital ajeno a los inversionistas del proyecto
- Los impuestos
- La rentabilidad que el inversionista exige a su propio capital invertido

## 5.2 Valor Presente Neto VPN

El método de valor presente es uno de los criterios económicos más ampliamente utilizados en la evaluación de proyectos de inversión. Consiste en determinar la equivalencia en el tiempo 0 de los flujos de efectivo futuros que genera un proyecto y comparar esta equivalencia con el desembolso inicial. Cuando dicha equivalencia es mayor que el desembolso inicial, entonces, es recomendable que el proyecto sea aceptado.

El valor presente neto es una técnica de evaluación económica que consiste en traer del futuro al presente cantidades monetarias a su valor equivalente, para de esta forma poder comparar con otras inversiones u otros parámetros, permitiendo con esto tener los elementos de juicio necesarios para tomar una decisión en cuanto a la mejor inversión.

Cuando se trasladan cantidades al futuro se dice que se utiliza una tasa de interés, pero cuando se trasladan cantidades del futuro al presente, como en el cálculo del VPN, se dice que se utiliza una tasa de descuento debido a lo cual los flujos de efectivo ya trasladados al presente se les llaman flujos descontados.

La fórmula que permite calcular el Valor Actual Neto es:

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{V_t}{(1+k)^t} - I_0 \quad 5.2$$

Donde:

$V_t$  representa los flujos de caja en cada periodo  $t$ .

$I_0$  es el valor del desembolso inicial de la inversión.  
 $n$  es el número de períodos considerado.  
 $k$  es el tipo de interés.

Si el proyecto no tiene riesgo, se tomará como referencia el tipo de la renta fija, de tal manera que con el VAN se estimará si la inversión es mejor que invertir en algo seguro, sin riesgo específico. En otros casos, se utilizará el coste de oportunidad.

Cuando el VAN toma un valor igual a 0,  $k$  pasa a llamarse Tasa Interna de Retorno (TIR). La TIR es la rentabilidad que nos está proporcionando el proyecto.

### 5.3 Anualidad equivalente

En algunos casos, como cuando se busca el coste por mantener en servicio una máquina o un bien de consumo duradero, se puede emplear la anualidad equivalente en lugar del VPN con ventaja. La anualidad equivalente es la cantidad constante  $k$  que aplica en cada periodo entre 1 y  $t$ , siendo  $t$  la duración del proyecto, proporciona el mismo VPN.

En el método de la Anualidad equivalente, todos los ingresos y gastos que ocurren durante un período del proyecto son convertidos en una anualidad equivalente (uniforme); cuando el valor es positivo, denota que los beneficios son mayores que los costos y, en consecuencia el proyecto es aceptable:

Forma de cálculo:

$$A = S - \left[ (P - F) \left( \frac{A}{P} \cdot i \cdot n \right) + F \cdot i \right] \quad 5.3$$

Donde:

$A$  = Anualidad

$P$  = Inversión inicial

$S$  = Flujo de efectivo neto del año

$i$  = Tasa de recuperación mínima atractiva (TREMA)

$n$  = Número de años de vida del proyecto

$F$  = Valor de rescate

### 5.4 Periodo de recuperación Payback

El Payback o "periodo de recuperación" es un criterio estático de valoración de inversiones que permite seleccionar un determinado proyecto en base a cuánto tiempo se tardará en recuperar la inversión inicial mediante los flujos de caja. Resulta muy útil cuando se quiere realizar una inversión de elevada incertidumbre y de esta forma tenemos una idea del tiempo que tendrá que pasar para recuperar el dinero que se ha invertido.

Se define como el plazo en el que se recupera la inversión inicial a través de los flujos de caja netos, ingresos menos gastos, obtenidos con el proyecto.

La forma de calcularlo es mediante la suma acumulada de los flujos de caja, hasta que ésta iguale a la inversión inicial.

### *5.5 Tasa interna de retorno TIR*

La tasa interna de retorno de una inversión o proyecto es la tasa de descuento que hace que el valor actual neto de todos los flujos de efectivo (tanto positivos como negativos) de una determinada inversión sea igual a cero. Es decir, la (TIR) de una inversión es el promedio geométrico de los rendimientos futuros esperados de dicha inversión, y que implica por cierto el supuesto de una oportunidad para "reinvertir". En términos simples, diversos autores la conceptualizan como la tasa de descuento con la que el valor actual neto o valor presente neto (VAN o VPN) es igual a cero.

La T.I.R. de un proyecto equivale a la tasa de interés que dicho proyecto le va a dar a quien invirtió en él.

Este indicador refleja el rendimiento de los recursos invertidos, y se define como:

- La tasa de descuento a la que el valor actual neto de una inversión se hace cero.
- La tasa de actualización que hace nulo el Valor Actual Neto del Proyecto, es decir cuando el VAN es cero.
- La máxima tasa de interés que puede pagarse o que gana el capital no amortizado en un período de tiempo y que conlleva la recuperación o consumo del capital.

La TIR puede utilizarse como indicador de la rentabilidad de un proyecto: a mayor TIR, mayor rentabilidad; así, se utiliza como uno de los criterios para decidir sobre la aceptación o rechazo de un proyecto de inversión. Para ello, la TIR se compara con una tasa mínima o tasa de corte, el coste de oportunidad de la inversión (si la inversión no tiene riesgo, el coste de oportunidad utilizado para comparar la TIR será la tasa de rentabilidad libre de riesgo TREMA). Si la tasa de rendimiento del proyecto - expresada por la TIR- supera la tasa de corte, se acepta la inversión; en caso contrario, se rechaza.

- Si  $TIR < TREMA$  -> Se rechazará el proyecto. La rentabilidad que nos está requiriendo este préstamo es mayor que nuestro costo de oportunidad.
- Si  $TIR > TREMA$  <- Se aceptará el proyecto.

### *5.6 Relación Beneficio Costo B/C*

La relación beneficio-costo en un indicar que permite hallar la relación existente entre el valor actual de los ingresos y el valor actual de los costos del proyecto (incluida la inversión inicial). Es el cociente que resulta de dividir ambos valores actuales.

Interpretación:

Si  $B/C > 1$ . Indica que el valor presente de los ingresos es mayor que el valor presente de los costos; por lo tanto, debería realizarse el proyecto. Así una razón  $B/C > 1$  es equivalente a un VAN mayor que 0 y a una TIR mayor que la tasa de descuento.



Si  $B/C = 1$ . El valor presente de los ingresos es igual al valor presente de los costos. En este caso el inversionista será indiferente, porque el proyecto brinda una rentabilidad igual al costo de capital. Cuando la razón  $B/C = 1$ , la TIR es igual a la tasa de descuento.

Si  $B/C < 1$ . Los beneficios son menores que los costos, por tanto, el proyecto no debería ejecutarse. Es decir, al ser el ratio  $B/C < 1$ , la TIR es menor que la tasa de descuento.

La fórmula que se utiliza es:

$$B/C = \frac{\sum_{i=0}^n \frac{V_i}{(1+i)^n}}{\sum_{i=0}^n \frac{C_i}{(1+i)^n}} \quad 5.4$$

*Dónde:*

$B/C$  = Relación Beneficio / Costo

$V_i$  = Valor de la producción (beneficio bruto)

$C_i$  = Egresos ( $i = 0, 2, 3, 4, \dots, n$ )

$i$  = Tasa de descuento

Aunque se presenta la relación beneficio costo como parte de un análisis de inversión, pero este caso, no se evaluó, debido a que no fijamos un precio de venta de la electricidad, el cuál será parte de otro análisis, en donde se propondrá un costo de la electricidad combinado con ingresos asociados a bonos de carbono y externalidades en el marco nacional.

## 5.7 Costos de Inversión

En el mercado actual, es imposible determinar el costo capital de un sistema de generación, así como el del sistema de captura de  $CO_2$ , ya que por lo general solo se conocen hasta la firma del contrato con el proveedor, y este puede variar dependiendo de varios factores, entre ellos, tipo de cambio, entidad geográfica, tipo de paquete (llave en mano), intereses de la misma empresa o compra al mayoreo.

Para conocer los costos de inversión integrales, a continuación, se explicará la obtención de cada uno de ellos y su integración en la hoja de cálculo.

### 5.7.1 Costos de NGCC

Los costos de los NGCC fueron obtenidos por el software PEACE de Thermoflex<sup>49</sup> que tiene una biblioteca de costos incorporados para cada proveedor, donde contiene todos los componentes necesarios para la simulación de centrales eléctricas convencionales y los costos regionales para México. La biblioteca PEACE se actualiza constantemente para proporcionar datos de referencia confiables de acuerdo con (Mores et al. 2012; Manente et al. 2016). La inversión de capital overnight de la instalación de generación de energía de cada tecnología fue obtenida por PEACE de Thermoflex, de manera similar, el costo adicional

---

<sup>49</sup> Costo por PEACE (*Plant Engineering and Construction Estimator* que en español significa Estimador de Ingeniería de Planta y Construcción) de Thermoflex 26®. PEACE realiza cálculos preliminares de ingeniería para determinar el peso, las dimensiones y los costos de los componentes necesarios para lograr el diseño del equilibrio térmico.

debido a EGR (enfriador de contacto directo, ventilador y ductos) se contabilizó en el costo de equipo durante la noche, para cada caso de EGR. El costo overnight es el capital necesario para construir la central sin considerar intereses. Es cuánto costaría construir una central si se pudiera hacer en una noche y generalmente se mide en \$USD/kW. Este es uno de los factores más importantes sobre la competitividad económica de una planta, de esta manera, se adiciona el costo asociado a los equipos auxiliares como EGR (ver Tabla A.8 en Apéndice) en donde se tienen los costos de cada sistema, ya sea NGCC, EGR o CCS, y se suman para dar un total y así obtener el cociente USD/kW o en su defecto, la inversión unitario.

### 5.7.2 *Costos de sistema de Captura de CO<sub>2</sub>*

La metodología y las condiciones de frontera desarrolladas en el estudio permitieron estimar los costos de capital de los principales equipos en el proceso. Para posteriormente calcular el CNE integral de una planta de energía NGCC con captura de CO<sub>2</sub>, para diferentes proporciones de EGR (10-40%) en Poza Rica.

Las dimensiones obtenidas de Aspen HYSYS junto con la tensión máxima permitida especificada por el código ASME Boiler and Pressure Vessel (BPV) se usaron para calcular el espesor de estos y otros equipos (SS316) a la temperatura de diseño (150 ° C). teniendo en cuenta los factores de seguridad de BPV. Las propiedades para establecer los valores máximos permisibles de esfuerzo se tomaron de ASME BPV Code Section II Part D.

Las estimaciones del costo de capital para la planta de proceso químico se basaron en una estimación del costo de compra de los equipos principales en el proceso (absorbedor, intercambiador de calor, extractor, bombas, rehervidor, empaque, condensador, compresión y tanques). Estos son precisos dentro de  $\pm 30\%$  y tales estimaciones se usan típicamente para el análisis de factibilidad preliminar de clase 4, de acuerdo con la Asociación para el Avance de la Estimación de Costos Internacional (AACE® International Recommended Practice No.18R-97 2005).

Después de resolver los balances de masa y energía y el tamaño del equipo en ASPEN HYSYS, el costo del equipo comprado se calculó utilizando las correlaciones de potencia desarrolladas por Guthrie<sup>50</sup> (1969) y Lang Factors (1948) el cuál se abordará a continuación.

### 5.8 *Método factorial de estimación de costos.*

Las estimaciones de costos de capital para las plantas de procesos químicos a menudo se basan en una estimación del costo de compra de los principales artículos de equipo requeridos para el proceso, los otros costos se estiman como factores del costo del equipo. La precisión de este tipo de estimación dependerá de la etapa en que se haya alcanzado el diseño en el momento de la estimación y de la confiabilidad de los datos disponibles sobre los costos del equipo. En las últimas etapas del diseño del proyecto, cuando las especificaciones detalladas del equipo están disponibles y se han obtenido presupuestos firmes de los proveedores, se

---

<sup>50</sup> El método detallado de estimación de costos de Guthrie, los costos de instalación, tubería e instrumentación para cada equipo se calcularon por separado.

puede hacer una estimación relativamente precisa del costo de capital del proyecto mediante este método.

El método factorial de estimación de costos se basa en los costos del equipo adquirido y, por lo tanto, requiere buenas estimaciones de los costos del equipo. Los costos de los equipos individuales también suelen ser necesarios para proyectos menores de remodelación y desaceleración. La mejor fuente de costos de equipos comprados son los datos recientes sobre los precios reales pagados por equipos similares. Los ingenieros que trabajan para empresas de ingeniería, Procura y Construcción (EPC) (a menudo denominadas contratistas) tienen acceso a grandes cantidades de datos de alta calidad, ya que estas empresas llevan a cabo muchos proyectos en todo el mundo cada año. Los ingenieros que trabajan en empresas operadoras pueden tener acceso a datos de proyectos recientes, pero a menos que trabajen para una gran empresa que lleva a cabo muchos proyectos de capital, es poco probable que puedan desarrollar y mantener correlaciones de costos actuales para más de unos pocos tipos básicos de equipos. Las grandes empresas reconocen la dificultad de realizar estimaciones de costos confiables y emplean a unos pocos especialistas experimentados en ingeniería de costos que recopilan datos y trabajan de cerca con las compañías de EPC en los presupuestos de los proyectos. Los precios reales pagados por equipos y artículos a granel pueden diferir sustancialmente de catalogar o enumerar los precios, según el poder adquisitivo del contratista o cliente y la urgencia del proyecto.

#### 5.8.1 Factores de Lang.

Lang (1948) propuso que el costo de capital fijo dentro de los límites de la batería (ISBL)<sup>51</sup> de una planta se da como una función del costo total del equipo comprado por la ecuación

$$C = F \left( \sum C_e \right) \quad 5.5$$

donde

$C$  = costo total de capital ISBL de la planta (incluidos los costos de ingeniería);

$\sum C_e$  = costo total entregado de todos los elementos principales del equipo: reactores, tanques, columnas, intercambiadores de calor, hornos, etc.

$F$  = un factor de instalación, más tarde ampliamente conocido como factor Lang.

Lang propuso originalmente los siguientes valores de  $F$ , basados en la economía de los años 40:

$F = 3.1$  para la planta de procesamiento de sólidos;

$F = 4.74$  para la planta de procesamiento de fluidos;

$F = 3.63$  para la planta de procesamiento de fluidos mixtos sólidos.

Hand (1958) sugirió que se obtienen mejores resultados usando diferentes factores para diferentes tipos de equipos. Los ejemplos de los factores propuestos por Hand se dan en la Tabla 5.1. Hand también observó que este enfoque debería usarse solo en las primeras etapas

---

<sup>51</sup> Dentro de los límites de la batería

del diseño del proceso y en ausencia de información detallada sobre el diseño. Tanto Lang (1948) como Hand (1958) incluyeron los costos de la oficina en el hogar, pero no los costos externos o contingencia en sus factores de instalación, así que tenga cuidado con el conteo doble de los costos de Ingeniería, Adquisición y Construcción (EPC) al usar este enfoque. Los costos relativos de materiales y mano de obra han cambiado sustancialmente desde que se desarrollaron estos factores, y la precisión de la correlación probablemente nunca garantizó tres cifras significativas para F. La mayoría de los profesionales que utilizan este método utilizan un factor Lang de 3, 4 o 5, dependiendo de la escala de la planta (planta más grande= factor más pequeño) y tipo.

*Tabla 5.1. Factores de instalación de equipos propuestos por Hand (1958) (Towler and Sinnott 2008).*

<b>TIPO DE EQUIPO</b>	<b>FACTOR DE INSTALACIÓN</b>
Compresores	2.5
Columnas de destilación	4
Calentadores	2
intercambiadores de calor	3.5
Instrumentos de	4
Equipo diverso	2.5
Recipientes a presión	4
Bombas	4

### 5.8.2 Estimaciones Factoriales Detalladas

La ecuación (5.4) puede usarse para hacer una estimación preliminar una vez que se ha elaborado el diagrama de flujo y se ha dimensionado el equipo principal de la planta. Cuando se dispone de información de diseño más detallada, el factor de instalación se puede estimar de manera algo más rigurosa, considerando los factores de costo que se combinan en el factor Lang de forma individual. Los artículos de costo directo que se incurren en la construcción de una planta, además del costo del equipo, son:

1. Montaje del equipo, incluyendo cimientos y trabajo estructural menor;
2. Tubería, incluyendo aislamiento y pintura;
3. Energía eléctrica e iluminación;
4. Instrumentos y sistemas de control automático de procesos (APC);
5. Procesar edificios y estructuras;
6. Edificios auxiliares, oficinas, edificios de laboratorio, talleres;
7. Almacenamiento de materias primas y producto terminado;
8. Servicios públicos (servicios), suministro de planta para servicios de vapor, agua, aire y extinción de incendios (si no se calcula el costo por separado como fuera de sitio);
9. Preparación del sitio

La contribución de cada uno de estos elementos al costo total de capital se calcula multiplicando el equipo total comprado por un factor apropiado. Al igual que con el factor Lang básico, estos factores se derivan mejor de los datos de costos históricos para procesos

similares. La precisión y fiabilidad de una estimación se pueden mejorar dividiendo el proceso en subunidades y utilizando factores que dependen de la función de las subunidades. En el método detallado de estimación de costos de Guthrie, los costos de instalación, tubería e instrumentación para cada equipo se calculan por separado. El cálculo de costos detallado solo se justifica si los datos de costo disponibles son confiables y el diseño se ha llevado al punto donde todos los elementos de costo se pueden identificar e incluir.

Tabla 5.2. Factores típicos para la estimación del artículo de costo fijo de capital del proyecto (Towler and Sinnott 2008).

Artículo	Fluidos	Tipo de proceso Fluidos-Sólidos	Sólidos
1.Equipo principal, costo total de compra	$C_e$	$C_e$	$C_e$
fer Montaje del equipo	0.3	0.5	0.6
fp Tuberías	0.8	0.6	0.2
fi Instrumentación y control	0.3	0.3	0.2
fel eléctrico	0.2	0.2	0.15
fc civil	0.3	0.3	0.2
fs Estructuras y edificios	0.2	0.2	0.1
fl Revestimiento y pintura	0.1	0.1	0.05
ISBL costo $C = \sum C_e x$	3.3	3.2	2.5
Fuera de los sitios (OS)	0.3	0.4	0.4
Diseño e Ingeniería (D & E)	0.3	0.25	0.2
Contingencia (X)	0.1	0.1	0.1
Costo de capital fijo total $C_{FC} = C(1+OS)(1+DE+X)$			
$= Cx$	1.82	1.89	1.82
$= \sum C_e x$	6.00	6.05	4.55

Gerrard (2000) da factores para los equipos individuales en función del costo del equipo y la complejidad de la instalación. Los factores típicos para los componentes del costo de capital se dan en la Tabla 5.2. Estos pueden usarse para hacer una estimación aproximada del costo de capital utilizando los datos de costos del equipo publicados en la literatura. Los factores de instalación dados en los cuadros Tabla 5.2 y Tabla 5.3 son para plantas construidas con acero al carbono. Cuando se usan materiales más exóticos, también se debe introducir un factor de materiales  $f_m$ :

$$f_m = \frac{\text{costo de compra del artículo en material exótico}}{\text{costo de compra del artículo en acero al carbono}} \quad 5.6$$

Tomando en cuenta que  $f_m$  no es igual a la relación entre los precios de los metales, ya que el costo de los equipos comprados también incluye los costos de mano de obra, gastos generales, ganancias del fabricante y otros costos que no se ajustan directamente al precio del metal. El costo de capital fijo de una planta se da como la suma del costo de cada equipo dado por:

$$C = \sum_{i=1}^{i=M} C_{e,i,CS} [(1 + f_p) f_m + (f_{er} + f_{el} + f_i + f_c + f_s + f_l)] \quad 5.7$$

Dónde

$C_{e,i,CS}$  = costo del equipo comprado del equipo  $i$  en acero al carbono;

$M$  = número total de equipos;

$f_p$  = factor de instalación para la tubería;

$f_{er}$  = factor de instalación para el montaje del equipo;

$f_{el}$  = factor de instalación para trabajos eléctricos;

$f_i$  = factor de instalación para instrumentación y control de proceso;

$f_c$  = factor de instalación para el trabajo de ingeniería civil;

$f_s$  = factor de instalación para estructuras y edificios;

$f_t$  = factor de instalación para revestimiento, aislamiento o pintura;

$f_m$  = factor de instalación para el material,  $f_m$  debe cambiar para diferentes aceros al carbono.

Los valores típicos de los factores materiales para las aleaciones de ingeniería comunes se dan en la Tabla 5.3 de acuerdo con (Towler and Sinnott 2008). El factor utilizado en este estudio fue 1.3. (Fytianos et al. 2016) recomienda el uso de SS316 para la solución de MEA al 30% de peso debido a su resistencia a la corrosión mucho más alta.

Tabla 5.3. Factores de costo del material,  $f_m$ , relativo al acero al carbono simple (Towler and Sinnott 2008).

<b>Material</b>	<b><math>f_m</math></b>
Acero carbono	1.0
Aluminio y bronce	1.07
Acero fundido	1.1
Acero inoxidable 304	1.3
Acero inoxidable 316	1.3
Acero inoxidable 321	1.5
Hastelloy C	1.55
Monel	1.65
Níquel e Inconel	1.7

El costo total del equipo se actualizó aplicando el índice compuesto utilizado en la industria de plantas de proceso de los Estados Unidos, el Índice de costos de plantas de ingeniería química (CEPCI), que fue de 571.9<sup>52</sup>. Este es uno de los tres principales índices de estimación de costos para plantas químicas y está en el rango medio (Rubin et al. 2015). La inversión de capital durante la noche de la instalación de generación de energía de cada tecnología

El método comienza con la estimación de un costo base en función de alguna dimensión del equipo, es decir, una vez obtenidas las dimensiones y calibre de acuerdo a la presión de operación, se obtenido el volumen del equipo, con el cual será calculado el peso total del material que se usará para cada equipo (ver de la Tabla A.2 hasta Tabla A.6 en el Apéndice). Ese costo base implica acero al carbón como material de construcción, una geometría base del equipo, una presión de operación moderada y un año base de 1968. Ese costo debe

<sup>52</sup> Promedio anual para 2017 consultado en <https://www.chemengonline.com/pci-home>

corregirse luego al incorporar los datos de material de construcción, geometría, presión y año para la estimación del equipo deseado.

La contribución de cada uno de estos elementos al costo total de capital se calcula multiplicando el equipo total comprado por un factor apropiado. Al igual que con el factor Lang básico, estos factores se derivan mejor de los datos de costos históricos para procesos similares. Los valores típicos para los factores se dan en varias referencias; ver Happle y Jordan (1975) y Garrett (1989). Guthrie (1974) divide los costos en las partes de material y mano de obra y da factores separados para cada uno. La precisión y fiabilidad de una estimación se pueden mejorar dividiendo el proceso en subunidades y utilizando factores que dependen de la función de las subunidades; ver Guthrie (1969). En el método detallado de estimación de costos de Guthrie, los costos de instalación, tubería e instrumentación para cada equipo se calculan por separado. El cálculo de costos detallado solo se justifica si los datos de costo disponibles son confiables y el diseño se ha llevado al punto donde todos los elementos de costo se pueden identificar e incluir. Los resultados del cálculo de costos para el caso base de Captura de CO<sub>2</sub> mediante el método Guthrie (1969) y factores de Lang es presentado de la Tabla A.2-Tabla A.6)

### 5.9 Cálculo de costo nivelado de electricidad (CNE).

De acuerdo a (Rubin et al. 2013), el costo nivelado de electricidad se definido como:

$$CNE = \frac{(CCT)(FCF) + (CFOM)}{(FP)(8760)(CNP)} + CVOM + RT(CUC) \quad 5.8$$

donde

CCT=Costo Capital Total (MMUSD)

FCF Factor de Carga Fijo (fracción/año)<sup>53</sup>

CFOM Costos Fijos de Operación y Mantenimiento (O&M) (\$/año)

FP=Factor de planta (fracción)

CVOM=Costo Variable de O & M (\$/MWh)

RT=Régimen Térmico de planta de energía neta (MJ/MWh)

CUC Costo Unitario De Combustible (\$/MJ)

CF = Factor de Planta (fracción)

8760 = horas totales en promedio año

CNP = Capacidad Neta Planta (MW).

<sup>53</sup> Factor de carga fija = El factor de carga fija se calcula en función de los cargos año con año y un factor de valor presente de acuerdo con la ecuación:  $FCF = [CC_1*(1+i)^{-1} + CC_2*(1+i)^{-2} + \dots + CC_n*(1+i)^{-n}] / a_n$ ; donde  $n$  es la vida útil de la planta,  $i$  es la tasa de interés,  $CC$  es el año por año de los cargos de la planta y  $a_n$  es el valor presente del factor de valor para una serie uniforme. Los cargos de mantenimiento año por año son la suma de: (el rendimiento de la deuda, el rendimiento del patrimonio, los impuestos sobre la renta a pagar, la depreciación del proyecto, los impuestos a la propiedad y el seguro) / el costo total de la planta (CTP) (Daverne and Versteeg 2017). El valor de  $a_n$  se calcula de acuerdo con la siguiente ecuación:  $a_n = [(1 + i)^n - 1] / [i * (1 + i)^n]$  de acuerdo con (IPCC 2005)

Los parámetros de la ecuación 5.8 representan sus valores "nivelados" durante la vida útil de la planta de energía. Éstos son numéricamente iguales al costo del primer año de la electricidad para el caso particular donde los costos se expresan en dólares y todos los valores de los parámetros permanecen constantes durante la vida útil de la planta. En todos los demás casos, se puede aplicar una serie de "factores de nivelación" a los valores del primer año para obtener valores nivelados. El CNE para la planta de energía integral NGCC con captura de CO<sub>2</sub> se calculó dividiendo el costo total anual de la planta (\$/año) por la electricidad neta generada (MWh/año). Según (CFE 2014b; Sanchez Fernandez et al. 2014a), la vida útil de un NGCC varía entre 25-30 años, y para el sistema de captura de CO<sub>2</sub> es de 20 años (Nuchitprasittichai and Cremaschi 2011). Al tratarse de un proceso integral, se asumió una vida útil de 20 años. El factor de capacidad predeterminado se estableció en 85%. Las horas de operación supuestas por año fueron 8760. El precio base del gas natural utilizado en este informe fue de 2.53 \$/MMBtu (abril de 2017) (PEMEX 2018) y excluye los impuestos locales. Esto se usó como punto de partida para comparar las ventajas y desventajas económicas del sitio (ver Apéndice), con una tasa real de retorno de capital propio del 12%.

#### *5.9.1 Costo Ponderado del Capital Invertido del proyecto*

De acuerdo a (Villanueva Moreno 2008) cuando los proyectos se financian con recursos propios del inversionista el costo del capital lo determina él mismo, según la tasa de retorno que desee obtener y que usualmente es mayor que la que pudiera obtener en otras inversiones de menor riesgo. Si los proyectos se financian enteramente con capital prestado, entonces el costo del capital es la tasa de interés de los préstamos, cuyo valor depende del historial crediticio del prestatario y del riesgo que percibe el prestamista al otorgarle los créditos.

Como sucede frecuentemente en los proyectos de inversión en infraestructura, la estructura del capital consiste en pequeña parte en recursos propios del inversionista y mayormente en capital prestado. Generalmente, el capital propio se recupera durante la vida útil económica de los proyectos, la cual suele ser mayor que el plazo en que el prestamista requiere se liquiden los créditos. En tal caso, el costo de capital que debe usarse para evaluar los flujos de efectivo de los proyectos se calcula mediante una ponderación de la tasa de retorno requerida para el capital propio y la tasa de interés de los créditos, pesados según los flujos de efectivo necesarios para recuperar los distintos tramos de capital en los respectivos plazos fijados. Los lineamientos de la Secretaría de Hacienda y Crédito Público (SCHP) exigen que la tasa social descuento de los proyectos de inversión en infraestructura productiva del sector público sea igual a 12% anual, independientemente de la estructura del capital empleado en los proyectos. Con lo anterior se estableció la fracción de inversión propia del 30%, con una tasa mínima de retorno de 12% y una vida económica del 25 años, una primera fracción de préstamo con un 10% de tasa de crédito a pagar en un plazo de 10 años y una segunda fracción de préstamo del 50% con una tasa de crédito del 5% y un plazo de 15 años.



### 5.9.2 Costos de operación.

Los costos de operación (OPEX<sup>54</sup>) es un coste permanente para el funcionamiento de un sistema. Los datos de rendimiento y costes de estudios recientes de sistemas de generación con y sin captura mediante Postcombustión formaron la base de las estimaciones de costes actuales (European Commission Joint Research Centre 2009; U.S. Department of Energy 2010a; Nichols 2011; Rubin et al. 2015)

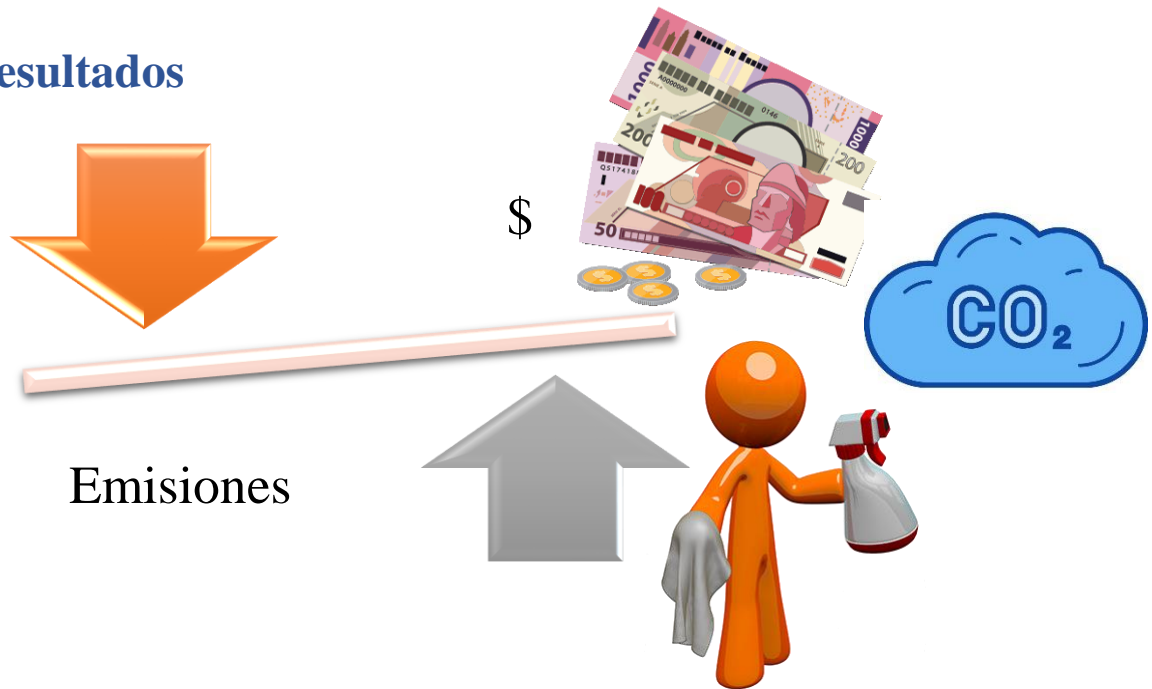
De acuerdo a (McKinsey & Company 2008) se utilizó una suposición del 2.5% del gasto del CAPEX para determinar el costo fijo de la planta de captura de CO<sub>2</sub>. Este valor se aplica al costo de los primeros proyectos comerciales de CCS. De acuerdo con COPAR para el sector eléctrico mexicano (CFE 2014b) se recomienda un valor de 1571 [\$/MW-año] para TG clase H con capacidad neta (~400MW). Estos valores se agregaron usando las mismas unidades para obtener el valor integrado de Costo fijo de operación y mantenimiento (CFOM).

Para el costo variable de CCS, el estudio consideró las materias primas, el tratamiento y la eliminación de los desechos. Los supuestos fueron: \$ 1,200 USD/tMEA, tratamiento de residuos \$ 100 USD/t, repuesto de MEA (1.5 kg/tCO<sub>2</sub> para MEA) (Rao et al. 2002). De acuerdo con (CFE 2014b) el costo variable es de 2.73 [\$/MWh]. Estos valores se agregaron usando el mismo sistema de unidades para obtener el valor integrado variable de costo de operación y mantenimiento (CVOM). De manera que para los casos con captura los costos se incrementaron en 0.04% y 0.6% para CFOM y CVOM, respectivamente. A manera de ejemplo, se incluye en el Apéndice la hoja de cálculo con las consideraciones anteriormente empleadas, en donde se calcula el CVOM y CFOM para el sistema de captura y después se realiza el cociente para poder sumar al CVOM y CFOM del sistema de generación, el cuál será integrado y se implementara en la ecuación (5.8) ver Tabla A.7 del Apéndice .

---

<sup>54</sup> OPEX: Operating expense por sus siglas en inglés significa Gastos de operación.

## 6 Resultados



*“El arte es la ciencia de la belleza, las matemáticas son la ciencia de la verdad”*  
**Oscar Wilde**

## 6.1 Discusión de Resultados

Los datos de balance de masa y energía resultantes de los modelos GT-PRO y Thermoflex se usaron para dimensionar los principales equipos y los costos de capital para caso, los costos de operación para cada caso se obtuvieron de acuerdo con COPAR. El resultado para CNE se muestra en la Figura 4.2. Si se opera un NGCC fuera de las condiciones ISO, se esperaría que la eficiencia del ciclo disminuyera, aumentando el CNE in situ . En el caso de las tecnologías MHI, SMS y GE, el aumento presentado en el CNE es 1.5, 1.2 y 1.6%, respectivamente. Esto indica que el NGCC de GE proporciona el mejor CNE in situ , con gases de escape que contienen una mayor concentración de CO<sub>2</sub>, promoviendo la implementación del sistema de captura.

Los resultados presentados en la Figura 4.2 del apartado 4.2 llevaron a la selección del NGCC de GE como la tecnología que ofrece el mejor CNE in situ . Para posteriormente simular los diferentes casos de NGCC con CCS y EGR (10-40%) y obtener los flujos máxicos, las dimensiones que ayudaron a determinar el rendimiento del sistema de captura de CO<sub>2</sub>. La Tabla 6.1 muestra el resumen de los costos del sistema de captura. Esto permite que se lleve a cabo la evaluación tecno económica integral para el uso de la tecnología de captura de CO<sub>2</sub>, acoplado a un NGCC<sup>55</sup> con EGR, para obtener la materia prima, requerimientos de energía y costos (ver Figura 6.1 a Figura 6.3).

*Tabla 6.1 Resumen de costos de la planta de Captura de CO<sub>2</sub> para diferentes casos, elaboración propia.*

Descripción	Unidad	NGCC CCS	NGCC CCS 10%EGR	NGCC CCS 20%EGR	NGCC CCS 30%EGR	NGCC CCS 40%EGR
CAPEX	MMUSD 2017	628.763	526.358	487.235	457.690	419.655
OPEX	MMUSD 2017	19.986	17.458	16.521	15.706	14.631
Costo fijo <sup>56</sup>	MMUSD 2017	15.719	13.159	12.181	11.442	10.491
Costo Variable <sup>57</sup>	MMUSD 2017	4.266	4.299	4.340	4.263	4.140
TOTAL	MMUSD 2017	648.748	543.816	503.756	473.395	434.286

La implementación del sistema EGR ayudó a reducir el flujo de los los gases de escape, lo que ocasionó que el costo total del sistema de captura se redujera en un 16% para un 10% de EGR. Posteriormente, cada 10% de aumento en EGR redujo el costo total en un 5% en promedio. La Figura 6.1 muestra la disminución en los flujos principales de materia, tales como el flujo de gas, MEA y agua de enfriamiento, así como el costo total del sistema de captura de CO<sub>2</sub>.

<sup>55</sup> Rendimiento de la turbina seleccionada es mostrado en Tabla A.1 en el Apéndice.

<sup>56</sup> Costo fijo es 2.5% del CAPEX de acuerdo con (McKinsey & Company 2008)

<sup>57</sup> Costo de MEA es 1,200 USD/t, Costo del tratamiento de desechos= 100 USD/t. Costo de Aditivos = 20% del costo de MEA de acuerdo con (Rao 2002).

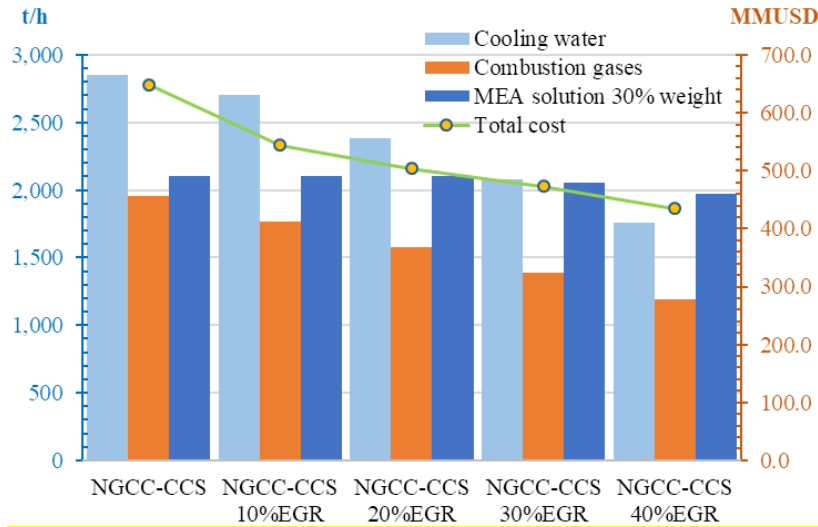


Figura 6.1 Costo total del sistema de Captura de CO<sub>2</sub> con decremento de materia, elaboración propia.

Las dimensiones varían considerablemente debido a que el flujo de gases de escape disminuye como consecuencia de la recirculación de gases en el NGCC. De forma similar, en la Figura 6.2, se indica la variación molar en la concentración de los gases de escape que entran en el sistema de captura, mostrando un aumento en la concentración de CO<sub>2</sub> (aproximadamente 4 a 7% en moles) y una disminución en la concentración de O<sub>2</sub> (de 11.5 a 6.5% en moles), lo que causa una disminución en de demanda específico del rehervidor ( $Q_{unit}$ ). Los valores típicos específicos del rehervidor varían de 3.3-3.7 GJ/tCO<sub>2</sub> y el valor inicial es concordante con la literatura (Ekre 2012; IEA Greenhouse Gas R&D Programme (IEAGHG) 2012a; Ali et al. 2016) de la cual se obtuvieron valores de 3.61 GJ/tCO<sub>2</sub> para el NGCC-CCS. Esto muestra una pequeña reducción en  $Q_{unit}$ , a 3.52 GJ/CO<sub>2</sub> para NGCC-CCS (40% EGR), pero una disminución significativa en el CNE (una reducción del 16% para NGCC-CCS), como se muestra en la Figura 6.3.

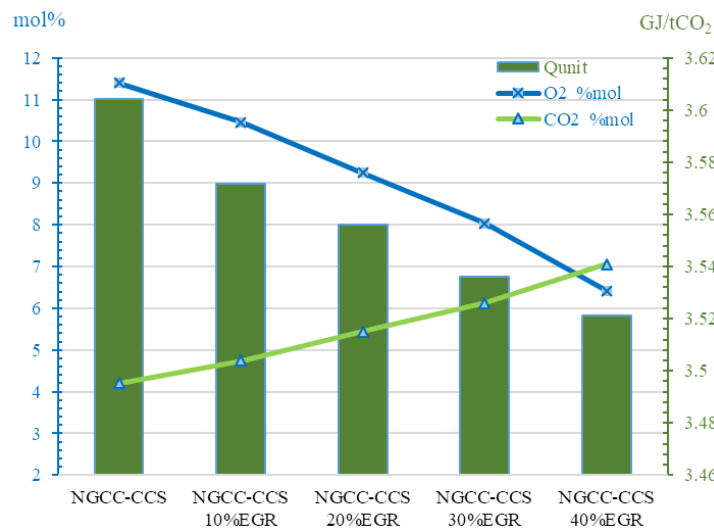


Figura 6.2 Variación de la concentración molar en los gases de escape frente a la demanda térmica del sistema de Captura, elaboración propia.

El rendimiento del NGCC muestra un rendimiento eléctrico neto del 59,3% *in situ* (Tabla A.1), que es un valor dentro del rango de las grandes centrales eléctricas modernas de NGCC ((Laskin et al. 2015). La penalización de eficiencia eléctrica neta obtenida para el MEA es de 9.2 puntos porcentuales y está de acuerdo con (Sanchez Fernandez et al. 2014b). Esto se debe principalmente a la menor potencia de salida de la turbina de vapor, pero también a los servicios auxiliares adicionales. De acuerdo con (Green et al. 2001; IPCC 2005; NETL 2013), "el costo estimado de la captura de CO<sub>2</sub> aumenta el costo de la producción de electricidad en un 50-90% para un NGCC". Sin embargo, el CNE depende del tipo de tecnología, combustible utilizado y región. Este trabajo tiene un análisis preliminar de viabilidad con una variación en el rango  $\pm 30\%$ . Según (Rubin and Zhai 2012; Rubin 2016) en estudios recientes, el CNE para un NGCC con captura posterior a la combustión varía de 63-122 USD/MWh, lo que concuerda con el valor obtenido en el presente estudio (63.46 USD/MWh).

La implementación del sistema EGR ayudó a reducir el CNE para los casos de captura. Los principales factores que llevaron a esta reducción en el CNE para los casos con EGR son las diferentes contribuciones al consumo total de energía de la planta de captura de CO<sub>2</sub>. En primer lugar, como se explicó anteriormente, el  $Q_{unit}$  se reduce con el uso de EGR. Como el flujo de gas desciende, los requisitos eléctricos son más bajos para el ventilador de refuerzo, y lo mismo para las bombas de alimentación de agua y MEA. Finalmente, la Figura 6.3 muestra la comparación de CNE con el Consumo de Energía Primaria Específica para CO<sub>2</sub> Evitado (SPECCEA ver Figura 6.3), una medida del consumo de energía relacionado con la captura de CO<sub>2</sub>. Esto es consistente con (CaESAR 2011; Sanchez Fernandez et al. 2014b) para el caso base de CCS. El valor de SPECCEA para NGCC-CCS es de 3.68 GJ/tCO<sub>2</sub>. Cuando se compara con un 40% de casos de EGR, se obtuvo un valor de 3.18 GJ/tCO<sub>2</sub> (25% menor).

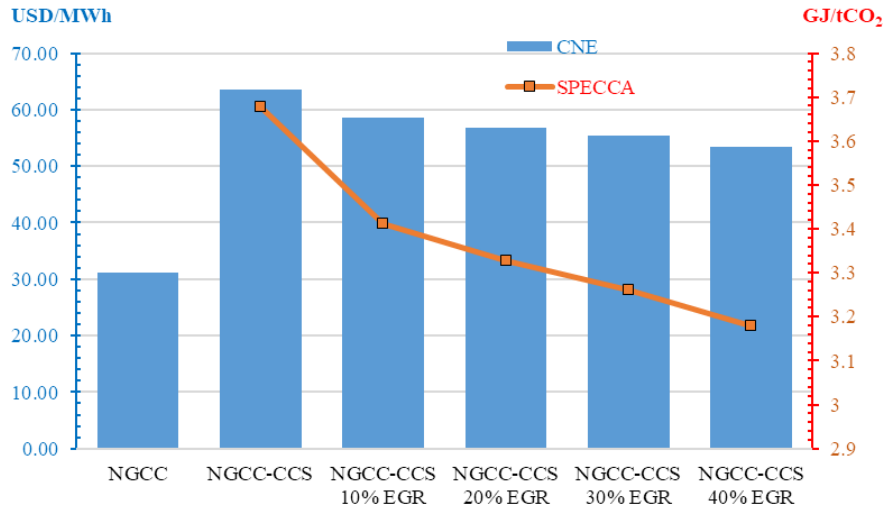


Figura 6.3 Comparativa del incremento de CNE para el sistema NGCC con captura de CO<sub>2</sub> y sistema EGR con SPECCA, elaboración propia.

De los resultados obtenidos anteriormente y para conocer algunos de los parámetros que afectan en el cálculo del CNE en México, se realizó análisis de sensibilidad, variando un 3% a favor y en contra hasta llevar a 9%, doné se identificó que para el caso NGCC el parámetro que afectaba en mayor medida es el costo del combustible (Gas Natural), seguido por el factor de planta.

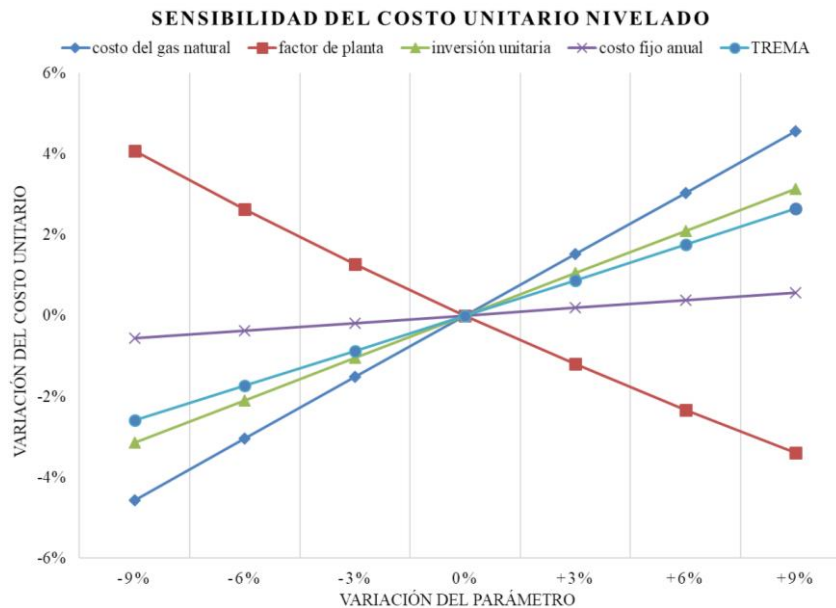


Figura 6.4 Análisis de sensibilidad del costo unitarios para NGCC, elaboración propia.

A manera de ejemplificar el comportamiento del NGCC con captura de CO<sub>2</sub>, se presenta el análisis de sensibilidad para el caso NGCC-CCS 40%EGR, debido a que es el que ofrece menor costo en la electricidad, y se asume que esta tendencia será similar para los demás casos con captura, ya qué, la mayor parte de los valores de inversión con captura de CO<sub>2</sub>, se encuentran dentro del mismo orden, y el costo por implementación EGR no afecta la

inversión final como se ve en la Figura 6.6, ya que, el incremento por este sistema es imperceptible en comparación con los dos sistemas de NGCC y CCS que son presentados en la misma.

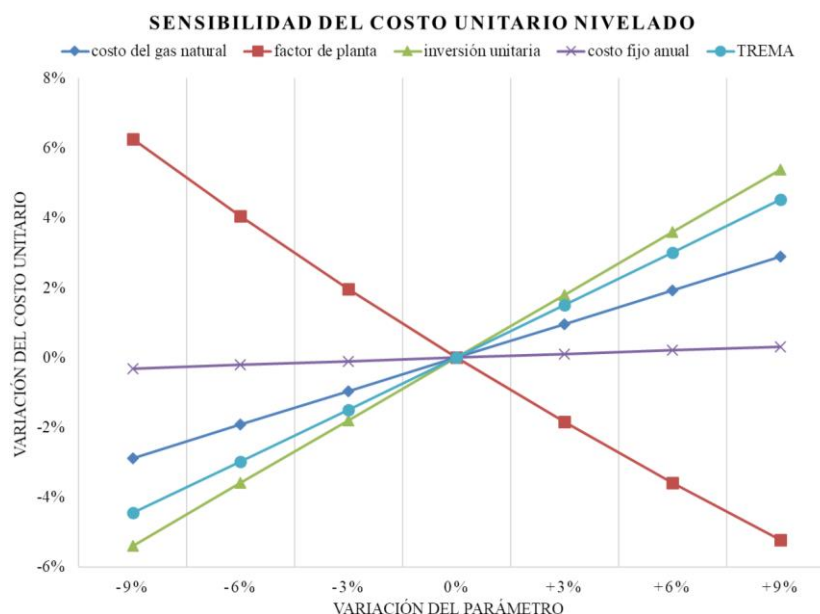


Figura 6.5 Análisis de sensibilidad del costo unitarios para NGCC-CCS 40%EGR, elaboración propia.

La Figura 6.5 presenta el análisis de sensibilidad para el caso NGCC-CCS 40%EGR, donde se aprecia que la mayor variación se identificó en el factor de planta y en segundo lugar para la inversión unitaria. Para identificar el factor que representa mayor variación, siendo el factor de planta, este debido a que el sistema está recibiendo penalización energética por consumo de vapor, a la vez que por el acoplamiento del sistema de captura de CO<sub>2</sub> y equipos auxiliares se incrementa tanto el consumo de servicios auxiliares, como la caída de presión en el sistema. Del mismo modo, la inversión unitaria se ve afectada, en la medida que requiere mayor inversión (142%) obteniendo menor energía eléctrica, haciendo que uno de los principales datos para el cálculo de CNE, sea afectado por incremento en la inversión y decremento en la generación. En la Figura 6.6 se puede ver como la inversión del sistema de captura hace la que inversión total incremente hasta aproximadamente 889 MMUSD, mientras que su costo unitario también se incrementa a 2,800 USD/kW, cuando inicialmente era de 692 USD/kW, dando lugar a que este sea uno de los parámetros que más impacta en el análisis de sensibilidad para los casos con captura. Este incremento es consistente con los valores presentados en (U.S. Department of Energy 2010a). Así mismo para el caso de NGCC, donde el costo del combustible es el principal factor que incrementa el CNE, concuerda con (Lazard 2014), ya que menciona que el CNE impacta aproximadamente un 50% en el valor del CNE.

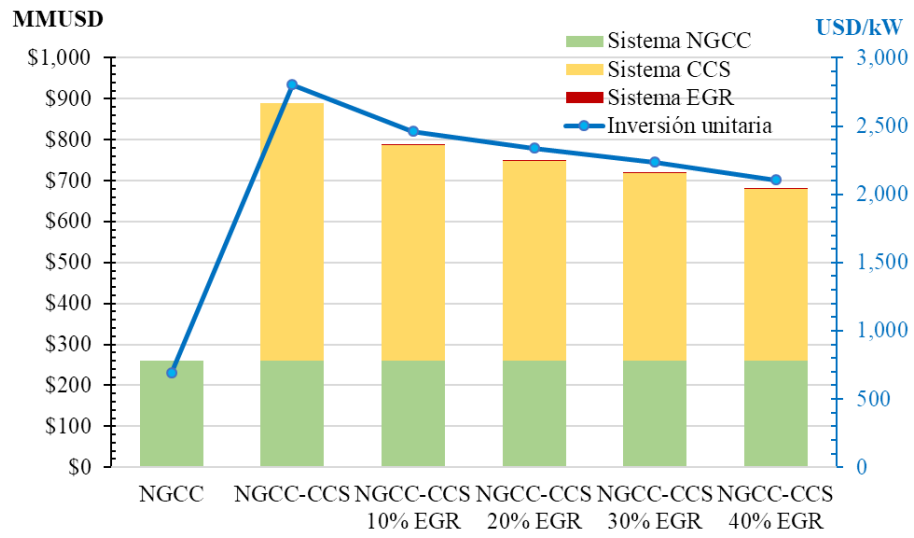
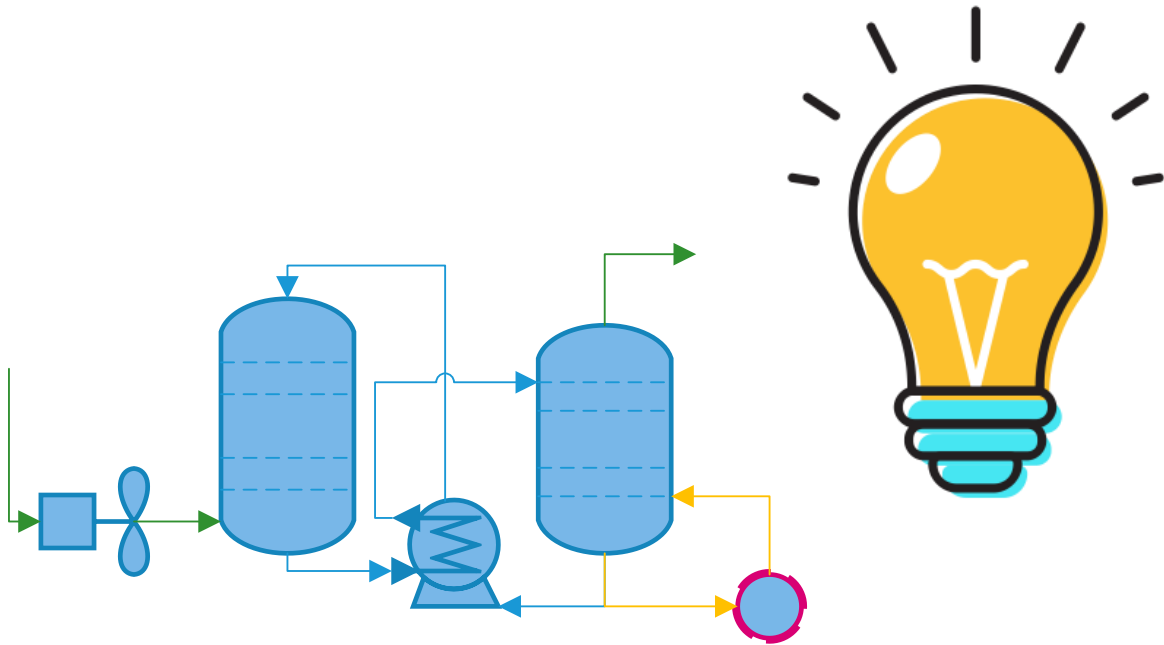


Figura 6.6 Inversión integral total de cada caso contra inversión unitaria neta, elaboración propia.



## 7 Conclusión y recomendaciones



*“Dos cosas contribuyen a avanzar: ir más  
deprisa que los otros, o ir por el buen camino”.*  
**René Descartes**

## 7.1 Conclusión.

Los resultados obtenidos en este estudio respaldan el uso de la metodología para la evaluación de tecnologías NGCC en México. Esto se puede usar en el futuro para obtener un costo de referencia teórico por la implementación del sistema de captura de CO<sub>2</sub> a sistemas de generación de electricidad. En el presente trabajo, se aplicó con éxito un modelo integrado de un NGCC acoplado a una planta de captura de CO<sub>2</sub> con EGR para obtener las dimensiones requeridas de los equipos del sistema de captura de CO<sub>2</sub> y también para determinar el CNE in situ para cada caso. Los resultados muestran un aumento en el CNE por el uso de CCS; de 32.94 USD/MWh y una reducción en el CNE para los escenarios que acoplan EGR al NGCC-CCS; en estos escenarios hubo una disminución de hasta 10 USD/MW en CNE para el uso de 40% de EGR. Además, el  $Q_{unit}$  en el separador se redujo en un 2% para el uso de un 40% de EGR con respecto al caso de CCS, debido al aumento de la concentración de CO<sub>2</sub> por el uso del sistema de EGR en el NGCC. Además, el SPECCA mínimo es de 3.18 GJ/tCO<sub>2</sub> para un 40% de EGR, en comparación con 3.68 GJ/tCO<sub>2</sub> para NGCC-CCS. EL sistema EGR es una tecnología que puede soportar la integración de la captura de CO<sub>2</sub> en el sector mexicano en paralelo con el uso de CO<sub>2</sub> para EOR en campos maduros. Recientemente, se ha promovido el uso de tecnologías limpias al otorgar Certificados de Energías Limpias (CEL) en México, y la tecnología de Captura de CO<sub>2</sub> entra en esta categoría. En el corto plazo, existe un incentivo para que México implemente este tipo de tecnologías, pero se requieren mecanismos adicionales de reducción de GEI para la captura de CO<sub>2</sub>.

Los resultados indican que los sistemas de producción que emiten emisiones cercanas a cero requieren inversiones iniciales muy grandes, por lo que los sistemas NGCC-CCS de alta eficiencia y bajas emisiones solo pueden implementarse a través del apoyo gubernamental mediante impuestos al carbono o financiamiento nacional, ya que la inversión privada difícilmente puede hacer grandes inversiones para obtener altos precios de la electricidad. Se recomienda que el trabajo desarrollado aquí se utilice para apoyar la generación de nuevas políticas públicas en el país.

Esta metodología fue probada en sistemas de cogeneración de pequeña escala, en donde se comprobó la posibilidad de extrapolar la metodología a sistemas de menor capacidad, así como a la integración de sistemas de energía renovables. Para el cálculo de CNE en sistemas con CCS esta metodología mostro resultados realistas mediante la manipulación de algunos cocientes, así mismo se identificó que los costos de operación fijos y variables del sistema de CCS son mínimos, aunque su verdadero inconveniente es en el costo de inversión, como se identificó en el análisis de sensibilidad (Figura 6.5) y penalización energética en el ciclo de generación, esto orilla a que las entidades nacionales inviertan o incentiven en el costo de adquisición de esta tecnología, de manera que sea condonado o pagado en CELs, que en el corto plazo la empresa productora de electricidad no tenga que pagar esta inversión, para que en el análisis de CNE no impacte en un incremento, ya que al incrementar el CNE, este costo tendría que ser pagado por los usuarios, ya sea consumidor menor o mayor. Para las primeras centrales se recomienda que exista un subsidio para pagar esta tecnología y que las leyes se

adecuen, de manera que poco a poco se consideren otros gases, adicionales al CO<sub>2</sub>, como por ejemplo NO<sub>x</sub> y otras variables como externalidades.

Con la investigación mostrada, se recomienda implementar sistemas de captura de CO<sub>2</sub> a sistemas de generación de ciclo combinado, solo si cuentan con sistemas de recirculación de gases al 40%, ya que el incremento en el costo de la producción de electricidad fue el menor para los casos con captura. Adicionalmente, se sugiere que la planta que incluya tecnología CCS, será exclusiva para generación de electricidad limpia. Se recomienda usar la configuración del sistema de captura de CO<sub>2</sub> estudiada en este trabajo, por su madurez tecnológica y por ser punto de referencia a nivel internacional, así como su fácil comparación con otros sistemas en el mundo.

Como un trabajo futuro se evaluará la implementación del sistema de captura en sistemas de generación por etapas, o mejor dicho, por trenes; esto para reducir los costos de inversión, de la misma manera, se tratará de evaluar la posibilidad de incrementar la presión de operación en el separador, debido a que se debe encontrar el intervalo que ofrezca un bajo CNE al mismo tiempo que se reduce el costo de inversión por incremento de presión de operación, aunque este resulte en un costo adicional por uso de MEA.

## *7.2 Sugerencias para la implementación de CCS.*

De lo expuesto con anterioridad, se recomienda seguir estas directrices para el uso del CCS en México. De acuerdo a (Diego et al. 2017) existen algunos puntos a tomar en cuenta, sobre las posibles direcciones que debe tomar la tecnología CCS, así como los principales desafíos para lograr el despliegue a escala comercial:

1. La potencial contribución de CCS como herramienta de descarbonización ahora es generalmente aceptada, pero los costos son cruciales para su implementación a gran escala, los cuales deben reducirse mediante desarrollos tecnológicos y transferencia de conocimiento desde la demostración, y luego su despliegue a escala comercial.
2. La reducción de costos es el principal impulsor de varias alternativas de proceso destinadas a aumentar la concentración de CO<sub>2</sub> de los gases de combustión para la combustión de gas natural con sistemas de CCS mediante postcombustión. Esto se puede lograr con una gama de modificaciones a los sistemas de ciclo simple y combinado, así como a mayores alteraciones a través de ciclos avanzados de turbina de gas, como ha explorado en el presente. Demostrar estas tecnologías no siempre es fácil y hay mucho trabajo en curso para ampliar estos diversos métodos para demostrar su funcionalidad a nivel comercial. Además, las centrales eléctricas a gas se emplean a menudo como servicios de base, pero en algunas ocasiones también se emplean como servicio de respaldo, por lo tanto, es esencial analizar cómo se verá afectada la flexibilidad debido a su integración, este tipo de evaluación, será analizada en trabajo posterior.
3. Los quemadores suplementarios es una opción ya a escala comercial que puede usarse para aumentar sustancialmente el contenido de CO<sub>2</sub> de los gases de las centrales eléctricas de NGCC, especialmente si el combustible adicional se quema en etapas de encendido secuenciales. La biomasa se puede utilizar como combustible suplementario, lo que lleva

a una reducción adicional en las emisiones de CO<sub>2</sub>. La disminución en la eficiencia general de la planta es la principal barrera asociada con la implementación de la combustión suplementaria. Se ha sugerido que el uso de NGCCs con ciclos de vapor supercríticos y/o en combinación con EGR limita la reducción de la eficiencia. Sin embargo, se requieren más estudios para analizar las implicaciones que esto puede tener sobre el costo y la flexibilidad del sistema.

4. EGR y S-EGR son opciones atractivas para aumentar la concentración de CO<sub>2</sub> del gas de escape en las plantas de energía NGCC. El desarrollo de la EGR ha mostrado resultados prometedores, pero es necesario demostrar y operar EGR a escala de planta completa. Esto reduciría los riesgos asociados y facilitaría la transferencia de conocimientos, lo que cambiaría las percepciones y atraería socios industriales para invertir en CCS.
5. Existe una cantidad limitada de datos relacionados con las configuraciones S-EGR, por lo tanto, es difícil cuantificar las ventajas de esta nueva configuración. Investigar cómo las configuraciones S-EGR influyen en el rendimiento de la turbina de gas y de la planta de captura de amina será crucial para el avance de esta tecnología. Es necesario evaluar cómo los gases de escape reales afectan el rendimiento de la membrana S-EGR. Además, las membranas S-EGR requieren optimización, donde la elección de la membrana, la selectividad, la permeabilidad, el tamaño y el costo tendrán un papel importante en el progreso de esta tecnología para aplicaciones comerciales.
6. La humidificación puede mejorar el rendimiento tanto de la energía como de las plantas de captura, donde las mejoras en el rendimiento tienden a ser más pronunciadas para Turbina de Aire Húmedo (HAT) en comparación con los ciclos STIG. La cantidad de agua requerida por estos sistemas es sustancial, al igual que los componentes adicionales necesarios, lo que agrega notablemente a su complejidad y costo. Los aumentos en la relación de presión, a menudo necesarios para sistemas humidificados, también requieren el uso de materiales de grado más alto que puedan soportar la presión más alta. Mientras que aumentar la concentración de CO<sub>2</sub> de los gases con este método es obviamente ventajoso (hasta 35% vol.), Otros métodos para aumentar esto y disminuir el caudal de gases de combustión (y su contenido de O<sub>2</sub>) parecen más efectivos y rentables. Dado que el CCS generalmente no es la razón principal de la humidificación de los ciclos de turbinas de gas, la información sobre las mejoras de la presión parcial de CO<sub>2</sub> en los gases de combustión no se informa ampliamente.
7. Se está dedicando un esfuerzo considerable para hacer que los procesos de captura basados en aminas sean más económicos a través de una escala piloto y estudios de demostración. En general, los problemas que deben abordarse son más de índole financiera que técnica, y es necesario trabajar para reducir los costos a niveles aceptables y para optimizar el funcionamiento flexible de las centrales eléctricas de gas con sistemas de captura integrados. La tecnología de captura posterior a la combustión mediante aminas funciona y actualmente se usa en escala comercial en centrales eléctricas de carbón. Se puede establecer un alto grado de transferencia de conocimiento entre las centrales con captura de CO<sub>2</sub> como Boundary Dam y Petra Nova, así como con futuros proyectos de CCS, por ejemplo, Poza Rica en nuestro país, ayudando a reducir los costos y el riesgo de la implementación de la tecnología de CCS. Además, existe la necesidad de una primera planta de este tipo que pueda demostrar la viabilidad de la captura de CO<sub>2</sub> posterior a la combustión junto con una planta de energía a gas a escala comercial.
8. Otra opción prometedora es la oxicomustión (también llamada ciclos de gas oxigenado) para lograr casi cero emisiones de CO<sub>2</sub>. Estos sistemas han reportado altas eficiencias

eléctricas, especialmente para el ciclo Allam (NETPower) y CEScycles. Sin embargo, todavía están en desarrollo y se deben superar varias barreras técnicas antes de que estén listas para la comercialización, principalmente relacionadas con el diseño de equipos adecuados para las altas temperaturas y las presiones de operación. Se está progresando, especialmente en el ciclo CES a través de pruebas experimentales. La construcción actual de una instalación de demostración anticipa nuevos avances en el ciclo Allam (NET Power) en el futuro cercano (Allam et al. 2017) .

9. El tener un impuesto alto en las emisiones de CO<sub>2</sub> asociadas al uso de la energía, ocasionaría afectar a parte de la población que percibe hasta cierto nivel de ingresos, lo que muestra la importancia de identificar un mecanismo bien pensado a través de la redistribución de fondos o mecanismos de apoyo a energías limpias, y una integración de impuestos al carbono ya sea por: etapas, sectores o grado de ingresos para no afectar a la población de menores ingresos. Ya que manejar un impuesto fijo para toda la población sería catastrófico. Recientemente, a principios de 2018 en nuestro país, se puso en operación la fase piloto del mercado de carbono (SEMARNAT 2018).
10. Dentro de las primeras etapas de adopción de la tecnología, se debe de financiar en su totalidad la tecnología de captura de CO<sub>2</sub>, de manera que el generador de electricidad no absorba esta inversión y no impacte en el incremento del costo de generación de electricidad a pagar por el usuario final.
11. Se necesitan políticas sólidas para promover la implementación de la tecnología CCS en paralelo con crear un mercado favorable que reduzca los riesgos de su implementación para convertirlo en realidad.

## Bibliografía

- AACE® International Recommended Practice No.18R-97 (2005) Cost Estimate Classification System – As Applied in Engineering, Procurement, and Construction for the Process Industries; TCM Framework 7.3 – Cost Estimating and Budgeting,
- Aboudheir A, ElMoudir W (2009) Performance of formulated solvent in handling of enriched CO<sub>2</sub> flue gas stream. *Energy Procedia* 1:195–204. doi: 10.1016/j.egypro.2009.01.028
- Agbonghae EO, Hughes KJ, Ingham DB, et al (2014) Optimal process design of commercial-scale amine-based CO<sub>2</sub> capture plants. *Ind Eng Chem Res* 53:14815–14829. doi: 10.1021/ie5023767
- Al-attab K a., Zainal Z a. (2015) Externally fired gas turbine technology: A review. *Appl Energy* 138:474–487. doi: 10.1016/j.apenergy.2014.10.049
- Ali U, Agbonghae EO, Hughes KJ, et al (2016) Techno-economic process design of a commercial-scale amine-based CO<sub>2</sub> capture system for natural gas combined cycle power plant with exhaust gas recirculation. *Appl Therm Eng* 103:747–758. doi: 10.1016/j.applthermaleng.2016.04.145
- Allam R, Martin S, Forrest B, et al (2017) Demonstration of the Allam Cycle: An Update on the Development Status of a High Efficiency Supercritical Carbon Dioxide Power Process Employing Full Carbon Capture. *Energy Procedia* 114:5948–5966. doi: 10.1016/j.egypro.2017.03.1731
- Allam RJ, Bredesen R, Drioli E (2003) Carbon Dioxide Separation Technologies. *Carbon Dioxide Recover Util* 53–120. doi: 10.1007/978-94-017-0245-4\_2
- Alovisio A, Chacartegui R, Ortiz C, et al (2017) Optimizing the CSP-Calcium Looping integration for Thermochemical Energy Storage. *Energy Convers Manag* 136:85–98. doi: 10.1016/j.enconman.2016.12.093
- Anheden M (2000) Analysis of gas turbine systems for sustainable energy conversion. 1–71
- Arachchige USPR, Melaaen MC (2012) Selection of Packing Material for Gas Absorption. *Eur J Sci Res* 87:1450–216
- Aresi L (2018) GE Power Announces New Achievements by HA Gas Turbine and Services Upgrades. In: 14/06/2018. <https://www.genewsroom.com/press-releases/ge-power-announces-new-achievements-ha-gas-turbine-and-services-upgrades-284394>. Accessed 6 Nov 2018
- Arnold DS, Barrett DA, Isom RH (1982) CO<sub>2</sub> Can be Produced from Flue Gas. *Oil Gas J* 80:
- Aspelund A, Gundersen T (2009) A liquefied energy chain for transport and utilization of natural gas for power production with CO<sub>2</sub> capture and storage - Part 2: The offshore and the onshore processes. *Appl Energy* 86:793–804. doi: 10.1016/j.apenergy.2008.10.022

- Aspen Technology (2014) AspenTech Introduces aspenONE ® Version 8.6 Software. North America
- Backlund J, Company C (1998) Thermal & Economic Analysis of Supplementary Firing Large Combined Cycle Plants. 1–9
- Bank ID, Team P, Kfuri CW, et al (2000) BAJIO POWER PROJECT
- Barchas R, Davis R (1992) The Kerr-McGee/ABB Lummus Crest technology for the recovery of CO<sub>2</sub> from stack gases. *Energy Convers Manag* 33:333–340. doi: 10.1016/0196-8904(92)90028-U
- Bello A, Idem RO (2006) Comprehensive study of the kinetics of the oxidative degradation of CO<sub>2</sub> loaded and concentrated aqueous monoethanolamine (MEA) with and without sodium metavanadate during CO<sub>2</sub> absorption from flue gases. *Ind Eng Chem Res* 45:2569–2579. doi: 10.1021/ie050562x
- Bergman PD, Winter EM, Chen Z-Y (1997) Disposal of power plant CO<sub>2</sub> in depleted oil and gas reservoirs in Texas. *Energy Convers Manag* 38:S211–S216. doi: 10.1016/0196-8904(95)00058-L
- Bolland O, Mathieu P (1998) Comparison of two CO<sub>2</sub> removal options in combined cycle power plants. *Energy Convers Manag* 39:1653–1663. doi: 10.1016/S0196-8904(98)00078-8
- British Petroleum (2017a) BP Energy Outlook
- British Petroleum (2018) BP Statistical Review of World Energy
- British Petroleum (2017b) BP Statistical Review of World Energy June 2017
- CaESAR (2011) European best practice guidelines for assessment of CO<sub>2</sub> capture technologies
- CB&I Stone & Webster I (2015) Assessment of Natural Gas Combined Cycle Plants for Carbon Dioxide Capture and Storage in a Gas Dominated Electricity Market.
- ÇENGEL YA, BOLES MA (2012) TERMODINÁMICA, 7th edn. México
- CFE (2014a) Programa de Obras e Inversiones del Sector Eléctrico. POISE 2014-2028
- CFE (2014b) Costos y Parámetros de Referencia para la Formulación de Proyectos de Inversión del sector Eléctrico (COPAR). MEXICO
- Chapel DG, Mariz CL, Ernest J (1999) Recovery of CO<sub>2</sub> from Flue Gases : Commercial Trends. *Can Soc Chem Eng Annu Meet* 17
- Chi S, Rochelle GT (2002) Oxidative degradation of monoethanolamine. *Ind Eng Chem Res* 41:4178–4186. doi: 10.1021/ie010697c
- CNH (2012) El Futuro de la Producción de Aceite en México: Recuperación Avanzada y Mejorada IOR-EOR. 1–126
- Cogbill MJ, Marsh GP (1992) The separation and disposal of carbon dioxide from power

- station flue gases. *Energy Convers Manag* 33:487–494. doi: 10.1016/0196-8904(92)90047-Z
- Daverne D, Versteeg P (2017) The Costs and Economics of CCS. 35
- Davis J, Rochelle G (2009) Thermal degradation of monoethanolamine at stripper conditions. *Energy Procedia* 1:327–333. doi: 10.1016/j.egypro.2009.01.045
- Desideri U, Corbelli R (1998) CO<sub>2</sub> capture in small size cogeneration plants: technical and economical considerations. *Energy Convers Manag* 39:857–867. doi: 10.1016/S0196-8904(97)10050-4
- Diego ME, Akram M, Bellas J-M, et al (2017) Making gas-CCS a commercial reality: The challenges of scaling up. *Greenh Gases Sci Technol* 7:778–801. doi: 10.1002/ghg.1695
- Dillon D, Grace D, Maxson A, et al (2013) Post-combustion capture on natural gas combined cycle plants: A technical and economical evaluation of retrofit, new build, and the application of exhaust gas recycle. *Energy Procedia* 37:2397–2405. doi: 10.1016/j.egypro.2013.06.121
- Ditaranto M, Hals J, Bjørge T (2009) Investigation on the in-flame NO reburning in turbine exhaust gas. *Proc Combust Inst* 32:2659–2666. doi: 10.1016/j.proci.2008.07.002
- DOE/NETL (2013) Novel CO<sub>2</sub> Utilization Concepts : Working Paper
- DOF (2016) Ley General de Cambio Climático. 01-06-2016 1–44
- DOF (2013) Estrategia Nacional de Cambio Climático. 61. doi: 10.4206/agrosur.1974.v2n2-09
- Eborn J, Selimovic F, Sunden B (2006) Modeling and Dynamic Analysis of CO<sub>2</sub>-Emission Free Power Processes in Modelica using the CombiPlant Library. 17–22
- Ebrahimi H, Rahmani M (2016) A new design for CO<sub>2</sub> capture and usage in a syngas production unit by carbonate chemical looping. *J Nat Gas Sci Eng* 36:241–251. doi: 10.1016/j.jngse.2016.10.007
- Eidensten L, Yan J, Svedberg G (1996) Biomass Externally Fired Gas Turbine Cogeneration. *J Eng Gas Turbines Power* 118:604. doi: 10.1115/1.2816691
- Ekre KV (2012) Novel Processes for Power Plant with CO<sub>2</sub> Capture
- ElKady AM, Evulet A, Brand A, et al (2009) Application of Exhaust Gas Recirculation in a DLN F-Class Combustion System for Postcombustion Carbon Capture. *J Eng Gas Turbines Power* 131:034505. doi: 10.1115/1.2982158
- Engineering C, Canada BCVTIW (1987) Degradation of Aqueous DEA Solutions in a Heat Transfer Tube. 65:
- European Commission Joint Research Centre (2009) The Cost of Carbon Capture and Storage Demonstration Projects in Europe
- Evulet AT, ElKady AM, Brand AR, Chinn D (2009) On the Performance and Operability of GE's Dry Low NO<sub>x</sub> Combustors utilizing Exhaust Gas Recirculation for



- Postcombustion Carbon Capture. *Energy Procedia* 1:3809–3816. doi: 10.1016/j.egypro.2009.02.182
- Finkenrath M (2011) Cost and Performance of Carbon Dioxide Capture from Power Generation
- Fumiyuki GJSKTMKKH (2013) Hitachi's Gas Turbine Product Range and Development Background. *Hitachi Rev* 62:15–22
- Fytianos G, Ucar S, Grimstvedt A, et al (2016) Corrosion and degradation in MEA based post-combustion CO<sub>2</sub> capture. *Int J Greenh Gas Control* 46:48–56. doi: 10.1016/j.ijggc.2015.12.028
- General Electric (2018a) 7HA.01/.02 Gas Turbine (60 Hz). <https://www.ge.com/power/gas/gas-turbines/7ha>. Accessed 6 Nov 2018
- General Electric (2018b) Breaking the Power Plant Efficiency Record...Again! In: GE Power. <https://www.ge.com/power/about/insights/articles/2018/03/nishi-nagoya-efficiency-record>. Accessed 6 Nov 2018
- Global CCS Institute (2018) Mexico launches CCUS Centre to advance deployment of carbon capture. <https://www.globalccsinstitute.com/news/institute-updates/mexico-launches-ccus-centre-advance-deployment-carbon-capture>. Accessed 3 Mar 2018
- Global CCS Institute (2013) Technical aspects of CO<sub>2</sub> enhanced oil recovery and associated carbon storage
- Goff GS, Rochelle GT (2006) Oxidation inhibitors for copper and iron catalyzed degradation of monoethanolamine in CO<sub>2</sub> capture processes. *Ind Eng Chem Res* 45:2513–2521. doi: 10.1021/ie0490031
- Goff GS, Rochelle GT (2004) Monoethanolamine Degradation: O<sub>2</sub> Mass Transfer Effects under CO<sub>2</sub> Capture Conditions. *Ind Eng Chem Res* 43:6400–6408. doi: 10.1021/ie0400245
- González-Salazar MA (2015) Recent developments in carbon dioxide capture technologies for gas turbine power generation. *Int J Greenh Gas Control* 34:106–116. doi: 10.1016/j.ijggc.2014.12.007
- González Santaló JM (2016) CCS, A Needed Technology for the Mexican Electrical Sector: Sustainability and Local Industry Participation. *Int J Chem React Eng* 0:. doi: 10.1515/ijcre-2016-0022
- Gou C, Cai R, Hong H (2006) An advanced oxy-fuel power cycle with high efficiency. *Proc Inst Mech Eng Part A J Power Energy* 220:315–325. doi: 10.1243/09576509JPE215
- Green D a, Turk BS, Lopez-ortiz A, Harrison DP (2001) Carbon Dioxide Capture From Flue Gas
- Gueth F, Stankovic D, Genin F, et al (2011) Flue gas recirculation of the Alstom sequential gas turbine combustor tested at high pressure. *Proc ASME Turbo Expo 2011*, June 6-10, 2011, Vancouver, Br Columbia, Canada 1–10. doi: 10.1115/GT2011-45379

- Hall B O. (2002) United States Patent. 1
- Hanley B, Chen C-C (2012) New mass-transfer correlations for packed towers. *AIChE J* 58:132–152. doi: 10.1002/aic.12574
- He X, Hägg M (2013) Energy Efficient Process for CO<sub>2</sub> Capture from Flue gas with Novel Fixed-site-carrier Membranes. *Energy Procedia* 00:
- Henley EJ (1958) Equilibrium-Stage Separation Operations in Chemical Engineering
- Herzog H (1999a) An Introduction to CO<sub>2</sub> Separation and Capture Technologies. Most 1–8
- Herzog H, Meldon J, Hatton A (2009) Advanced Post-Combustion CO<sub>2</sub> Capture. *Prep Clean Air Task Force* 1–39
- Herzog HJ (1998) Ocean Sequestration of CO<sub>2</sub> — an Overview. *Fourth Int Conf Greenh Gas Control Technol* 7
- Herzog HJ (1999b) The Economics of CO<sub>2</sub> Capture. *MIT energy Lab* 1–7. doi: 10.1016/j.mcna.2010.11.010
- Huang Q (2015) Thermal degradation of amines for CO<sub>2</sub> capture
- IEA (2015) Storing CO<sub>2</sub> through enhanced oil recovery. *Int Energy Agency, Paris, Fr*
- IEA Greenhouse Gas R&D Programme (IEAGHG) (2007) Capturing CO<sub>2</sub>. 284:17. doi: 10.1126/science.284.5417.1085f
- IEA Greenhouse Gas R&D Programme (IEAGHG) (2012a) Gaseous emissions from amine based PCC processes and their deep removal
- IEA Greenhouse Gas R&D Programme (IEAGHG) (2012b) Operating Flexibility of Power Plants with CCS. 817. doi: 2010/1
- IEAGHG (2014a) Assessment of Emerging CO<sub>2</sub> Capture Technologies and their Potential to Reduce Costs
- IEAGHG (2014b) Techno Economic Evaluation of Different Post Combustion Capture Process Flow Sheet Modifications
- IEAGHG (2014c) Evaluation of Reclaimer Sludge Disposal from Post-Combustion CO<sub>2</sub> Capture. 02:306. doi: 10.1016/j.egypro.2014.11.102
- IEAGHG (2012) CO<sub>2</sub> capture at gas fired power plants. 2012/8:294
- INECC (2013) Inventario Nacional de Emisiones de GEI. MEXICO
- International Association for the Properties of Water and Steam (2007) *The International Association for the Properties of Water and Steam*. Lucerne, Switzerland
- International Energy Agency (2016) *Mexico Energy Outlook Special Report*
- International Energy Agency (2013) *Redrawing the Energy-Climate Map: World Energy Outlook Special Report*

- International Energy Agency (IEA) (2016) Energy Technology Perspectives 2016 - Towards Sustainable Urban Energy Systems. 14. doi: 10.1787/energy\_tech-2014-en
- International Energy Agency (IEA) (2015) Projected Costs of Generating Electricity
- IPCC (2005) IPCC Special Report on Carbon Dioxide Capture and Storage. United Kingdom and New York, NY, USA
- Isles BJ (2014) Gearing up for a new supercritical CO<sub>2</sub> power cycle system. *Gas Turbine World* 14–18
- Jano-Ito MA, Crawford-Brown D (2016) Socio-technical analysis of the electricity sector of Mexico: Its historical evolution and implications for a transition towards low-carbon development. *Renew Sustain Energy Rev* 55:567–590. doi: 10.1016/j.rser.2015.10.153
- Jonsson M, Yan J (2005) Humidified gas turbines - A review of proposed and implemented cycles. *Energy* 30:1013–1078. doi: 10.1016/j.energy.2004.08.005
- Kautz M, Hansen U (2007) The externally-fired gas-turbine (EFGT-Cycle) for decentralized use of biomass. *Appl Energy* 84:795–805. doi: 10.1016/j.apenergy.2007.01.010
- Keller C (1946) The Escher Wyss-AK closed cycle turbine, its present development and future prospects. *J Am Soc Nav Eng* 58:508–522. doi: 10.1017/CBO9781107415324.004
- Keller C, Gaehler W (1961) Coal-burning gas turbine. *Proc gas turbine power Conf* 1–7
- Kohl AL, Nielsen RB (1997) Gas Purification
- Kokal S, Al-Kaabi A (2010) Enhanced oil recovery: challenges and opportunities. *Glob Energy Solut* 64–69
- Koottungal L (2012) 2012 worldwide EOR survey. *Oil Gas J* 110:57–69
- Krishnan A, Sekar VC, S. M. Boopathi BJ (2006) Prediction of NO<sub>x</sub> reduction with Exhaust Gas Recirculation using the Flame Temperature Correlation Technique. *Proc Natl Conf Adv Mech Eng* 378–385
- Lacy R, Molina M, Vaca M, et al (2015) Life-cycle GHG assessment of carbon capture, use and geological storage (CCUS) for linked primary energy and electricity production. *Int J Greenh Gas Control* 42:165–174. doi: 10.1016/j.ijggc.2015.07.017
- Lacy R, Serralde C, Climent M, Vaca M (2013) Initial assessment of the potential for future CCUS with EOR projects in Mexico using CO<sub>2</sub> captured from fossil fuel industrial plants. *Int J Greenh Gas Control* 19:212–219. doi: 10.1016/j.ijggc.2013.07.017
- Lacy Tamayo R (2014) Análisis de ciclo de vida de la captura, uso y almacenamiento del bióxido de carbono de una Central de Generación Eléctrica para la Recuperación Mejorada de Petróleo. Universidad Autónoma Metropolitana
- Laguna Monroy I (2001) La generación de energía eléctrica y el ambiente. 53–62
- Lahaye PG, Zabolotny ER, Vivenzio TA (1989) Externally fired combined cycle (EFCC). In: *Proceedings of ASME Cogen-Turbo Meeting*. Nice, France

- Laskin M, Rinaldi C, Teplitz K, et al (2015) Diesel & Gas Turbine Worldwide. *Evol. Gas Turbines Power Gener.* 60
- Lazard (2014) Lazard's leveled cost of energy analysis—version 8.0. 20
- Leung DYC, Caramanna G, Maroto-valer MM (2014) An overview of current status of carbon dioxide capture and storage technologies. *Renew Sustain Energy Rev* 39:426–443. doi: 10.1016/j.rser.2014.07.093
- Li H, Ditaranto M, Berstad D (2011a) Technologies for increasing CO<sub>2</sub> concentration in exhaust gas from natural gas-fired power production with post-combustion, amine-based CO<sub>2</sub> capture. *Energy* 36:1124–1133. doi: 10.1016/j.energy.2010.11.037
- Li H, Flores S, Hu Y, Yan J (2009) Simulation and Optimization of Evaporative Gas Turbine with Chemical Absorption for Carbon Dioxide Capture. *Int J Green Energy* 6:527–539. doi: 10.1080/15435070903231393
- Li H, Haugen G, Ditaranto M, et al (2011b) Impacts of exhaust gas recirculation (EGR) on the natural gas combined cycle integrated with chemical absorption CO<sub>2</sub> capture technology. *Energy Procedia* 4:1411–1418. doi: 10.1016/j.egypro.2011.02.006
- Liang Z (2011) Part 1: Design, modeling and simulation of post-combustion CO<sub>2</sub> capture systems using reactive solvents. *Carbon Manag* 265–288
- Lu JG, Gao L, Wang JT, et al (2015) Prediction and validation of physical property for a CO<sub>2</sub> capture agent of aqueous (potassium citrate + 2-amino-2-methyl-1-propanol). *J Nat Gas Sci Eng* 27:1574–1584. doi: 10.1016/j.jngse.2015.10.025
- M. Montañés R, Garðarsdóttir S, Normann F, et al (2017) Demonstrating load-change transient performance of a commercial-scale natural gas combined cycle power plant with post-combustion CO<sub>2</sub> capture. *Int J Greenh Gas Control* 63:158–174. doi: 10.1016/j.ijggc.2017.05.011
- Manente G, Rech S, Lazzaretto A (2016) Optimum choice and placement of concentrating solar power technologies in integrated solar combined cycle systems. *Renew Energy* 96:172–189. doi: 10.1016/j.renene.2016.04.066
- Manso RL (2013) CO<sub>2</sub> capture in power plants-using the oxy-combustion principle. 93
- Mariz CL (1998) Carbon dioxide recovery: Large scale design trends. *J Can Pet Technol* 37:42–47. doi: 10.2118/98-07-04
- Mathieu P, Nihart R (1999) Sensitivity analysis of the MATIANT cycle. *Energy Convers Manag* 40:1687–1700. doi: 10.1016/S0196-8904(99)00062-X
- McKinsey & Company (2008) Carbon Capture and Storage: Assessing the Economics
- Merkel T (2009) Membrane Process to Sequester CO<sub>2</sub> from Power Plant Flue Gas
- Merkel TC, Lin H, Wei X, Baker R (2010) Power plant post-combustion carbon dioxide capture: An opportunity for membranes. *J Memb Sci* 359:126–139. doi: 10.1016/j.memsci.2009.10.041

- Merkel TC, Wei X, He Z, et al (2013) Selective Exhaust Gas Recycle with Membranes for CO<sub>2</sub> Capture from Natural Gas Combined Cycle Power Plants. *Ind Eng Chem Res* 52:1150–1159. doi: 10.1021/ie302110z
- Midthun K, Nørstebø VS, Rkebye, et al (2012) Investment analysis of an integrated industrial park with carbon capture. *J Nat Gas Sci Eng* 7:44–51. doi: 10.1016/j.jngse.2012.03.007
- Mokheimer EMA, Dabwan YN, Habib MA, et al (2014) Techno-economic performance analysis of parabolic trough collector in Dhahran, Saudi Arabia. *Energy Convers Manag* 86:622–633. doi: 10.1016/j.enconman.2014.06.023
- Mores P, Rodríguez N, Scenna N, Mussati S (2012) CO<sub>2</sub> capture in power plants: Minimization of the investment and operating cost of the post-combustion process using MEA aqueous solution. *Int J Greenh Gas Control* 10:148–163. doi: 10.1016/j.ijggc.2012.06.002
- Most IG, Hagen KG (1977) A ceramic heat exchanger for exhaust fired gas turbine power cycles
- NETL (2013) Current and Future Technologies for Natural Gas Combined Cycle (NGCC) Power Plants. doi: DOE/NETL-341/061013
- Nexant (2016) Pre-Feasibility Study for Establishing a Carbon Capture Pilot Plant in Mexico. MEXICO
- Nichols C (United SD of E (2011) Coal-Fired Power Plants in the United States : Examination of the Costs of Retrofitting with CO<sub>2</sub> Capture Technology. Analysis 56
- Nuchitprasittichai A, Cremaschi S (2013) Optimization of CO<sub>2</sub> Capture Process with Aqueous Amines -A Comparison of Two Simulation- Optimization Approaches. *Ind Eng Chem Res* 52:10236–10243. doi: 10.1021/ie3029366
- Nuchitprasittichai A, Cremaschi S (2011) Optimization of CO<sub>2</sub> capture process with aqueous amines using response surface methodology. *Comput Chem Eng* 35:1521–1531. doi: 10.1016/j.compchemeng.2011.03.016
- Oexmann J, Kather A (2010) Minimising the regeneration heat duty of post-combustion CO<sub>2</sub> capture by wet chemical absorption: The misguided focus on low heat of absorption solvents. *Int J Greenh Gas Control* 4:36–43. doi: 10.1016/j.ijggc.2009.09.010
- Øi LE, Bråthen T, Berg C, et al (2014) Optimization of Configurations for Amine based CO<sub>2</sub> Absorption Using Aspen HYSYS. *Energy Procedia* 51:224–233. doi: 10.1016/j.egypro.2014.07.026
- Oliver C (2015) General Electric set to secure approval for Alstom deal. *Financ. TIMES* 11–13
- Olson A, Nick S, Kush P, Gabe K (2014) Capital Cost Review of Power Generation Technologies. *West Electr Coord Counc* 105
- Ortiz C, Chacartegui R, Valverde JM, et al (2017) Power cycles integration in concentrated solar power plants with energy storage based on calcium looping. *Energy Convers Manag* 149:815–829. doi: 10.1016/j.enconman.2017.03.029

- Oyenekan BA, Rochelle GT (2006) Energy Performance of Stripper Configurations for CO<sub>2</sub> Capture by Aqueous Amines. *Ind Eng Chem Res* 45:2457–2464. doi: 10.1021/ie050548k
- PEMEX (2018) Seguimiento precio Gas natural. [http://www.sgm.gob.mx/Web/SINEM/energeticos/gas\\_natural.html#anual](http://www.sgm.gob.mx/Web/SINEM/energeticos/gas_natural.html#anual). Accessed 11 May 2018
- Peng B (2011) CO<sub>2</sub> Storage in Oil Reservoir and. China
- Pereyra CS, Gottdiener IG (2016) Mitigando la sed de energía. In: Obrasweb. <http://www.obrasweb.mx/arquitectura/2003/03/01/mitigando-la-sed-de-energiacutea>. Accessed 20 Apr 2016
- Plaza JM, Van Wagener D, Rochelle GT (2010) Modeling CO<sub>2</sub> capture with aqueous monoethanolamine. *Energy Procedia* 4:161–166. doi: 10.1016/j.ijggc.2009.09.017
- Poloczek V, Hermsmeyer H (2008) Modern Gas Turbines with High Fuel Flexibility. *POWER-GEN Asia*
- Power SAG (2016) Press Release: Siemens receives follow-up order for H-class gas turbines in Mexico. 2–4
- Quang DV, Hadri N El, Abu-zahra MRM (2013) Reduction in the Regeneration Energy of CO<sub>2</sub> Capture Process By Impregnating Amine Solvent Onto Precipitated Silica. 9:82–102
- Rao AB (2002) Details of A Technical , Economic and Environmental Assessment of Amine-based CO<sub>2</sub> Capture Technology for Power Plant Greenhouse Gas Control
- Rao AB, Rubin ES, Rao AB (2002) A Technical, Economic, and Environmental Assessment of Amine-Based CO<sub>2</sub> Capture Technology for Power Plant Greenhouse Gas Control. *Environ Sci Technol* 36:4467–4475. doi: 10.1021/es0158861
- Rao AD (2012) Combined cycle systems for near-zero emission power. In: Rao AD (ed). *Woodhead Publishing Series in Energy*, p 360
- Reichle D, Houghton J, Kane B, et al (1999) Carbon sequestration research and development
- Renner S (2018) Poverty and distributional effects of a carbon tax in Mexico. 112:98–110. doi: 10.1016/j.enpol.2017.10.011
- Rochelle GT (2009) Amine Scrubbing for CO<sub>2</sub> Capture. *Science* (80- ) 325:1652–1654. doi: 10.1126/science.1176731
- Røkke PE (2006) Environmental Use of Natural Gas in a Gas Turbine. Doctoral thesis of Norwegian University of Science and Technology
- Røkke PE, Hustad JE (2005) Exhaust gas recirculation in gas turbines for reduction of CO<sub>2</sub> emissions; Combustion testing with focus on stability and emissions. *Int J Thermodyn* 8:167–173. doi: 10.5541/ijot.1034000158
- Rolker J, Seiler M (2011) Industrial Progress: New Energy-Efficient Absorbents for the CO<sub>2</sub>

- Separation from Natural Gas, Syngas and Flue Gas. *Adv Chem Eng Sci* 01:280–288. doi: 10.4236/aces.2011.14039
- Roussanaly S, Anantharaman R (2017) Cost-optimal CO<sub>2</sub> capture ratio for membrane-based capture from different CO<sub>2</sub> sources. *Chem Eng J* 327:618–628. doi: 10.1016/j.cej.2017.06.082
- Rubin ES (2016) Cost Trends and Outlook. In: *CO<sub>2</sub> Summit II: Technologies and Opportunities*. New Mexico, p 26
- Rubin ES, Davison JE, Herzog HJ (2015) The cost of CO<sub>2</sub> capture and storage. *Int J Greenh Gas Control* 40:378–400. doi: 10.1016/j.ijggc.2015.05.018
- Rubin ES, Short C, Booras G, et al (2013) A proposed methodology for CO<sub>2</sub> capture and storage cost estimates. *Int J Greenh Gas Control* 17:488–503. doi: 10.1016/j.ijggc.2013.06.004
- Rubin ES, Zhai H (2012) The Cost of Carbon Capture and Storage for Natural Gas Combined Cycle Power Plants. *Environ Sci Technol* 46:3076–3084. doi: 10.1021/es204514f
- Russell FG, Adler S, Albaugh LR, Aldana GJ (2004) *Engineering Data Book*. Gas Process Suppliers Assoc II:821
- RWE (2009) The Niederaussen coal innovation centre
- S. Manning F, E. Thompson R (1991) *Oilfield Processing of Petroleum : Natural Gas*, 5th edn. Gulf Publishing Company, Houston, Texas
- Sanchez Fernandez E, Goetheer EL V, Manzolini G, et al (2014a) Economic assessment of novel amine based CO<sub>2</sub> capture technologies integrated in power plants based on European Benchmarking Task Force methodology. *Fuel* 129:318–329. doi: 10.1016/j.fuel.2014.03.042
- Sanchez Fernandez E, Goetheer EL V, Manzolini G, et al (2014b) Thermodynamic assessment of amine based CO<sub>2</sub> capture technologies in power plants based on European Benchmarking Task Force methodology. *Fuel* 129:318–329. doi: 10.1016/j.fuel.2014.03.042
- Santamaría Guzmán C (2018) Recuperación Mejorada de Petróleo Mediante la Inyección de Dióxido de Carbono Antropogénico. *Petroquimex JulAgo*:
- Seader JD, Seider WD, Lewin DR, et al (2006) *Separation Process Principles*, 3rd Edition, 3rd ed. United States of America
- Secretaría de Energía (2015) Programa de Desarrollo del Sistema Eléctrico Nacional 2015-2029. SENER 1–250
- SEMARNAT (2014) Programa Especial de Cambio Climático 2014-2018 (PECC). Plan Nacional de Desarrollo 2013-2018 1–5. doi: 10.1007/s13398-014-0173-7.2
- SEMARNAT (2018) México y su mercado de Carbono: Avances que ponen el ejemplo. <https://www.gob.mx/semarnat/articulos/mexico-y-su-mercado-de-carbono-avances-que-ponen-el-ejemplo?idiom=es>. Accessed 3 Mar 2018

- SENER (2017a) Programa de Desarrollo del Sistema Eléctrico Nacional 2017-2031. Secr Energía 380
- SENER (2012) Prospectiva de Energías Renovables 2012-2026. 1–156. doi: 10.1017/CBO9781107415324.004
- SENER (2017b) Prospectiva del Sector Electrico 2017-2031. México
- SENER (2018) Programa de Desarrollo del Sistema Eléctrico Nacional. Mexico
- SENER (2016) Prospectiva de Energías Renovables 2016-2030. Mexico
- SENER, CONACYT (2017) CONVOCATORIA – CONACYT – SECRETARÍA DE ENERGÍA –HIDROCARBUROS – 2017-02 CENTRO MEXICANO DE CAPTURA, USO Y ALMACENAMIENTO DE CO<sub>2</sub> (CEMCCUS). 2:1–3
- Shamiri A, Shafeeyan MS, Tee HC, et al (2016) Absorption of CO<sub>2</sub> into aqueous mixtures of glycerol and monoethanolamine. *J Nat Gas Sci Eng* 35:605–613. doi: 10.1016/j.jngse.2016.08.072
- Shrikar C, Amitabh G, Balazs H (2001) Advanced Technology for the Capture of Carbon Dioxide from Flue Gases. *Proc 1st Natl Conf Carbon Sequestration* 1–11
- Sipöcz N, Tobiesen FA (2012) Natural gas combined cycle power plants with CO<sub>2</sub> capture - Opportunities to reduce cost. *Int J Greenh Gas Control* 7:98–106. doi: 10.1016/j.ijggc.2012.01.003
- Smith JC, McCabe WL, Harriot P (2005) Unit Operations Of Chemical Engineering - McCabe.pdf, 5th edn. McGraw-Hill, Singapore
- Staicovici MD (2002) Further research zero CO<sub>2</sub> emission power production: The “COOLENERG” process. *Energy* 27:831–844. doi: 10.1016/S0360-5442(02)00020-8
- Stoffregen T, Rösler F, Sieder G, et al (2011) New results from the PCC pilot plant Niederaussem. 1–16
- Strazisar BR, Anderson RR, White CM (2001) Degradation of Monoethanolamine Used in Carbon Dioxide Capture from Flue Gas of a Coal-fired Electric Power Generating Station. *J Energy Environ Res* 1:33–39
- Sumida K, Rogow DL, Mason JA, et al (2012) Carbon Dioxide Capture in Metal À Organic Frameworks. 724–781. doi: 10.1021/cr2003272
- Supap T, Idem R, Veawab A, et al (2001) Kinetics of the oxidative degradation of aqueous monoethanolamine in a flue gas treating unit. *Ind Eng Chem Res* 40:3445–3450. doi: 10.1021/ie000957a
- Tanaka Y, Nakao M, Saitoh K, et al (2013) Development of Low NO<sub>x</sub> Combustion System with EGR for 1700 C-class Gas Turbine. *Mitsubishi Heavy Ind Tech Rev* 50:6
- Temistokle E (2014) Toshiba Supplies A First-of-a-Kind Supercritical CO<sub>2</sub> Turbine to New Thermal Power Generation System Demonstration Plant Built in Texas, USA | Toshiba America Newsroom. *BusinessWire* 5–6



- Thermoflow Inc (2015) Thermoflow Software. 10
- Towler GP, Sinnott RK (2008) Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design
- U.S. Department of Energy (2010a) Cost and performance baseline for fossil energy plants. Volume 1: Bituminous coal and natural gas to electricity. 1:600. doi: DOE/NETL-2010/1397
- U.S. Department of Energy (2010b) Carbon Capture Approaches for Natural Gas Combined Cycle Systems. DOE/NETL 2011/1470 December 20
- U.S. Energy Information Administration (2017) International Energy Outlook. doi: [www.eia.gov/forecasts/ieo/pdf/0484\(2016\).pdf](http://www.eia.gov/forecasts/ieo/pdf/0484(2016).pdf)
- Veawab A, Aroonwilas A (2002) Identification of oxidizing agents in aqueous amine-CO<sub>2</sub> systems using a mechanistic corrosion model. *Corros Sci* 44:967–987. doi: 10.1016/S0010-938X(01)00125-1
- Verma MK (2015) Fundamentals of Carbon Dioxide-Enhanced Oil Recovery (CO<sub>2</sub>-EOR)—A Supporting Document of the Assessment Methodology for Hydrocarbon Recovery Using CO<sub>2</sub>-EOR Associated with Carbon Sequestration
- Villanueva Moreno C (2008) Evaluación de los índices de rentabilidad de proyectos energéticos. In: XIX Congreso Anual de la SNM. Mérida, Yucatán, pp 1–25
- Visiongain (2012) The Enhanced Oil Recovery (EOR) Technologies Market 2012-2022
- Wang C, Perry M, Rochelle GT, Seibert AF (2012) Packing characterization: Mass transfer properties. *Energy Procedia* 23:23–32. doi: 10.1016/j.egypro.2012.06.037
- Wang GQ, Yuan XG, Yu KT (2005) Review of mass-transfer correlations for packed columns. *Ind Eng Chem Res* 44:8715–8729. doi: 10.1021/ie050017w
- Wankat P (2008) Ingeniería de procesos de separación. *Ing procesos Sep* 41–53
- Warudkar SS, Cox KR, Wong MS, Hirasaki GJ (2013) Influence of stripper operating parameters on the performance of amine absorption systems for post-combustion carbon capture: Part I. Vacuum strippers. *Int J Greenh Gas Control* 16:351–360. doi: 10.1016/j.ijggc.2013.01.049
- Wu Y, Liu W, Yang Y (2013) Optimization of an Existing Coal-fired Power Plant with CO<sub>2</sub> Capture. *Energy Power Eng* 5:157–161. doi: 10.4236/epe.2013.54B030
- Yan J, Eidensten L, Svedberg G (1995) An Investigation of the Heat Recovery System in Externally Fired Evaporative Gas Turbines. In: Proceedings of ASME International Gas Turbine and Aeroengine Congress and Exposition. Houston, Texas
- Yantovski EI, Zvagolsky KN, Gavrilenko VA (1995) The Cooperate - Demo Power Cycle. *Energy Convers Manag* 36:861–864. doi: [http://dx.doi.org/10.1016/0140-6701\(96\)88930-2](http://dx.doi.org/10.1016/0140-6701(96)88930-2)
- Yode O, Da F, Meisen A (1996) Degradation of Alkanolamine Blends by Carbon Dioxide.

74:

Ystad PAM (2010) Power Plant with CO<sub>2</sub> Capture based on Absorption. Norwegian University of Science and Technology

Yu CH, Huang CH, Tan CS (2012) A review of CO<sub>2</sub> capture by absorption and adsorption. *Aerosol Air Qual Res* 12:745–769. doi: 10.4209/aaqr.2012.05.0132

Zhang J, Qiao Y, Wang W, et al (2013) Development of an Energy-efficient CO<sub>2</sub> Capture Process Using Thermomorphic Biphasic Solvents. *Energy Procedia* 37:1254–1261. doi: 10.1016/j.egypro.2013.05.224

Zhang L, Li D, Ren B, et al (2014) Potential assessment of CO<sub>2</sub> geological storage in geothermal reservoirs associated with heat mining: Case studies from china. *Energy Procedia* 63:7651–7662. doi: 10.1016/j.egypro.2014.11.799

## A. Apéndice

### *Definiciones*

Los procesos que se han desarrollado para lograr la purificación de gas varían desde simples operaciones de lavado de una sola pasada hasta complejos sistemas de reciclaje de múltiples etapas. En muchos casos, las complejidades del proceso surgen de la necesidad de recuperar la impureza o la reutilización del material empleado para eliminarla. La operación principal de los procesos de purificación de gas generalmente cae en una de las siguientes cinco categorías (Kohl and Nielsen 1997):

1. Absorción en un líquido
2. Adsorción en un sólido
3. Permeación a través de una membrana
4. Conversión química a otro compuesto
5. Condensación

La **absorción** se refiere a la transferencia de un componente de una fase gaseosa a una fase líquida en la que es soluble. La extracción es exactamente lo contrario: la transferencia de un componente de una fase líquida en la que se disuelve a una fase gaseosa. La absorción es, sin duda, la más importante operación de procesos de purificación de gas.

La **adsorción**, se aplica a la purificación de gas, es la concentración selectiva de uno o más componentes de un gas en la superficie de un sólido micro poroso. La mezcla de componentes adsorbidos se llama adsorbato y el sólido micro poroso es el adsorbente. Las fuerzas atractivas que retienen el adsorbato sobre el adsorbente son más débiles que las de los enlaces químicos, y el adsorbato generalmente se puede liberar (desorber) elevando la temperatura o reduciendo la presión parcial del componente en la fase gaseosa de manera análoga a la separación de un componente absorbido de la solución. Cuando un componente adsorbido reacciona químicamente con el sólido, la operación se denomina quimisorción y la desorción generalmente no es posible.

La **permeación de membrana** es una tecnología relativamente nueva en el campo de la purificación de gases. En este proceso, las membranas poliméricas separan gases por permeación selectiva de uno o más componentes gaseosos desde un lado de una barrera de membrana al otro lado. Los componentes se disuelven en el polímero en una superficie y se transportan a través de la membrana como resultado de un gradiente de concentración. El gradiente de concentración se mantiene mediante una presión parcial de los componentes clave en el gas en un lado de la barrera de membrana y una presión parcial baja en el otro lado. Aunque la permeación de la membrana sigue siendo un factor importante en el campo de la purificación de gases, está encontrando rápidamente nuevas aplicaciones.

La **conversión química** es la operación principal en una amplia variedad de procesos, incluidas las reacciones de fase gaseosa catalítica y no catalítica y la reacción de los componentes en fase gaseosa con los sólidos. La reacción de las especies gaseosas con

líquidos y con partículas sólidas suspendidas en líquidos se considera un caso especial de absorción y se analiza bajo ese tema.

La **condensación** como un medio de purificación de gas es de interés principalmente para la eliminación de compuestos orgánicos volátiles (VOC) de los gases de escape. El proceso consiste simplemente en enfriar la corriente de gas a una temperatura a la cual el compuesto orgánico tiene un vapor adecuadamente bajo.

*Tabla A.1 Rendimiento del NGCC con turbina de GE.*

<b>Variable</b>	<b>Unidad</b>	<b>LHV</b>
Potencia Bruta	MW	385.5
Potencia Neta	MW	375.8
Eficiencia Eléctrica Bruta	[%]	60.86
Eficiencia Eléctrica Neta	[%]	59.33
Combustible neto (GN)	MW	633.44
Régimen térmico Neto	[kJ/kWh]	6,068

Gross power 385348 kW  
 Net power 375693 kW

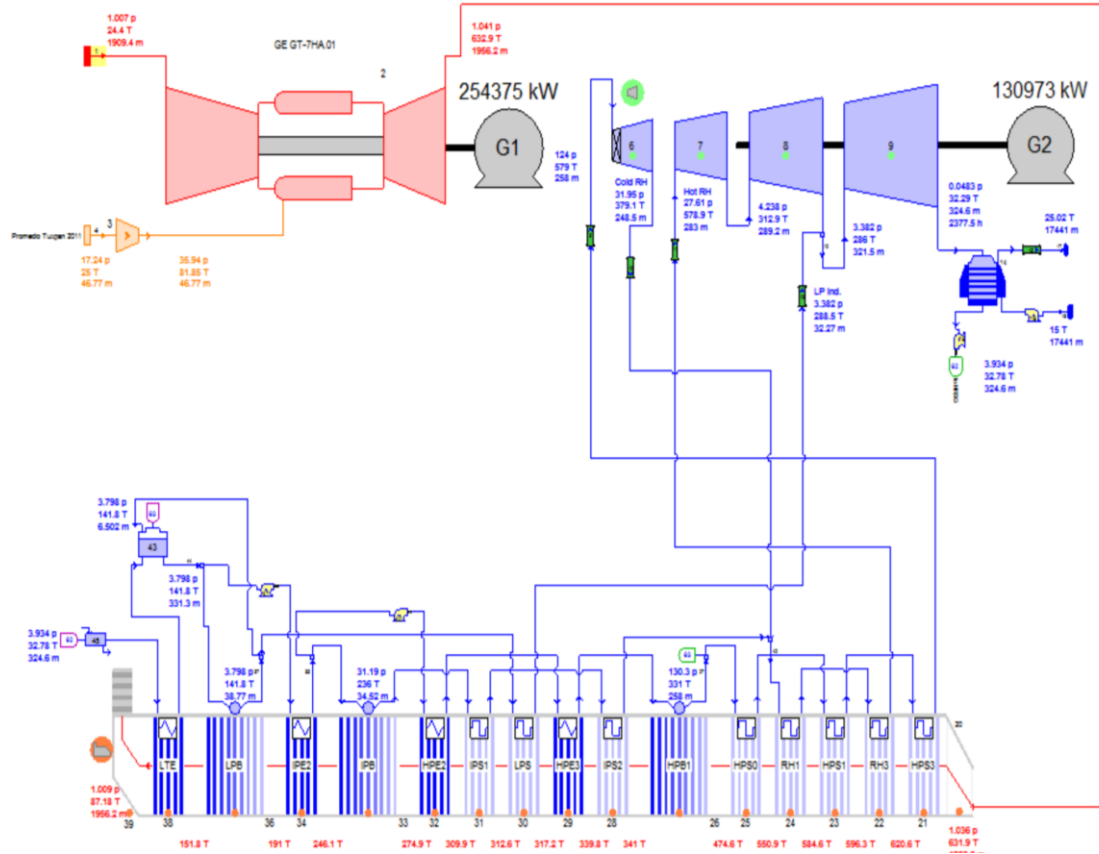


Figura A.1 Simulación de NGCC con turbina GE in situ, elaboración propia.

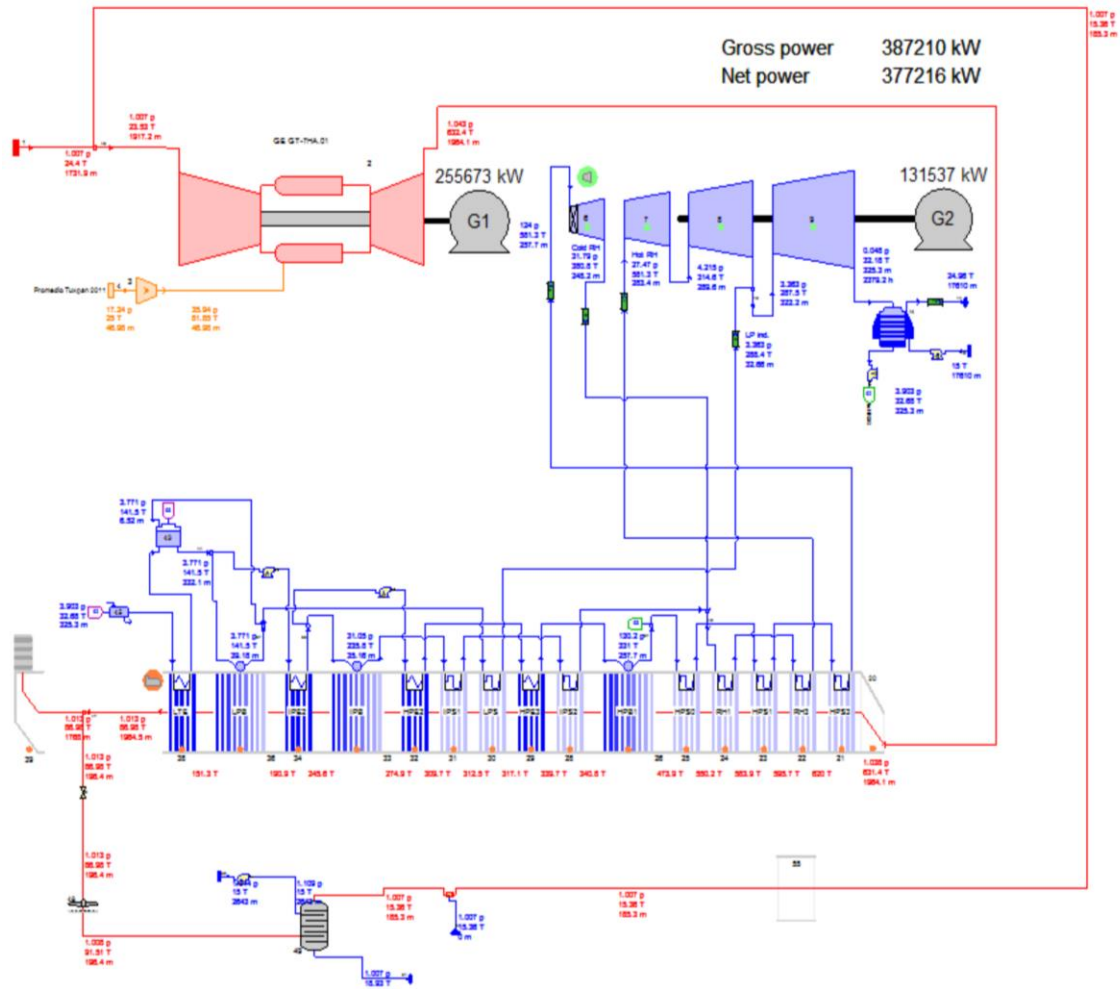


Figura A.2 Simulación de NGCC con turbina GE in situ con EGR al 10%, elaboración propia.



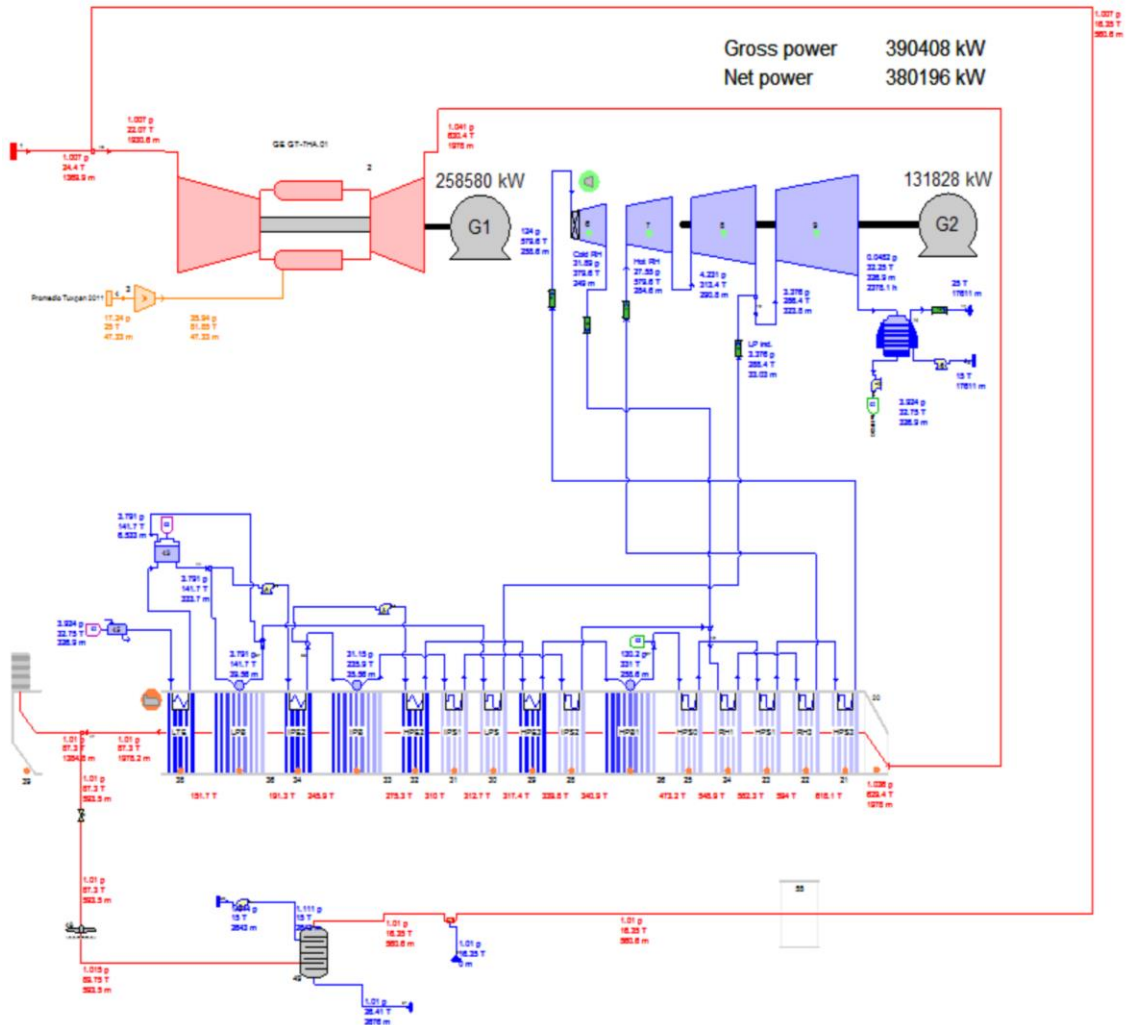


Figura A.4 Simulación de NGCC con turbina GE in situ con EGR al 30%, elaboración propia.





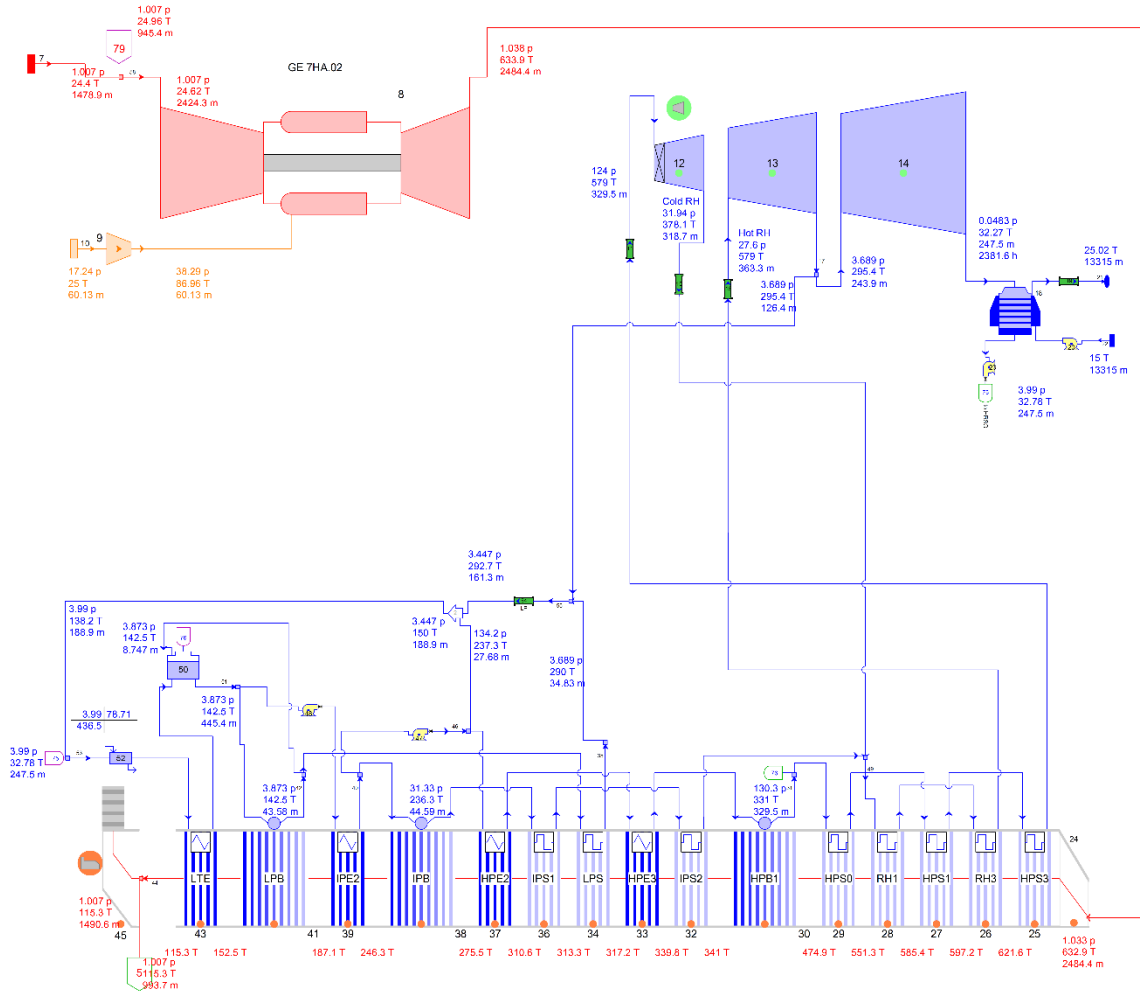


Figura A.6 Simulación en Thermoflex de NGCC con turbina GE y sistema EGR con demanda térmica del sistema de Captura de CO<sub>2</sub>, elaboración propia.

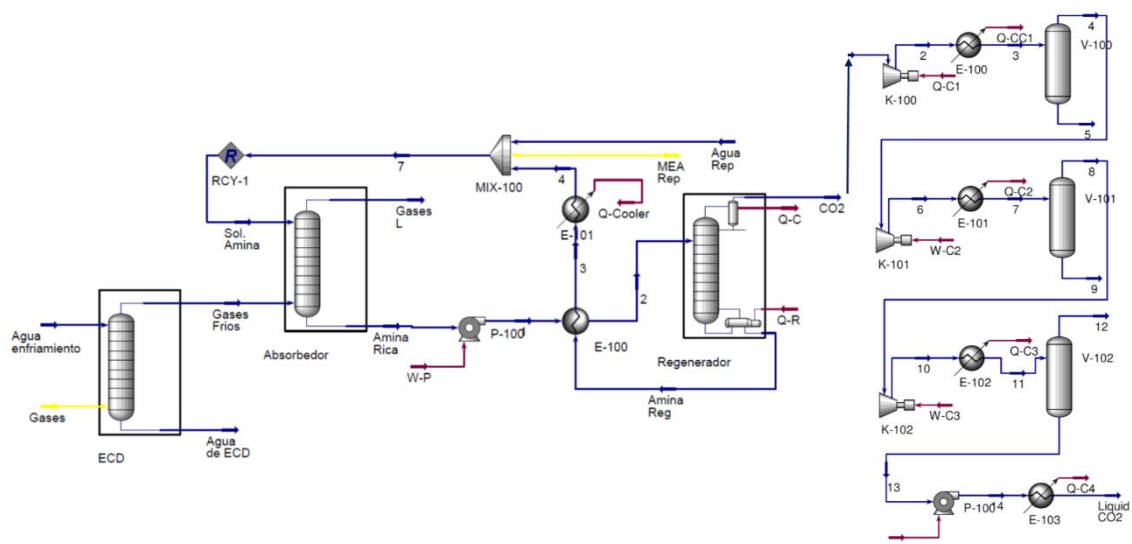


Figura A.7 Simulación de sistema de captura de CO<sub>2</sub> con compresión en Aspen HYSYS, elaboración propia.

Tabla A.2 Cálculo de costo de inversión para el sistema de captura de CO<sub>2</sub> acoplado a un NGCC, elaboración propia.

No.	Equipo	C	C 2017	f <sub>m</sub>	f <sub>p</sub>	f <sub>t</sub>	f <sub>pip</sub>	f <sub>er</sub>	f <sub>inst</sub>	f <sub>elec</sub>	f <sub>util</sub>	f <sub>oS</sub>	f <sub>build</sub>	f <sub>sp</sub>	f <sub>dec</sub>	f <sub>cont</sub>	f <sub>wc</sub>	Costo Final 2017
1	Torre Absorción	\$753,866	\$844,910	1.3	1	1	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$5,077,910
2	Torre Regeneración	\$300,153	\$336,402	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$2,467,848
3	Enfriador de Contacto Directo	\$602,808	\$675,608	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$4,956,260
4	Empaque Absorbedor	\$38,266,845	\$42,888,291	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$314,628,500
5	Empaque Regenerador	\$5,043,093	\$5,652,142	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$41,464,114
6	Empaque Enfriador Contacto Directo	\$20,276,090	\$22,724,812	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$166,709,218
7	Reboiler	\$749,655	\$840,190	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$6,163,635
8	Condensador	\$695,336	\$779,311	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$5,717,026
9	Enfriador	\$4,966,621	\$5,566,434	1.3	1	1	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$33,454,271
10	Intercambiador Amina-Amina	\$5,841,495	\$6,546,965	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$48,028,539
11	Bomba Salida Regenerador	\$3,410	\$3,822	1.3	1	1	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$22,971
12	Bomba Amina Rica	\$3,348	\$3,752	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$27,527
13	Bomba Reflujo	\$3,348	\$3,752	1.3	1	1	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$22,552
14	Bomba Lavador	\$3,307	\$3,706	1.3	1	1	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$22,275
<b>Costo total</b>																		<b>\$628,762,643</b>

Tabla A.3 Cálculo de costo de inversión para el sistema de captura de CO<sub>2</sub> acoplado a un NGCC y EGRI10%, elaboración propia.

No.	Equipo	C	C 2017	f <sub>m</sub>	f <sub>p</sub>	f <sub>t</sub>	f <sub>pip</sub>	f <sub>er</sub>	f <sub>inst</sub>	f <sub>elec</sub>	f <sub>util</sub>	f <sub>oS</sub>	f <sub>build</sub>	f <sub>sp</sub>	f <sub>dec</sub>	f <sub>cont</sub>	f <sub>wc</sub>	Costo Final 2017
1	Torre Absorción	\$613,678	\$687,791	1.3	1	1	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$4,133,626
2	Torre Regeneración	\$300,153	\$336,402	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$2,467,848
3	Enfriador de Contacto Directo	\$549,616	\$615,993	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$4,518,923
4	Empaque Absorbedor	\$28,220,409	\$31,628,557	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$232,027,095
5	Empaque Regenerador	\$5,043,093	\$5,652,142	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$41,464,114
6	Empaque Enfriador Contacto Directo	\$18,085,772	\$20,269,971	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$148,700,506
7	Reboiler	\$755,604	\$846,858	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$6,212,549
8	Condensador	\$697,923	\$782,210	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$5,738,293
9	Enfriador	\$4,883,899	\$5,473,722	1.3	1	1	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$32,897,071
10	Intercambiador Amina-Amina	\$5,850,539	\$6,557,102	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$48,102,903
11	Bomba Salida Regenerador	\$3,410	\$3,822	1.3	1	1	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$22,971
12	Bomba Amina Rica	\$3,348	\$3,752	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$27,527
13	Bomba Reflujo	\$3,348	\$3,752	1.3	1	1	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$22,552
14	Bomba Lavador	\$3,307	\$3,706	1.3	1	1	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$22,275
<b>Costo total USD</b>																		<b>\$526,358,252</b>

Tabla A.4 Cálculo de costo de inversión para el sistema de captura de CO<sub>2</sub> acoplado a un NGCC y EGR20%, elaboración propia.

No.	Equipo	C	C 2017	f <sub>m</sub>	f <sub>p</sub>	f <sub>t</sub>	f <sub>pip</sub>	f <sub>er</sub>	f <sub>inst</sub>	f <sub>elec</sub>	f <sub>util</sub>	f <sub>oS</sub>	f <sub>build</sub>	f <sub>sp</sub>	f <sub>dec</sub>	f <sub>cont</sub>	f <sub>wc</sub>	Costo Final 2017
1	Torre Absorción	\$577,908	\$647,702	1.3	1	1	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$3,892,687
2	Torre Regeneración	\$300,153	\$336,402	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$2,467,848
3	Enfriador de Contacto Directo	\$509,748	\$571,309	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$4,191,125
4	Empaque Absorbedor	\$25,681,012	\$28,782,480	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$211,148,272
5	Empaque Regenerador	\$5,043,093	\$5,652,142	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$41,464,114
6	Empaque Enfriador Contacto Directo	\$16,020,615	\$17,955,407	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$131,720,864
7	Reboiler	\$771,805	\$865,015	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$6,345,748
8	Condensador	\$703,801	\$788,798	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$5,786,625
9	Enfriador	\$4,974,529	\$5,575,297	1.3	1	1	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$33,507,535
10	Intercambiador Amina-Amina	\$5,669,597	\$6,354,309	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$46,615,208
11	Bomba Salida Regenerador	\$3,410	\$3,822	1.3	1	1	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$22,971
12	Bomba Amina Rica	\$3,348	\$3,752	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$27,527
13	Bomba Reflujo	\$3,348	\$3,752	1.3	1	1	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$22,552
14	Bomba Lavador	\$3,307	\$3,706	1.3	1	1	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$22,275
<b>Costo total USD</b>																		<b>\$487,235,349</b>

Tabla A.5 Cálculo de costo de inversión para el sistema de captura de CO<sub>2</sub> acoplado a un NGCC y EGR30%, elaboración propia.

No.	Equipo	C	C 2017	f <sub>m</sub>	f <sub>p</sub>	f <sub>t</sub>	f <sub>pip</sub>	f <sub>er</sub>	f <sub>inst</sub>	f <sub>elec</sub>	f <sub>util</sub>	f <sub>oS</sub>	f <sub>build</sub>	f <sub>sp</sub>	f <sub>dec</sub>	f <sub>cont</sub>	f <sub>wc</sub>	Costo Final 2017
1	Torre Absorción	\$548,889	\$615,178	1.3	1	1	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$3,697,221
2	Torre Regeneración	\$300,153	\$336,402	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$2,467,848
3	Enfriador de Contacto Directo	\$460,050	\$515,609	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$3,782,511
4	Empaque Absorbedor	\$23,940,444	\$26,831,705	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$196,837,390
5	Empaque Regenerador	\$5,043,093	\$5,652,142	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$41,464,114
6	Empaque Enfriador Contacto Directo	\$14,080,618	\$15,781,119	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$115,770,290
7	Reboiler	\$797,936	\$894,302	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$6,560,597
8	Condensador	\$731,923	\$820,317	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$6,017,844
9	Enfriador	\$5,183,507	\$5,809,514	1.3	1	1	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$34,915,178
10	Intercambiador Amina-Amina	\$5,604,681	\$6,281,553	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$46,081,470
11	Bomba Salida Regenerador	\$3,410	\$3,822	1.3	1	1	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$22,971
12	Bomba Amina Rica	\$3,348	\$3,752	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$27,527
13	Bomba Reflujo	\$3,348	\$3,752	1.3	1	1	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$22,552
14	Bomba Lavador	\$3,307	\$3,706	1.3	1	1	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$22,275
<b>Costo total USD</b>																		<b>\$457,689,788</b>

Tabla A.6. Cálculo de costo de inversión para el sistema de captura de CO<sub>2</sub> acoplado a un NGCC y EGR40%, elaboración propia.

No.	Equipo	C	C 2017	f <sub>m</sub>	f <sub>p</sub>	f <sub>t</sub>	f <sub>pip</sub>	f <sub>er</sub>	f <sub>inst</sub>	f <sub>elec</sub>	f <sub>util</sub>	f <sub>oS</sub>	f <sub>build</sub>	f <sub>sp</sub>	f <sub>dec</sub>	f <sub>cont</sub>	f <sub>wc</sub>	Costo Final 2017
1	Torre Absorción	\$514,474	\$576,607	1.3	1	1	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$3,465,407
2	Torre Regeneración	\$300,153	\$336,402	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$2,467,848
3	Enfriador de Contacto Directo	\$422,965	\$474,046	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$3,477,602
4	Empaque Absorbedor	\$21,606,251	\$24,215,614	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$177,645,745
5	Empaque Regenerador	\$5,043,093	\$5,652,142	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$41,464,114
6	Empaque Enfriador Contacto Directo	\$12,265,783	\$13,747,108	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$100,848,786
7	Reboiler	\$787,485	\$882,589	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$6,474,671
8	Condensador	\$723,964	\$811,397	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$5,952,406
9	Enfriador	\$5,057,520	\$5,668,312	1.3	1	1	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$34,066,553
10	Intercambiador Amina-Amina	\$5,314,555	\$5,956,388	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$43,696,059
11	Bomba Salida Regenerador	\$3,410	\$3,822	1.3	1	1	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$22,971
12	Bomba Amina Rica	\$3,348	\$3,752	1.3	1	1.6	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$27,527
13	Bomba Reflujo	\$3,348	\$3,752	1.3	1	1	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$22,552
14	Bomba Lavador	\$3,307	\$3,706	1.3	1	1	0.7	0.4	0.2	0.1	0.5	0.2	0.2	0.1	1	0.4	0.7	\$22,275
<b>Costo total USD</b>																		<b>\$419,654,515</b>



Tabla A.7 Resumen de cálculo de CFOM y VFOM para CCS, elaboración propia.

**Datos de operación supuestos**

Costo fijo CCS	2.5%			
Costo de MEA	1200 USD/t	horas de operación anual	8,760.0 hrs	
tratamiento de desechos	100 USD/t	factor de operación	85%	
Solvente de repuesto	1.5 kg MEA/tCO <sub>2</sub>	horas totales de operación	7,446.0 hrs	
Costo de aditivos	20% el costo de la amina			

Paros por mantenimiento		3				
Variable	Unidad	NGCC-CCS	% de Recirculación de Gases de Combustión			
			NGCC-CCS 10%EGR	NGCC-CCS 20%EGR	NGCC-CCS 30%EGR	NGCC-CCS 40%EGR
Emisiones anuales de CO <sub>2</sub>	tCO <sub>2</sub> /a	861,874.50	877,287.72	896,833.47	884,353.97	871,598.98
MEA solvente para captura	tMEA/a	1,292.81	1,315.93	1,345.25	1,326.53	1,307.40
Costo MEA anual + repuesto	USD/a	1,551,374.10	1,579,117.90	1,614,300.25	1,591,837.15	1,568,878.16
tratamiento	USD/a	129,281.18	131,593.16	134,525.02	132,653.10	130,739.85
aditivos	USD/a	310,274.82	315,823.58	322,860.05	318,367.43	313,775.63
Mea 3 paros	USD/a	2,275,560.00	2,272,320.00	2,268,000.00	2,220,480.00	2,126,520.00
<b>TOTAL</b>		<b>4,266,490.10</b>	<b>4,298,854.63</b>	<b>4,339,685.32</b>	<b>4,263,337.68</b>	<b>4,139,913.63</b>
<b>Generación eléctrica</b>						
Generación neta MW	MW	317.02	319.62	319.58	321.27	323.17
Generación anual	kW anuales	2,360,493,690.00	2,379,912,858.00	2,379,555,450.00	2,392,206,204.00	2,406,294,036.00
<b>Razón de cambio asociado a la electricidad anual</b>						
Costo Fijo CCS	USD/kW	0.0066592	0.0055292	0.0051190	0.0047831	0.0043600
Costo Variable CCS	USD/MWh	0.0158333	0.0158233	0.0159759	0.0156119	0.0150712

Tabla A.8 Resumen de datos para cálculo de inversión unitaria de los casos de estudio, elaboración propia.

Flujos de Materia	Unidad	NGCC-CCS	% de Recirculación de Gases de Combustión			
			NGCC-CCS 10%EGR	NGCC-CCS 20%EGR	NGCC-CCS 30%EGR	NGCC-CCS 40%EGR
<i>Solución de Amina (30%)</i>	<i>t/h</i>	<i>2107</i>	<i>2104</i>	<i>2100</i>	<i>2056</i>	<i>1969</i>
<i>Amina y Agua de repuesto</i>	<i>t/h</i>	<i>66.3</i>	<i>67</i>	<i>68.06</i>	<i>68.43</i>	<i>63.6</i>
<i>CO<sub>2</sub></i>	<i>t/h</i>	<i>115.75</i>	<i>117.82</i>	<i>120.445</i>	<i>118.769</i>	<i>117.056</i>
<i>Régimen Térmico Neto</i>	<i>kJ/kWh</i>	<i>7180</i>	<i>7122</i>	<i>7123</i>	<i>7085</i>	<i>7044</i>
<i>Eficiencia Eléctrica Neta</i>	<i>%</i>	<i>50.14</i>	<i>50.55</i>	<i>50.54</i>	<i>50.81</i>	<i>51.11</i>
<i>Potencia Neta</i>	<i>kW</i>	<i>317015</i>	<i>319623</i>	<i>319575</i>	<i>321274</i>	<i>323166</i>
<b>CAPEX</b>						
<i>CCS</i>	<i>USD</i>	<i>\$628,762,643.16</i>	<i>\$526,358,251.57</i>	<i>\$487,235,349.08</i>	<i>\$457,689,787.75</i>	<i>\$419,654,515.14</i>
<i>NGCC</i>	<i>USD</i>	<i>\$260,010,446.14</i>	<i>\$260,010,446.14</i>	<i>\$260,010,446.14</i>	<i>\$260,010,446.14</i>	<i>\$260,010,446.14</i>
<i>EGR</i>	<i>USD</i>	<i>\$0.00</i>	<i>\$363,038.00</i>	<i>\$365,501.00</i>	<i>\$367,789.00</i>	<i>\$369,336.00</i>
<b>TOTAL</b>	<i>USD</i>	<i>888773089.3</i>	<i>786731735.7</i>	<i>747611296.2</i>	<i>718068022.9</i>	<i>680034297.3</i>
<b>OPEX</b>						
<i>Costo Fijo COPAR</i>	<i>USD/año-kW</i>	<i>15.48</i>	<i>15.48</i>	<i>15.48</i>	<i>15.48</i>	<i>15.48</i>
<i>Costo Fijo CCS</i>	<i>USD/año-kW</i>	<i>0.006659228</i>	<i>0.005529176</i>	<i>0.005118975</i>	<i>0.004783135</i>	<i>0.004359967</i>
<b>TotalCFOM</b>	<i>USD/año-kW</i>	<b><i>15.48665923</i></b>	<b><i>15.48552918</i></b>	<b><i>15.48511897</i></b>	<b><i>15.48478313</i></b>	<b><i>15.48435997</i></b>
<i>Costo Variable COPAR</i>	<i>USD/MWh</i>	<i>2.73</i>	<i>2.73</i>	<i>2.73</i>	<i>2.73</i>	<i>2.73</i>
<i>Costo Variable CCS</i>	<i>USD/MWh</i>	<i>0.015833321</i>	<i>0.015823254</i>	<i>0.015975943</i>	<i>0.015611881</i>	<i>0.01507116</i>
<b>Total CVOM</b>	<i>USD/MWh</i>	<b><i>2.745833321</i></b>	<b><i>2.745823254</i></b>	<b><i>2.745975943</i></b>	<b><i>2.745611881</i></b>	<b><i>2.74507116</i></b>
<i>Inversión unitaria</i>	<i>USD/kW</i>	<i>2,803.6</i>	<i>2,461.4</i>	<i>2,339.4</i>	<i>2,235.1</i>	<i>2,104.3</i>

## B. Publicaciones

### *Planta de Captura de CO<sub>2</sub> Acoplada a una Microturbina con Recirculación de Gases*



RENIECYT - LATINDEX - Research Gate - DULCINEA - CLASE - Sudoc - HISPANA - SHERPA  
UNIVERSIA - E-Revistas - Google Scholar - DOI - REBID - Mendeley - DIALNET - ROAD - ORCID

CDMX-Mexico, October 18- 2016

**PÉREZ, Jordán**

**PRESENT:**

Through this letter we state that **PÉREZ, Jordán, AGUILLÓN, Javier, HUANTE, Liborio, ZAVALA, Alan** has been published in Revista de Simulación y Laboratorio, with an article entitled " **Planta de Captura de CO<sub>2</sub> Acoplada a una Microturbina con Recirculación de Gases** ", in Volume 3 Number 7 with ISSN: **2410-3462**, at pages 10-17 segment.

License: Creative Commons Attribution-No commercial 2.5 Mexico and GNU/GPL

The Research Journal is Arbitrated by peer review is Indexed and deposited in Databases:

- GOOGLE SCHOLAR
- RESEARCH GATE
- REBID
- Mendeley
- RENIECYT

This research is published in:

[http://ecorfan.org/bolivia/researchjournals/Simulacion\\_y\\_Laboratorio/vol3num7/Revista\\_de\\_Simulacion\\_y\\_Laboratorio\\_V3\\_N7\\_2.pdf](http://ecorfan.org/bolivia/researchjournals/Simulacion_y_Laboratorio/vol3num7/Revista_de_Simulacion_y_Laboratorio_V3_N7_2.pdf)

We issue this certificate for the purposes of science, technology and innovation

Regards.

**Maria Ramos-Escamilla, PhD.**  
**CEO-ECORFAN-México, S.C.**  
**CONACYT-RENIECYT: 2015-20795**

**ECORFAN-México, S.C.**  
244 – 2 Itzopan Street  
La Florida, Ecatepec Municipality  
Mexico State, 55120 Zipcode  
Phone: +52 1 55 6159 2296  
Skype: ecorfan-mexico.s.c.  
E-mail: [contacto@ecorfan.org](mailto:contacto@ecorfan.org)  
Facebook: Ecorfan-México S. C.  
Twitter: @EcorfanC

[www.ecorfan.org](http://www.ecorfan.org)

#### Holdings

Bolivia	Honduras	China	Nicaragua
Cameroon	Guatemala	France	Republic of the Congo
El Salvador	Colombia	Ecuador	Dominica
Peru	Spain	Cuba	Haití
Argentina	Paraguay	Costa Rica	Venezuela
Czech Republic			

[http://ecorfan.org/bolivia/researchjournals/Simulacion\\_y\\_Laboratorio/vol3num7/Revista de Simulacion y Laboratorio V3 N7 2.pdf](http://ecorfan.org/bolivia/researchjournals/Simulacion_y_Laboratorio/vol3num7/Revista_de_Simulacion_y_Laboratorio_V3_N7_2.pdf)

## Planta de Captura de CO<sub>2</sub> Acoplada a una Microturbina con Recirculación de Gases

PÉREZ, Jordán†, AGUILLÓN, Javier, HUANTE, Liborio, ZAVALA, Alan

Recibido 1 de Enero, 2016; Aceptado 21 de Junio, 2016

### Abstract

Con el objetivo de establecer los parámetros de diseño para la construcción de un sistema experimental de captura de CO<sub>2</sub> acoplado a sistemas de generación de electricidad, se realizaron simulaciones con un modelo integrado desarrollado en Thermoflex y Aspen Hysys para una microturbina Capston de 200 kW adquirida por el INEEL. A partir de datos obtenidos en pruebas experimentales de la microturbina a diferentes cargas utilizando Gas Natural (GN), se simuló la planta de captura de CO<sub>2</sub> en Hysys utilizando monoetanolamina (MEA) como solvente. Se realizaron las simulaciones para el dimensionamiento de los equipos y el cálculo de las inversiones requeridas para captura de CO<sub>2</sub>. Posteriormente se simularon diferentes condiciones de operación con recirculación de gases de escape (GE) en la turbina de gas a diferentes tasas de flujo, lo cuál incrementara el contenido de CO<sub>2</sub> y ayudará a reducir el costo de operación del sistema de captura de CO<sub>2</sub>.

**Captura, CO<sub>2</sub>, Generación, Microturbina, Eficiencia, Aminas, Recirculación de Gases**

### Resumen

In order to establish the design parameters for the construction of an experimental system that allows to study power generation systems when they are coupled to systems CO<sub>2</sub> capture with solvents, simulations were performed with an integrated model developed in Thermoflex and Aspen Hysys for a Capstone microturbine of 200 kW acquired by the INEEL. Data obtained in experimental tests of the microturbine to different loads using Natural Gas (NG), the CO<sub>2</sub> capture plant is simulated in Aspen Hysys using monoethanolamine (MEA) as the solvent. Simulations for sizing of equipment and calculation of the required investments of CO<sub>2</sub> capture. Subsequently different operating conditions were simulated in exhaust gas (EG) recirculation gas turbine at different flow rates, which will increase the CO<sub>2</sub> content and will help reduce the operating cost of CO<sub>2</sub> capture system.

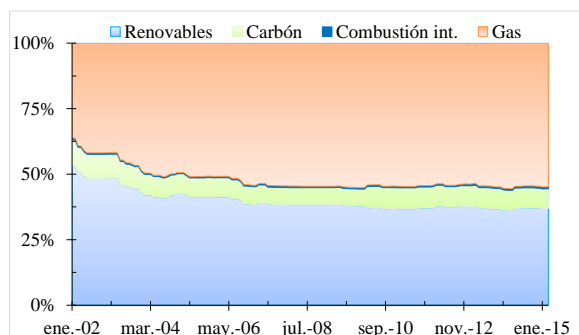
**CCS, energy, Microturbine, Generation, MEA, Exhaust Gases Recirculation**

**Citación:** PÉREZ, Jordán, AGUILLÓN, Javier, HUANTE, Liborio, ZAVALA, Alan. Planta de Captura de CO<sub>2</sub> Acoplada a una Microturbina con Recirculación de Gases. Revista de Simulación y Laboratorio. 2016, 3-7:10-17

† Investigador contribuyendo como primer autor

## Introducción

El estudio de sistemas de generación de electricidad en ciclo combinado con gas natural (GN) es importante debido al incremento de generación en el sector nacional, ya que a Marzo de 2015 presentaba un total de 54,902 MW<sup>1</sup> (del orden de 10% de incremento respecto al 2002). El Gráfico 1 muestra dicho crecimiento desde Enero de 2002 a Marzo de 2015; Renovables incluye Nucleoeléctrica, Geotérmica, Eólica, Hidroeléctrica y Fotovoltaica. Carbón incluye Carboeléctrica y Dual y para Gas incluye Ciclo Combinado y Turbogas).



**Gráfico 1** Porcentaje de generación eléctrica por tipo de combustible de 2002-2015.

Adicionalmente a lo anterior y dentro de las estrategias nacionales en materia de energía para el sector de generación eléctrica en México, se prevé un crecimiento importante de nuevos ciclos combinados en la matriz energética (PRODESEN, 2015). Dentro de las metas establecidas por el (DOF, 2013), en el corto plazo se pretende reducir un 30% de emisiones respecto a la línea base en 2020 y 50% en 2050 en relación con las emisiones del año 2000, además se pronostica la integración de sistemas de captura de CO<sub>2</sub> a centrales de ciclo combinado dentro del concepto de Tecnologías de Generación Limpia<sup>2</sup> (POISE, 2014).

La tecnología más desarrollada e implementada comercialmente para sistemas de captura de CO<sub>2</sub> en centrales termoeléctricas es la absorción con soluciones acuosas con base en aminas. Entre las principales desventajas de este proceso están los altos costos energéticos en la sección de regeneración del solvente, lo que ocasiona una reducción en la eficiencia total del ciclo de generación de energía eléctrica, ya que se utiliza vapor como fuente de energía para dicha regeneración. Se han reportado que el acoplamiento de la planta de captura puede reducir la eficiencia de la planta generadora entre 12-14% para centrales termoeléctricas con base a carbón (Wu, Liu, & Yang, 2013) y alrededor de 15% en centrales de ciclo combinado (DOE, 2010), (Finkenrath, 2011). Por tal motivo el desarrollo de nuevos solventes (Rolker & Seiler, 2011), (Oexmann & Kather, 2010) y la optimización de los procesos de captura acoplados con centrales de generación son necesarios para reducir la penalización energética y los costos de la captura de CO<sub>2</sub>. (Nuchitprasittichai & Cremaschi, 2013), (Agbonghae, Hughes, Ingham, Ma, & Pourkashanian, 2014). El presente trabajo tiene como objetivo buscar un modelo integrado que considere la inversión y diseño de un sistema experimental de una planta de captura de CO<sub>2</sub> acoplado a un ciclo de potencia, el cual permitirá simular los requerimientos energéticos y económicos a pequeña escala, así como las particularidades de su implementación; para posteriormente aplicarse a las principales fuentes de emisión de CO<sub>2</sub> en México, que son las centrales de generación eléctrica. A su vez se analizará el sistema de recirculación de gases de escape (GE), el cual permitiría reducir los tamaños del absorbedor y del separador del sistema de captura, disminuyendo así, la inversión y la penalización energética (Li, Haugen, Ditaranto, Berstad, & Jordal, 2011).

<sup>1</sup> Los datos presentados son oficiales y obtenidos del Sistema de Información Energética

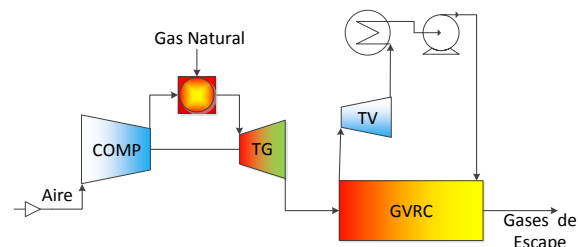
<sup>2</sup> También llamadas Nueva Generación Limpia (NGL)

Además, se obtendrán las bases teóricas para la correcta implementación de sistemas de captura de CO<sub>2</sub> en turbinas de gas en un futuro próximo, conociendo con buena aproximación las características adecuadas del proceso de captura de CO<sub>2</sub> para el país, por su condición geográfica, climatológica y por tipo de combustible.

## Desarrollo

La tecnología de ciclo combinado consiste en generar energía eléctrica con una Turbina de Gas (TG).

La Figura 1 muestra el diagrama de flujo simplificado de un sistema de generación de ciclo combinado con base en GN, donde el aire ambiente es comprimido aproximadamente a 30 kg/cm<sup>2</sup> en un compresor centrífugo o axial (COMP) acoplado en el eje de la turbina y luego es mezclado con el GN presurizado en una cámara de combustión. La mezcla de aire-combustible es quemada y los gases de combustión calientes se expanden a través de una turbina para generar energía eléctrica. La potencia neta generada por la turbina se define como el poder de expansión de la turbina de potencia menos la energía requerida para accionar el compresor de aire. Los gases de combustión de baja presión que abandonan la turbina de gas todavía contienen mucha energía en forma de calor, el cuál es recuperado en un generador de vapor por recuperación de calor (GVRC). El vapor generado en el GVRC se utiliza para accionar una turbina de vapor (TV) que produce energía eléctrica adicional. La combinación de la TG (ciclo Brayton) y TV (ciclo de Rankine), se define como una central de ciclo combinado (CCC), cuya eficiencia neta es del orden de 50-55% (en comparación con 35-40% de una planta subcrítica típica de carbón pulverizado).

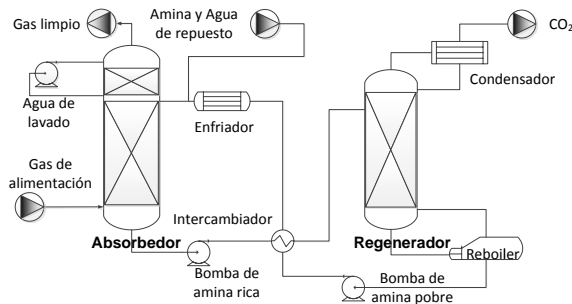


**Figura 1** Diagrama simplificado de una CCC.

En la actualidad, la absorción química por aminas es la tecnología líder para la captura de CO<sub>2</sub> de gases de combustión en postcombustión (Rochelle, 2009). Esta tecnología se ha utilizado durante décadas para separar el CO<sub>2</sub> de las corrientes de gas en la industria y es madura. El proceso de captura de CO<sub>2</sub> con base en amina por absorción química de gases de combustión se muestra esquemáticamente en la Figura 2. El proceso de absorción de referencia se basa en una solución acuosa con 30% en peso de monoetanolamina (MEA) como el ingrediente activo (Chapel, Mariz, & Ernest, 1999). Su principio fundamental es una reacción exotérmica, reversible entre el ácido débil (por ejemplo CO<sub>2</sub>) y una base débil (por ejemplo MEA) para formar una sal soluble (Kohl & Nielsen, 1997).

El gas de combustión de un ciclo de potencia necesita ser enfriado antes de estar en contacto con el disolvente. Este es bombeado a través de una columna de absorción en la que el CO<sub>2</sub> se une al absorbente a temperaturas entre 40 y 60 °C, esta corriente es llamada amina rica, ya que contiene el CO<sub>2</sub> capturado. Posteriormente la amina rica es bombeada a la parte superior de una columna de separación. En esta columna, se utiliza calor para liberar el CO<sub>2</sub> de la amina. La regeneración de la amina se lleva a cabo a una temperatura entre 100 y 140 °C. Este calor se obtiene del vapor que se extrae del ciclo de potencia. La presión del proceso de regeneración está limitado por la amina que se emplee para la captura, ya que esta se degrada con la temperatura.

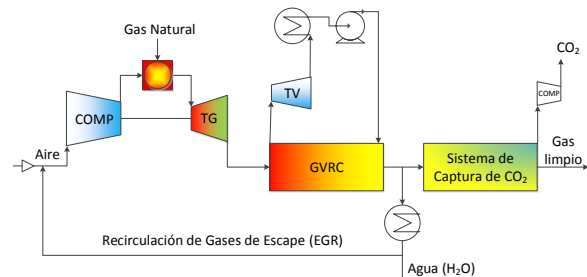
La corriente de gas separado contiene una mezcla de  $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{O}$ . El agua es recuperada por un condensador, después de lo cual el  $\text{CO}_2$  se presuriza para el transporte. En el proceso la amina pobre sin  $\text{CO}_2$  (amina regenerada) transfiere calor a la amina rica en un intercambiador de flujo cruzado.



**Figura 2** Representación esquemática del proceso de absorción de  $\text{CO}_2$  de gas de combustión.

Sin embargo, de acuerdo con el análisis económico del Departamento de Energía de los Estados Unidos (DOE) (U.S. Department of Energy, 2010a), usar el proceso convencional de postcombustión con amina para captura de  $\text{CO}_2$  sería una propuesta costosa. Por ejemplo, las estimaciones del DOE presentan un sistema de postcombustión con amina para capturar el 90% del  $\text{CO}_2$  en los gases de combustión de una planta de energía a base de GN, el cual da lugar a un incremento en más del 45% del costo de la electricidad. Sin embargo, uno de sus principales inconvenientes es la concentración diluida de  $\text{CO}_2$  en los gases de combustión (típicamente del 4% mol, mientras que los procesos de combustión de carbón son del 14% mol) (Shrikar, Amitabh, & Balazs, 2001). Dicho parámetro complica la etapa de captura en comparación con otras concentraciones de  $\text{CO}_2$  en gases de combustión, al estar más diluido el gas de combustión en una CCC. Los estudios han demostrado que la energía mínima requerida para la separación del  $\text{CO}_2$  es mayor (Rao, 2012), y el costo de la captura por tonelada de  $\text{CO}_2$  es mayor para los gases de combustión provenientes de carbón (Chapel, Mariz, & Ernest, 1999).

Existen algunas variables clave para reducir el costo de inversión como: reducción del consumo de energía en el sistema de regeneración, altura de torre de absorción, mayor capacidad de captura de  $\text{CO}_2$  de los solventes base amina y tipo de empaque, entre otras. Los esquemas existentes para incrementar el contenido de  $\text{CO}_2$  en los gases de combustión en un ciclo combinado son: mediante la recirculación de gases de combustión (EGR por sus siglas en inglés), humidificación de aire (EvGT por sus siglas en inglés), quemadores suplementarios después de la combustión (SFC por sus siglas en inglés), quemadores externos (EFC por sus siglas en inglés) y sistemas alternos con recirculación selectiva con membrana (S-EGR por sus siglas en inglés) en serie, paralelo e híbrido.



**Figura 3** Diagrama simplificado de una CCC con EGR y captura de  $\text{CO}_2$ .

De esta manera, en el presente estudio se considera el esquema de recirculación de GE (Figura 3) para incrementar el contenido de  $\text{CO}_2$  en los gases de combustión para una Microturbina a base de GN. Se analizará la variación de materia prima, energía y costo del sistema de captura de  $\text{CO}_2$  para su instalación futura en las instalaciones del Instituto Nacional de Electricidad y Energías Limpias (INEEL).

## Metodología

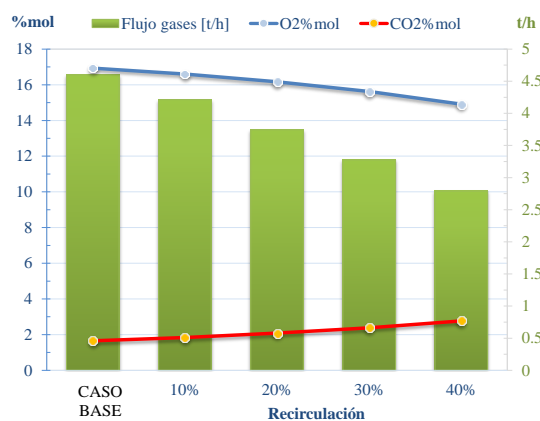
El sistema completo se modeló en dos etapas. En primer lugar, se modeló en Thermoflex V25 la Microturbina CAPSTONE-C200 con recuperador de calor y aceite térmico, en condiciones ISO de diseño (1 bar de presión, 60% Humedad Relativa (HR) y 15 °C de temperatura ambiente), para después ajustar a condiciones de SITIO en Cuernavaca (0.8714 bar, 43% HR, 32.4°C), obteniendo la composición de GE para gas natural típico de México como combustible. Las pruebas realizadas en condición de SITIO ayudaron a validar el modelo al 100% de carga.

La segunda parte considera como datos de entrada las condiciones del flujo y composición de GE obtenidas por Thermoflex, para posteriormente modelar el sistema de captura de CO<sub>2</sub> en Aspen Hysys V8.6 utilizando el paquete termodinámico de 'Acid Gas'. (Warudkar, Cox, Wong, & Hirasaki, 2013) reporta que al operar el proceso de regeneración a altas presiones, tiene importantes reducciones en el consumo de vapor para regeneración de la amina, debido a la utilización de MEA como amina para la captura de CO<sub>2</sub>, el proceso de regeneración se lleva a cabo a una presión de 200 kPa; para posteriormente conocer aspectos técnicos del sistema de captura al 100% de carga (CASO BASE) y continuar a evaluar el sistema de captura al 10%, 20%, 30% y 40% de recirculación de GE en la Microturbina y así realizar el dimensionamiento de equipos y el costo del sistema de captura para cada caso de recirculación de GE, además de analizar las reducciones de materia prima y energía por recircular gases de escape en la etapa de generación.

## Resultados

Los resultados obtenidos de las simulaciones en Thermoflex para el CASO BASE y con recirculación de GE a diferentes tasas se muestran en el

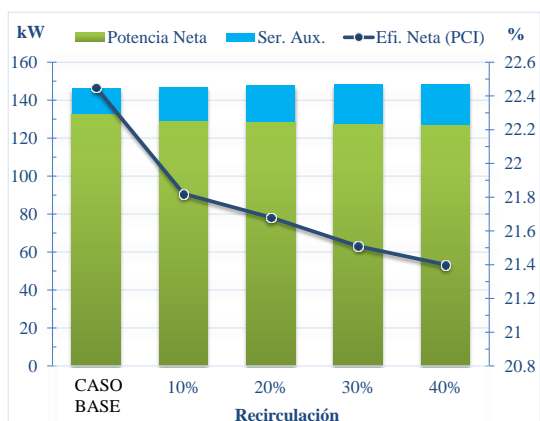
Gráfico 2, en donde se aprecia una reducción del contenido de O<sub>2</sub> de 16.9 a 14.9 %mol; así mismo, se obtuvo un incremento de la concentración de CO<sub>2</sub> de 1.84 a 2.77 %mol (67%) y una reducción en el flujo de 4.6 a 2.79 t/h en GE respecto al CASO BASE.



**Gráfico 2** Comportamiento de GE por efecto de recirculación.

La instalación del sistema de recirculación muestra una mejoría en la potencia bruta generada, debido a que se enfría el aire a la entrada del compresor con los gases en recirculación, obteniéndose una temperatura inferior a la temperatura en la condición de SITIO, permitiendo así, ingresar más volumen de aire a la cámara de combustión por el cambio de la densidad del aire. Aunque la energía eléctrica de servicios auxiliares del CCC se incrementa en un 60% por la adición de la planta de captura (en mayor medida por el ventilador recirculador de gases). Este incremento en auxiliares hace que la eficiencia del sistema de generación disminuya en 1.05% respecto al CASO BASE (ver Gráfico 3).





**Gráfico 3.** Potencia generada y eficiencia neta para diferentes tasas de recirculación de GE.

Se realizó además la evaluación del costo del sistema de captura de CO<sub>2</sub>, para cada caso de recirculación de GE, donde se identifican las variaciones en el consumo de agua, energía de regeneración y amina gastada, para posteriormente calcular la inversión total de operación del sistema de captura de CO<sub>2</sub>. Se observa que el costo del sistema de captura tiene una pequeña disminución en costos de capital (CAPEX por sus siglas en inglés) (ver

Tabla 2 y Gráfico 4) debido a las variaciones en el flujo de GE, por ello, se tienen variaciones en los insumos de materia prima y energía de regeneración en el separador, así como el agua de enfriamiento, debido a la disminución de flujo de GE (ver Tabla 1).

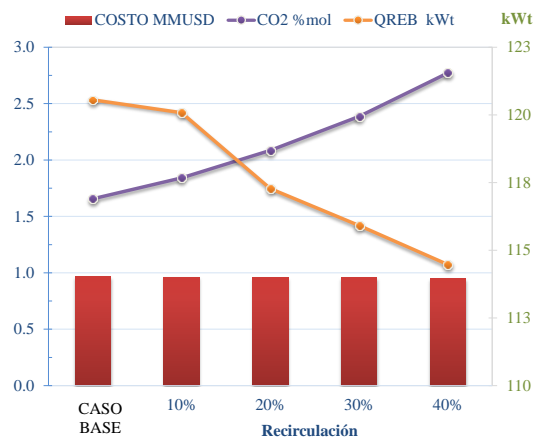
Variable	Flujos de Materia en kg/h				
	% de Recirculación de GE				
	BASE	10	20	30	40
Agua de enfriamiento	3,700	3,400	3,000	2,700	2,400
Gases de combustión	4,600	4,212	3,744	3,276	2,792
Agua de Lavado	129	119	105	92	78
Gases de Limpios	4,635	4,238	3,761	3,283	2,788
Solución MEA al 30% peso	2,358	2,304	2,251	2,202	2,153
CO <sub>2</sub>	111	113	113	113	113

**Tabla 1** Flujos de materia del sistema de captura a diferentes tasas de recirculación de GE.

En la Tabla 2 se presenta el resumen de costos para las diferentes tasas de recirculación de GE.

Variable	Miles de dolares 2016				
	% de Recirculación de GE				
	BASE	10	20	30	40
CAPEX	933.4	932.6	926.2	925.8	922.7
OPEX	29.7	29.7	29.5	29.4	29.3
Costos fijos*	23.3	23.3	23.2	23.1	23.1
Costos variables**	6.4	6.4	6.3	6.3	6.2
<b>TOTAL</b>	<b>963.2</b>	<b>962.3</b>	<b>955.7</b>	<b>955.3</b>	<b>952.0</b>

**Tabla 2** Costos de la planta de captura de CO<sub>2</sub>.<sup>3</sup>



**Gráfico 4.** Resumen de costos del sistema de captura y energía de regeneración variando la concentración de CO<sub>2</sub> por recirculación de GE.

**Anexos**

Recirculación de gases de combustión (EGR): una porción de los gases de combustión es enfriada y recirculada a la entrada del compresor de aire de alimentación y reemplaza una parte del aire enviado a la cámara de combustión de la turbina de gas.

Humidificación de aire (EvGT): se introduce agua o vapor al ciclo y una parte del aire es reemplazado por vapor. El vapor podría ser fácilmente separado de los gases de combustión por condensación.

<sup>3</sup> \* Costos fijos son el 2.5% del CAPEX (McKinsey & Company, 2008)

\*\* Costo de MEA = USD 1200/t, Costo de Tratamiento de Desechos = USD 100/t. Costo de Aditivos = 1.5 veces del costo total de MEA

Quemadores suplementarios después de la combustión (SFC): posee una unidad de combustión secundaria a la salida de la turbina de gas. La cual quema combustible adicional con el oxígeno remanente de los gases de combustión por exceso de aire, para después enviar los gases más calientes al GVRC que genera vapor para el ciclo Rankine.

Quemadores externos (EFC): en un ciclo de turbina de gas con quemadores externos los gases de combustión no están en contacto directo con los álabes de la turbina, el calor de los gases de combustión caliente proveniente de los quemadores externos se transfiere al aire comprimido mediante un intercambiador de calor de contacto indirecto.

Recirculación selectiva con membrana (S-EGR): el gas de combustión se pasa por un lado de una membrana de separación, en la cual se hace pasar aire en contracorriente al gas de combustión del otro lado de la membrana. Debido a que la membrana es selectiva para CO<sub>2</sub> sobre oxígeno y nitrógeno, el CO<sub>2</sub> penetra o permea en la corriente de aire de alimentación, la cual es enviada al compresor que a su vez enviara a la cámara de combustión con el combustible. En lugar de mezclar los gases de combustión no separados con la corriente de aire (como lo hace el EGR), este sistema recircula selectivamente el CO<sub>2</sub> de los gases de combustión..

### Agradecimiento

Los autores desean agradecer el apoyo brindado por CONACyT, Instituto de Ingeniería de la UNAM y el Instituto Nacional de Electricidad y Energías Limpias INEEL.

### Conclusiones

Al analizar el desempeño de la planta de generación de electricidad y de captura de CO<sub>2</sub> y de los costos asociados a estas, se observa que el operar al 40% de recirculación de GE, los costos de captura se reducen un 1% respecto al costo CASO BASE. Hay un efecto positivo en la generación bruta, en donde se incrementa la generación, pero se reduce la generación neta por consumo de equipos auxiliares adicionales.

Se comprueba el incremento de contenido de CO<sub>2</sub> con recirculación de GE en la Microturbina.

Debido a la escala tan pequeña de la planta de captura, la metodología de cálculo de costos de inversión (Towler & Sinnott, 2008) no es sensible a las variaciones utilizadas en este caso de estudio y no se aprecia una disminución considerable (Gráfico 4) en el costo total del sistema de captura, por ello se pretende escalar a tamaño industrial con nuevas simulaciones y análisis, así como de presentar a futuro los costos nivelados de generación de electricidad y de captura de CO<sub>2</sub>.

### Referencias

Agbonghae, E. O., Hughes, K. J., Ingham, D. B., Ma, L., & Pourkashanian, M. (2014). Optimal process design of commercial-scale amine-based CO<sub>2</sub> capture plants. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 53(38), 14815–14829. <http://doi.org/10.1021/ie5023767>

CFE. (2014). Programa de Obras e Inversiones del Sector Eléctrico. *POISE 2014-2028*.

Chapel, D. G., Mariz, C. L., & Ernest, J. (1999). Recovery of CO<sub>2</sub> from Flue Gases: Commercial Trends. *Canadian Society of Chemical Engineers Annual Meeting*, 17. Retrieved from <http://www.canadiancleanpowercoalition.com/pdf/AS10-2b3.pdf>

DOF. (2013). Estrategia Nacional de Cambio Climático, 61. <http://doi.org/10.4206/agrosur.1974.v2n2-09>

Finkenrath, M. (2011). Cost and Performance of Carbon Dioxide Capture from Power Generation. *IEA Energy Papers*, 51. <http://doi.org/10.1002/ceat.201100444>

- Kohl, A. L., & Nielsen, R. B. (1997). *Gas Purification*. *Gas Purification*. <http://doi.org/10.1016/B978-088415220-0/50009-4>
- Li, H., Haugen, G., Ditaranto, M., Berstad, D., & Jordal, K. (2011). Impacts of exhaust gas recirculation (EGR) on the natural gas combined cycle integrated with chemical absorption CO<sub>2</sub> capture technology. *Energy Procedia*, 4, 1411–1418. <http://doi.org/10.1016/j.egypro.2011.02.006>
- McKinsey & Company. (2008). Carbon Capture and Storage: Assessing the Economics. *Chemical Engineering Journal*, 213, 371–391. <http://doi.org/10.1016/j.cej.2012.09.121>
- Nuchitprasittichai, A., & Cremaschi, S. (2013). Optimization of CO<sub>2</sub> Capture Process with Aqueous Amines -A Comparison of Two Simulation- Optimization Approaches. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 52(30), 10236–10243. <http://doi.org/10.1021/ie3029366>
- Oexmann, J., & Kather, A. (2010). Minimising the regeneration heat duty of post-combustion CO<sub>2</sub> capture by wet chemical absorption: The misguided focus on low heat of absorption solvents. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 4(1), 36–43. <http://doi.org/10.1016/j.ijggc.2009.09.010>
- Rochelle, G. T. (2009). Amine Scrubbing for CO<sub>2</sub> Capture. *Science*, 325(5948), 1652–1654. <http://doi.org/10.1126/science.1176731>
- Rolker, J., & Seiler, M. (2011). Industrial Progress: New Energy-Efficient Absorbents for the CO<sub>2</sub> Separation from Natural Gas, Syngas and Flue Gas. *Advances in Chemical Engineering and Science*, 01(04), 280–288. <http://doi.org/10.4236/aces.2011.14039>
- Secretaria de Energía. (2015). Programa de Desarrollo del Sistema Electrico Nacional 2015-2029. *Sener*, 1–250.
- Towler, G. P., & Sinnott, R. K. (2008). *Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design*. <http://doi.org/10.1016/B978-0-08-096659-5.00022-5>
- U.S. Department of Energy. (2010). Cost and performance baseline for fossil energy plants. Volume 1: Bituminous coal and natural gas to electricity final report, Revision 2, I(November), 600. <http://doi.org/DOE/NETL-2010/1397>
- Warudkar, S. S., Cox, K. R., Wong, M. S., & Hirasaki, G. J. (2013). Influence of stripper operating parameters on the performance of amine absorption systems for post-combustion carbon capture: Part I. Vacuum strippers. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 16, 351–360. <http://doi.org/10.1016/j.ijggc.2013.01.049>
- Wu, Y., Liu, W., & Yang, Y. (2013). Optimization of an Existing Coal-fired Power Plant with CO<sub>2</sub> Capture, 2013(July), 157–161. <http://doi.org/10.4236/epe.2013.54B030>

*Theoretical assessment of integration of CCS in Mexican electrical sector*

Energy

Date: 28/Nov/2018

<https://outlook.live.com/mail/deeplink>

**Your Submission**

Energy <eesserver@eesmail.elsevier.com>

Mar 13/11/2018, 08:15 AM

Para: odiseo\_jps@hotmail.com <odiseo\_jps@hotmail.com>; jperezs@iingen.unam.mx <jperezs@iingen.unam.mx>

CC: jea@pumas.iingen.unam.mx <jea@pumas.iingen.unam.mx>; mazur@ineel.mx <mazur@ineel.mx>;

alan.zavala@ineel.mx <alan.zavala@ineel.mx>

Ms. Ref. No.: EGY-D-18-05444R2

Title: Theoretical assessment of integration of CCS in Mexican electrical sector

Energy

Dear Mr. Pérez Sánchez,

I am pleased to inform you that your paper "Theoretical assessment of integration of CCS in Mexican electrical sector" has been accepted for publication in Energy.

The publisher will send you the proofs as a PDF file when ready. At this stage please make all necessary corrections when you receive these proofs.

Your accepted manuscript will now be transferred to our production department and work will begin on creation of the proof. If we need any additional information to create the proof, we will let you know. If not, you will be contacted again in the next few days with a request to approve the proof and to complete a number of online forms that are required for publication.

Include interactive data visualizations in your publication and let your readers interact and engage more closely with your research. Follow the instructions here: <https://www.elsevier.com/authors/author-services/data-visualization> to find out about available data visualization options and how to include them with your article.

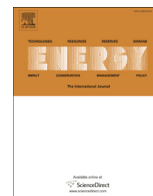
Thank you very much for expressing your interest in ENERGY.

Sincerely,

Krzysztof (K.J.) Ptasinski

Subject Editor

Energy



# Theoretical assessment of integration of CCS in the Mexican electrical sector

Jordán Pérez Sánchez <sup>a,\*</sup>, Javier Eduardo Aguillón Martínez <sup>a</sup>, Zdzislaw Mazur Czerwiec <sup>b</sup>, Alan Martín Zavala Guzmán <sup>b</sup>

<sup>a</sup> Torre de Ingeniería, Piso 1, Ala Sur, Cubículo 3, Universidad Nacional Autónoma de México, Av. Universidad No 3000, Ciudad Universitaria, Coyoacán, C.P. 04510, México D.F, Mexico

<sup>b</sup> National Institute of Electricity and Clean Energies, Av. Reforma No. 113, Col Palmira, Cuernavaca, Mor. C.P., 62490, Mexico

## ARTICLE INFO

### Article history:

Received 21 August 2018

Received in revised form

6 November 2018

Accepted 13 November 2018

Available online 15 November 2018

### Keywords:

Model validation

Natural gas power cycle

CO<sub>2</sub> capture

Poza rica

Exhaust gas recirculation

## ABSTRACT

This research evaluates the current most advanced and proven Gas Turbine (GT) technologies in a 1 × 1 scheme (400 MW on average) for their application in CO<sub>2</sub> capture schemes. It has been demonstrated that the minimum energy required for the separation of CO<sub>2</sub> is higher in a Natural Gas Combined Cycle (NGCC) than in a coal-fired power plant. Therefore, existing schemes were evaluated to assess the increased CO<sub>2</sub> content in the Exhaust Gases (EG) for a NGCC in order to help reduce the energy penalty and the investment cost in CO<sub>2</sub> capture systems. The schemes analyzed were: Exhaust Gas Recirculation (EGR), Evaporative Gas Turbine (EvGT), Supplementary Firing Combustion (SFC), External Firing combustion (EFC) and alternating systems with Selective Exhaust Gas Recycle (S-EGR) and hybridization. The most common GTs used in Mexico: Mitsubishi (15%), Siemens (41%) and General Electric (GE) (44%) including M – 501 GAC, SGT6-8000H and GE7HA.01 models were evaluated in Thermoflex 26<sup>®</sup>. For these, Levelized Costs of Electricity (LCOE) of 31.46, 31.18 and 31.05 USD/MWh, respectively, were obtained. GE offers the lowest LCOE and the EGR system presented the lowest energy penalty when the CO<sub>2</sub> capture system was modeled in HYSYS V8.6<sup>®</sup>. Implementation of EGR helped to improve the energy efficiency of the NGCC and increased the content of CO<sub>2</sub> from 4.2 to 7.1 mol% at 40%EGR. Similarly, EGR helped to reduce the LCOE in the integrated system with CO<sub>2</sub> Capture by 10 USD/MWh.

© 2018 Elsevier Ltd. All rights reserved.

## 1. Introduction

Global warming and related environmental damage associated with emissions of CO<sub>2</sub>, the most significant greenhouse gas, have long been recognized to represent a potentially serious threat to the Earth's environment [1,2]. Mexico's CO<sub>2</sub> emissions profile is heavily skewed towards transport, which accounted for 32% of energy related emissions in 2013. This was followed by 25% from the power sector, 21% from the industrial sector, mainly cement manufacture, and 10% from the chemical and petrochemical industries. Meeting energy demand through electricity generation is of vital importance to Mexico [3]. According to [4] projections indicate future reliance on fossil fuels, specifically natural gas, and the need for high-efficiency systems. The study of electricity generation systems in Natural Gas Combined Cycle (NGCC) power plants is pertinent

due to increased generation in the Mexican sector. A total power generation of 54.902 MW was recorded in March 2015 (an approximate 10% increase compared to 2002). Fig. 1 shows the growth from January 2002 to March 2015. Renewables include nuclear, geothermal, wind, hydroelectric and photovoltaic. Coal includes pulverized coal and dual, and gas includes NGCC and turbogas.<sup>1</sup>

NGCC plants are characterized by their high levels of efficiency compared to other conventional technologies. NGCC is the predominant technology in the national energy grid, representing almost 35.6% (23,309 MW) of capacity and 49.6% (149,688 GWh) of the country's electricity generation [5]. In addition, and in accordance with national energy strategies for the electricity generation sector in Mexico, significant growth of new combined cycle plants is expected [5]. Economic growth in developing countries is closely linked to the increase in energy demand. Projections indicate

\* Corresponding author.

E-mail address: [jperez@iingen.unam.mx](mailto:jperez@iingen.unam.mx) (J. Pérez Sánchez).

<sup>1</sup> Data provided from Ref. [84].

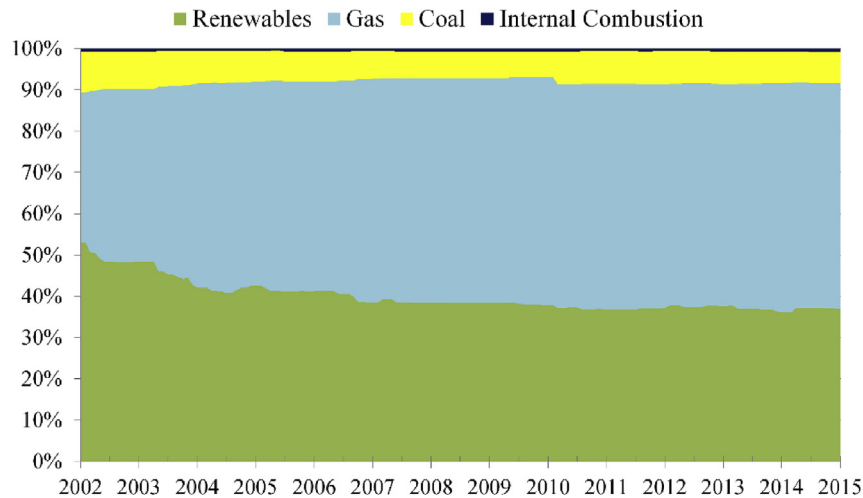


Fig. 1. % of electricity generation by fuel type in Mexico, 2002–2015.

reliance on fossil fuels. Energy use will continue to increase, although not necessarily in parallel with the development of new environmentally and economically efficient technologies. For this reason, and as the effects of pollution have become a concern (climate change), it is necessary to control the emissions of gases, such as CO<sub>2</sub>, in order to protect the environment.

One of the goals set by the Official Journal of the Federation (Spanish acronym DOF), is “the country assumes the indicative objective or aspirational goal of reducing emissions, by the year 2020, by thirty percent with respect to the baseline; as well as a fifty percent reduction in emissions by 2050 in relation to those issued in the year 2000.” [6]. This necessitates the integration of CO<sub>2</sub> capture systems in combined cycle plants within the concept of Clean Generation Technologies<sup>2</sup> [7]. Global warming and related environmental damage associated with emissions of CO<sub>2</sub>, the most significant greenhouse gas, have long been recognized to represent a potentially serious threat to the Earth’s environment [1,2]. CO<sub>2</sub> is mainly derived from the combustion of fossil fuels [8].

Carbon Capture and Storage (CCS) is one of the technologies available to reduce emissions of carbon in the global energy sector, according to the International Energy Agency (IEA) [9]. CCS is increasingly being employed as a process that can reduce CO<sub>2</sub> emissions and stabilize atmospheric concentrations of greenhouse gases. Another benefit of CCS, although limited, is its use for Enhanced Oil Recovery (EOR) [10]. In addition, novel processes of CO<sub>2</sub> utilization are being developed [11]. proposed a novel methanol production process to increase the CO<sub>2</sub> conversion rate of the overall process. Technologies such as chemical looping and gasification offer a low energy penalty but they have less mature post-combustion capture technology [12,13]. The most widely used commercial technology developed and implemented for CO<sub>2</sub> capture systems in power plants is amine-based absorption. Among the main disadvantages of this process is its high energy consumption during regeneration, resulting in a reduction in the net electrical efficiency of the generation system. This is due to the use of steam as a power source for regeneration. It has been reported that the coupling of capture plants can reduce overall power efficiency by 12–14% for thermal power plants using coal [14] and by about 15% for NGCC [15,16]. Thus the development of new solvents [17,18], the use and implementation of sensitive analytical tools to

improve design [19] and the optimization of capture processes coupled with generating plants are needed to reduce the energy penalty and costs of CO<sub>2</sub> capture [20,21] and achieve lower capital and operational expenditure [22] [23]. outlines the importance of determining a cost for CO<sub>2</sub> emissions to make low CO<sub>2</sub> emissions a viable option in the near future. The development of Carbon Capture and Storage (CCS) is subject to regional policy, the availability of resources and economic development, and the challenges and opportunities presented by carbon capture in energy production from gas turbines for Enhanced Oil Recovery (EOR) [24].

The Mexican government has decided to venture into CO<sub>2</sub> capture and sequestration technology as one of the measures to be considered in future greenhouse gas mitigation plans. For this reason, it has decided to create the Mexican CCUS Center (Centro Mexicano de Captura, Uso y Almacenamiento de CO<sub>2</sub>) [25,26]. This body will assess the uncertainties concerning the economic, environmental and social risks associated with the technology.

Some studies have assessed simulations of the NGCC process with post-combustion CO<sub>2</sub> capture. However these works have generally been carried out in conditions dissimilar to those in Mexico and do not implement detailed processes. Additionally, most of studies are for F-class turbines, which are obsolete compared to new high efficiency gas turbines [24,27–31]. The behavior of CO<sub>2</sub> capture technologies with amines in hot and tropical climates have not yet been studied and it of interest for Mexico to gain experience in this area. The technology needs to be studied in order to be implemented for one of the main sources of CO<sub>2</sub> emissions in Mexico.

In this context, among the new plants that are expected to be built over the short term in Mexico [32], the Poza Riza site was considered to have the potential to implement CO<sub>2</sub> capture with EOR for this study. The current work is the first industrial-scale comprehensive study for high efficiency turbines in environmental conditions relevant to Mexico. It will serve as a first reference for comparing a model that can estimate the experimental design and investment costs of this technology with the characteristics of Mexican electricity generation systems. The aim of this work is to develop an integrated model that considers the investment and design of a theoretical CO<sub>2</sub> capture plant coupled with an industrial NGCC.

The work will allow an industrial-scale simulation of the energy and economic requirements in an integrated process in Thermoflex 25 and Aspen Hysys 8.6, as well as the analysis of Levelized Cost Of

<sup>2</sup> Also called New Clean Generation (NCG).

Electricity (LCOE) by implementing this technology *in situ* (Poza Rica). The implementation of Exhaust Gas Recirculation (EGR) [33] in the system will be analyzed, which will contribute to a decrease in investment and a lower energy penalty resulting from CO<sub>2</sub> capture *in situ* [34]. In addition, the variation in the LCOE related to the increase in CO<sub>2</sub> concentration by using EGR will be analyzed. Such a model will allow the simulation of energy and economic requirements to establish policies for the development of this technology in Mexico. It will consider the specifics of its implementation in the country and the characteristics of the CO<sub>2</sub> capture process suitable considering geographical location, climate and type of fuel available.

## 2. Framework

Mapping of the combined cycle technologies operated by the Federal Electricity Commission (Comisión Federal de Electricidad, CFE) and Independent Power Producers (IPP) (Fig. 2) was conducted to identify the most common Gas Turbine (GT) suppliers in Mexico and their locations. It was observed that 41% of combined cycle plants are coupled with Siemens (SMS) GT. This is followed by General Electric (GE) with 29%, and Alstom and Mitsubishi (MH) with 15% each. Although it appears that the largest supplier of GTs in Mexico is Siemens, GE recently acquired Alstom Power [35], and consequently GE is now the clear leader with 44.5% of the production sector. There are currently only three participants in Mexico, namely Mitsubishi, Siemens and General Electric.

Over the last few years, some research has been carried out on the implementation of capture technology in the Mexican electricity sector. According to [36] the Gulf of Mexico region shows a unique synergy between the existence of major industrial CO<sub>2</sub> emitters and oil fields that will demand CO<sub>2</sub> for EOR practices [37]. mentions a clear trend towards clean energies, which include renewables, nuclear and efficient cogeneration and fossil fuel technologies with CCS. CCS is a mature technology that will be required

to be implemented in Mexico due to the recent commitment made by the government [37] to support NGCC as the country's main generation technology; according to [20,21] the optimization of capture processes coupled with generating plants is needed to reduce the energy penalty and costs of CO<sub>2</sub> capture to achieve high efficiency systems with near-zero emissions. According to [38], Carbon Capture, Use and Storage (CCUS) could be feasible where fossil fuel-power plants are close to oil and gas reservoirs where EOR technologies are applicable.

## 3. General process description

### 3.1. NGCC

Combined cycle technology requires the generation of electricity with a GT. Fig. 3 shows the simplified flow diagram of a combined cycle system based on Natural Gas (NG), where ambient air is compressed to approximately 30 kg/cm<sup>2</sup> in a centrifugal or axial compressor coupled to the turbine shaft and is then mixed with NG pressurized in the combustion chamber. The air-fuel mixture is burned, and the hot combustion gases are expanded through a turbine to generate electricity. Net power generated by the turbine is defined as the expansion turbine power minus the power required to drive the air compressor. The low-pressure flue gases leaving the GT still contain a considerable energy as heat, which is recovered in a Heat Recovery Steam Generator (HRSG). Steam generated in the HRSG is used to drive a Steam Turbine (ST) to produce additional electricity. The combination of GT (Brayton cycle) and ST (Rankine cycle), is defined as a NGCC, and the net efficiency is about 50–55% (compared to 35–40% for conventional Pulverized Carbon (PC)).

### 3.2. CO<sub>2</sub> capture

At present, chemical absorption by amines is the leading



Fig. 2. Location of CFE's combined cycle power plants in Mexico by operation zone.

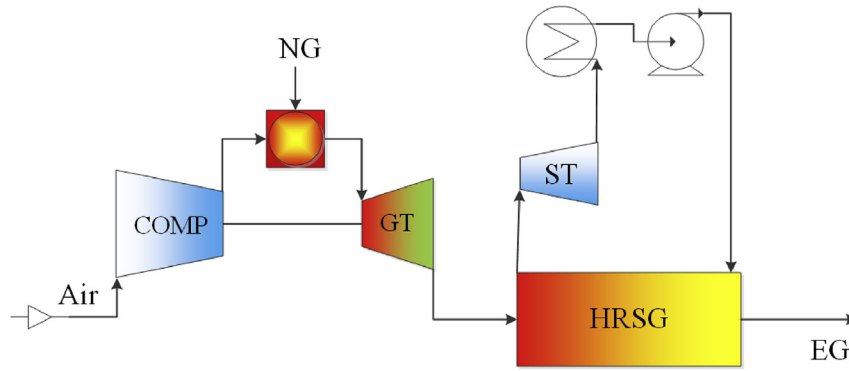


Fig. 3. Simplified flow diagram of a NGCC.

technology for the capture of CO<sub>2</sub> from combustion gases [39]. This method has been used for decades to separate CO<sub>2</sub> from gas streams in industry and is considered a mature technology. The process is shown schematically in Fig. 4. The absorption process is based on an aqueous solution with 30% by weight of monoethanolamine (MEA) as the active ingredient [40]. Its fundamental principle is an exothermic, reversible reaction between the weak acid (e.g. CO<sub>2</sub>) and a weak base (e.g. MEA) to form a soluble salt [41].

Before coming into contact with the solvent, the flue gas of a power cycle needs to be cooled to a temperature suitable for efficient CO<sub>2</sub> absorption by the solvent (32–50 °C) since it is an exothermic reaction [41]. This is pumped through an absorption column in which the CO<sub>2</sub> is mixed with the absorbent at temperatures between 40 and 60 °C. This stream is called rich amine because it contains the captured CO<sub>2</sub>. Subsequently the rich amine is pumped to the top of a stripper column. In this column, heat is used to release CO<sub>2</sub> from the amine. Amine regeneration is carried out between 100 and 140 °C. This heat is obtained from the steam that is extracted from the power cycle. A small boiler is used to deliver the regeneration energy without the need for steam extraction [42] or by the application of renewable energy sources [43]. The pressure of the regeneration process is limited by the amine used in the capture once it degrades. The emission of amines and amine degradation products is a complex phenomenon which is difficult to predict in novel solvents [44], and for this reason it is important to build a pilot scale capture plant in Mexico. The separated gas stream contains a mixture of CO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub>O. The water is

recovered using a condenser, and the CO<sub>2</sub> is then pressurized for transportation. During the process the lean amine without CO<sub>2</sub> (regenerated amine) transfers heat to the rich amine in a cross-flow heat exchanger.

However, according to economic analysis carried out by the United States Department of Energy (DOE) [31], using the conventional amine post-combustion process to capture CO<sub>2</sub> is an expensive proposition. For example, in one estimate the DOE presented a post-combustion system using amines to capture 90% of the CO<sub>2</sub> in the flue gas of a NGCC power plant, which resulted in a 45% increase in the cost of electricity. One of the main disadvantages is the diluted concentration of CO<sub>2</sub> in the combustion gases (typically 4% mol, while the coal combustion process gives 14% mol) [45]. The dilution of CO<sub>2</sub> in NGCC complicates the capture step compared to larger CO<sub>2</sub> concentrations in flue gas. Studies have shown that the minimum energy required for CO<sub>2</sub> separation is subsequently higher [46,47], and the cost per ton of CO<sub>2</sub> is higher than for flue gas derived from coal [40]. The solvents are generally amine based, but alternatives such as potassium carbonate-based processes are also being developed [48].

There are some key variables involved in reducing the cost of investment, including: reduction of energy consumption in the regeneration system, the absorption tower height, increased capacity for the capture of CO<sub>2</sub> for some amine-based solvents and the type of packing utilized. Generally, studies have been conducted in developed countries with cold climates at International Organization for Standardization (ISO) conditions. The behavior of

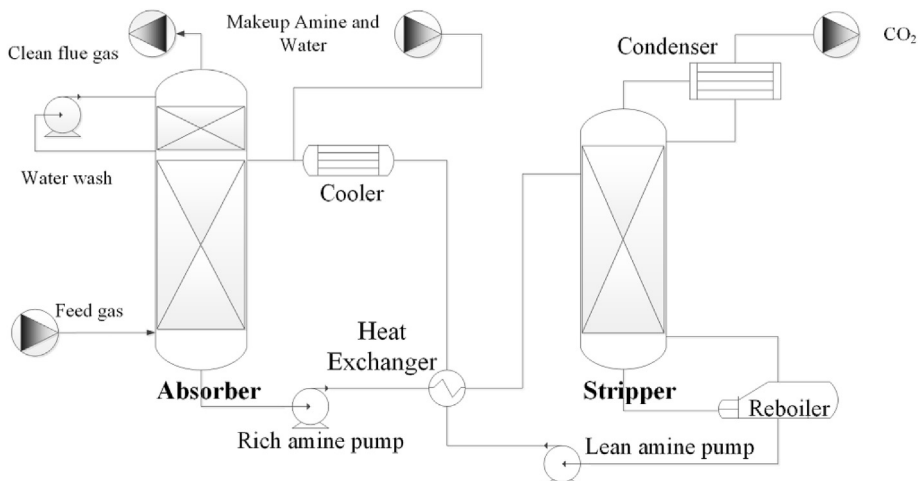


Fig. 4. Schematic representation of the process of CO<sub>2</sub> absorption from combustion gas, according to [41].



CO<sub>2</sub> capture with amines in hot and tropical climates has not yet been studied and it of interest for Mexico to gain experience in this area. Additionally, there are new trends in NGCC that promote the implementation and development of intermittent wind and solar energy systems. These could reduce the energy penalty through their implementation in the CO<sub>2</sub> capture system, as well as confer improvements in efficiency by hybridization with renewable sources [20,21].

### 3.3. Technologies to increase the CO<sub>2</sub> content

Existing technologies [49,50] available to increase the CO<sub>2</sub> content in the exhaust gases from NGCC include:

**Exhaust Gas Recirculation (EGR):** A method for increasing CO<sub>2</sub> concentration in the gas stream at the inlet of chemical absorption units, which, simultaneously, can reduce the corresponding volume flow.

**Gas Turbine Humidification (EvGT):** When water or steam is introduced to the cycle, part of the air is effectively replaced by steam. Since steam may be easily separated from exhaust gas by condensation, gas turbine humidification may have a higher CO<sub>2</sub> concentration than the conventional gas turbine cycle, which would favor the CO<sub>2</sub> capture process by chemical absorption.

**Supplementary Fired Gas Turbine Cycle (SFC):** The major difference between SFC and the conventional combined cycle is the presence of a secondary combustion unit at the exit of the gas turbine when SFC is used. By burning additional fuel, exhaust gas is re-heated and sent to a heat recovery steam generator (HRSG) to generate steam for the bottoming cycle.

**Externally fired gas turbine cycle (EFC):** Whereas in conventional gas turbines the compressed air-fuel mixture is burned in the combustor and subsequently expanded in the turbine, the combustion gases do not pass through the turbine in an externally fired gas turbine cycle. Heat from the hot exhaust gas is transferred to the compressed air in an indirect contact heat exchanger. Since the power generation and combustion units are separated, it may not be necessary to keep the combustion at high excess air levels as is the case for conventional gas turbines. Hence, the flue gases can be less dilute, resulting in lower volumes to treat in an amine scrubber and an increased CO<sub>2</sub> concentration in EG.

**Selective Exhaust Gas Recycling with a Membrane (S-EGR):** In this scheme, a portion of the exhaust gas leaving the HRSG is recycled in a manner similar to conventional exhaust gas recycling. However, instead of sending the recycled flue gas directly to the inlet of the feed air compressor, it passes to one side of a membrane separator. Air is passed counter-currently to the flue gas on the other side of this membrane. Since the membrane is selective for CO<sub>2</sub> over oxygen and nitrogen, CO<sub>2</sub> permeates into the air stream, which is then sent to the feed compressor. Instead of mixing un-separated flue gas with the air stream (as EGR does), this system selectively recycles the CO<sub>2</sub> from the flue gas.

Comparisons were made to select the most efficient technology for implementation *in situ*. For NGCC and NGCC-CCS information was taken from base case 13 and 14 [31]. Information on technologies of exhaust gas recirculation such as: EGR, EvGT, SFC, EFC was taken from Ref. [51] and for S-EGR from Ref. [50].<sup>3</sup>

Fig. 5 shows the compilation of net theoretical efficiencies for NGCC with CO<sub>2</sub> capture and the different technologies available for increasing CO<sub>2</sub> concentration in exhaust gas as mentioned

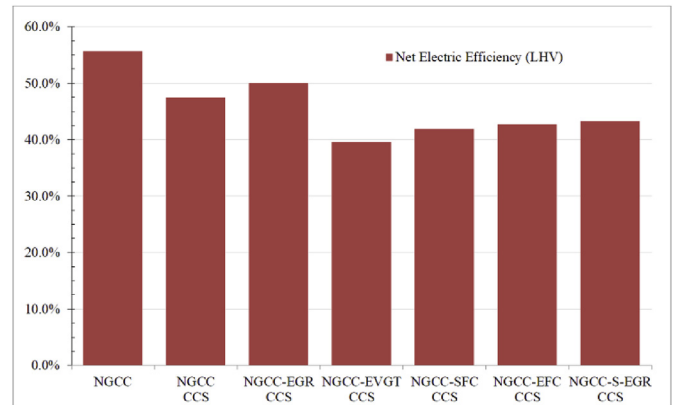


Fig. 5. Electrical efficiencies with different cycles taken into consideration, based on the performance values for the NGCC and CCS cases from Ref. [31].

previously. The variation in the electrical efficiency for each case is evident. NGCC has an efficiency of 55.7%, while if a CO<sub>2</sub> capture system is implemented the efficiency falls 8.2% points, representing an efficiency of 47.5. The scenario with the lowest penalty in net efficiency for the schemes presented with CO<sub>2</sub> capture is exhaust gas recirculation, which has an efficiency of 50.08% (Fig. 6 shows the simplified diagram). This is followed by S-EGR with 43.4%, EFC with 42.73%, SFC with 41.8% and finally EvGT with 39.6%. It should be noted that only EGR represents an improvement over the base case with CO<sub>2</sub> capture, with an increase in 2.6% points, representing an improvement in the capture system. The results also show that the efficiency of NGCC with EGR will always be greater than that of a NGCC-CCS [52,53].

Some studies [51,52] have analyzed the effects of exhaust gas recirculation in NGCC under ISO conditions. In the present study the EGR scheme (Fig. 6) was considered in order to increase the CO<sub>2</sub> content in flue gases for a NGCC using NG as fuel. This scheme can be applied *in situ* and decreases the regeneration heat duty, decreasing the dimensions of the CO<sub>2</sub> capture system.

#### 3.3.1. Exhaust gas recirculation

Exhaust gas recirculation is viewed as an enabling technology to increase the CO<sub>2</sub> concentration of the flue gas stream of gas fueled power plants [54]. The additional components and considerations needed to operate EGR in a generation system are: a split at the end the EG stream to allow it to be recycled; use of a booster fan to increase the pressure before passing it through a Direct Contact Cooler (DCC)<sup>4</sup>; cooling of the flue gas as much as is practicable since warm air derates the gas turbine. The water droplets in the gas are removed by means of a moisture separator before mixing with fresh air from the atmosphere to produce combustion air for the GTs [55]. The EGR ratio is defined as:

$$EGR = \frac{\text{Volume flow of recirculated exhaust gas}}{\text{Volume flow of exhaust gas}} \Bigg|_{\text{after condensation}} \quad (1)$$

The EGR ratio in the NGCC was simulated at 0–40% in accordance with [49]. A typical GT combustor should normally have a

<sup>3</sup> Where two advanced F Class turbines producing 555 MWe net power were studied. The EGR, EvGT, SFC, and EFC were taken from (Li et al., 2011a) and S-EGR from (Merkel et al., 2013). All values are for absorption by amine with 90% CO<sub>2</sub> capture from combustion gases.

<sup>4</sup> The DCC is a column which utilizes cooling water sprayed over a bed of stainless steel structured packing through which the flue gas rises. The cooling water is circulated through a heat exchanger, to remove waste heat to the cooling towers. Any water vapour which condenses during this process is removed from the circulating system at the suction side of the circulating pump [55]. A DCC is considerably cheaper and more efficient than an indirect cooler [85].

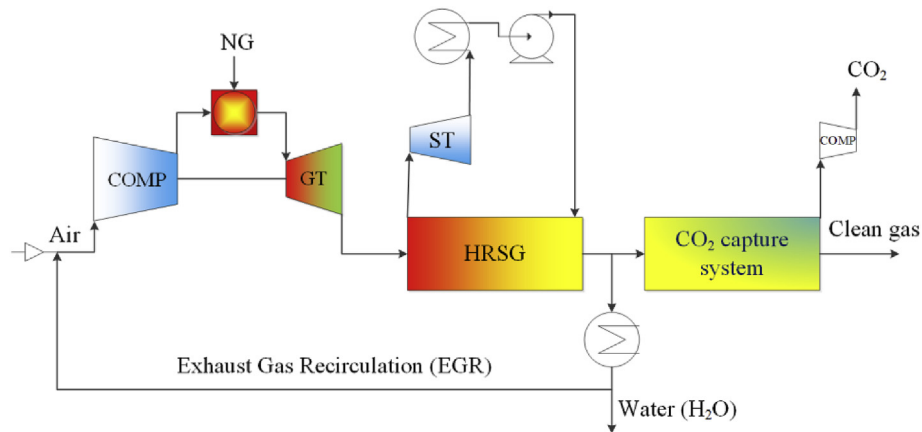


Fig. 6. Simplified diagram of NGCC with EGR and CO<sub>2</sub> capture, [50].

stable combustion air oxygen concentration of at least 16–18%.

#### 4. Methodology

The complete system was modeled in three stages. Firstly, a NGCC with an approximate capacity of 400 MW in a single train (1 × 1) was proposed by GT-PRO, Thermoflow V25, as the most advanced technology of the main suppliers of gas turbines tested so far in this study in Mexico. The utilization of Thermoflow (GT-PRO) allows detailed design data including the main plant components' geometry, materials and process flowsheets to be obtained. In addition, it provides reliable steady-state full-load and part-load performance data of the plant, for both the GT and steam cycle. These data reflect the current technology performance of the power plant and have been considered as a reliable source of plant performance under off-design loads in the literature [56]. Gas turbines 501 GAC by MHI, SGT6-8000H by SMS and 7HA.01 by GE were selected in order to assess the performance of each supplier and to be able to compare gas composition and the overnight investment cost of each power plant. This was carried out under ISO conditions: 1 bar pressure, 60% RH and 15 °C ambient temperature. Conditions were adjusted to reflect *in situ* conditions in Poza Rica (1,007 bar, 87% RH, 24.4 °C) for each model. This was representative of the new plants that are expected to be built over the short term in Mexico [32]. The characterization of fuel (composition given in Table 3 of the Appendix) was typical for a NG plant in Mexico and was in accordance with the methodology developed in Refs. [29,57]. The key performance data at design load for each NGCC are shown in Fig. 8. This allowed identification of the GT or technology that delivered the best LCOE, to advance to the next stage, in which the EGR system was integrated.

Once the GT model that offered the best LCOE *in situ* was identified, this model was extrapolated in Thermoflex to have greater flexibility in handling components. The scheme of EGR was proposed in Thermoflex in 'off-design mode' and was evaluated with EGR at 10%, 20%, 30% and 40%, for which, the exhaust gases and performance data were obtained for each case. Thirdly, the EG data obtained by Thermoflex was used as input data for HYSYS. CO<sub>2</sub> capture was then modeled in Aspen Hysys V8.6. Warudkar identified that operating the regeneration process at high pressure results in major reductions in steam consumption for regeneration of the amine using MEA for the capture of CO<sub>2</sub> [58]. This process was carried out at a pressure of 200 kPa, using known technical dimensions for the CO<sub>2</sub> capture system at 100% load (*in situ* conditions). Subsequently the capture system was evaluated with EGR at

10%, 20%, 30% and 40% in the GT and estimates were made of the capture system cost for each case under EGR conditions. EGR was implemented to increase the CO<sub>2</sub> concentration in the NGCC plant exhaust from 4.2%mol to 7.05%mol of CO<sub>2</sub>. Such a difference in partial pressure of CO<sub>2</sub> in the flue gas will have a beneficial effect on the energy requirements of the capture process and in turn save capital and operational costs of CO<sub>2</sub> capture equipment [59]. The resulting drop in oxygen concentration may also reduce amine losses due to carryover and oxidation.

The data obtained in the HYSYS simulation, such as unit thermal demand, as well as electrical energy required by the CO<sub>2</sub> capture system were integrated into the Thermoflex model. In order to integrate the thermal demand of the capture system into the model, a process component was used. Since the Low Pressure (LP) steam generated by the HRSGs is not sufficient to satisfy the requirement of the regenerator reboiler, LP steam extraction (3.689 bar) from the crossover of the Intermediate-Pressure (IP)/LP modules of the ST appears to be necessary to meet the process demand. Mixing LP steam directed to the reboiler is successively cooled with feed water extraction of the IP economizer. These streams arrive at the process component and the thermal demand of the capture process is established. This parameter allowed the energy used in the CO<sub>2</sub> capture process to be adjusted (data from HYSYS). Subsequently, the results of this process were reintegrated into the generation system, in accordance with [60]. The aforementioned steps were carried out to obtain an integral performance of the system for generation with CO<sub>2</sub> capture, and gave a better representation of the process in the energy balance. Fig. 7 shows the development of the methodology presented above in a flow sheet diagram. The calculation of the LCOE was performed considering it an integrated system.

##### 4.1. NGCC modelling and cost

Models for each case were developed using GT PRO and Thermoflex<sup>5</sup> software by Thermoflow, Inc [61], for thermodynamic process simulation models. All of the NGCC cases were modeled using GT PRO by selecting the appropriate gas turbine model from the GT PRO data library of machine performance specifications and according to on-site conditions in Mexico. The models for the three

<sup>5</sup> Thermoflex is a software package for the design and simulation of power generation plants. Thermoflow's fully-flexible heat balance and engineering calculation program allows design calculations and off-design simulation in a given mode. Thermoflex models are based on manufacturer's data.

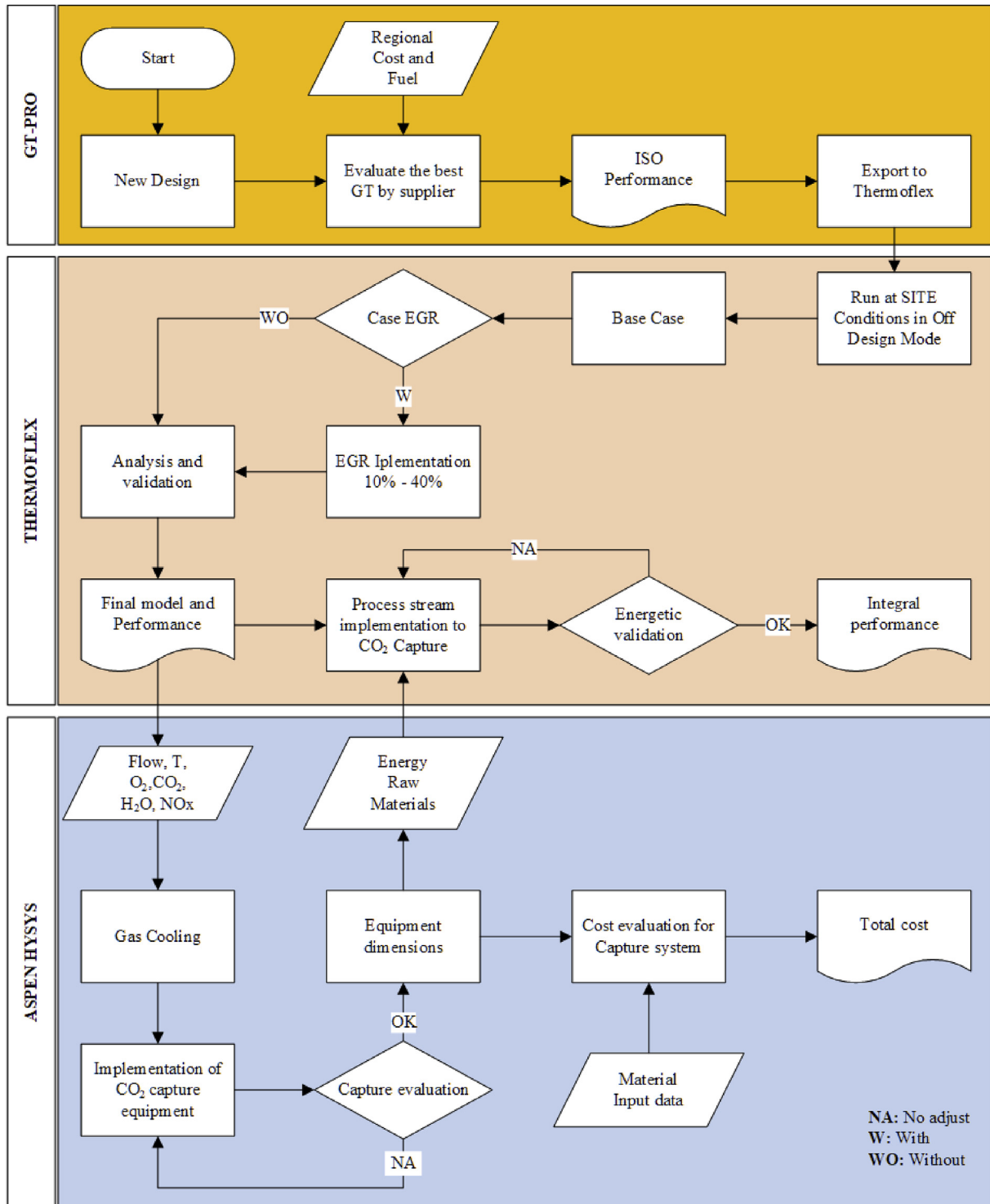


Fig. 7. Methodology flowsheet.

main commercial suppliers of State-Of-the-Art (SOA) technologies were used with an approximate capacity of 400 MW in a single train ( $1 \times 1$ ). Mitsubishi 501 GAC (Physical Model #542 in GT PRO) gas turbine data. The other cases used Siemens SGT6-8000H (Physical Model #536) and GE 7HA.01 (Physical Model #526). The performance for the SOA gas turbines was available from information published by the original equipment manufacturers. All

performance data presented refer to plants operating at nominal base-load, “new and clean” conditions.

The costs of the NGCCs above were obtained using PEACE software which has a built-in cost library for each supplier. This contains all the necessary components for the simulation of conventional power plants. The PEACE library is constantly updated to give reliable reference data according to [62,63].

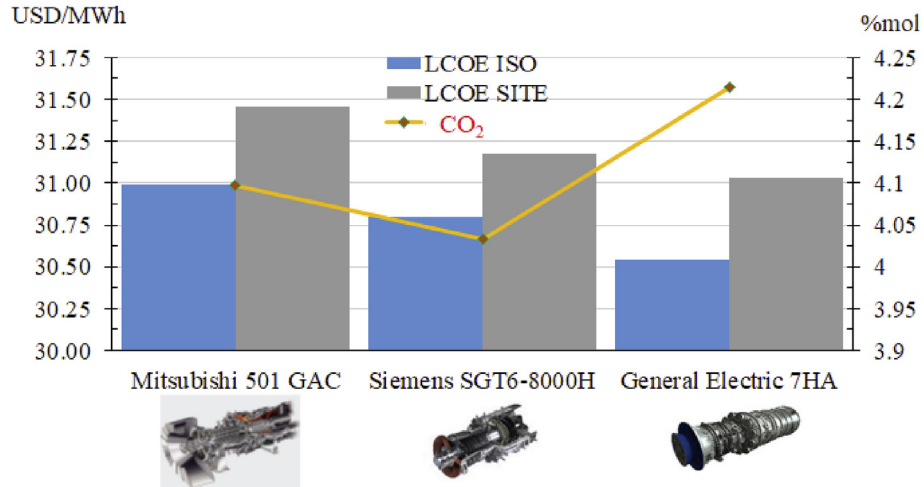


Fig. 8. Comparison of the main technologies of GT in Mexico (Poza Rica conditions).

4.2. CCS modelling and cost

The model incorporated the acid gas property package rather than the equilibrium-based amine package. The acid gas property package is part of the integral functionality of Aspen HYSYS and is based on electrolyte non-random two liquid settings (Electrolyte NRTL) with all the necessary aqueous-phase equilibrium and kinetics reactions required for rigorous calculations of the process [64]. The model used for the vapour phase properties was the Peng–Robison equation of state. The principal reactions involved in the reaction chemistry were as defined in the literature [41] and are as follows (see Table 1):

The exhaust gas data from the GT model was used as the feed for this model. The process design of the packed absorber and stripper is not straightforward. It requires hit and miss trial procedures until the optimum design variables that can meet the specific design conditions and/or targets are arrived at. The capture process was optimized, where the objective was to minimize the energy required for the regeneration of the amine (MEA). This was carried out by varying only the amine flow (L/G ratio) in the process, with the following restrictions:

- Solution of 30%wt of MEA
- ΔT of 10 °C was fixed in the heat exchanger, between the currents leaving the pump of the absorber and the stream entering the solution cooler.

4.2.1. Cost of CCS equipment

The methodology and boundary conditions developed in the study enabled estimates of the capital costs of the major pieces of equipment in the process. Subsequently the integral LCOE of an

Table 1  
Principal reactions involved.

Reactions	Reaction Type	Reaction number
$H_2O + MEAH^+ \leftrightarrow MEA + H_3O^+$	Equilibrium	(1)
$2H_2 \leftrightarrow H_3O^+ + OH^-$	Equilibrium	(2)
$HCO_3^- + H_2O \leftrightarrow CO_3^{2-} + H_3O^+$	Equilibrium	(3)
$CO_2 + OH^- \rightarrow HCO_3^-$	Kinetically	(4)
$HCO_3^- \rightarrow CO_2 + OH^-$	Kinetically	(5)
$MEA + CO_2 + H_2O \rightarrow MECOO^- + H_3O^+$	Kinetically	(6)
$MecOO^- + H_3O^+ \rightarrow MEA + CO_2 + H_2O$	Kinetically	(7)

NGCC power plant with CO<sub>2</sub> capture, for different ratios of EGR (10–40%) in Poza Rica,<sup>6</sup> were identified.

The dimensions obtained from Aspen HYSYS together with the maximum allowable stress specified by the ASME Boiler and Pressure Vessel (BPV) code were used to calculate the thickness of these and other pieces of equipment (SS316) at the design temperature (150 °C), allowing for suitable safety factors. The properties for establishing maximum allowable stress values were taken from ASME BPV Code Section II Part D.

The capital cost estimates for chemical process plant were based on an estimate of the purchase cost of the major equipment in the process (absorber, heat exchanger, stripper, pumps, reboiler, packing, condenser, compression and tanks). These are accurate to within ±30% and such estimates are typically used for class 4 preliminary feasibility analysis, in accordance with The Association for the Advancement of Cost Estimating International (AACE International).

After resolving mass and energy balances and equipment sizing in ASPEN HYSYS, the purchased equipment cost was calculated using the power correlations developed by Guthrie<sup>7</sup> (1969) and Lang Factors (1948). The fixed capital cost of a plant is given as the summation of the cost of each piece of equipment as given by:

$$C = \sum_{i=1}^{i=M} C_{e,i,CS} \left[ (1 + f_p) f_m + (f_{er} + f_{el} + f_i + f_c + f_s + f_l) \right] \quad (2)$$

where:

- $C_{e,i,CS}$  = purchased equipment cost of equipment *i* in carbon steel;
- M* = total number of pieces of equipment;
- $f_p$  = installation factor for piping;
- $f_{er}$  = installation factor for equipment erection;
- $f_{el}$  = installation factor for electrical work;
- $f_i$  = installation factor for instrumentation and process control;
- $f_c$  = installation factor for civil engineering work;
- $f_s$  = installation factor for structures and buildings;
- $f_l$  = installation factor for lagging, insulation, or paint;

<sup>6</sup> As reference, the cost per ton of high pressure steam produced is 25.53 USD/t [86].

<sup>7</sup> Guthrie's detailed method of cost estimation, the installation, piping, and instrumentation costs for each piece of equipment were calculated separately.

**Table 2**  
Cost of the CO<sub>2</sub> capture plant to treat gases of the NGCC.

Description	Unit	NGCC CCS	NGCC CCS 10%EGR	NGCC CCS 20%EGR	NGCC CCS 30%EGR	NGCC CCS 40%EGR
CAPEX	MMUSD 2017	628.763	526.358	487.235	457.690	419.655
OPEX	MMUSD 2017	19.986	17.458	16.521	15.706	14.631
Fix Cost <sup>a</sup>	MMUSD 2017	15.719	13.159	12.181	11.442	10.491
Variable Cost <sup>b</sup>	MMUSD 2017	4.266	4.299	4.340	4.263	4.140
Total	MMUSD 2017	648.748	543.816	503.756	473.395	434.286

<sup>a</sup> Fix cost is 2.5% of CAPEX according with [74].

<sup>b</sup> Cost of MEA = 1200 USD/t, Waste Treatment Cost = 100 USD/t. Cost Additives = 20% of the cost of MEA according to [87].

$f_m$  = installation factor for material,  $f_m$  should change for different carbon steel.

Typical values of the material factors for common engineering alloys are given in Table 5 in accordance with [65]. The factor used in this study was 1.3 [66]. recommend the use of SS316 for MEA solution at 30% weight due to its much higher corrosion resistance.

The total equipment cost was updated applying the composite index used in the United States process plant industry, the Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI), which was 571.9.<sup>8</sup> This is one of the three major cost estimation indices for chemical plants and is in the mid-range [67]. The overnight capital investment of the power generation facility of each technology was obtained by PEACE of Thermoflex,<sup>9</sup> which has a model library containing all the components necessary for the simulation of conventional power plants and regional costs for Mexico. Similarly, the additional cost due to EGR (direct contact cooler, fan and duct work) was accounted for in the overnight equipment cost C, for each EGR case.

#### 4.2.2. Levelized cost of electricity (LCOE)

The LCOE for the integrated NGCC power plant with CO<sub>2</sub> capture was calculated by dividing the total annualized plant cost (\$/yr) by the net electricity generated (MWh/yr). According to [68,69] the useful life for a NGCC varies between 25 and 30 years, and for CO<sub>2</sub> Capture system it is taken to be 20 years [70]. As it is an integrated process, a useful life of 20 years was assumed. The default plant capacity factor was set at 85% in accordance with [47,71]. Operation under full load for 8760 h per year was assumed, in accordance with [46,47]. The baseline natural gas price used in this report was 2.53 (\$/MMBtu) (April 2017) [72] and excludes local taxes. This was used as the starting point to compare the economic advantages and disadvantages for the site (see Appendix), with a real rate of 12% return on own capital.

#### 4.2.3. Operational costs

Performance and cost data from recent studies of generation systems with and without post-combustion capture formed the basis of the current cost estimates [27,31,67,73].

An assumption of 2.5% of Capital Expenditure (CAPEX) [74] was used to determine the fixed cost of the CO<sub>2</sub> capture plant. This value is applied to the cost of early commercial CCS projects. According to Costs and Benchmarks for the Development of Investment Projects in the Mexican electricity sector (Spanish acronym COPAR) [69] a value of 1571 (\$/MW-yr) for H-class with net capacity (~400 MW) is recommended. These values were added using the same units to obtain the Fixed Operating and Maintenance cost (FOM) integrated value.

<sup>8</sup> Year average for 2017.

<sup>9</sup> Cost by PEACE (Plant Engineering and Construction Estimator) of Thermoflex 26<sup>®</sup>. PEACE performs preliminary engineering calculations to determine the weights, dimensions, and costs of the components needed to achieve the heat balance design.

For the CCS variable cost, the study considered raw materials, treatment and disposal of waste. The assumptions were: \$1200 USD/t<sub>MEA</sub>, waste treatment \$100 (USD/t), Nominal MEA make-up (1.5 kg/tCO<sub>2</sub> for MEA) [75]. According to [69] the variable cost is 2.73 (\$/MWh). These values were added using the same system of units to obtain the variable operating and maintenance cost (VOM) integrated value.

## 5. Results and discussion

The resulting mass and energy balance data from the GT-PRO and Thermoflex models were used to size major pieces of equipment and capital and operating costs for each case were obtained in accordance with COPAR. The result for LCOE is shown in Fig. 8. If a NGCC is operated outside of ISO conditions, the cycle efficiency would be expected to decrease, increasing the LCOE *in situ*. In the case of MHI, SMS and GE technologies, the increase presented in the LCOE is 1.5, 1.2 and 1.6%, respectively. This indicates that GE's NGCC provides the best *in situ* LCOE, with exhaust gases containing a higher concentration of CO<sub>2</sub>, promoting the implementation of the capture system.

The above results led to the selection of the GE's NGCC<sup>10</sup> as the preferred technology. The different cases of NGCC with CCS and EGR (10–40%) were simulated to obtain the mass flows and dimensions and enabled determination of the performance of the CO<sub>2</sub> capture system. Table 2 shows the costs of the capture system. This allows the techno-economic evaluation to be carried out for the use of the CO<sub>2</sub> capture technology, which is coupled with the CO<sub>2</sub> capture system, to obtain raw material, energy requirements, as well as costs (Figs. 9–11).

The implementation of the EGR system helped to reduce exhaust gases, causing the total cost of the capture system to be reduced by 16% for 10% EGR. Subsequently, each 10% increase in EGR reduced the total cost by 5% on average. Fig. 9 shows the decrease in the main mass flows, such as gas flow, MEA and cooling water, as well as the total cost of the CO<sub>2</sub> capture system.

Dimensions vary considerably due to the fact that the exhaust gas flow rate decreases as a consequence of gas recirculation in the NGCC. Similarly, in Fig. 10, the molar variation in concentration of the exhaust gases entering the capture system is shown, indicating an increase in CO<sub>2</sub> concentration (approximately 4–7 mol%) and a decrease in O<sub>2</sub> concentration (from 11.5 to 6.5 mol%), causing a decrease in specific reboiler duty ( $Q_{unit}$ ). Typical specific reboiler duties vary from 3.3 to 3.7 GJ/tCO<sub>2</sub> and the initial value is concordant with the literature [52,76], from which values of 3.61 GJ/tCO<sub>2</sub> for the NGCC-CCS were obtained. This shows a small reduction in  $Q_{unit}$ , to 3.52 GJ/CO<sub>2</sub> for NGCC-CCS (40%EGR), but a significant decrease in the LCOE (a reduction of 16% for NGCC-CCS), as shown in Fig. 11.

The NGCC performance shows a net electrical yield of 59.3% *in*

<sup>10</sup> Performance is shown in Table 4 in Appendix.

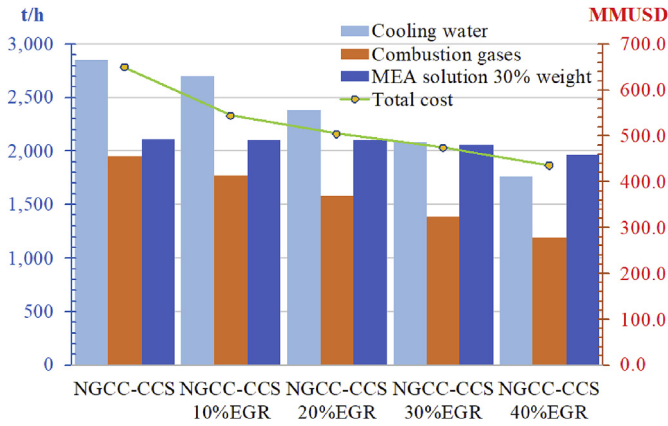


Fig. 9. Total cost of the capture system with mass flow decrease.

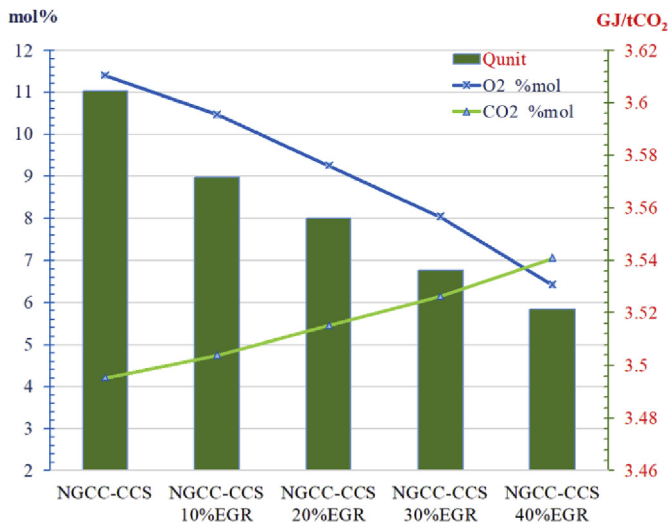


Fig. 10. Molar concentration variation in exhaust gas vs heat duty in Capture system.

situ, which is a value within the range of large modern NGCC power plants [77]. The net electrical efficiency penalty obtained for the MEA is 9.2% points and is in accordance with [78]. This is mainly

due to the lower output power of the steam turbine, but also additional auxiliary services. According to [46,57,79] “the estimated cost of CO<sub>2</sub> capture increases the cost of electricity production by 50–90% for NGCC”. However, the LCOE depends on technology type, fuel used and region. This work has preliminary feasibility analysis with variation within the range ±30%. According to [80,81], in recent studies the LCOE for NGCC with post-combustion capture varies from 63 to 122 USD/MWh, which agrees with the value obtained in the present work (63.46 USD/MWh). The implementation of the EGR system helped reduce the LCOE for the capture cases. The main factors that led to this reduction in LCOE in EGR systems are the different contributions to the total energy consumption of the CO<sub>2</sub> capture plant. As explained earlier, the Q<sub>unit</sub> is reduced by the use of EGR. Since gas flow is driven down, the electrical requirements are lower for the booster fan, and likewise for the MEA and water feed pumps.

Finally, Fig. 11 shows the comparison of LCOE with Specific Primary Energy Consumption for CO<sub>2</sub> Avoided (SPECCA), a measure of energy consumption related to CO<sub>2</sub> capture. This is consistent with [78,82] for the CCS base case. The SPECCA value for NGCC-CCS is 3.68 GJ/tCO<sub>2</sub>. When compared with the 40%EGR case, a value of 3.18 GJ/tCO<sub>2</sub> was obtained (25% lower).

### 6. Conclusion

The results obtained in this study support the use of the methodology for the evaluation of NGCC technologies in Mexico. This can be used in the future for the generation of electricity to obtain a theoretical reference cost. In the present work an integrated model of a NGCC coupled to a CO<sub>2</sub> capture plant with EGR was successfully applied to obtain the required dimensions of equipment of the CO<sub>2</sub> capture system and also to determine the LCOE *in situ* for each case. The results show an increase in LCOE for CCS use of 32.94 USD/MWh and the different LCOEs in the EGR by coupling to NGCC-CCS. Here there was a decrease of up to 10 USD/MW in LCOE for the use of 40%EGR. Moreover, the Q<sub>unit</sub> in the stripper was reduced by 2% for the use of 40%EGR with respect to the CCS, due to the increase of the CO<sub>2</sub> concentration for the use of the EGR system in the NGCC. Furthermore, the minimum SPECCA is 3.18 GJ/tCO<sub>2</sub> for 40%EGR, compared to 3.68 GJ/tCO<sub>2</sub> for NGCC-CCS. EGR is a technology that can support the integration of CO<sub>2</sub> capture in the Mexican sector in parallel with the use of CO<sub>2</sub> for EOR in mature fields.

Recently, the use of clean technologies has been promoted by

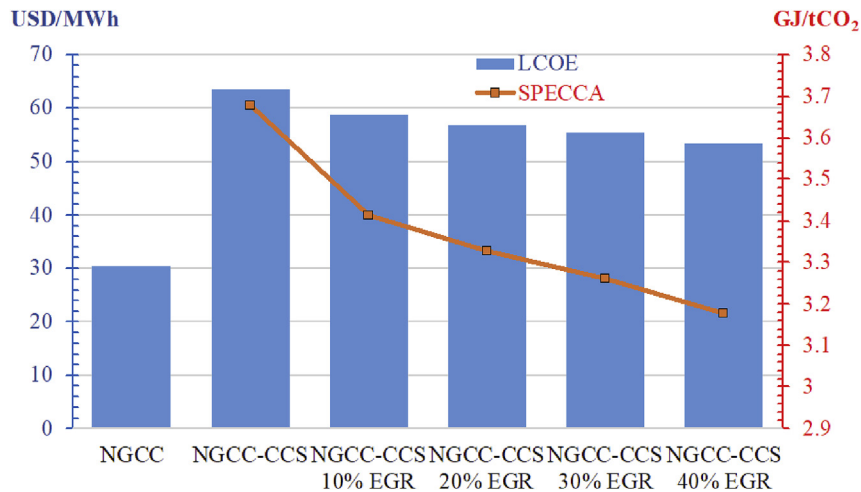


Fig. 11. LCOE comparison for NGCC with CO<sub>2</sub> capture and EGR with SPECCA.

conferring Certificates of Clean Energies (Spanish acronym CEL) in Mexico, and CO<sub>2</sub> Capture technologies fall into this category. Over the short term there is an incentive for Mexico to implement these types of technologies, but further greenhouse gases reduction mechanisms are necessary for CO<sub>2</sub> capture. It is recommended the work developed here is used to support the generation of new public policies in the country.

## Acknowledgments

The authors wish to acknowledge the support provided by National Council for Science and Technology (CONACyT), the Engineering Institute of UNAM and the National Institute of Electricity and Clean Energy (Spanish acronym INEEL).

## Appendix

Levelized cost of electricity

$$LCOE = \frac{(TCC)(FCF) + (FOM)}{(CF)(8760)(MW)} + VOM + HR(FC) \quad (3)$$

where LCOE = levelized cost of electricity (\$/MWh), TCC = total capital cost, FCF = fixed charge factor (fraction/yr), FOM = fixed operating and maintenance (O&M) costs (\$/yr), VOM = variable non-fuel O&M costs (\$/MWh), HR = net power plant heat rate (MJ/MWh), FC = unit fuel cost (\$/MJ), CF = plant capacity factor (fraction), 8760 = operation under full load in hours per year, and MW = net plant capacity (MW).

All of the parameters in Equation (3) represent their “levelized” values over the life of the power plant. These are numerically the same as the first-year cost of electricity for the particular case where costs are expressed in dollars and all parameter values remain constant over the life of the plant. In all other cases, a series of “levelization factors” can be applied to first-year values to obtain levelized values. See Ref. [83].

**Table 3**  
NG Fuel composition used in simulation.

Parameter	Formula	Value %vol
Methane	CH <sub>4</sub>	93.476
Ethane	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	4.9048
Propane	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.5653
n-Butane	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.0639
i-Butane	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.0793
n-Pentane	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.0012
i-Pentane	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.0039
Hexane	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0.0049
Nitrogen	N <sub>2</sub>	0.3464
Carbon Dioxide	CO <sub>2</sub>	0.5534
Calorific value	kJ/kg	48,753.81

**Table 4**  
Performance of NGCC with GE turbine.

Variable	Unit	LHV
Gross power	MW	385.5
Net power	MW	375.8
Gross electric efficiency	[%]	60.86
Net electric efficiency	[%]	59.33
Net fuel input	MW	633.44
Net heat rate	[kJ/kWh]	6068

**Table 5**  
Material Cost factors, fm, Relative to plain Carbon Steel.

Material	fm
Carbon steel	1.0
Aluminum and bronze	1.07
Cast steel	1.1
304 stainless steel	1.3
316 stainless steel	1.3
321 stainless steel	1.5
Hastelloy C	1.55
Monel	1.65
Nickel and Inconel	1.7

## Nomenclature

<i>Aux. Cap.</i>	Auxiliary Energy in Capture System
<i>BPV</i>	Boiler and Pressure Vessel
<i>CAPEX</i>	Capital Expenditure
<i>CCS</i>	Carbon Capture Sequestration
<i>CCUS</i>	Carbon Capture, Use and Storage
<i>CEPCI</i>	Chemical Engineering Plant Cost Index
<i>CFE</i>	Comisión Federal de Electricidad (Federal Electricity Commission)
<i>CO<sub>2</sub></i>	Carbon dioxide
<i>CONACyT</i>	Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (National Council for Science and Technology)
<i>COMP</i>	Compressor
<i>DCC</i>	Direct Contact Cooler
<i>DOE</i>	Department of Energy
<i>DOF</i>	Diario Oficial de la Federación (Official Journal of the Federation)
<i>EFC</i>	Externally Fired cycle
<i>EG</i>	Exhaust Gases
<i>EGR</i>	Exhaust Gas Recirculation
<i>EOR</i>	Enhanced Oil Recovery
<i>EvGT</i>	Evaporative Gas Turbine
<i>FCF</i>	Fixed Charge Factor
<i>FOM</i>	Fixed Operating and Maintenance
<i>GE</i>	General Electric
<i>GT</i>	Gas Turbine
<i>HRSG</i>	Heat Recovery Steam Generator
<i>IEA</i>	International Energy Agency
<i>INEEL</i>	Instituto Nacional de Electricidad y Energías Limpias
<i>IP</i>	Intermediate-Pressure
<i>IPP</i>	Independent Power Producer
<i>ISO</i>	International Organization for Standardization
<i>kW</i>	Kilowatt Electric
<i>kWt</i>	Kilowatt thermal
<i>LCOE</i>	Levelized Cost of Electricity
<i>LHV</i>	Lower Heating Value
<i>LP</i>	Low Pressure
<i>MEA</i>	Monoethanolamine
<i>MHI</i>	Mitsubishi
<i>MMUSD</i>	Multi-Million Dollar
<i>MW</i>	Megawatt Electric
<i>NGC</i>	New Clean Generation
<i>NEE</i>	Net Electric Efficiency
<i>NG</i>	Natural Gas
<i>NGCC</i>	Natural Gas Combined Cycle
<i>NP</i>	Net Power
<i>OPEX</i>	Operational expenditure
<i>PC</i>	Pulverized Coal Plant
<i>Q<sub>Unit</sub></i>	Reboiler Specific Heat Duty
<i>RH</i>	Relative Humidity

S-EGR	Selective Exhaust Gas Recycling
SFC	Supplementary Firing Cycle
SMS	Siemens
SOA	State-Of-the-Art
SPECCA	Specific Primary Energy Consumption for CO <sub>2</sub> Avoided
SS316	Stainless Steel Grade 316
ST	Steam Turbine
TCC	Total Capital Cost
USD/t	US dollar per ton
UNAM	Universidad Nacional Autónoma de México

## References

- [1] Lu JG, Gao L, Wang JT, Lu ZY, Wang CX, Wu Q, et al. Prediction and validation of physical property for a CO<sub>2</sub> capture agent of aqueous (potassium citrate + 2-amino-2-methyl-1-propanol). *J Nat Gas Sci Eng* 2015;27:1574–84. <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2015.10.025>.
- [2] Shamiri A, Shafeeyan MS, Tee HC, Leo CY, Aroua MK, Aghamohammadi N. Absorption of CO<sub>2</sub> into aqueous mixtures of glycerol and monoethanolamine. *J Nat Gas Sci Eng* 2016;35:605–13. <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2016.08.072>.
- [3] INECC. *Inventario Nacional de Emisiones de GEI. 2013. MEXICO*.
- [4] International Energy Agency. *Mexico energy outlook special report. 2016*.
- [5] de Energía Secretaría. *Programa de Desarrollo del Sistema Eléctrico Nacional 2015–2029. SENER; 2015. p. 1–250*.
- [6] Ley DOF. *General de Cambio climático. 01-06-2016. 2016. p. 1–44*.
- [7] CFE. *Programa de Obras e Inversiones del Sector Eléctrico. 2014. POISE 2014–2028*.
- [8] Ebrahimi H, Rahmani M. A new design for CO<sub>2</sub> capture and usage in a syngas production unit by carbonate chemical looping. *J Nat Gas Sci Eng* 2016;36:241–51. <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2016.10.007>.
- [9] International Energy Agency (IEA). *Energy technology perspectives 2016 - towards sustainable. Urban Energy Systems 2016;14*. [https://doi.org/10.1787/energy\\_tech-2014-en](https://doi.org/10.1787/energy_tech-2014-en).
- [10] Aspelund A, Gundersen T. A liquefied energy chain for transport and utilization of natural gas for power production with CO<sub>2</sub> capture and storage - Part 2: the offshore and the onshore processes. *Appl Energy* 2009;86:793–804. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2008.10.022>.
- [11] Yang Y, Liu J, Shen W, Li J, Chien I-L. High-efficiency utilization of CO<sub>2</sub> in the methanol production by a novel parallel-series system combining steam and dry methane reforming. *Energy* 2018;158:820–9. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.06.061>.
- [12] Alovísio A, Chacartegui R, Ortiz C, Valverde JM, Verda V. Optimizing the CSP-calcium looping integration for thermochemical energy storage. *Energy Convers Manag* 2017;136:85–98. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2016.12.093>.
- [13] Ortiz C, Chacartegui R, Valverde JM, Alovísio A, Becerra JA. Power cycles integration in concentrated solar power plants with energy storage based on calcium looping. *Energy Convers Manag* 2017;149:815–29. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2017.03.029>.
- [14] Wu Y, Liu W, Yang Y. Optimization of an existing coal-fired power plant with CO<sub>2</sub> capture. *Energy Power Eng* 2013;5:157–61. <https://doi.org/10.4236/epe.2013.54B030>.
- [15] Estrategia DOF. *Nacional de Cambio Climático 2013;61*. <https://doi.org/10.4206/agrosur.1974.v2n2-09>.
- [16] Finkenrath M. Cost and performance of carbon dioxide capture from power generation, vol. 35; 2011. <https://doi.org/10.1787/5kgggn8wk051-en>.
- [17] Rolkner J, Seiler M. Industrial progress: new energy-efficient absorbents for the CO<sub>2</sub> separation from natural gas, syngas and flue gas. *Adv Chem Eng Sci* 2011;01:280–8. <https://doi.org/10.4236/aces.2011.14039>.
- [18] Oexmann J, Kather A. Minimising the regeneration heat duty of post-combustion CO<sub>2</sub> capture by wet chemical absorption: the misguided focus on low heat of absorption solvents. *Int J Greenh Gas Control* 2010;4:36–43. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2009.09.010>.
- [19] Yang A, Lv L, Shen W, Dong L, Li J, Xiao X. Optimal design and effective control of the tert-amyl methyl ether production process using an integrated reactive dividing wall and pressure swing columns. *Ind Eng Chem Res* 2017;56. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.7b03459>.
- [20] Nuchitprasittichai A, Cremaschi S. Optimization of CO<sub>2</sub> capture process with aqueous amines - a comparison of two simulation- optimization approaches. *Ind Eng Chem Res* 2013;52:10236–43. <https://doi.org/10.1021/ie3029366>.
- [21] Agbonghae EO, Hughes KJ, Ingham DB, Ma L, Pourkashanian M. Optimal process design of commercial-scale amine-based CO<sub>2</sub> capture plants. *Ind Eng Chem Res* 2014;53:14815–29. <https://doi.org/10.1021/ie5023767>.
- [22] Yang A, Wei R, Sun S, Wei S, Shen W, Chien IL. Energy-saving optimal design and effective control of heat integration-extractive dividing wall column for separating heterogeneous mixture methanol/toluene/water with multi-azeotropes. *Ind Eng Chem Res* 2018;57:8036–56. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.8b00668>.
- [23] Sipińcz N, Tobiesen FA. Natural gas combined cycle power plants with CO<sub>2</sub> capture - opportunities to reduce cost. *Int J Greenh Gas Control* 2012;7:98–106. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2012.01.003>.
- [24] González-Salazar MA. Recent developments in carbon dioxide capture technologies for gas turbine power generation. *Int J Greenh Gas Control* 2015;34:106–16. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2014.12.007>.
- [25] Global CCS Institute. *Mexico launches CCUS Centre to advance deployment of carbon capture*. 2018. p. 10–1. <https://www.globalccsinstitute.com/news/institute-updates/mexico-launches-ccus-centre-advance-deployment-carbon-capture>. [Accessed 3 March 2018].
- [26] SENER, CONACYT. *Convocatoria - conacyt - secretaria de energía -hidrocarburos - 2017-02 centro mexicano de captura. Uso Y Almacenamiento De Co2 (Cemccus) 2017;2:1–3*.
- [27] European Commission Joint Research Centre. *The cost of carbon capture and storage demonstration Projects in europe. 2009*. <https://doi.org/10.2790/18793>.
- [28] Olson A, Nick S, Kush P, Gabe K. *Capital cost review of power generation technologies*. West Electr Coord Counc 2014:105.
- [29] CB&I Stone, Webster I. *Assessment of natural gas combined cycle plants for carbon dioxide capture and storage in a gas dominated electricity market, CEC-5vols. 00–20; 2015*.
- [30] Elkady AM, Evulet A, Brand A, Ursin TP, Lynghjem A. Application of exhaust gas recirculation in a DLN F-class combustion system for postcombustion carbon capture. *J Eng Gas Turbines Power* 2009;131:034505. <https://doi.org/10.1115/1.2982158>.
- [31] U.S. Department of Energy. *Cost and performance baseline for fossil energy plants. Volume 1: bituminous coal and natural gas to electricity, vol. 1; 2010. p. 600. doi:DOE/NETL-2010/1397*.
- [32] SENER. *Programa de Desarrollo del Sistema Eléctrico Nacional 2017–2031. Secr Energía 2017:380*.
- [33] Rokke PE, Hustad JE. Exhaust gas recirculation in gas turbines for reduction of CO<sub>2</sub> emissions; Combustion testing with focus on stability and emissions. *Int J Therm* 2005;8:167–73. <https://doi.org/10.5541/ijot.1034000158>.
- [34] Li H, Haugen G, Ditaranto M, Berstad D, Jordal K. Impacts of exhaust gas recirculation (EGR) on the natural gas combined cycle integrated with chemical absorption CO<sub>2</sub> capture technology. *Energy Procedia* 2011;4:1411–8. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2011.02.006>.
- [35] Oliver C. *General Electric set to secure approval for Alstom deal. Financ TIMES; 2015. p. 11–3*.
- [36] Lacy R, Serralde C, Climent M, Vaca M. Initial assessment of the potential for future CCUS with EOR projects in Mexico using CO<sub>2</sub> captured from fossil fuel industrial plants. *Int J Greenh Gas Control* 2013;19:212–9. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2013.07.017>.
- [37] González Santaló JMCCS. *A needed technology for the mexican electrical sector: sustainability and local industry participation. Int J Chem React Eng* 2016;0. <https://doi.org/10.1515/ijcre-2016-0022>.
- [38] Lacy R, Molina M, Vaca M, Serralde C, Hernandez G, Rios G, et al. Life-cycle GHG assessment of carbon capture, use and geological storage (CCUS) for linked primary energy and electricity production. *Int J Greenh Gas Control* 2015;42:165–74. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2015.07.017>.
- [39] Rochelle GT. *Amine scrubbing for CO<sub>2</sub> capture. Science* 2009;325(80):1652–4. <https://doi.org/10.1126/science.1176731>.
- [40] Chapel DG, Mariz CL, Ernest J. *Recovery of CO<sub>2</sub> from flue Gases : commercial trends. Can Soc Chem Eng Annu Meet* 1999;17.
- [41] Kohl AL, Nielsen RB. *Gas Purification* 1997. <https://doi.org/10.1016/B978-088415220-0/50009-4>.
- [42] Romeo LM, Bolea I, Escosa JM. Integration of power plant and amine scrubbing to reduce CO<sub>2</sub> capture costs. *Appl Therm Eng* 2008;28:1039–46. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2007.06.036>.
- [43] Mokhtar M, Ali MT, Khalilpour R, Abbas A, Shah N, Hajaj A Al, et al. Solar-assisted post-combustion carbon capture feasibility study. *Appl Energy* 2012;92:668–76. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2011.07.032>.
- [44] Spietz T, Chwoła T, Krótki A, Tatarczuk A, Więciaw-Solny L, Wilk A. Ammonia emission from CO<sub>2</sub> capture pilot plant using aminoethylethanolamine. *Int J Environ Sci Technol* 2017;1–8. <https://doi.org/10.1007/s13762-017-1475-z>.
- [45] Shrikar C, Amitabh G, Balazs H. *Advanced technology for the capture of carbon dioxide from flue gases. Proc 1st Natl Conf Carbon Sequestration* 2001:1–11.
- [46] IPCC. *IPCC special report on carbon dioxide capture and storage. 2005. United Kingdom and New York, NY, USA*.
- [47] Rao AD. In: Rao AD, editor. *Combined cycle systems for near-zero emission powervol. 32. Woodhead Publishing Series in Energy; 2012. p. 360*.
- [48] Harkin T, Hoadley A, Hooper B. Using multi-objective optimisation in the design of CO<sub>2</sub>capture systems for retrofit to coal power stations. *Energy* 2012;41:228–35. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2011.06.031>.
- [49] Bolland O, Mathieu P. Comparison of two CO<sub>2</sub> 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).
- [50] Merkel TC, Wei X, He Z, White LS, Wijmans JG, Baker RW. Selective exhaust gas recycle with membranes for CO<sub>2</sub> capture from natural gas combined cycle power plants. *Ind Eng Chem Res* 2013;52:1150–9. <https://doi.org/10.1021/ie302110z>.
- [51] Li H, Ditaranto M, Berstad D. Technologies for increasing CO<sub>2</sub> concentration in exhaust gas from natural gas-fired power production with post-combustion, amine-based CO<sub>2</sub> capture. *Energy* 2011;36:1124–33. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2010.11.037>.
- [52] Ali U, Agbonghae EO, Hughes KJ, Ingham DB, Ma L, Pourkashanian M. Techno-economic process design of a commercial-scale amine-based CO<sub>2</sub> capture



- system for natural gas combined cycle power plant with exhaust gas recirculation. *Appl Therm Eng* 2016;103:747–58. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2016.04.145>.
- [53] Ali U, Font-Palma C, Akram M, Agbonghae EO, Ingham DB, Pourkashanian M. Comparative potential of natural gas, coal and biomass fired power plant with post-combustion CO<sub>2</sub> capture and compression. *Int J Greenh Gas Control* 2017;63:184–93. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2017.05.022>.
- [54] Evulet AT, ELKady AM, Brand AR, Chinn D. On the performance and operability of GE's dry low NO<sub>x</sub> combustors utilizing exhaust gas recirculation for post-combustion carbon capture. *Energy Procedia* 2009;1:3809–16. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2009.02.182>.
- [55] IEAGHG. CO<sub>2</sub> capture at gas fired power plants. 2012. p. 294. 2012/8.
- [56] Montañés R M, Garðarsdóttir S, Normann F, Johnsson F, Nord LO. Demonstrating load-change transient performance of a commercial-scale natural gas combined cycle power plant with post-combustion CO<sub>2</sub> capture. *Int J Greenh Gas Control* 2017;63:158–74. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2017.05.011>.
- [57] NETL. Current and future technologies for natural gas combined cycle (NGCC) power plants. 2013. doi:DOE/NETL-341/061013.
- [58] Warudkar SS, Cox KR, Wong MS, Hirasaki GJ. Influence of stripper operating parameters on the performance of amine absorption systems for post-combustion carbon capture: Part I. Vacuum strippers. *Int J Greenh Gas Control* 2013;16:351–60. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2013.01.049>.
- [59] Dillon D, Grace D, Maxson A, Bortler K, Augeli J, Woodhouse S, et al. Post-combustion capture on natural gas combined cycle plants: a technical and economical evaluation of retrofit, new build, and the application of exhaust gas recycle. *Energy Procedia* 2013;37:2397–405. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2013.06.121>.
- [60] IEA Greenhouse Gas R&D Programme (IEAGHG). Operating flexibility of power plants with CCS. 2012. p. 817. doi:2010/1.
- [61] ThermoFlow Inc. ThermoFlow software. 2015. p. 10.
- [62] Mores P, Rodríguez N, Scenna N, Mussati S. CO<sub>2</sub> capture in power plants: minimization of the investment and operating cost of the post-combustion process using MEA aqueous solution. *Int J Greenh Gas Control* 2012;10:148–63. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2012.06.002>.
- [63] Manente G, Rech S, Lazzaretto A. Optimum choice and placement of concentrating solar power technologies in integrated solar combined cycle systems. *Renew Energy* 2016;96:172–89. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2016.04.066>.
- [64] Dyment J, Watanasiri S, Romyantseva I. Acid gas cleaning using amine Solvents: validation with experimental and plant data. *Aspen Technol Inc* 2015;2–10.
- [65] Towler GP, Sinnott RK. Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design. 2008. <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-096659-5.00022-5>.
- [66] Fytianos G, Ucar S, Grimstvedt A, Hyldebakk A, Svendsen HF, Knuutila HK. Corrosion and degradation in MEA based post-combustion CO<sub>2</sub> capture. *Int J Greenh Gas Control* 2016;46:48–56. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2015.12.028>.
- [67] Rubin ES, Davison JE, Herzog HJ. The cost of CO<sub>2</sub> capture and storage. *Int J Greenh Gas Control* 2015;40:378–400. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2015.05.018>.
- [68] Sanchez Fernandez E, Goetheer ELV, Manzoloni G, Macchi E, Rezvani S, Vlugt TJH. Economic assessment of novel amine based CO<sub>2</sub> capture technologies integrated in power plants based on European Benchmarking Task Force methodology. *Fuel* 2014;129:318–29. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2014.03.042>.
- [69] CFE. Costos y Parámetros de Referencia para la Formulación de Proyectos de Inversión del sector Eléctrico (COPAR). 2014. MEXICO.
- [70] Nuchitprasittichai A, Cremaschi S. Optimization of CO<sub>2</sub> capture process with aqueous amines using response surface methodology. *Comput Chem Eng* 2011;35:1521–31. <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2011.03.016>.
- [71] SENER. Programa de Desarrollo del Sistema Eléctrico Nacional. 2018. <https://doi.org/10.15713/ins.mmj.3>. Mexico.
- [72] PEMEX. Seguimiento precio Gas natural. 2018. [http://www.sgm.gob.mx/Web/SINEM/energeticos/gas\\_natural.html#anual](http://www.sgm.gob.mx/Web/SINEM/energeticos/gas_natural.html#anual). [Accessed 11 May 2018].
- [73] Nichols C. (United SD of E. Coal-fired power plants in the United States: examination of the costs of retrofitting with CO<sub>2</sub> capture technology. *Analysis* 2011;56.
- [74] McKinsey & Company. Carbon capture and storage: assessing the economics. 2008.
- [75] Rao AB, Rubin ES, Rao AB. A technical, economic, and environmental assessment of amine-based CO<sub>2</sub> capture technology for power plant greenhouse gas control. *Environ Sci Technol* 2002;36:4467–75. <https://doi.org/10.1021/es0158861>.
- [76] IEA Greenhouse Gas R&D Programme (IEAGHG). Gaseous emissions from amine based PCC processes and their deep removal. May. 2012.
- [77] Laskin M, Rinaldi C, Teplitz K, Dunham JK, Dunham JK, Nelson WJ. Diesel & gas turbine worldwide. *Evol Gas Turbines Power Gener* 2015:60.
- [78] Sanchez Fernandez E, Goetheer ELV, Manzoloni G, Macchi E, Rezvani S, Vlugt TJH. Thermodynamic assessment of amine based CO<sub>2</sub> capture technologies in power plants based on European Benchmarking Task Force methodology. *Fuel* 2014;129:318–29. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2014.03.042>.
- [79] Green D a, Turk BS, Lopez-ortiz A, Harrison DP. Carbon dioxide capture from flue gas. 2001.
- [80] Rubin ES. Cost trends and outlook. CO<sub>2</sub> summit II technol. Opportunities. 2016. p. 26. New Mexico.
- [81] Rubin ES, Zhai H. The cost of carbon capture and storage for natural gas combined cycle power plants. *Environ Sci Technol* 2012;46:3076–84. <https://doi.org/10.1021/es204514f>.
- [82] CaESAR. European best practice guidelines for assessment of CO<sub>2</sub> capture technologies. 2011.
- [83] Rubin ES, Short C, Booras G, Davison J, Ekstrom C, Matuszewski M, et al. A proposed methodology for CO<sub>2</sub> capture and storage cost estimates. *Int J Greenh Gas Control* 2013;17:488–503. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2013.06.004>.
- [84] Sistema de Información Energética (SIE). Sistema de Información energética. 2017. <http://sie.energia.gob.mx/>. [Accessed 5 June 2018].
- [85] Ludwig EE. Applied process design for chemical and petrochemical plants. third ed., Volumen 1; 1995.
- [86] CFE. Costos y Parámetros de Referencia para la Formulación de Proyectos de Inversión del sector Eléctrico (COPAR). 2013. Mexico.
- [87] Rao AB. Details of A Technical, economic and environmental assessment of amine-based CO<sub>2</sub> capture technology for power plant greenhouse gas control. 2002.

*Techno-economic Analysis of Solar-assisted Post-combustion Carbon Capture to a Pilot Cogeneration System in Mexico*

Energy

Date: 04/Nov/2018

<https://outlook.live.com/mail/id/AQMkADAwATZiZmYAZC05ZGNkL...>

**Your Submission**

Energy <eesserver@eesmail.elsevier.com>

Dom 04/11/2018, 03:56 AM

Para: odiseo\_jps@hotmail.com <odiseo\_jps@hotmail.com>; jperezs@iingen.unam.mx <jperezs@iingen.unam.mx>  
CC: jea@pumas.iingen.unam.mx <jea@pumas.iingen.unam.mx>; mazur@ineel.mx <mazur@ineel.mx>;  
lhp@ineel.mx <lhp@ineel.mx>; jesus.flores@ineel.mx <jesus.flores@ineel.mx>; alan.zavala@ineel.mx <alan.zavala@ineel.mx>;  
mario.diaz@ineel.mx <mario.diaz@ineel.mx>

Ms. Ref. No.: EGY-D-18-04473R1

Title: Techno-economic Analysis of Solar-assisted Post-combustion Carbon Capture to a Pilot Cogeneration System in Mexico  
Energy

Dear Mr. Pérez Sánchez,

I am pleased to inform you that your paper "Techno-economic Analysis of Solar-assisted Post-combustion Carbon Capture to a Pilot Cogeneration System in Mexico" has been accepted for publication in Energy.

The publisher will send you the proofs as a PDF file when ready. At this stage please make all necessary corrections when you receive these proofs.

Your accepted manuscript will now be transferred to our production department and work will begin on creation of the proof. If we need any additional information to create the proof, we will let you know. If not, you will be contacted again in the next few days with a request to approve the proof and to complete a number of online forms that are required for publication.

Include interactive data visualizations in your publication and let your readers interact and engage more closely with your research. Follow the instructions here: <https://www.elsevier.com/authors/author-services/data-visualization> to find out about available data visualization options and how to include them with your article.

Thank you very much for expressing your interest in ENERGY.

Sincerely,



# Techno-economic analysis of solar-assisted post-combustion carbon capture to a pilot cogeneration system in Mexico

Pérez Sánchez Jordán<sup>a,\*</sup>, Aguilón Martínez Javier Eduardo<sup>a</sup>, Mazur Czerwicz Zdzislaw<sup>b</sup>,  
Zavala Guzmán Alan Martín<sup>b</sup>, Huante Pérez Liborio<sup>b</sup>, Flores Zamudio Jesús Antonio<sup>b</sup>, Díaz Guillén Mario Román<sup>b</sup>

<sup>a</sup> Institute of Engineering, National Autonomous University of Mexico, Coyoacan, 04510, Mexico

<sup>b</sup> National Institute of Electricity and Clean Energies, Reforma No. 113, Col Palmira, 62490, Mexico

## ARTICLE INFO

### Article history:

Received 11 July 2018

Received in revised form 10 October 2018

Accepted 4 November 2018

Available online xxx

### Keywords:

Microturbine  
CO<sub>2</sub> capture  
Cogeneration  
Solar power  
Energy

## ABSTRACT

This research evaluates the integration of solar-assisted post-combustion carbon capture into an experimental cogeneration system. A cogeneration system modelled in Thermoflex 25<sup>®</sup> that includes a 200 kW Capstone microturbine coupled with a thermal oil recovery system was installed at the National Institute of Electricity and Clean Energies (INEEL). Three optimized systems were considered for the economic analysis, namely: a microturbine cogeneration system (COGEN), a microturbine cogeneration system with post-combustion carbon capture plant (COGEN-CCS) and a microturbine cogeneration system with solar-assisted post-combustion carbon capture (COGEN-CCS + SOLAR). The cogeneration system was modelled using Natural Gas (NG) as fuel, applying characteristics typical of Mexico, to obtain the composition of exhaust gas (EG), and thus simulate the CO<sub>2</sub> capture system in Aspen Hysys V8.6<sup>®</sup> using monoethanolamine (MEA) as solvent. Results show that the implementation of CCS results in a sizeable increase in the Levelized Cost Of Electricity (LCOE) (approximately 86%) with near-zero emissions and without the possibility of supplying energy to the process. In addition COGEN-CCS + SOLAR improves overall system performance. CO<sub>2</sub> emissions per kilowatt increased by 0.2% with regard to COGEN-CCS, while the LCOE increased by 230% compared to the COGEN case, with near-zero emissions. The use of solar energy would help increase the cogeneration efficiency when coupled with CO<sub>2</sub> capture.

© 2018.

## Nomenclature

CaL	Calcium looping
CCS	Carbon Capture Storage System
CHP	Combined Heat Power
CEL	Certificado de Energía Limpia (Certificates of Clean Energies)
CFC	Chlorofluorocarbons
CSP	Concentration of Solar Power
CO <sub>2</sub>	Carbon dioxide
CO <sub>2</sub> e	Emissions of carbon dioxide equivalent
COMP	Compressor
CONACyT	Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (National Council for Science and Technology)
CONUEE	Comisión Nacional de Uso Eficiente de Energía (National Commission for the Efficient Use of Energy)
DCC	Direct Contact Cooler
DNI	Direct Normal Irradiance
DOE	Department of Energy

DOF	Diario de la Federación (Official Journal of the Federation)
EG	Exhaust Gases
GT	Gas Turbine
GHI	Global Horizontal Irradiance
GWh	Giga Watt hour
IEA	International Energy Agency
INEEL	National Institute of Electricity and Clean Energies by acronyms in Spanish
ISO	International Organization for Standardization
kPa	Kilo Pascal
kW	Electric Kilowatt
kWt	Thermal Kilowatt
LCOE	Levelized Cost Of Electricity
LHV	Low Heating Value
M	Mass Flow in tonne per hour
MEA	Monoethanolamine
MMUSD	Million United States Dollars
MW	Mega Watt
N <sub>2</sub> O	Nitrous Oxide
NA	Not Apply
NETL	National Energy Technology Laboratory
NG	Natural Gas
NGC	New Generation Clean

\* Corresponding author.

Email address: jperezs@iingen.unam.mx (P.S. Jordán)

NGCC	Natural Gas Combined Cycle
$Q_{EH}$	Heat Exchanger Energy
$Q_{COND}$	Condenser energy
$Q_{REB}$	Reboiler Energy
$Q_{COOL}$	Cooler Energy
Patm	Atmospheric Pressure
PFC	Per Fluorinated Compounds
RH	Relative Humidity
SENER	Secretaría de Energía (Secretariate of Energy)
Tdb	Dry Bulb Temperature
TOHR	Thermal Oil Heat Recovery
$T_{wb}$	Wet Bulb Temperature
USD	United States Dollar
W	Weight
yr	year

## 1. Introduction

Global warming and related environmental damage associated with emissions of CO<sub>2</sub>, the most significant greenhouse gas, have long been recognized to represent a potentially serious threat to the Earth's environment [1,2]. In Mexico, CO<sub>2</sub> is emitted mainly by three sectors: transportation, electricity generation and industry, with electricity generation of vital importance for the energy demand of the country [3]. According to [4] projections indicate the need for fossil-type fuels, specifically natural gas, as well as high-efficiency systems. A more efficient way to operate technologies with CO<sub>2</sub> capture systems is through the use of cogeneration systems for near-zero emissions. The National Commission for the Efficient Use of Energy (Spanish acronym CONUEE) defines cogeneration as the sequential production of electrical energy and/or mechanical energy and thermal energy, which can be used in industrial processes from the same primary energy source [5,6] with an efficiency of 70–90%.

The efficiency is generally expressed in both electrical efficiency and overall efficiency, as shown in Eq. (1) and Eq. (2) [7].

$$\text{Electrical efficiency} = \frac{\text{electrical output [kW]}}{\text{fuel input [kW]}} \quad (1)$$

$$\text{Cogeneration efficiency} = \frac{\text{useful thermal [kW]} + \text{electrical output [kW]}}{\text{fuel input [kW]}} \quad (2)$$

The Mexican government has decided to venture into CO<sub>2</sub> capture and sequestration technology as one of the measures to be considered in future greenhouse gas mitigation plans. For this reason, it has decided to create the Mexican CCUS Center (Centro Mexicano de Captura, Uso y Almacenamiento de CO<sub>2</sub>) [8,9]. This body will assess the uncertainties concerning the economic, environmental and social risks associated with the technology. Mexico has the aspirational goal of a thirty percent reduction in emissions with respect to the baseline by 2020; an additional aim is a fifty percent reduction in emissions by 2050 compared to those of 2000 [10]. Over the short-term it is planned to integrate CO<sub>2</sub> capture systems with new combined cycle power plants under the concept of Clean Generation Technology<sup>1</sup> [11].

Carbon Capture and Storage (CCS) is one of the technologies available to reduce emissions of carbon in the global energy sector, according to the International Energy Agency (IEA) [12]. CCS is increasingly being employed as a process that can reduce CO<sub>2</sub> emissions and stabilize atmospheric concentrations of greenhouse gases. Another benefit of CCS, although limited, is its use for Enhanced Oil Recovery (EOR) [13]. The most developed and commercially implemented technology for CO<sub>2</sub> capture systems in thermoelectric plants is amine-based absorption. Among the main disadvantages of this process is the high heat requirement for solvent regeneration. This causes a reduction in the total efficiency of the electrical energy generation cycle since steam is used as the energy source for amine regeneration by post-combustion. It has been reported that the coupling of a CO<sub>2</sub> capture plant may reduce the efficiency of the generator plant by 12–14% for coal-based thermoelectric plants [14] and by about 15% in combined cycle plants [15,16]. For this reason the optimization of the capture processes coupled with generation plants are necessary to reduce the energy penalty and the costs of CO<sub>2</sub> capture [11,17,18]. The development of CCS is subject to regional policy, the availability of resources and economic development, as well as the challenges and opportunities for carbon capture in energy production from gas turbines EOR [19]. According to [20], in terms of its strategic alternatives, the natural gas sector urgently needs to promote and focus more on the development and deployment of efficient hybrid facilities and infrastructure combining intermittent wind and solar power facilities. In addition, optimization of capture processes coupled with generating plants are needed to reduce the energy penalty and costs of CO<sub>2</sub> capture [21,22] and achieve high efficiency systems with near-zero emissions.

A technology that may contribute to improving the efficiency of CO<sub>2</sub> capture systems is the integration of concentration of solar power (CSP) systems. The average daily irradiance in Mexico is about 5.5 kWh/m<sup>2</sup>/d, making it one of the countries with the greatest potential for use of solar energy [23]. This source has an availability that far exceeds any conceivable future energy demand [24,25]. Many power plants use fossil fuels as a source of heat to produce electricity [26]. However, a new generation of power plants with solar energy concentration systems uses the sun as a source of heat [27] or to support some stage of the process [28]. For this reason, the implementation of solar concentrators for the supply of thermal energy to the reboiler of capture systems is proposed. Solar thermal utilization has already been widely used throughout the world [29]. The rationale for this is the fact that solvent regeneration requires a lower thermal energy quality and this may be provided by a solar thermal plant. This, therefore, leaves the higher quality steam to be used in the processes of the cogeneration system.

Mexico has huge potential for solar power generation. Additionally, the creation of the Mexican CCUS Center opens the possibility of integrating these two technologies for the first time into an innovative cycle that could accelerate its implementation in Mexican power plants. This article aims to analyze the economic and technical feasibility of using both technologies in power plants, thus allowing a first estimate of the challenges and needs: for example, determining what kind of gas turbines could be coupled to the solar system. In addition, the implementation of this technology in Mexican power plants will help fulfill the country's commitments on climate change and renewable energy implementation.

The objective of this work was to develop an integrated model of solar-assisted post-combustion carbon capture into an experimental cogeneration system, which considers the investment cost to evaluate the levelized cost of electricity (LCOE) *in situ*. This allows the simulation of energy and economic requirements to provide the theoretical

<sup>1</sup> Also called New Generation Clean (NGC).

bases and establish policies for the development of this technology in Mexico [30] in terms of its geographical location, climatological characteristics and the types of fuel employed.

In addition, the theoretical basis for the correct implementation of CO<sub>2</sub> capture systems with feed power from a solar concentrator, a renewable resource that the country largely ignores, was investigated. The costs and characteristics that can support the CO<sub>2</sub> capture process within the country were determined, in terms of its geographical location, climatological characteristics and the types of fuel employed.

## 2. Background

Within mitigation scenarios, systems with improved efficiency using cogeneration on the industrial scale have been proposed since 2004 [31]. The study of cogeneration systems in Mexico is of importance due to the growth of this technology since its introduction to the national sector in 2012. In addition to the above and within the national energy strategies for the electricity generation sector in Mexico, significant growth of new cogeneration and combined cycle systems is expected [32]. Mini- and micro-turbines offer a number of potential advantages compared to other technologies for small-scale power generation, for example, compact size and low-weight per unit power leading to reduced civil engineering costs, a small number of moving parts, lower noise, multi-fuel capabilities as well as opportunities for lower emissions (in the CHP context) [33]. Cogeneration is one possible course of action for energy sustainability and the reduction of emissions of greenhouse gases in energy generation [34,35]. It may contribute significantly to meeting emission reduction targets.

Integrating solar thermal energy into a power plant is considered a way to improve efficiency. [36] showed that integrating solar energy with post-combustion CO<sub>2</sub> capture can effectively increase power generation and reduce the electrical efficiency penalty caused by CO<sub>2</sub> capture. [37] studied the effect of solar thermal energy on the energy penalty for NGCC on the large-scale, where the addition of solar thermal shows a reduction in the total energy penalty. The amine absorption system is the more mature CCS technology, but it has a high energy penalty, largely because it involves low temperature streams which cannot be recovered in highly efficient cycles. [38] showed that net annual benefits are higher than for plants lacking heat integration, concluding that subsidies alone are not sufficient to provide positive net annual benefits. Calcium looping (CaL) technology is a less mature post combustion capture technology but it has the advantage of a low energy penalty and was proposed in a solar-assisted configuration [39,40]. The integration of a CSP system and a CaL cycle, in order to use a renewable source to supply the energy required by the calciner, would strongly improve the performance of the CaL process [41]. However, in Mexico this technology remains largely untested, although the MEA capture system has been used commercially for several years in various CO<sub>2</sub> capture systems, and has proven to be a mature and reliable technology, with the ability to estimate easily referenced costs. Additionally, according to [42], post-combustion by amine has been assessed with a Technology Readiness Level (TRL) higher than CaL.

Process design and geography are important considerations when investigating the potential for solar-assisted post-combustion carbon capture. The development of CCS is subject to regional policy, the availability of resources and economic development, as well as the challenges and opportunities for carbon capture in energy production from gas turbines for enhanced oil recovery (EOR) [19].

## 3. General process

### 3.1. Combined heat power system

Small-scale and large-scale generation systems are generally characterised by different performance, for example, in terms of operating temperatures, efficiency, as well as the CO<sub>2</sub> concentration in the exhaust gas. The CO<sub>2</sub> concentration of an industrial-scale gas turbine is within the range 3.8–4.5% [43], while for a microturbine this falls within the range of 1.6–1.8% [44].

At full load the CAPSTONE C200 microturbine produces a power output of 200 kW gross under ISO conditions. When used in energy cogeneration applications it achieves efficiencies of 70% [45]. The use of microturbine-based cogeneration systems is well documented in the literature [46], and has the flexibility to use different fuels [47]. All its major components are shown in Fig. 1.

The microturbine installed at the National Institute of Electricity and Clean Energies (INEEL) is able to use diesel or natural gas as fuel. It produces mechanical energy through a gas turbine (GT) coupled to an electric generator for the production of electricity. The electrical energy is dissipated in a bank of electrical resistors. It has the possibility to be connected to the national electrical grid. The microturbine also produces exhaust gases (EG) at high temperatures, which are used in a thermal oil heat recovery (TOHR) system for use in cogeneration systems with a generating capacity of 220 kWt. After the energy of the EG is transferred to the thermal oil, the temperature of the cold EG is about 105–130°C.

### 3.2. CO<sub>2</sub> capture

At present, chemical absorption by amines is the leading technology for the capture of CO<sub>2</sub> from combustion gases [49]. This method has been used for decades to separate CO<sub>2</sub> from gas streams in industry and is considered a mature technology. The process is shown schematically in Fig. 2. The absorption process is based on an aqueous solution with 30% by weight of monoethanolamine (MEA) as the active ingredient [17].

Before coming into contact with the solvent, the flue gas of a power cycle needs to be cooled to a temperature suitable for efficient

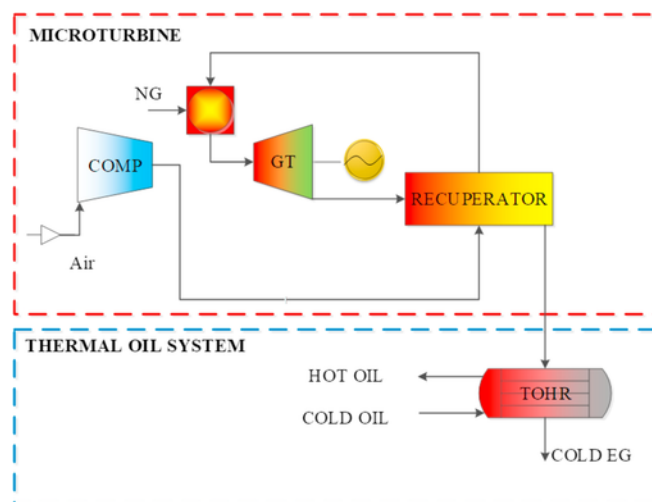


Fig. 1. Components of the C200 microturbine and the thermal oil system, according to [48].

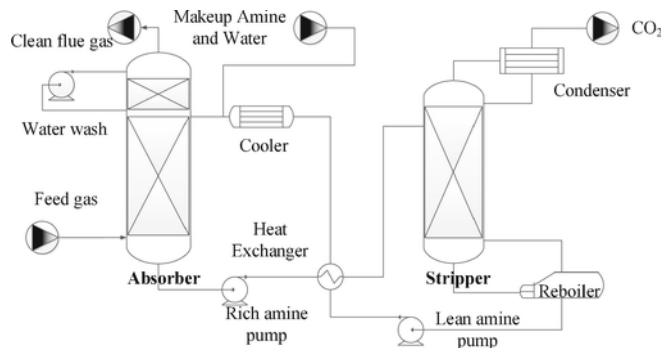


Fig. 2. Schematic representation of the process of  $\text{CO}_2$  absorption from combustion gas, according to [50].

$\text{CO}_2$  absorption by the solvent ( $32\text{--}50^\circ\text{C}$ ) since it is an exothermic reaction [50]. This is pumped through an absorption column in which the  $\text{CO}_2$  is mixed with the absorbent at temperatures between  $40$  and  $60^\circ\text{C}$ . This stream is called rich amine because it contains the captured  $\text{CO}_2$ . Subsequently the rich amine is pumped to the top of a stripper column. In this column, heat is used to release  $\text{CO}_2$  from the amine. Amine regeneration is carried out between  $100$  and  $140^\circ\text{C}$ . This heat is obtained from the steam that is extracted from the power cycle. A small boiler is used to deliver the regeneration energy without the need for steam extraction [51] or by the application of renewable energy sources [52,53]. The pressure of the regeneration process is limited by the amine used in the capture once it degrades with the temperature. The emission of amines and amine degradation products is a complex phenomenon which is difficult to predict in novel solvents [54], and for this reason it is important to build a pilot scale capture plant in Mexico. The separated gas stream contains a mixture of  $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{O}$ . The water is recovered using a condenser, and the  $\text{CO}_2$  is then pressurized for transportation. During the process the lean amine without  $\text{CO}_2$  (regenerated amine) transfers heat to the rich amine in a cross-flow heat exchanger.

However, according to the economic analysis of the United States Department of Energy (DOE) [55], using the conventional amine post-combustion process to capture  $\text{CO}_2$  is an expensive proposition. For example, in one estimate the DOE presented a post-combustion system using amines to capture 90% of the  $\text{CO}_2$  in the flue gas of a Natural Gas Combined Cycle (NGCC) power plant, which resulted in a 45% increase in the cost of electricity. One of the main disadvantages is the diluted concentration of  $\text{CO}_2$  in the combustion gases (typically 4% mol, while the coal combustion process gives 14% mol) [56]. The dilution of  $\text{CO}_2$  in NGCC complicates the capture step compared to larger  $\text{CO}_2$  concentrations in flue gas. Studies have shown that the minimum energy required for  $\text{CO}_2$  separation is higher [57,58], and the cost per ton of  $\text{CO}_2$  is higher than for flue gas derived from coal [17]. The solvents are generally amine based, but alternatives such as potassium carbonate based processes are also being developed [59].

There are some key variables to reduce the cost of investment including: reduction of energy consumption in the regeneration system, the absorption tower height, increased capacity for the capture  $\text{CO}_2$  for some amine-based solvents and the type of packing utilized. Generally, studies have been conducted in developed countries with cold climates at ISO conditions. The behavior of  $\text{CO}_2$  capture with amines in hot and tropical climates has not yet been studied and it of interest for Mexico to gain experience in this area.

### 3.3. Concentration of solar power

According to [28] “power plant repowering or hybridization using solar-assisted post-combustion carbon capture is a promising approach to concurrently satisfy carbon capture targets and power plant load”. The drawback of this methodology is that significant amounts of solar energy are wasted during heat transfer from solar radiation to rich solvent [28]. [60] proposed a large institutional-scale hybrid energy system, which incorporates both solar photovoltaic energy conversion to supply renewable energy and cogeneration to improve efficiency, and showed that it can improve energy efficiency. CSP technology is based on the reflection and refraction of light [61]. According to [28,62,63], there are three types of solar concentrators in common use: linear concentrators (Fresnel lenses, parabolic troughs), parabolic dishes and central receivers (power towers).

The global installed capacity of CSP has experienced a major expansion due to the application of incentivizing mechanisms. Specifically, over the five-year period 2008–2013 the installed capacity of CSP worldwide increased by about 50% annually on average [64,65]. SolarPACES has compiled data on CSP projects around the world that have plants that are either operational, under construction, or under development. Globally, these produce  $9^\circ\text{C}$ , of which Mexico contributes  $14^\circ\text{C}$  in the electricity generation sector (Agua Prieta II<sup>2</sup>), while in the industrial sector the country produces  $1019^\circ\text{C}$  of thermal energy, distributed over 10 projects.<sup>3</sup> Mexico is located geographically between  $14^\circ$  and  $33^\circ$  north latitude; this position is ideal for the use of solar energy, since the average daily global irradiance nationally is about  $5.5^\circ\text{C}$ , making it one of the countries with the greatest potential for use of solar energy [23]. The location selected for the present study was Cuernavaca, as it is a site with high solar potential. It has an average solar potential of direct normal irradiance (DNI) of  $5.46^\circ\text{C}$  and global horizontal irradiation (GHI) of  $6.03^\circ\text{C}$  (see Figure A 1) according to the NREL database and the NASA’s “Earth Science Enterprise Program”. For these reasons the possibility of supplying the amine regeneration system in Cuernavaca (latitude  $18.56$ , longitude  $-99.22$ ) with solar concentrators to help regenerate the amine was studied, with the aim of mitigating the greenhouse gas emissions associated with electricity generation.

Solar energy is an intermittent source of energy. Ideally, production profiles could be predicted with high accuracy allowing large scale (gas fired) power plants to provide the required backup power and maintain the power balance in the grid [66]. Operational issues associated with the variable nature of solar energy could be overcome by integrating solar input into fossil-fuelled power plants [67,68].

## 4. Methodology

The validation process of the microturbine is described in Fig. 3, which shows the development of the methodology used in terms of the model of the microturbine using manufacturer’s data. The entire system was modelled in two stages. Firstly, a thermodynamic assess-

<sup>2</sup> Integrated Solar Combined-Cycle (ISCC) technology combines the benefits of solar energy with the benefits of a combined cycle. The solar resource partially substitutes the fossil fuel. Agua Prieta II project has an overall capacity of  $478^\circ\text{C}$  (464 $^\circ\text{C}$  MW combined cycle, 14 $^\circ\text{C}$  MW solar input). An additional natural gas duct-burner allows a similar production of  $14^\circ\text{C}$  MW when solar field is not in operation [99].

<sup>3</sup> Obtained by database of Solar Heating for Industrial Processes.

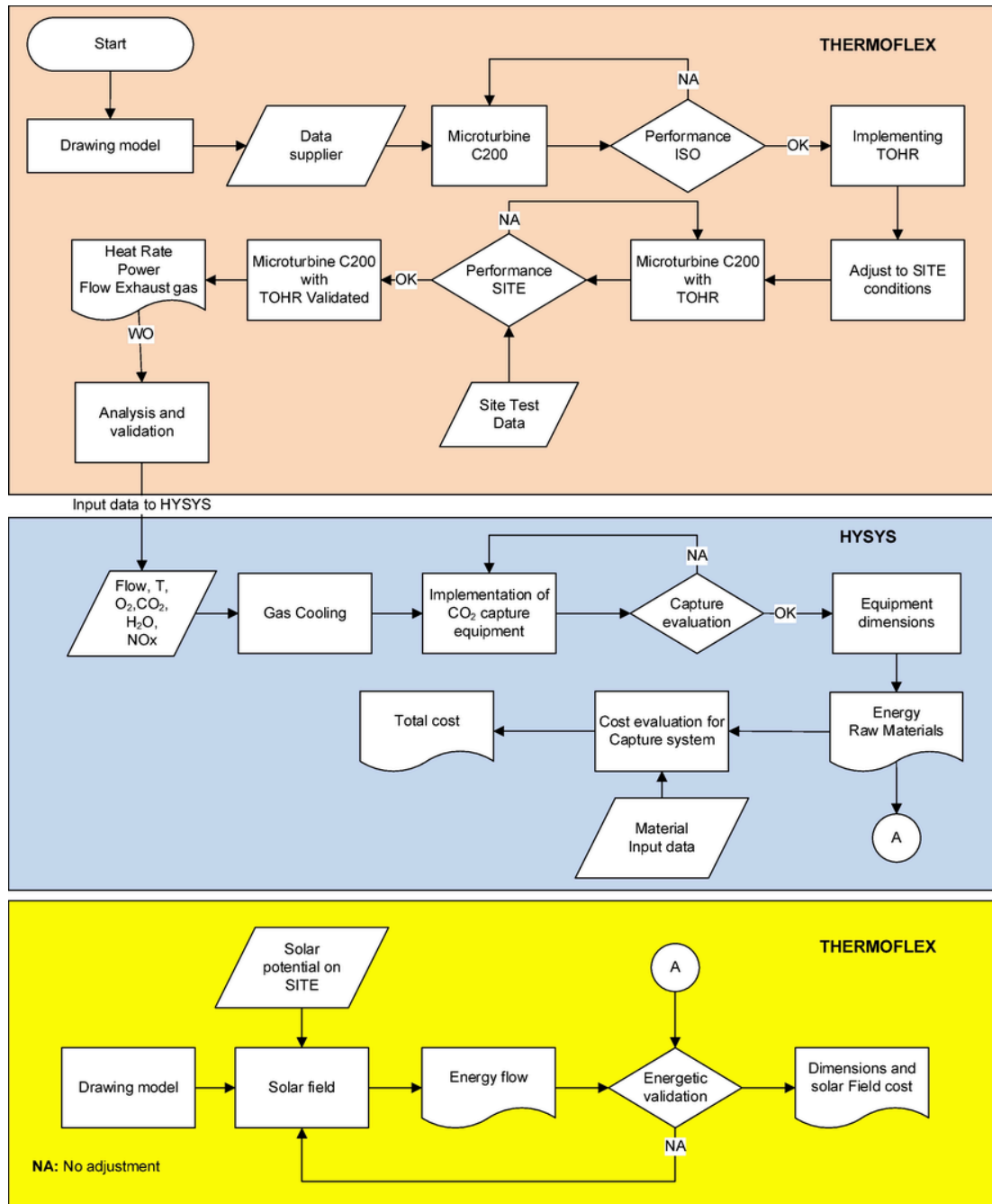


Fig. 3. Flow diagram of the Methodology.

ment was carried out of the C200 microturbine with heat recovery by thermal oil, using the commercial software Thermoflex V25<sup>®4</sup> at ISO design conditions (1 bar pressure, 60% Relative Humidity (RH) and 15°C Temperature Dry Bulb (Tdb)). This was then adjusted to *in situ* conditions in Cuernavaca (0.8714 bar, 43% RH, 32.4°C Tdb), obtaining the composition of EG with natural gas typical of Mexico as fuel. Tests

performed in *in situ* conditions helped to validate the model at 100% load. The methodology and software used in this study was similar to that used by National Energy Technology Laboratory (NETL) Department of Energy (DOE) studies [52,69–71].

The second part of the analysis considered the flow conditions and composition of EG obtained by Thermoflex as input data. The CO<sub>2</sub> capture system was then modelled in Aspen Hysys V8.6 using the 'Acid Gas' thermodynamic package in accordance with [72–74]. Aspen Hysys V8.6 [75] reports that operating the regeneration process at high pressure results in major reductions in steam consumption for regeneration of the amine using MEA as amine for CO<sub>2</sub> capture. This process was carried out at a pressure of 200 kPa [76] to de-

<sup>4</sup> THERMOFLEX is a software package for the design and simulation of power generation plants. Thermoflow's fully-flexible heat balance and engineering calculation program allows design calculations and off-design simulation in a given mode. Thermoflex models are based on manufacturer's data.

termine the technical dimensions for the CO<sub>2</sub> capture system at 100% load (COGEN-CCS CASE). Once the energy demand of the COGEN-CCS was obtained, the solar concentrator was designed to be able to supply the power required by the reboiler for amine regeneration under conditions typical for Cuernavaca (COGEN-CCS + SOLAR). Each system has been optimized with respect to the main process parameters. The aim was to reduce the penalty in energy efficiency by introducing a capture system, in addition to analysing its limitations and costs. Thermoflex uses an algorithm to compute solar hours in terms of location and time inputs. The program utilizes the trough tracking model described by Ref. [77], assuming solar field performances that are representative of existing plant (e.g. mirror reflectivity, absorber emissivity, etc.) and adopting solar field components already implemented in the software.

Based on information obtained from the manufacturer [48] and following the basic design and engineering drawings of the main components, the simulation was performed with the Thermoflex software. Each component of the cogeneration system was represented in a diagram with its nominal operating values, so that when performing the full simulation, obtaining values close to its operation and the physical dimensions of some components (see Table 1).

The methodology shown in Fig. 3 is an iterative process for each step. The performance data to validate the model were taken from the cogeneration system set up *in situ* in Cuernavaca using diesel as fuel, without precise instrumentation. Table 1 presents the main data used to validate the performance of the C200 microturbine (COGEN CASE). These data provided a close approximation to allow validation of the microturbine with diesel in Thermoflex. Subsequently in “out of design” mode, the fuel was changed to NG with characteristics typical for Mexico (93.476% volume of methane, no sulfur, and with a calorific value of 48,753.81 kJ/kg) in order to determine the new performance. Additional data provided by the supplier was used for further validation. The calculation of the LCOE was performed in terms of an integrated system. It was not thought necessary to consider the thermal energy of the reboiler since the aim was to satisfy this requirement with CSP.

The net power delivered *in situ* decreased by 30% compared to ISO conditions (see Table 1). The microturbine specification is 200 (+0, -4) kW at ISO conditions with zero back-pressure according to the supplier [48]. According with [78,79] “the gas turbine is an air-breathing engine, its performance is changed by anything that affects the density and/or mass flow of the air intake to the compressor”, as it depends on the cycle parameters and component efficiencies as well as air mass flow”. The actual power capability is affected as a function of ambient temperature, elevation (1254 m above to sea level for study case), and other site conditions such as humidity [48]; in addition, the implementation of the TOHR to achieve a cogeneration system that uses thermal energy for use in a process implies the creation of a back-pressure by this equipment and its accessories, which causes the fall in the power of 30%.

## 5. Cost of equipment

### 5.1. Cost for cogeneration system and CSP

The reference cost of the C200 microturbine installed on site was 581,865 USD.<sup>5</sup> It is of interest that Thermoflex + PEACE software has a model library containing all the components necessary for the simulation of conventional power plants. This library has been recently extended to include all relevant solar component models of the

<sup>5</sup> The cost does not include taxes.

**Table 1**  
Main data for validation if cogeneration model.

Variable	ISO	Test <i>in situ</i> (DIESEL)	Thermoflex <i>in situ</i> (DIESEL)	Thermoflex <i>in situ</i> (NG)
<i>Supplier</i>				
Gross Power kW	200	145	145.3	146.3
Net Power kW	190	132.4	132.5	132.7
Net Electrical Efficiency %	31	22.5	22.3	22.4
Output temperature in EG °C	290	280	290	290
EG after TOHR °C	104	117	120	120
Thermal oil temperature °C	94	120	127	127
Capacity of TOHR kWt	220	NA <sup>a</sup>	167	167
<b>Turbine</b>				
Mass flow t/h			4.68	
Isentropic Efficiency %			81.26	
Output temperature °C			590	
<b>Compressor</b>				
Isentropic Efficiency %			71.38	
Pressure Ratio			4.1	
<b>Combustor</b>				
Inlet Temperature °C			510	
Output temperature °C			950	
<b>Air Recuperator</b>				
Drop Pressure mbar			22.04	
Overall heat transfer coefficient W/m <sup>2</sup> -C			37.05	
Heat loss kW			3.699	
<b>Thermal Oil Heat Recovery</b>				
Drop Pressure mbar			22.04	
Overall heat transfer coefficient W/m <sup>2</sup> -C			28.67	
Pressure drop (gas) mbar			10.16	
Pressure drop (liquid) bar			0.868	

<sup>a</sup> NA: Not apply.

three CSP technologies, namely: solar towers, parabolic trough concentrators (PTC), and linear Fresnel reflectors. The Thermoflex PTC model was used during the present work, as well as the PEACE costs according to [69,80].

### 5.2. Cost for CCS equipment

The methodology and boundary conditions were used to estimate the capital cost basis of major equipment in the process.

The dimensions obtained from Aspen HYSYS in accordance with the maximum allowable stresses specified by the ASME Boiler and Pressure Vessel Code (BPVC) were used to calculate the thicknesses for these and other vessels (SS316) at the design temperature (150 °C), and allowed for suitable safety factors. The properties for establishing maximum allowable stress values are given in ASME BPVC Section 2 Part D.

The capital cost estimates for chemical process plant were based on an estimate of the purchase cost of the major equipment used in the process (absorber, heat exchanger, stripper, pumps, reboiler, packing, condenser, compression and tanks). In accordance with [81], the factors relating to the components of the cost of capital may be found in Table A 1 of the Appendix. This is accurate to within ±30% and is typically used for class 4 preliminary feasibility analysis in accordance with The Association for the Advancement of Cost Estimating International (AACE International).



After resolving mass and energy balances and sizing equipment in ASPEN HYSYS, the purchased equipment cost was calculated using the power correlations developed by Guthrie<sup>6</sup> (1969) and Lang Factors (1948). The fixed capital cost of plant is given as summation of the costs of each piece of equipment as shown in Eq. (3)

$$C = \sum_{i=1}^{i=M} C_{e,i,CS} [(1+f_p)f_m + (f_{er} + f_{el} + f_i + f_c + f_s + f_l)] \quad (3)$$

where:

$C_{e,i,CS}$ : purchased equipment cost of equipment  $i$  in carbon steel;  
 $M$ : total number of pieces of equipment;  
 $f_p$ : installation factor for piping;  
 $f_e$ : installation factor for equipment assembly;  
 $f_{el}$ : installation factor for electrical work;  
 $f_i$ : installation factor for instrumentation and process control;  
 $f_c$ : installation factor for civil engineering work;  
 $f_s$ : installation factor for structures and buildings;  
 $f_l$ : installation factor for lagging, insulation, or painting;  
 $f_m$ : installation factor for material,  $f_m$  changes for different carbon steel.

The total equipment cost was updated using the composite index for the United States process plant industry, the Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI), which was 576.2 in June 2014. This is one of the three major cost estimation indices for chemical plants and is in the mid-range [82].

### 5.3. Levelized cost of electricity (LCOE)

The LCOE for the microturbine was calculated by dividing the total annualized plant cost (\$/yr) by the net electricity generated (MWh/yr). This assumes a useful life of 20 years. The default capacity factor was set at 85%. Assumed operating hours per year were 8766. The baseline natural gas price used in this report is 2.915 \$/MMBtu (July 2015) and excludes local taxes. This was used as the initial starting point to compare the economic advantages and implications for the site (see Appendix).

#### 5.3.1. Operation cost

Performance and cost data from recent studies of generation systems with and without post-combustion capture formed the basis of the current cost estimates [55,82–84].

The assumption to determine the fixed cost was 2.5% of CAPEX [85]. This value is for the cost of early commercial CCS projects. For the microturbine parts, [86] recommend 10 \$/kW-yr for small CHP (<5 MW). These values were added using the same units to obtain the fixed operating and maintenance cost (FOM) integrated value.

For the CCS variable cost, the study considered raw materials, treatment and disposal of waste. The assumptions were: \$1200 USD/ $t_{MEA}$ , waste treatment \$100 USD/t, Nominal MEA make-up

(1.5 kg/tCO<sub>2</sub> for MEA) [87]. According to [88] the variable cost is within the range 18–22 \$/MWh and in this study a value of 20 \$/MWh was used. These values were added using the same system of units to obtain the variable operating and maintenance cost (VOM) integrated value. For the CSP costs associated with operating and maintenance, 70 \$/kW-yr]fixed and 0.003 \$/MWh] variable costs was used according to [89].

## 6. Results and discussion

Initially, several simulations were conducted to assess the performance of the microturbine cogeneration system to match experimental data. This analysis was performed using experimental data at full load for the generation system, assuming that the solar plant provisionally supplies the energy requirements of the CO<sub>2</sub> capture system under conditions typical for Cuernavaca. The results obtained from the Thermoflex simulations for the base case are presented in Table 2. The system provides 132.7 kW of net electric power and 167 kWt for process use, to obtain a combined efficiency of 50.7%. The system expels 4.6 t/h of EG with a composition of 1.656 mol% of CO<sub>2</sub> and a temperature of 127.6 °C. These gases are conditioned to 40 °C by a direct contact cooler and sent to the CO<sub>2</sub> capture system.

Fig. 4 shows the model in Thermoflex for the case study, where the main components, such as the compressor (14), combustion chamber (15), turbine (16), TOHR (1), recuperator (5) and pump for the thermal oil supply (6) are represented. This shows the values obtained in the output current in the simulation in greater detail.

When the results of the energy analysis were compared with similar studies, the performance of COGEN under the nominal conditions was found to be consistent in terms of efficiency and EG composition [25,90]. The studies used for comparison incorporated 100 kW microturbines under ISO conditions. Fig. 5 depicts the CO<sub>2</sub> capture system with simulation results in Aspen Hysys for NG (Table 3 and Table 4). The simulations were carried out assuming that it is desired to capture 90% CO<sub>2</sub>, the CO<sub>2</sub> stream exiting the regenerator dome has a purity of 90 mol% and there is a  $\Delta T_{min}$  of 10 °C in the heat exchanger between the absorber bottom current and the inlet stream in the amine solution cooler. The specific reboiler duty was 3.9 MJ/kCO<sub>2</sub>, which is in line with literature data for the MEA process [24,91–93].

The regeneration process is actually carried out at a higher pressure (200 kPa), causing an increase in the operating temperature and a reduction in the ratio of partial pressures of water in relation to CO<sub>2</sub> in equilibrium with the amine solution (pH<sub>2</sub>O/pCO<sub>2</sub>). This results in reduced steam consumption in the regeneration process [75]. Table 3 shows the raw materials required and the energy flows necessary to operate the CO<sub>2</sub> capture system.  $Q_{REB}$ , represents the power supply to the capture system, which entails a penalty to the consumption cogeneration system of 120 kWt.  $Q_{EH}$  energy represents the heat exchange between internal currents,  $Q_{COND}$  y  $Q_{COOL}$  which gives the energy losses of the process itself.

The purpose of the analysis was to find the investment cost of a system with solar-assisted post-combustion carbon capture to obtain the LCOE and be able to compare the increase by use of each technology. Although the literature suggests that solar heat input should be added at the highest pressure level to maximize the solar thermal-to-electrical conversion efficiency [62,94], the case study only required supplying thermal energy temporarily for subsequent experimental studies.

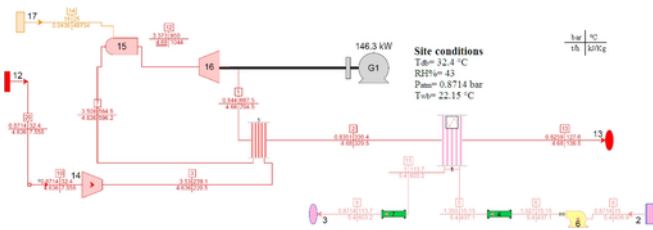
<sup>6</sup> Guthrie's detailed method of cost estimation, the installation, piping, and instrumentation costs for each piece of equipment are calculated separately.

**Table 2**  
Performance of INEEL's C200 cogeneration system.

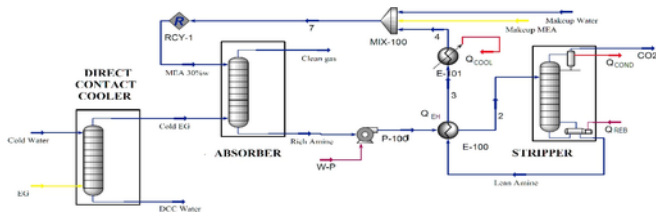
Gross Power	kW		146.3			
Net Power	kW		132.7			
Thermal Power	kWt		167			
Auxiliary Systems	kW		13.54			
Net fuel input (LHV <sup>a</sup> )	kW		591.1			
Net Electrical Efficiency (LHV)	%		22.4%			
Cogeneration Efficiency <sup>b</sup>	%		50.7%			
<b>Composition of EG from the C200</b>						
O <sub>2</sub> %mol	CO <sub>2</sub> %mol	N <sub>2</sub> %mol	Ar%mol	H <sub>2</sub> O %mol	t/h	°C
16.937	1.656	75.00	0.903	5.498	4.68	127.6

<sup>a</sup> LHV: Low Heating Values.

<sup>b</sup> For a cogeneration plant producing electricity and heat, the first law for overall plant efficiency is defined as the ratio of delivered usable energy to the energy input as follows [100]:  $W_{net}$  is the net electric power output,  $Q_{heat}$  is the heat rate supplied from the plant, and  $E_{inp}$  is the rate of energy input to the plant.



**Fig. 4.** Modelling of INEEL's cogeneration system.



**Fig. 5.** Simulation of the CO<sub>2</sub> capture process of gases from the combustion of natural gas.

**Table 3**  
Main streams summary for capture system.

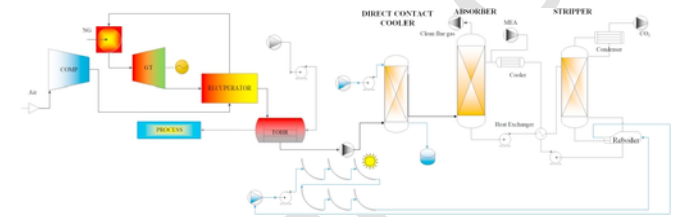
Mass Flows		
Cooling water	kg/h	3700
Combustion gases	kg/h	4600
Washing water	kg/h	129
Clean Gases	kg/h	4635
Amine Solution 30%W	kg/h	2358
Amine and Spare Water	kg/h	66
CO <sub>2</sub>	kg/h	111
Energy Flows		
Q <sub>EH</sub>	kWt	171.74
Q <sub>COND</sub>	kWt	46.453
Q <sub>REB</sub>	kWt	120.22
Q <sub>COOL</sub>	kWt	27.537

The concentrator used was PTC<sup>7</sup> [80], considered state of the art, with feed water. Fig. 6 shows the detailed model of the cogeneration

<sup>7</sup> A model of a series of parabolic mirrors that focus energy on the receiver tube situated along the focal line. The optical and thermal performance was evaluated by Thermoflex/Peace<sup>®</sup>.

**Table 4**  
Main equipment dimensions of the capture system.

Dimensions	Direct Contact Cooler.	Absorber	Regenerator
Diameter	m	0.90	0.33
Packing height	m	14.70	12.00
Operating Pressure	kPa	91	200



**Fig. 6.** Simulation of a Cogeneration system with solar-assisted post-combustion carbon capture in Cuernavaca.

system installed in Cuernavaca and the solar field constructed in Thermoflex<sup>®</sup> to evaluate the performance and investment cost. The simulation was used to obtain the surface requirements for the installation of solar concentrators. Their main geometric characteristics are reported in Table A 2 of Appendix. The geometric concentration ratio defined as the ratio between collector aperture width (3.175 m) and receiver outside diameter (0.05 m) is 63.5.

A surface area of 2610 m<sup>2</sup> (55.57 m × 46.97 m) was obtained for the arrangement of 6 reflecting rows per 2 flow paths, resulting in 145.7 kWt of power, which provides sufficient power for the reboiler of the capture system. The auxiliary services increased by 0.2528 kW due to the use of the water feed pump.

Table 5 shows that when implementing the capture system (CCS case) to reduce emissions per kW, the capture system consumes thermal energy and causes a 21% decrease in cogeneration efficiency (Table 5). This affects the thermal part to the extent of 72% of the total 167 kWt. Thus, when the solar concentrator is implemented to supply the capture system (CCS + SOLAR) an improvement in cogeneration efficiency is obtained equivalent to 3% with respect to the COGEN case. 15% of additional steam is therefore generated for the process, while simultaneously reducing CO<sub>2</sub> emissions. Electrical efficiency is affected to a lesser extent, since the installation of the solar field requires only a small water pump.

Attempts to reduce CO<sub>2</sub> emissions carry a considerable cost, either in terms of the investment cost to implement the technology or environmental damage while waiting for it to be put into operation. Table 5 shows the increase cost of implementing the capture technology alone and the capture technology coupled with a solar concentrator. The columns show the investment necessary for each technology, taking as reference the cost of the cogeneration system as base; i.e. 581,000 USD,<sup>8</sup> which delivers electrical power and process steam. For the case of capture alone, the capture system costs 956,000<sup>9</sup> USD; this reduces CO<sub>2</sub> emissions besides affecting the performance of the electrical and thermal generation system. In the case of solar-assisted post-combustion carbon capture, the solar investment is

<sup>8</sup> Investment cost of INEEL, all costs are before tax.

<sup>9</sup> Cost estimate by Guthrie-Lang method [81].

**Table 5**  
Comparison of solar concentrator with CO<sub>2</sub> capture coupled to cogeneration system.

Variable	Unit	COGEN	CCS	CCS + SOLAR
Gross Power	kW	146.3	146.3	146.3
Increase in Auxiliary services	kW	13.54	20.2257	20.4785
Thermal demand in capture system	kWt	–	120.218	–25.482
Solar Potential	kWt	–	0	145.7
Thermal power available	kWt	167	46.782	192.482
Percent of Thermal Energy Available	%	–	–72%	15%
CHP Efficiency	%	51	29	54
Increase in investment over base cost	(MMUSD)	–	64	150
Emissions	kg/h	111	11.1	11.1
Emissions per kW net	kgCO <sub>2</sub> /kW net	0.8364	0.0880	0.0882
LCOE	\$/MWh	79.65	147.87	263.03

1,457,000 USD,<sup>10</sup> which helps improve the cogeneration efficiency, provides the possibility of supplying thermal energy to another process and helps to maintain low CO<sub>2</sub> emissions with respect to the base case. In more concrete terms, mitigating emissions carries a high investment cost, up to 215% of the cogeneration system in the study.

Fig. 7 presents the Sankey diagram in a Cartesian plane with the purpose of identifying the solar contribution to the integrated system, while comparing the investment cost and emissions per kW generated for each technology. The investment of half a million dollars in the COGEN case offers a cogeneration efficiency of 51% and emissions of 0.836 kgCO<sub>2</sub> per kW net generated. The COGEN-CCS case requires investment of 1.54 million dollars to obtain cogeneration efficiency of 29% and a decrease in emissions of CO<sub>2</sub> per kW net generated of 89.47%. The investment cost increases by 164% with respect to the COGEN case. COGEN-CCS + SOLAR increases the investment cost by 415%, offers a cogeneration efficiency of 54% and a reduction of emissions per kW net generated of 89.45% with respect to the COGEN case.

For a small scale microturbine the LCOE varies between 87 and 141 \$/MWh according to [88]. Variations in fuel prices can materially affect the LCOE for conventional generation technologies, since the cost of fuel affects the LCOE by 40–45%. The results obtained show an LCOE of 79.65, 147.86 and 263.03 \$/MWh for the COGEN, COGEN-CCS and COGEN-CCS + SOLAR cases, respectively.

The variation in the cost of electricity is relatively high due of the large investment cost and the thermal demand for the amine regeneration. The main drawback is the use of thermal energy for the regeneration of amines in the COGEN-CCS case. It offers an increase of 86% in LCOE compared to COGEN, lower CO<sub>2</sub> emissions and less thermal energy. COGEN-CCS + SOLAR offers a 230% increase in LCOE over COGEN, lower CO<sub>2</sub> emissions (variation of 0.17 kgCO<sub>2</sub>/kW net with regard to COGEN-CCS) and higher thermal energy for current use, with a cogeneration efficiency of 54%, which shows an efficiency higher with respect to the COGEN case with near-zero emissions.

Due to the high cost of the capture system and the even greater investment required for the solar concentrator, the only way to imple-

ment these systems is through financial support from the government as well as compensation for the additional costs of transporting and storing CO<sub>2</sub> through sufficiently high carbon prices [95]. Currently it is estimated that a carbon price of \$58 USD/tCO<sub>2</sub> (varying between USD 40–74 USD/tCO<sub>2</sub> for case studies across OECD regions) would be required in order to make Post-combustion Carbon Capture plants feasible compared to conventional non-capturing coal fired plants [96]. Therefore, the importance of determining a cost for CO<sub>2</sub> emissions high enough to make low CO<sub>2</sub> emissions a viable option in the near future [97] is obvious.

Although, under the conditions typical in Cuernavaca, a relatively small surface area for solar collection is required, a limitation is intermittent supply, as well as high investment cost. To combat intermittency, thermal storage systems with solutions of molten salts may be implemented. This case will be studied in more detail in future work, and the costs of environmental externalities will be included. For the solar concentrator technology, the cost obtained is currently considered high. However, over recent years these costs have begun to fall, and, in addition, the use of thermal storage makes it more attractive and solves, to a large degree, the problem of intermittency. It is expected that there will be greater confidence in the large-scale implementation of this technology in the future and thus the investment costs will continue to fall.

## 7. Conclusion

The study provides an approximation of the variation in the LCOE by use of technologies that allow near-zero emissions to be achieved, such as CCS and solar-assisted CCS coupled with cogeneration systems. The investment costs for the integration of a CSP system and CO<sub>2</sub> capture system are analysed in this work, based on a cogeneration system installed in Cuernavaca, Mexico, to support the development of new policies that promote the gradual implementation of clean technologies throughout the country. The implementation of CO<sub>2</sub> capture systems in INEEL's cogeneration system necessitates a power requirement of 120 kWt. The use of solar energy as a support for amine regeneration helps to increase the cogeneration efficiency when coupled to a system with CO<sub>2</sub> capture. In addition, it decreases CO<sub>2</sub> emissions via the use of thermal energy from renewable sources and provides more than one source of energy, with a surplus of energy equivalent to 15% with respect to the base case. The results obtained show an LCOE of 79.65, 147.86 and 263.03 \$/MWh for the COGEN, COGEN-CCS and COGEN-CCS + SOLAR cases, respectively. For cases with CO<sub>2</sub> capture, the results are mainly influenced by the initial investment cost, since they require very high investments to provide thermal and electricity energy, mainly due to the low concentration of CO<sub>2</sub> in the exhaust gas; although the COGEN-CCS case offers clean energy with low cogeneration efficiency, causing an increase of 86% in the LCOE. This last case allows the possibility of obtaining clean energy with greater cogeneration efficiency, but with an increase in LCOE of 230% with regard to the COGEN case.

In Mexico, the use of clean technologies is being promoted through the Certificates of Clean Energies (Spanish acronym CEL). Acquiring CEL certification indicates that the technology is “an instrument to promote new investments in clean energy and allows the transformation of individual obligations into the national goals of clean electricity generation, effectively and at the lowest cost for the country”. Over the short term this provides an incentive for Mexico to implement these types of technologies, but further GHG reduction mechanisms are necessary for CO<sub>2</sub> capture.

<sup>10</sup> Cost by PEACE (Plant Engineering and Construction Estimator) of Thermoflex 25<sup>®</sup>. PEACE performs preliminary engineering calculations to determine the weights, dimensions, and costs of the components needed to achieve the heat balance design.

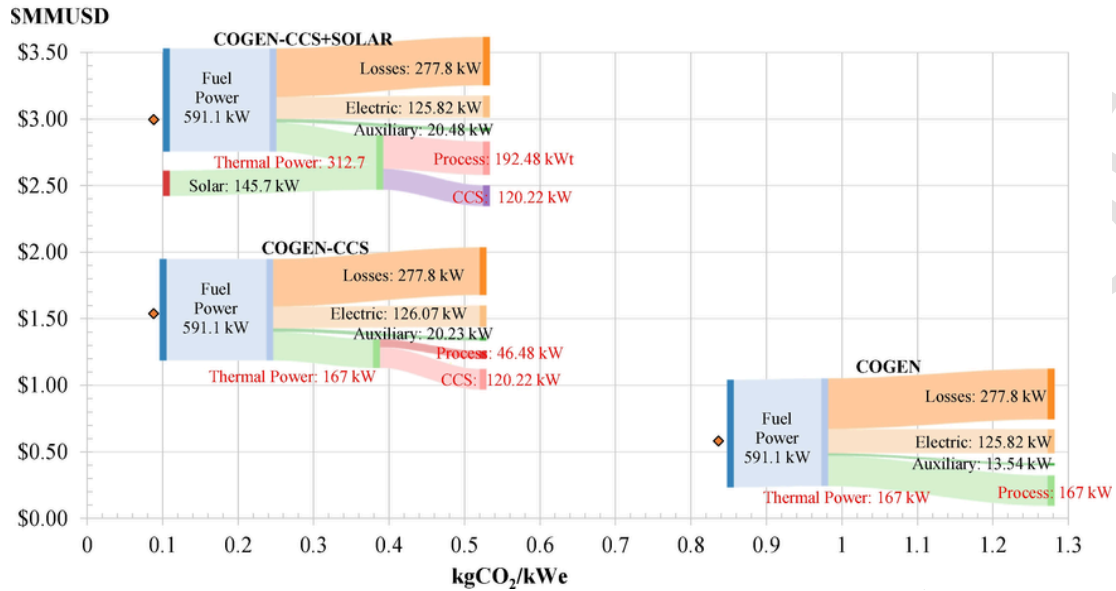


Fig. 7. Comparative Sankey diagram for investment vs CO<sub>2</sub> per kW.

The results indicate that production systems that deliver emissions close to zero require very large up-front investments, meaning that high-efficiency cogeneration systems and low-emission solely can only be implemented through government support by carbon taxes or national funding. Private investors would be unlikely to make large investments to obtain high electricity prices. In addition, it is recommended that these values are used to support the generation of new public policies in the country.

**Acknowledgments**

The authors are grateful for the support provided by National Council for Science and Technology (CONACyT), the Institute of Engineering of National Autonomous University of Mexico (UNAM) and the Mexican CCUS Center, led by National Institute of Electricity and Clean Energy (INEEL).

**Appendix.**

*Levelized cost of electricity*

$$LCOE = \frac{(TCC)(FCF) + (FOM)}{(CF)(8766)(MW)} + VOM + HR(FC) \quad (4)$$

where LCOE=levelized cost of electricity (\$/MWh), TCC=total capital cost, FCF=fixed charge factor (fraction/yr), FOM=fixed operating and maintenance (O&M) costs (\$/yr), VOM=variable non-fuel O&M costs (\$/MWh), HR=net power plant heat rate (MJ/MWh), FC=unit fuel cost (\$/MJ), CF=plant capacity factor (fraction), 8766=total hours in an average year, and MW=net plant capacity (MW).

All of the parameters in Eq. (4) represent their “levelized” values over the life of the power plant. These are numerically the same as the first-year COE for the particular case where costs are expressed in

dollars and all parameter values remain constant over the life of the plant. In all other cases, a series of “levelization factors” can be applied to first-year values to obtain levelized values. See Ref. [98].

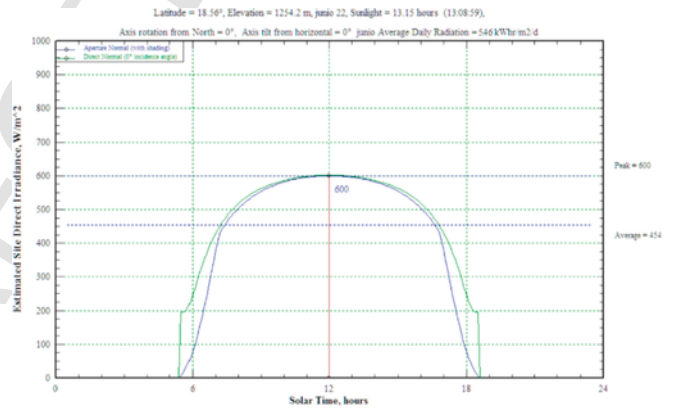
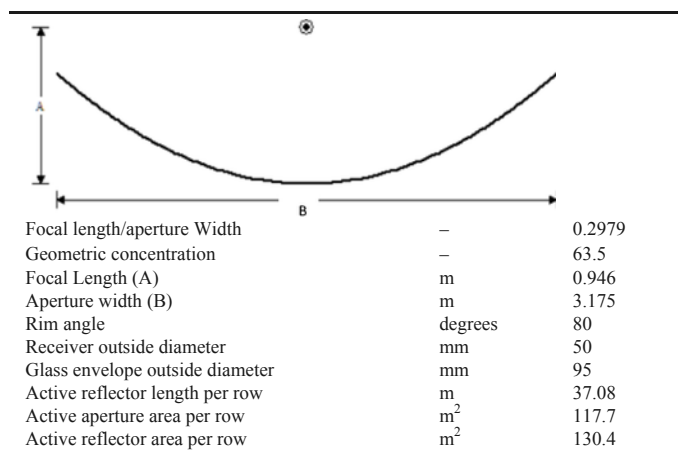


Fig. A1. Solar irradiation profile (DNI) obtained using Thermoflex.

Table A1 Assumed factors for estimation of project fixed capital cost [81].

Item	Factor
$f_{er}$	0.3
$f_p$	0.8
$f_i$	0.3
$f_{el}$	0.2
$f_c$	0.3
$f_s$	0.2
$f_l$	0.1
$f_m$	1.3

Table A2 Geometric characteristics of the concentrating system.



## References

- [1] J.G. Lu, L. Gao, J.T. Wang, Z.Y. Lu, C.X. Wang, Q. Wu, et al., Prediction and validation of physical property for a CO<sub>2</sub> capture agent of aqueous (potassium citrate + 2-amino-2-methyl-1-propanol), *J Nat Gas Sci Eng* 27 (2015) 1574–1584, <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2015.10.025>.
- [2] A. Shamiri, M.S. Shafeeyan, H.C. Tee, C.Y. Leo, M.K. Aroua, N. Aghamohammadi, Absorption of CO<sub>2</sub> into aqueous mixtures of glycerol and monoethanolamine, *J Nat Gas Sci Eng* 35 (2016) 605–613, <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2016.08.072>.
- [3] INECC, Inventario Nacional de Emisiones de GEI. Mexico, 2013.
- [4] International Energy Agency, Mexico energy outlook special report, 2016.
- [5] CONUEE/GIZ, Guía Práctica de Tramites y Permisos para Proyectos de Cogeneración. Mexico, 2012.
- [6] DOF, Ley del servicio público de energía eléctrica, 2014.
- [7] N.M. Isa, C.W. Tan, A.H.M. Yatim, A comprehensive review of cogeneration system in a microgrid: a perspective from architecture and operating system, *Renew Sustain Energy Rev* (2016) 1–28, <https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.06.034>.
- [8] Global CCS Institute. Mexico launches CCUS Centre to advance deployment of carbon capture 2018:10–1. <https://www.globalccsinstitute.com/news/institute-updates/mexico-launches-ccus-centre-advance-deployment-carbon-capture> (accessed March 3, 2018).
- [9] SENER, CONACYT, Convocatoria – Conacyt – Secretaría de Energía – hidrocarburos – 2017-02 centro Mexicano de captura, USO Y Almacenamiento de CO<sub>2</sub> (CEMCCUS) 2 (2017) 1–3.
- [10] D.O.F. Ley, General de Cambio climático. 01-06-2016, 2016:1–44.
- [11] CFE. Programa de Obras e Inversiones del Sector Eléctrico. POISE 2014-2028 2014.
- [12] International Energy Agency (IEA), Energy technology perspectives 2016 - towards sustainable, *Urban Energy Syst* 14 (2016) [https://doi.org/10.1787/energy\\_tech-2014-en](https://doi.org/10.1787/energy_tech-2014-en).
- [13] A. Aspelund, T. Gundersen, A liquefied energy chain for transport and utilization of natural gas for power production with CO<sub>2</sub> capture and storage - Part 2: the offshore and the onshore processes, *Appl Energy* 86 (2009) 793–804, <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2008.10.022>.
- [14] Y. Wu, W. Liu, Y. Yang, Optimization of an existing coal-fired power plant with CO<sub>2</sub> capture, *Energy Power Eng* 5 (2013) 157–161, <https://doi.org/10.4236/epe.2013.54B030>.
- [15] I. Bostan, A. Gheorghie, V. Dulgheru, I. Sobor, V. Bostan, A. Sochirean, Resilient energy systems, vol. 19, Springer Netherlands, Dordrecht, 2013 <https://doi.org/10.1007/978-94-007-4189-8>.
- [16] CaESAR, European best practice guidelines for assessment of CO<sub>2</sub> capture technologies, 2011.
- [17] D.G. Chapel, C.L. Mariz, J. Ernest, Recovery of CO<sub>2</sub> from flue Gases : commercial trends, *Can Soc Chem Eng Annu Meet* 17 (1999).
- [18] CB&I Stone & Webster I. Assessment of natural gas combined cycle plants for carbon dioxide capture and storage in a gas dominated electricity market. vol. CEC-500-20. 2015.
- [19] M.A. González-Salazar, Recent developments in carbon dioxide capture technologies for gas turbine power generation, *Int J Greenh Gas Contr* 34 (2015) 106–116, <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2014.12.007>.
- [20] Wood DA. Natural gas needs to compete more innovatively and cooperatively with coal and renewable energies to sustain growth. *J Nat Gas Sci Eng* 2016;35:A1–5. [doi:10.1016/j.jngse.2016.09.039](https://doi.org/10.1016/j.jngse.2016.09.039).
- [21] A. Nuchitprasittichai, S. Cremaschi, Optimization of CO<sub>2</sub> capture process with aqueous amines -a comparison of two simulation- optimization approaches, *Ind Eng Chem Res* 52 (2013) 10236–10243, <https://doi.org/10.1021/ie3029366>.
- [22] E.O. Agbonghae, K.J. Hughes, D.B. Ingham, L. Ma, M. Pourkashanian, Optimal process design of commercial-scale amine-based CO<sub>2</sub> capture plants, *Ind Eng Chem Res* 53 (2014) 14815–14829, <https://doi.org/10.1021/ie5023767>.
- [23] SENER, Prospectiva de Energías renovables 2012-2026, 2012:1–156, <https://doi.org/10.1017/CBO9781107415324.004>.
- [24] A. Cousin, A. Cottrell, S. Huang, P.H.M. Feron, A. Lawson, S. Corporation, Tarong CO<sub>2</sub> capture pilot plant, 2012:7–16.
- [25] W. De Paepe, F. Delattin, S. Bram, J. De Ruycck, Discussion of the effects of recirculating exhaust air on performance and efficiency of a typical microturbine, *Energy* 45 (2012) 456–463, <https://doi.org/10.1016/j.energy.2011.11.060>.
- [26] NREL, Concentrating solar power basics, 2016 <http://www.nrel.gov/workingwithus/re-csp.html>, Accessed 15 November 2016.
- [27] W.B. Stine, M. Geyer, Power from the sun, 2001 <http://www.powerfromthesun.net/Book/chapter01/chapter01.html>, Accessed 4 June 2018.
- [28] R. Khalilpour, D. Milani, A. Qadir, M. Chiesa, A. Abbas, A novel process for direct solvent regeneration via solar thermal energy for carbon capture, *Renew Energy* 104 (2016) 60–75, <https://doi.org/10.1016/j.renene.2016.12.001>.
- [29] Z. Chen, C. Qin, Q. Jin, Experimental and theoretical study on a hybrid residential hot water system with solar and gas, *J Nat Gas Sci Eng* 26 (2015) 974–980, <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2015.07.037>.
- [30] K. Midthun, V.S. Nørstebø, Rkebye, G. Pérez Valdés, T. Bjørkvoll, Investment analysis of an integrated industrial park with carbon capture, *J Nat Gas Sci Eng* 7 (2012) 44–51, <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2012.03.007>.
- [31] Martínez J, Fernández A. Cambio climático: una visión desde México. first ed. Mexico: 2004.
- [32] Secretaría de Energía, Programa de Desarrollo del Sistema Electrico Nacional 2015–2029, SENER, 2015:1–250.
- [33] P. Pilavachi, Mini-and micro-gas turbines for combined heat and power, *Appl Therm Eng* 22 (2002) 2003–2014.
- [34] SEMARNAT, Programa especial de Cambio climático 2014-2018 (PECC). Plan nac desaro 2013–2018, 2014:1–5, <https://doi.org/10.1007/s13398-014-0173-7.2>.
- [35] DOF, Estrategia Nacional de Cambio Climático 61 (2013) <https://doi.org/10.4206/agrosur.1974.v2n2-09>.
- [36] F. Wang, H. Li, J. Zhao, S. Deng, J. Yan, Technical and economic analysis of integrating low-medium temperature solar energy into power plant, *Energy Convers Manag* 112 (2016) 459–469, <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2016.01.037>.
- [37] T. Lambert, A. Hoadley, B. Hooper, Process integration of solar thermal energy with natural gas combined cycle carbon capture, *Energy* 74 (2014) 248–253, <https://doi.org/10.1016/j.energy.2014.06.038>.
- [38] A. Qadir, M. Mokhtar, R. Khalilpour, D. Milani, A. Vassallo, M. Chiesa, et al., Potential for solar-assisted post-combustion carbon capture in Australia, *Appl Energy* 111 (2013) 175–185, <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2013.04.079>.
- [39] A. Alovviso, R. Chacartegui, C. Ortiz, J.M. Valverde, V. Verda, Optimizing the CSP-calcium looping integration for thermochemical energy storage, *Energy Convers Manag* 136 (2017) 85–98, <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2016.12.093>.
- [40] C. Ortiz, R. Chacartegui, J.M. Valverde, A. Alovviso, J.A. Becerra, Power cycles integration in concentrated solar power plants with energy storage based on calcium looping, *Energy Convers Manag* 149 (2017) 815–829, <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2017.03.029>.
- [41] C. Tregambi, P. Salatino, R. Solimene, F. Montagnaro, An experimental characterization of Calcium Looping integrated with concentrated solar power, *Chem Eng J* 331 (2018) 794–802, <https://doi.org/10.1016/j.cej.2017.08.068>.
- [42] IEAGHG, Assessment of emerging CO<sub>2</sub> capture technologies and their potential to reduce costs, 2014.
- [43] R. Canepa, M. Wang, C. Biliyok, A. Satta, Thermodynamic analysis of combined cycle gas turbine power plant with postcombustion CO<sub>2</sub> capture and exhaust gas recirculation, *Proc Inst Mech Eng Part E J Process Mech Eng* 227 (2013) 89–105, <https://doi.org/10.1177/0954408912469165>.
- [44] H. Li, G. Haugen, M. Ditaranto, D. Berstad, K. Jordal, Impacts of exhaust gas recirculation (EGR) on the natural gas combined cycle integrated with chemical absorption CO<sub>2</sub> capture technology, *Energy Procedia* 4 (2011) 1411–1418, <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2011.02.006>.
- [45] Diesel & gas turbine worldwide. Secure power Solutions 2013:56.
- [46] L.P.M. Colombo, F. Armanasco, O. Perego, Experimentation on a cogenerative system based on a microturbine, *Appl Therm Eng* 27 (2007) 705–711, <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2006.10.005>.
- [47] H. Nikpey Somehsaraei, M. Mansouri Majoumerd, P. Breuhaus, M. Assadi, Performance analysis of a biogas-fueled micro gas turbine using a validated

- thermodynamic model, *Appl Therm Eng* 66 (2014) 181–190, <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2014.02.010>.
- [48] CAPSTONE, Capstone C200 microturbine technical reference, 2009.
- [49] G.T. Rochelle, Amine scrubbing for CO<sub>2</sub> capture, *Science* (80-) 325 (2009) 1652–1654, <https://doi.org/10.1126/science.1176731>.
- [50] A.L. Kohl, R.B. Nielsen, *Gas Purificat* (1997) <https://doi.org/10.1016/B978-088415220-0/50009-4>.
- [51] L.M. Romeo, I. Bolea, J.M. Escosa, Integration of power plant and amine scrubbing to reduce CO<sub>2</sub> capture costs, *Appl Therm Eng* 28 (2008) 1039–1046, <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2007.06.036>.
- [52] M. Mokhtar, M.T. Ali, R. Khalilpour, A. Abbas, N. Shah, A Al Hajaj, et al., Solar-assisted post-combustion carbon capture feasibility study, *Appl Energy* 92 (2012) 668–676, <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2011.07.032>.
- [53] G. Ferrara, A. Lanzini, P. Leone, M.T. Ho, D.E. Wiley, Exergetic and exergoeconomic analysis of post-combustion CO<sub>2</sub> capture using MEA-solvent chemical absorption, *Energy* 130 (2017) 113–128, <https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.04.096>.
- [54] T. Spietz, T. Chwola, A. Krótki, A. Tatarczuk, L. Więclaw-Solny, A. Wilk, Ammonia emission from CO<sub>2</sub> capture pilot plant using aminoethylethanolamine, *Int J Environ Sci Technol* (2017) 1–8, <https://doi.org/10.1007/s13762-017-1475-z>.
- [55] U.S. Department of Energy. Cost and performance baseline for fossil energy plants. Volume 1: Bituminous Coal Nat Gas Electr 2010;1:600. <http://dx.doi.org/DOE/NETL-2010/1397>.
- [56] C. Shrikar, G. Amitabh, H. Balazs, Advanced technology for the capture of carbon dioxide from flue gases, In: *Proc 1st Natl Conf carbon sequestration*, 2001, pp. 1–11.
- [57] IPCC, IPCC special report on carbon dioxide capture and storage. United Kingdom and New York, NY, USA, 2005.
- [58] A.D. Rao, in: A.D. Rao (Ed.), *Combined cycle systems for near-zero emission power*, vol. 32, Woodhead Publishing Series in Energy, 2012, p. 360.
- [59] T. Harkin, A. Hoadley, B. Hooper, Using multi-objective optimisation in the design of CO<sub>2</sub> capture systems for retrofit to coal power stations, *Energy* 41 (2012) 228–235, <https://doi.org/10.1016/j.energy.2011.06.031>.
- [60] M. Mostofi, A.H. Nosrat, J.M. Pearce, Institutional scale operational symbiosis of photovoltaic and cogeneration energy systems, *Int J Environ Sci Technol* 8 (2011) 31–44, <https://doi.org/10.1007/BF03326193>.
- [61] U.S. Department of Energy, Concentrating solar power basics, 2013 <http://energy.gov/eere/sunshot/concentrating-solar-power>.
- [62] B. Kelly, U. Hermann, M. Hale, Optimization studies for integrated solar combined cycle systems, *Proc Sol Energy Forum Power Choose* (2001) 393–398.
- [63] Q. Li, S.S.M. Tehrani, R.A. Taylor, Techno-economic analysis of a concentrating solar collector with built-in shell and tube latent heat thermal energy storage, *Energy* 121 (2017) 220–237, <https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.01.023>.
- [64] REN21, Global status report, 2014.
- [65] H. Martín, J. De La Hoz, G. Velasco, M. Castilla, J.L. Garcia De Vicuña, Promotion of concentrating solar thermal power (CSP) in Spain: performance analysis of the period 1998–2013, *Renew Sustain Energy Rev* 50 (2015) 1052–1068, <https://doi.org/10.1016/j.rser.2015.05.062>.
- [66] F.W. Bliet, A. van den Noort, B. Roossien, R. Kamphuis, J. de Wit, J. van der Velde, et al., The role of natural gas in smart grids, *J Nat Gas Sci Eng* 3 (2011) 608–616, <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2011.07.008>.
- [67] G. Manente, S. Rech, A. Lazzaretto, Optimum choice and placement of concentrating solar power technologies in integrated solar combined cycle systems, *Renew Energy* 96 (2016) 172–189, <https://doi.org/10.1016/j.renene.2016.04.066>.
- [68] Z. Pan, L. Zhang, Z. Zhang, L. Shang, S. Chen, Thermodynamic analysis of KCS/ORC integrated power generation system with LNG cold energy exploitation and CO<sub>2</sub> capture, *J Nat Gas Sci Eng* 46 (2017) 188–198, <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2017.07.018>.
- [69] E.M.A. Mokheimer, Y.N. Dabwan, M.A. Habib, S.A.M. Said, F.A. Al-Sulaiman, Techno-economic performance analysis of parabolic trough collector in Dhahran, Saudi Arabia, *Energy Convers Manag* 86 (2014) 622–633, <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2014.06.023>.
- [70] NETL, Current and future technologies for natural gas combined cycle (NGCC) power plants, 2013 <http://dx.doi.org/DOE/NETL-341/061013>.
- [71] W.L.R. Gallo, A.G. Gallego, V.L. Acevedo, R. Dias, H.Y. Ortiz, B.A. Valente, Exergy analysis of the compression systems and its prime movers for a FPSO unit, *J Nat Gas Sci Eng* 44 (2017) 287–298, <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2017.04.023>.
- [72] J. Dymont, S. Watanasiri, I. Rumyantseva, Acid gas cleaning using amine Solvents: validation with experimental and plant data, *Aspen Technol Inc*, 20152–10.
- [73] H.P. Mangalapally, H. Hasse, Pilot plant experiments for post combustion carbon dioxide capture by reactive absorption with novel solvents, *Energy Procedia* 4 (2011) 1–8, <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2011.01.015>.
- [74] L.E. Øi, T. Bråthen, C. Berg, S.K. Brekne, M. Flatin, R. Johnsen, et al., Optimization of configurations for amine based CO<sub>2</sub> absorption using aspen HYSYS, *Energy Procedia* 51 (2014) 224–233, <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2014.07.026>.
- [75] S.S. Warudkar, K.R. Cox, M.S. Wong, G.J. Hirasaki, Influence of stripper operating parameters on the performance of amine absorption systems for post-combustion carbon capture: Part I. Vacuum strippers, *Int J Greenh Gas Contr* 16 (2013) 351–360, <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2013.01.049>.
- [76] T. Ogawa, Carbon dioxide capture and utilization for gas engine, 2013587–590.
- [77] H.C. Hottel, A simple model for estimating the transmittance of direct solar radiation through clear atmospheres, *Sol Energy* 18 (1976) 129–134, [https://doi.org/10.1016/0038-092X\(76\)90045-1](https://doi.org/10.1016/0038-092X(76)90045-1).
- [78] Brooks F.J. GE gas turbine performance characteristics. Schenectady, NY: [n.d].
- [79] W.E. Bill Forsthoffer, Gas turbine performance. Forsthoffer's Rotating Equip. Handbooks, Elsevier, 2005395–406, <https://doi.org/10.1016/B978-185617472-5/50033-2>.
- [80] A. Giostri, M. Binotti, P. Silva, E. Macchi, G. Manzolini, Comparison of two linear collectors in solar thermal plants: parabolic Trough versus Fresnel, *J Sol Energy Eng* 135 (2013) 011001, <https://doi.org/10.1115/1.4006792>.
- [81] G.P. Towler, R.K. Sinnott, Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design, 2008 <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-096659-5.00022-5>.
- [82] E.S. Rubin, J.E. Davison, H.J. Herzog, The cost of CO<sub>2</sub> capture and storage, *Int J Greenh Gas Contr* 40 (2015) 378–400, <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2015.05.018>.
- [83] C. Nichols, United SD of E. Coal-fired power plants in the United States: examination of the costs of retrofitting with CO<sub>2</sub> capture technology, *Analysis* 56 (2011).
- [84] European Commission Joint Research Centre, The cost of carbon capture and storage demonstration projects in europe, 2009 <https://doi.org/10.2790/18793>.
- [85] McKinsey & Company, Carbon capture and storage: assessing the economics, 2008.
- [86] A. Olson, S. Nick, P. Kush, K. Gabe, Capital cost review of power generation technologies, *West Electr Coord Counc* 105 (2014).
- [87] A.B. Rao, E.S. Rubin, A.B. Rao, A technical, economic, and environmental assessment of amine-based CO<sub>2</sub> capture technology for power plant greenhouse gas control, *Environ Sci Technol* 36 (2002) 4467–4475, <https://doi.org/10.1021/es0158861>.
- [88] Lazard, Lazard's levelized cost of energy analysis—version 8.0, 201420.
- [89] IRENA, Renewable energy technologies cost analysis series: concentrating solar power, *Compr Renew Energy* 3 (2012) 595–636, <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-087872-0.00319-X>.
- [90] M. Kautz, U. Hansen, The externally-fired gas-turbine (EFGT-Cycle) for decentralized use of biomass, *Appl Energy* 84 (2007) 795–805, <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2007.01.010>.
- [91] M. Pan, F. Aziz, B. Li, S. Perry, N. Zhang, I. Bulatov, et al., Application of optimal design methodologies in retrofitting natural gas combined cycle power plants with CO<sub>2</sub> capture, *Appl Energy* (2015) <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2015.03.035>.
- [92] O. Bolland, N. Booth, C. Ekstrom, E.S. Fernandez, E. Macchi, G. Manzolini, et al., European best practice guidelines for the evaluation of CO<sub>2</sub> capture technologies, *Trondheim*, 20111–24.
- [93] D.V. Quang, N El Hadri, M.R.M. Abu-zahra, Reduction in the regeneration energy of CO<sub>2</sub> capture process by impregnating amine solvent onto precipitated, *Silica* 9 (2013) 82–102.
- [94] G. Zhu, T. Neises, C. Turchi, R. Bedilion, Thermodynamic evaluation of solar integration into a natural gas combined cycle power plant, *Renew Energy* 74 (2015) 815–824, <https://doi.org/10.1016/j.renene.2014.08.073>.
- [95] International Energy Agency, Redrawing the energy-climate map: world energy outlook special report, 2013.
- [96] M. Finkenrath, Cost and performance of carbon dioxide capture from power generation, vol. 35, 2011 <https://doi.org/10.1787/5kgggn8wk051-en>.
- [97] N. Sipöcz, F.A. Tobiesen, Natural gas combined cycle power plants with CO<sub>2</sub> capture - opportunities to reduce cost, *Int J Greenh Gas Contr* 7 (2012) 98–106, <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2012.01.003>.
- [98] E.S. Rubin, C. Short, G. Booras, J. Davison, C. Ekstrom, M. Matuszewski, et al., A proposed methodology for CO<sub>2</sub> capture and storage cost estimates, *Int J Greenh Gas Contr* 17 (2013) 488–503, <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2013.06.004>.
- [99] NREL, Agua Prieta II, 20171–2 [https://www.nrel.gov/csp/solarpacs/project\\_detail.cfm/projectID=135](https://www.nrel.gov/csp/solarpacs/project_detail.cfm/projectID=135).
- [100] E.M.A. Mokheimer, Y.N. Dabwan, M.A. Habib, Optimal integration of solar energy with fossil fuel gas turbine cogeneration plants using three different CSP technologies in Saudi Arabia, *Appl Energy* 185 (2017) 1268–1280, <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2015.12.029>.

*Levelized Cost Analysis of Microturbine with Exhaust Gas Recirculation and CO<sub>2</sub> Capture System in Mexico*

International Journal of Greenhouse Gas Control

Date: 28/Nov/2018

INTERNATIONAL JOURNAL OF  
**Greenhouse Gas Control**

Jordan Pérez Sánchez | My Journals | Log Out | Help **EVISE\***

Home Reports

**My Author Tasks**

[Start New Submission](#) [Click here](#) to view your submissions with a final decision

**My Submissions with Journal (1)**

<a href="#">Levelized Cost Analysis of Microturbine with Exhaust Gas Recirculation and CO<sub>2</sub> Capture System in Mexico</a>	JGGC_2017_598_R4
<b>Current status:</b> Under Review (11/Oct/2018)	<b>Associate Editor:</b> Andrea Ramirez
<a href="#">View Editor/Reviewer comments</a>	<b>Article Type:</b> Full Length Article
	<b>Initial submission:</b> 17/Oct/2017

# Levelized Cost Analysis of Microturbine with Exhaust Gas Recirculation and CO<sub>2</sub> Capture System in Mexico.

Jordán Pérez Sánchez<sup>1\*</sup>, Javier Eduardo Aguillón Martínez<sup>1</sup>, Zdzislaw Mazur Czerwicz<sup>2</sup>, Alan Martín Zavala Guzmán<sup>2</sup>

<sup>1</sup> Torre de Ingeniería, Piso 1, Ala Sur, Cubículo 3, Universidad Nacional autónoma de México, Av. Universidad No 3000, Ciudad Universitaria, Coyoacán, C.P. 04510 México D.F., México.

<sup>2</sup> National Institute of Electricity and Clean Energies, Av. Reforma No. 113, Col Palmira, Cuernavaca, Mor. C.P. 62490, México.

\* Corresponding author. Tel.: +52 (55) 56233600 Ext. 3633

E-mail address: [jperezs@iingen.unam.mx](mailto:jperezs@iingen.unam.mx) (Jordan Pérez Sánchez).

## Highlights

- An experimental model validated on site for MGT-C200 is presented.
- An integrated model of MGT with CO<sub>2</sub> capture unit was evaluated *in situ*.
- Levelized cost of electricity for an experimental MGT using EGR with CO<sub>2</sub> capture was determined.
- The use of 40% EGR on a microturbine was found to decrease the thermal energy demand by 5% for a reboiler *in situ* (Cuernavaca).
- Thermal energy recovery by thermal oil was found to satisfy the thermal requirement for amine regeneration in the reboiler.

## Keywords:

Model validation; Microturbine; CO<sub>2</sub> Capture; CCS; Exhaust Gas Recirculation.

## Abstract

The effect on the Levelized Cost of Electricity (LCOE) by implementing CO<sub>2</sub> capture on a 200 kW microturbine installed at the National Institute of Electricity and Clean Energies (Spanish acronym INEEL) was evaluated. Increasing the CO<sub>2</sub> concentration in exhaust gas is a potentially effective method to reduce the high electrical efficiency penalty caused by using the capture system with chemical absorption. In this paper the LCOE achieved with and without Exhaust Gas Recirculation (EGR) of CO<sub>2</sub> were compared. Data obtained in experimental tests of the microturbine operating with diesel as fuel on-site were used to validate the simulated performance in Thermoflex, since there is currently no existing natural gas infrastructure. It was assumed that the performance would be similar to the manufacturer's data, although for each fuel the combustor was different. Natural Gas was used in the simulation at 100% load. The CO<sub>2</sub> capture plant was simulated using Aspen Hysys with MEA as the solvent at 90% capture of CO<sub>2</sub> and 90% purity. Simulations helped to size the equipment and calculate the investment cost of the CO<sub>2</sub> capture and EGR systems. The LCOE was compared for CO<sub>2</sub> capture and an EGR system at different ratios, showing that the use of EGR with a small scale capture system reduces the LCOE, while reduces the heat duty in the reboiler due to the increase of CO<sub>2</sub> in exhaust gases.

## 1. Introduction

The study of electricity generation systems in Natural Gas Combined Cycle (NGCC) power plants is pertinent due to increased generation in the Mexican sector. A total power generation of 54.902 MW was recorded in March 2015 (approximately a 10% increase compared to 2002). Figure 1 shows the growth from January 2002 to March 2015. Renewables include nuclear, geothermal, wind,



hydroelectric and photovoltaic. Coal includes pulverized coal and dual and gas includes NGCC and turbogas.

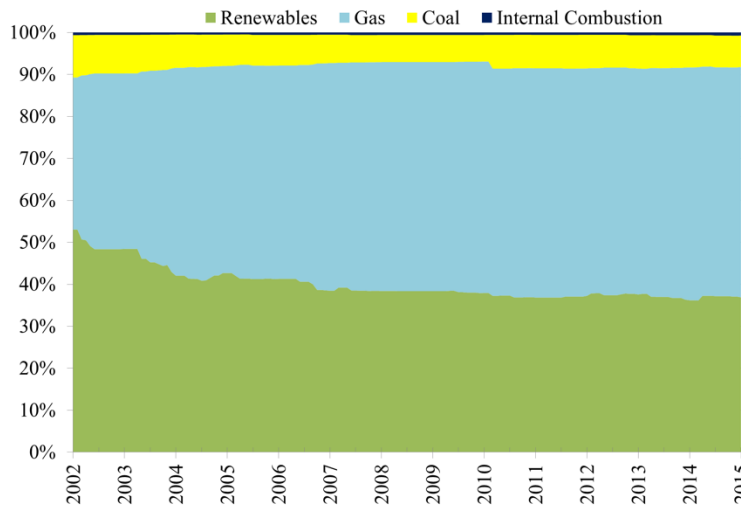


Figure 1. Percentage of electricity generation by fuel type in Mexico, 2002-2015<sup>1</sup>.

NGCC plants are characterized by their high levels of efficiency compared to other conventional technologies. NGCC is the predominant technology in the national energy matrix, representing almost 35.6% (23,309 MW) of capacity, and 49.6% (149,688 GWh) of the country's electricity generation (Secretaria de Energía, 2015). In addition to the above and in accordance with national energy strategies for the electricity generation sector in Mexico, significant growth of new combined cycle plants is expected (Secretaria de Energía, 2015). Economic growth in developing countries is closely linked to the increase in energy demand. Projections indicate the reliance on fossil fuels. Energy use will continue to increase, although not necessarily in parallel with the development of new environmentally and economically efficient technologies. For this reason, as the effects of pollution become a concern (climate change), it is necessary to control the emissions of gases, such as CO<sub>2</sub>, in order to protect the environment. One of the goals set by the Official Journal of the Federation (Spanish acronym DOF), is “the country assumes the indicative objective or aspirational goal of reducing, by the year 2020, thirty percent of emissions with respect to the baseline; as well as a fifty percent emission reduction by 2050 in relation to those issued in the year 2000.” (DOF, 2016). This necessitates the integration of CO<sub>2</sub> capture systems in combined cycle plants within the concept of Clean Generation Technologies<sup>2</sup> (CFE, 2014). Global warming and related environmental damage associated with emissions of CO<sub>2</sub>, the most significant greenhouse gas, have long been recognized to represent a potentially serious threat to the Earth's environment (Lu et al., 2015; Shamiri et al., 2016). CO<sub>2</sub> is mainly derived from the combustion of fossil fuels (Ebrahimi and Rahmani, 2016). The most widely used commercial technology developed and implemented for CO<sub>2</sub> capture systems in power plants is absorption into aqueous solutions based on amines. Among the main disadvantages of this process is the high energy consumption during regeneration, resulting in a reduction in the net electrical efficiency of the generation system. This is due to the use of steam as a power source for such regeneration. It has been reported that the coupling of capture plants can reduce overall power efficiency by 12-14% for thermal power plants using coal (Wu et al., 2013) and by about 15% for NGCC (DOF, 2013; Finkenrath, 2011). Thus the development of new solvents (Oexmann and Kather, 2010; Rolker and Seiler, 2011) and the optimization of capture processes coupled with generating plants are needed to reduce the energy penalty and costs of CO<sub>2</sub> capture (Agbonghae et al., 2014;

<sup>1</sup> Data provided from (Sistema de Información Energética (SIE), 2017)

<sup>2</sup> Also called New Clean Generation (NCG)

Nuchitprasittichai and Cremaschi, 2013). (Sipöcz and Tobiesen, 2012) outline the importance of determining a cost for CO<sub>2</sub> emissions high enough to make low CO<sub>2</sub> emissions a viable option in the near future. The development of CCS is subject to regional policy, the availability of resources and economic development, as well as the challenges and opportunities for carbon capture in energy production from gas turbines for Enhanced Oil Recovery (EOR). (González-Salazar, 2015).

The Mexican government has decided to venture into CO<sub>2</sub> capture and sequestration technology as one of the measures to be considered in future greenhouse gas mitigation plans. For this reason, it has decided to create the Mexican CCUS Center (Centro Mexicano de Captura, Uso y Almacenamiento de CO<sub>2</sub>) (Global CCS Institute, 2018; SENER and CONACYT, 2017). This body will assess the uncertainties concerning the economic, environmental and social risks associated with the technology.

Generally, studies have been conducted in developed countries with cold climates at ISO conditions. The behavior of CO<sub>2</sub> capture with amines in hot and tropical climates have not yet been studied and it of interest for Mexico to gain experience in this area. The technology needs to be studied in order to be implemented for one of the main sources of CO<sub>2</sub> emissions in Mexico.

In this context, the current work is the first small-scale comprehensive study with environmental conditions relevant to Mexico. It will serve as a first reference for comparing a model that can estimate the experimental design and investment costs of this technology with the characteristics of the Mexican electricity generation systems. The aim of this work is to develop an integrated model that considers the investment and design of an experimental system of a CO<sub>2</sub> capture plant coupled to an existing micro gas turbine (MGT-C200).

This will allow simulation on the small scale of the energy and economic requirements in an integrated process in Thermoflex 25 and Aspen Hysys 8.6, as well as the analysis of levelized cost of electricity (LCOE) by implementing such technology *in situ*. The implementation of exhaust gas recirculation (EGR) (Røkke and Hustad, 2005) in the system will be analyzed, which will contribute to a decrease in investment and a lower energy penalty resulting from CO<sub>2</sub> capture on site (Li et al., 2011b). In addition, the variation in the LCOE related to the increase the CO<sub>2</sub> concentration by using EGR will be analyzed. Furthermore, such a model will allow the simulation of energy and economic requirements to establish policies for the development of this technology in Mexico. It will consider the specifics of its implementation in Mexico and the characteristics of the CO<sub>2</sub> capture process suitable for the country because of its geographical location, climate and type of fuel available. The study will obtain the base cost of a CO<sub>2</sub> capture system by evaluating an installed MGT *in situ*, in relation to the versatility of this system for small-scale power generation, its compact size and low-weight per unit power (Pilavachi, 2002).

## **2. General Process description.**

### **2.1. Background and study case**

Generation systems show different performances on the large and small scale. This is affected by, for example, operational temperatures, efficiencies, as well as CO<sub>2</sub> concentration in the EG. The CO<sub>2</sub> from large-scale or industrial-scale gas turbines is within the range 3.8 to 4.5 mol% (Canepa et al., 2013; Li et al., 2011b), while for a microturbine this is between 1.6 and 1.8 mol%. The CAPSTONE C200 is a single-shaft gas turbine which comprises a centrifugal compressor, an axial turbine, a high speed generator and a combustion chamber using an air-to-air heat exchanger called a recuperator. At full load it produces a gross power output of 200 kW at ISO conditions when used in combined heat and power (CHP) applications (Bliek et al., 2011) and efficiencies of 70% are achieved (Diesel & Gas Turbine Worldwide, 2013). The use of cogeneration systems based on a microturbine is well

documented in the literature (Colombo et al., 2007) and has the flexibility to use different fuels (Nikpey Somehsaraei et al., 2014). All of the main components are shown in Figure 2.

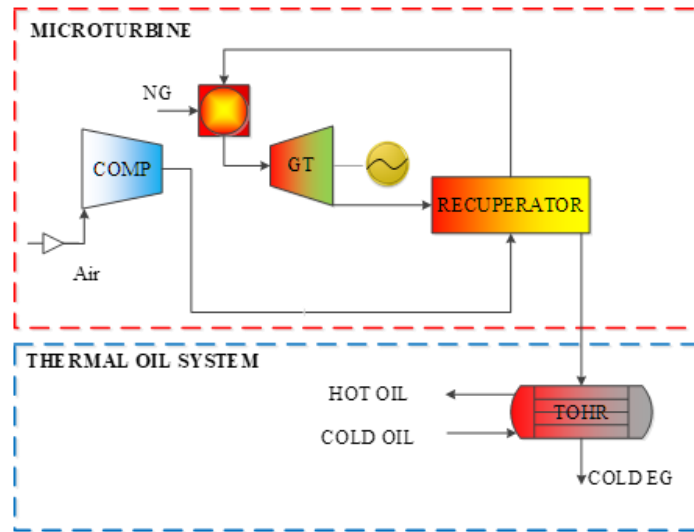


Figure 2. Components of the C200 Microturbine and thermal oil system, (CAPSTONE, 2009).

It has the ability to use diesel or NG as fuel in stand alone mode and produces electrical energy through GT power generation and via an electric generator. The electrical energy is dissipated in a bank of electrical resistors. The microturbine also produces exhaust gases (EG) at high temperatures, which are utilized in a thermal oil heat recovery (TOHR) system for use in cogeneration systems with the capacity to generate 220 kWt. After yielding the energy of the EG to thermal oil, the temperature of the cold EG is around 105-130 °C.

## 2.2. CCS by Post-combustion

Currently, the post-combustion process with chemical absorption by amines is the leading technology for capturing CO<sub>2</sub> from combustion gases (Rochelle, 2009). This has been used for decades to separate CO<sub>2</sub> from gas streams in the industry and is a mature technology (ANLEC R&D and CSIRO, 2012). The CO<sub>2</sub> capture process with aqueous amines by chemical absorption of flue gases is shown schematically in Figure 3. The benchmark absorption process is based on an aqueous solution with 30% by weight MEA as the active ingredient (Chapel et al., 1999). The fundamental principle is a reversible, exothermic reaction between the weak acid (e.g. CO<sub>2</sub>) and a weak base (for example MEA) to form a soluble salt (Kohl and Nielsen, 1997). The flue gas of a power cycle needs to be cooled before coming into contact with the MEA solvent in the absorber. A blower is required to overcome the pressure drop across the absorber. The solvent is pumped countercurrently to the EG through an absorption column. The CO<sub>2</sub> is chemically bound to the amine solvent at temperatures between 40 and 60 °C and exits from the bottom of the column. This current is referred to as rich amine because it contains captured CO<sub>2</sub>. Subsequently, the rich amine is pumped to the top of a stripper column. In this column, heat is used to release CO<sub>2</sub> from the amine. This heat is obtained from the steam extracted from the power cycle. Regeneration of the amine is carried out at a temperature of between 100 and 140 °C. The pressure of the regeneration process is limited by the amine that is used in the capture process, because this degrades with temperature. The separated gas stream contains a mixture of CO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub>O. Water is recovered using a condenser. CO<sub>2</sub> is then pressurized for transportation. In the process, the regenerated amine without CO<sub>2</sub> (lean amine) transfers heat to the rich amine in a cross flow heat exchanger.

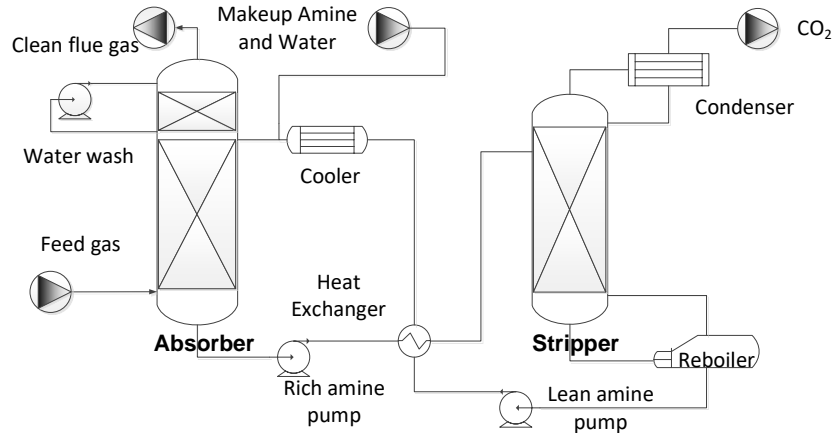


Figure 3. Schematic of the CO<sub>2</sub> capture process by chemical absorption with amine.

However, according to economic analysis carried out by the United States DOE (U.S. Department of Energy, 2010), the conventional process of post-combustion using amine for CO<sub>2</sub> capture is a costly proposition. For example, in one estimate the DOE presented a post-combustion system using amines to capture 90% of the CO<sub>2</sub> in the flue gas of a NGCC power plant which resulted in a 45% increase in the cost of electricity. One of the main disadvantages is the diluted concentration of CO<sub>2</sub> in the combustion gases (typically 4% mol, while the coal combustion process gives 14% mol) (Shrikar et al., 2001). The dilution of CO<sub>2</sub> in NGCC complicates the capture step compared to larger CO<sub>2</sub> concentrations in flue gas. Studies have shown that the minimum energy required for CO<sub>2</sub> separation is higher (Rao, 2012), and the cost per ton of CO<sub>2</sub> capture is higher for flue gas produced from NG (Chapel et al., 1999; David and Herzog, 2000). There are some key variables in reducing investments costs including: reduction of energy consumption in the regeneration system, the absorption tower height, increased capacity for CO<sub>2</sub> capture for some amine-based solvents and type of packing utilized.

### 2.3. Technologies to increase the CO<sub>2</sub> content

Among existing technologies (Bolland and Mathieu, 1998; Merkel et al., 2013) to increase the CO<sub>2</sub> content in the exhaust gases from NGCC are:

**Exhaust Gas Recirculation (EGR):** A method for increasing CO<sub>2</sub> concentration in the gas stream at the inlet of chemical absorption units, which, at the same time, can reduce the corresponding volume flow.

**Gas Turbine Humidification (EvGT):** When water or steam is introduced to the cycle, part of the air is effectively replaced by steam. Since steam may be easily separated from exhaust gas by condensation, gas turbine humidification may have a higher CO<sub>2</sub> concentration than the conventional gas turbine cycle, which would favor the CO<sub>2</sub> capture process by chemical absorption.

**Supplementary Fired Gas Turbine Cycle (SFC):** The major difference between SFC and the conventional combined cycle is the presence of a secondary combustion unit at the exit of the gas turbine where SFC is used. By burning additional fuel, exhaust gas is re-heated and sent to a heat recovery steam generator (HRSG) to generate steam for the bottoming cycle.

**Externally fired gas turbine cycle (EFC):** Whereas in conventional gas turbines the compressed air-fuel mixture is burnt in the combustor and subsequently expanded in the turbine, the combustion gases do not pass through the turbine in an externally fired gas turbine cycle. Heat from the hot exhaust gas is transferred to the compressed air in an indirect

contact heat exchanger. Since the power generation and combustion units are separated, it may not be necessary to keep the combustion at high excess air levels as for conventional gas turbines. Hence, the flue gases can be less dilute, resulting in lower volumes to treat in an amine scrubber and an increased CO<sub>2</sub> concentration in EG.

**Selective Exhaust Gas Recycle with a Membrane (S-EGR):** In this scheme, a portion of the exhaust gas leaving the HRSG is recycled in a manner similar to conventional exhaust gas recycling. However, instead of sending the recycled flue gas directly to the inlet of the feed air compressor, the flue gas passes to one side of a membrane separator. Air is passed counter currently to the flue gas on the other side of this membrane. Because the membrane is selective for CO<sub>2</sub> over oxygen and nitrogen, CO<sub>2</sub> permeates into the air stream, which is then sent to the feed compressor. Instead of mixing unseparated flue gas with the air stream (as EGR does), this system selectively recycles the CO<sub>2</sub> from the flue gas.

Comparisons were made to select the most efficient technology for implementation *in situ*. For NGCC and NGCC-CCS information was taken from base case 13 and 14 (U.S. Department of Energy, 2010). Information on technologies of exhaust gas recirculation such as: EGR, EvGT, SFC, EFC was taken from (Li et al., 2011a) and S-EGR from (Merkel et al., 2013).

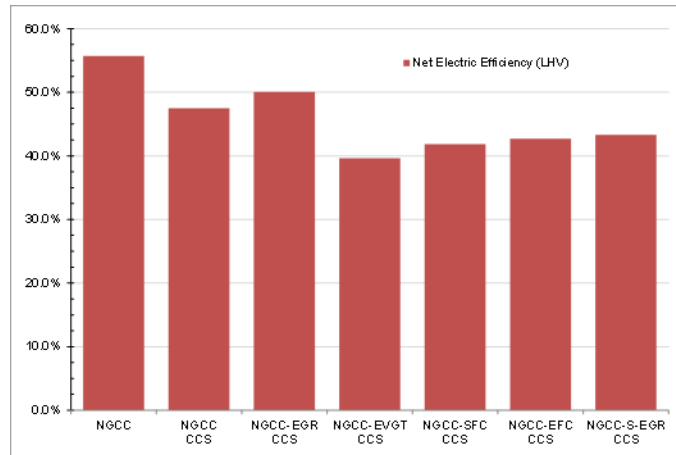


Figure 4. Electrical efficiencies with different cycles taken into consideration, based on the performance values for the NGCC and CCS cases from the (U.S. Department of Energy, 2010) where two advanced F Class turbines producing 555 MWe net power were studied. The EGR, EVGT, SFC, and EFC were extracted from (Li et al., 2011a) and S-EGR from (Merkel et al., 2013). All values are for absorption by amine with 90% CO<sub>2</sub> capture from combustion gases.

Figure 4 shows the compilation of net theoretical efficiencies for NGCC with CO<sub>2</sub> capture and the different technologies available for increasing CO<sub>2</sub> concentration in exhaust gas previously mentioned. The variation in the electrical efficiency for each case is evident. For the case of NGCC it has an efficiency of 55.7%, while if a CO<sub>2</sub> capture system is implemented the efficiency falls 8.2 percentage points, representing an efficiency of 47.5. The scenario with the lowest penalty in net efficiency for the schemes presented with CO<sub>2</sub> capture is exhaust gas recirculation, which has an efficiency of 50.08% (Figure 5 shows the simplified diagram). This is followed by S-EGR WITH 43.4%, the EFC with 42.73%, the SFC with 41.8% and finally EvGT with 39.6%. Note that only the EGR presents an improvement over the base case with CO<sub>2</sub> capture, with an increase in 2.6 percentage points, representing an improvement in the capture system. The results also show that the efficiency of NGCC with EGR will always be greater than that of a NGCC-CCS (Ali et al., 2017, 2016).

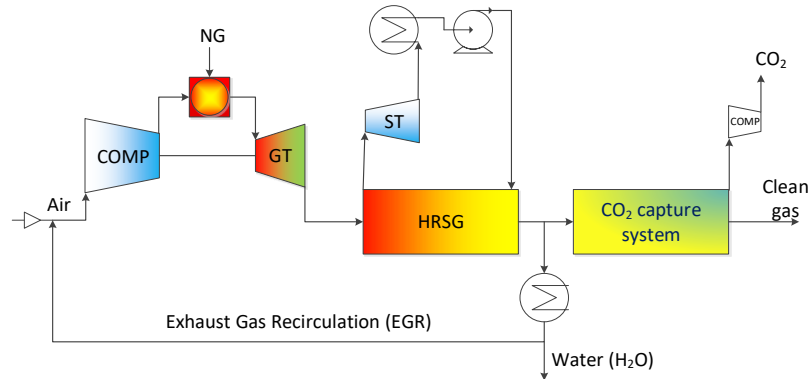


Figure 5. Simplified diagram of NGCC with EGR and CO<sub>2</sub> capture, (Merkel et al., 2013).

Although the schemes presented in Figure 2 and Figure 5 are different, they have similar operating principles, since they recover available energy in the exhaust gases of a gas turbine for use in thermodynamic processes instead of its release into the atmosphere. Fuel use may then be decreased, thus improving the overall efficiency of the system. Some studies (Mansouri et al., 2014), (Akram et al., 2016) have analyzed the effects of exhaust gas recirculation in microturbines under ISO conditions. In the present study the EGR scheme (Figure 5) is considered in order to increase the CO<sub>2</sub> content in flue gases for a microturbine using NG as fuel. This scheme can be applied *in situ* and decrease the regeneration heat duty, keeping the dimensions of the CO<sub>2</sub> capture system set.

### 2.3.1. Exhaust gas recirculation

Exhaust gas recirculation is viewed as an enabling technology to increase the CO<sub>2</sub> concentration of the flue gas stream of gas fueled power plants (Evulet et al., 2009). The additional components and considerations needed to operate EGR in a generation system are: a split at the end the EG stream to allow it to be recycled; use of a booster fan to increase the pressure before passing it through a direct contact cooler (DCC)<sup>3</sup>; cooling of the flue gas as much as is practicable since warm air derates the gas turbine. The water droplets in the gas are removed by means of a moisture separator before mixing with fresh air from the atmosphere to produce combustion air for the GTs (IEAGHG, 2012). The EGR ratio is defined as:

$$EGR = \frac{\text{Volume flow of recirculated exhaust gas}}{\text{Volume flow of exhaust gas}} \Big|_{\text{after condensation}}$$

Equation 1

The EGR ratio in the microturbine was simulated at 0-40% in accordance with (Bolland and Mathieu, 1998). A typical GT combustor normally should have a stable combustion air oxygen concentration of at least 16-18%.

### 3. Methodology.

The complete system was modelled in two stages. Firstly, using data from experimental tests with diesel *in situ* (Figure 6), the MGT-C200 was modelled in Thermoflex V25 with heat recovery. Once its simulation performance was replicated, this model was extrapolated to carry out the study with

<sup>3</sup> The DCC is a column which utilises cooling water sprayed over a bed of stainless steel structured packing through which the flue gas rises. The cooling water is circulated through a heat exchanger, to remove waste heat to the cooling towers. Any water vapour which condenses during this process is removed from the circulating system at the suction side of the circulating pump (IEAGHG, 2012). A DCC is considerably cheaper and more efficient than an indirect cooler (Ludwig, 1995).

NG, since the manufacturer indicates that the two chambers of combustion would have similar performance (CAPSTONE, 2009). This system was validated at ISO conditions: 1 bar pressure, 60% RH and 15 °C ambient temperature with data provided by the supplier (CAPSTONE, 2009) through an iterative process, see Figure 7. Conditions were adjusted to match those *in situ* in Cuernavaca (0.8714 bar, 43% RH, 32.4 °C). Characterization of fuel (composition given in Table 2) was typical for a NG plant in Mexico and was in accordance with the methodology of (CB&I Stone & Webster, 2015; NETL, 2013). Secondly the EG data obtained by Thermoflex was used as input data for HYSYS. CO<sub>2</sub> capture was then modeled in Aspen Hysys V8.6. (Warudkar et al., 2013) reported that operating the regeneration process at high pressure results in major reductions in steam consumption for regeneration of the amine using MEA for the capture of CO<sub>2</sub>. This process was carried out at a pressure of 200 kPa, using known technical dimensions for the CO<sub>2</sub> capture system (Table 4) at 100% load (*in situ* conditions). Subsequently the capture system was evaluated with EGR at 10%, 20%, 30% and 40% in the MGT and estimates were made of the capture system cost for each case of EGR conditions. The calculation of the LCOE was performed in terms of an integrated system, considering the thermal energy of the reboiler.

### 3.1. C200 modelling and validation.

Figure 6 shows the most representative results of the test of operation of the MGT at variable load (25%, 50%, 75% and 100%) installed in the INEEL, where the y-axis represents the net electrical efficiency and the x-axis shows the net power in kW. Performance derating occurs at ambient temperatures and increases above ISO conditions. It is also affected by air inlet pressure, back pressure, and system parasitic loads (e.g. fuel gas compressor, TOHR).

The experimental tests using *in situ* conditions helped validate the model at 100% load. Once validated, the scheme of EGR was proposed in Thermoflex in ‘off-design mode’. The data to validate the model without EGR were taken from measurements on the equipment in Cuernavaca using diesel as fuel and without precise instrumentation (Figure 6). These data helped to simulate the performance of the microturbine using diesel in Thermoflex and then in ‘off-design mode’. The fuel was then changed to NG to investigate performance under the new conditions. Additionally, this helped validation with further data provided by the supplier.

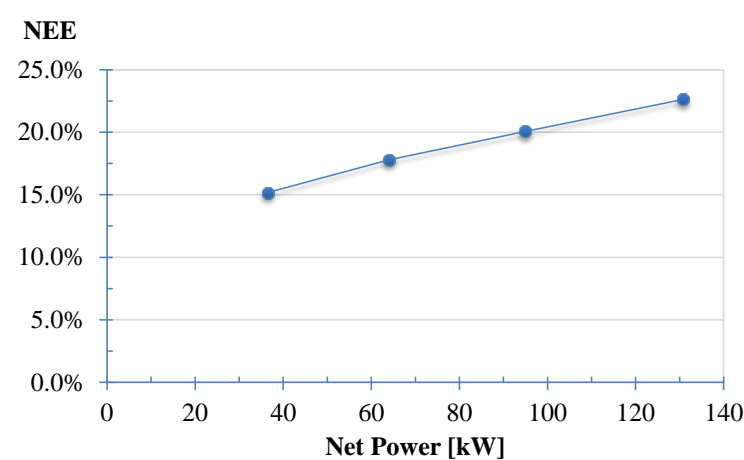


Figure 6. C200 test running in INEEL on July 20th 2015.

The validation process of the microturbine is described in Figure 7, which shows the development of the methodology used. After setting up the model of the microturbine with manufacturer’s data (see supplier data at ISO conditions in Table 1), the results were validated with the performance at ISO conditions provided by supplier. Subsequently, the model was adjusted to *in situ* conditions and the TOHR was coupled to the microturbine. This was then validated with the performance data obtained

for the equipment (MGT and TOHR) in Cuernavaca using diesel as fuel (see Figure 6 and Table A 2 in Appendix). Once validated, the results obtained for the EG served as input data for modelling the system to capture CO<sub>2</sub>. Following this, the EG was conditioned using a cooling system and 90% of CO<sub>2</sub> was captured at 90% purity by post-combustion. Many studies use this composition as reference for compression and after 2 or 3 stages of compression a current with characteristics is obtained to be used in EOR (Rubin et al., 2015) (see Table A 1). Consequently, equipment sizing was carried out, and the cost of capture system was calculated with SS316 as the material for construction of the base case with EGR at 10%, 20, 30% and 40%.

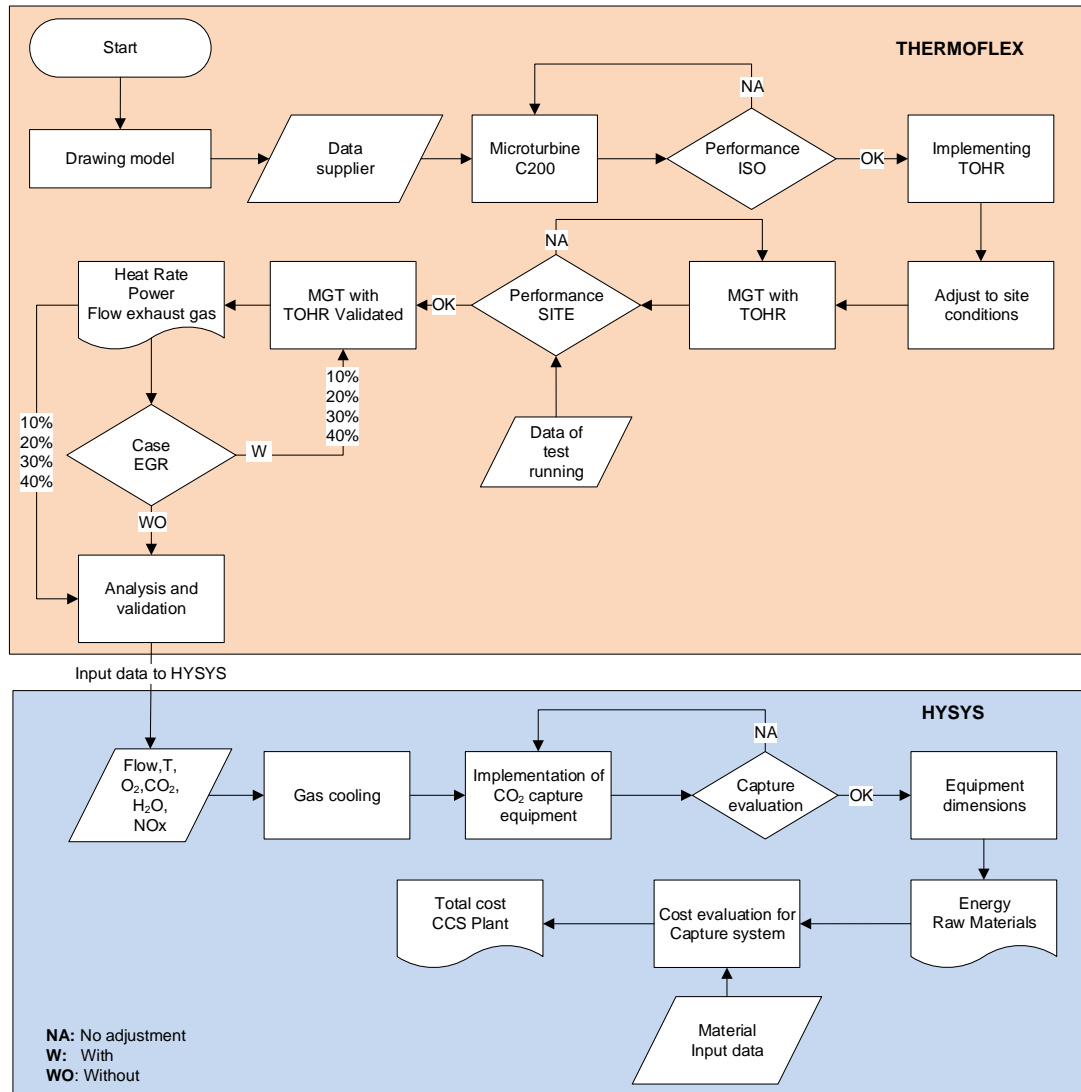


Figure 7. Methodology flow sheet.

Table 1 presents the main data used to validate the performance of the C200 Microturbine. These data provide a close approximation to allow validation of the model and helped to determine the thermal potential (167 kWt) *in situ* using the simulation. Typical values for the region were used for input data for NG. Table 2 presents the composition and calorific values for NG used in this work.



Table 1. Main data to validate the Microturbine model.

<i>Variable</i>	<i>ISO Supplier</i> (±1%)	<i>Test running in situ</i> (DIESEL)	<i>Thermoflex in situ</i> (DIESEL)	<i>Thermoflex in situ</i> (NG)
<i>Gross Power kW</i>	200	145	145.3	146.3
<i>Net Power kW</i>	190	132.4	132.5	132.7
<i>Net Electric Efficiency (NEE %)</i>	31	22.5	22.3	22.4
<i>Output Temperature °C</i>	290	280	290	290
<i>EG after Heat recovery °C</i>	104	117	120	120
<i>Thermal Oil Temperature °C</i>	94	120	127	127
<i>TOHR capacity kWt</i>	220	NA	167	167

Table 2. NG Fuel composition used in simulation.

<i>Parameter</i>	<i>Formula</i>	<i>Value %vol</i>
<i>Methane</i>	CH <sub>4</sub>	93.476
<i>Ethane</i>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	4.9048
<i>Propane</i>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.5653
<i>n-Butane</i>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.0639
<i>i-Butane</i>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.0793
<i>n-Pentane</i>	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.0012
<i>i-Pentane</i>	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.0039
<i>Hexane</i>	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0.0049
<i>Nitrogen</i>	N <sub>2</sub>	0.3464
<i>Carbon Dioxide</i>	CO <sub>2</sub>	0.5534
<i>Calorific value</i>	kJ/kg	48,753.81

### 3.2. CCS Modelling

The model incorporated the acid gas property package rather than the equilibrium based amine package. The acid gas property package is part of the integral functionality of Aspen HYSYS and is based on electrolyte non-random two liquid settings (Electrolyte NRTL) with all the necessary aqueous-phase equilibrium and kinetics reactions required for rigorous calculations of the process (Dyment et al., 2015). The model used for the vapour phase properties was the Peng–Robison equation of state. The principal reactions involved in the reaction chemistry were as defined in the literature (Kohl and Nielsen, 1997) and are as follows:

Table 3. Principal reactions involved.

<i>Reactions</i>	<i>Reaction Type</i>	<i>Reaction number</i>
$H_2O + MEAH^+ \leftrightarrow MEA + H_3O^+$	Equilibrium	(1)
$2H_2 \leftrightarrow H_3O^+ + OH^-$	Equilibrium	(2)
$HCO_3^- + H_2O \leftrightarrow CO_3^{2-} + H_3O^+$	Equilibrium	(3)
$CO_2 + OH^- \rightarrow HCO_3^-$	Kinetically	(4)
$HCO_3^- \rightarrow CO_2 + OH^-$	Kinetically	(5)
$MEA + CO_2 + H_2O \rightarrow MECOO^- + H_3O^+$	Kinetically	(6)
$MECOO^- + H_3O^+ \rightarrow MEA + CO_2 + H_2O$	Kinetically	(7)

The exhaust gas data from the MGT model was used as the feed to this model. The process design of packed absorber and stripper is not straightforward. It requires hit and miss trial procedures until the optimum design variables that can meet the specific design conditions and/or targets are arrived at. The capture process was optimized, where the objective was to minimize the energy required for the regeneration of the amine (MEA). This was carried out by varying only the amine flow (L/G ratio) in the process, with the following restrictions:

- Solution of 30% wt of MEA
- $\Delta T$  of 10 ° C was fixed in the heat exchanger, between the currents leaving the pump of the absorber and the current entering the solution cooler.

The dimensions of the optimized CO<sub>2</sub> capture system are shown in Table 4.

Table 4 Dimensions of the CO<sub>2</sub> capture plant to treat gases of the MGT-C200.

<b>Direct Contact Cooler</b>	<b>Unit</b>	<b>CCS</b>
Diameter	m	0.90
Packing height	m	1.50
Operating Pressure	kPa	91
<b>Absorber</b>		
Diameter	m	0.90
Packing height	m	14.70
Operating Pressure	kPa	88
<b>Regenerator</b>		
Diameter	m	0.33
Packing height	m	12.00
Operating Pressure	kPa	200

The different cases of MGT and MGT with EGR (10-40%) were simulated to obtain the mass flows. The dimensions and mass flows enabled determination of the cost of the CO<sub>2</sub> capture system as explained in the next section.

### 3.3. Cost for CCS Equipment.

The methodology and boundary conditions enabled estimates of the capital cost basis of the major equipment in the process. Initial simulations showed that TOHR could satisfy the thermal demand for amine regeneration. For this reason, the energy coming from the TOHR, is assumed as regeneration energy and is included in an integral cogeneration system to the LCOE calculation<sup>4</sup>.

The dimensions obtained from Aspen HYSYS together with the maximum allowable stress specified by the ASME boiler and pressure vessel (BPV) code was used to calculate the thickness of these and other pieces of equipment (SS316) at the design temperature (150°C), allowing for suitable safety factors. The properties for establishing maximum allowable stress values were taken from ASME BPV Code Section II Part D.

The capital cost estimates for chemical process plant was based on an estimate of the purchase cost of the major equipment in the process (absorber, heat exchanger, stripper, pumps, reboiler, packing, condenser, compression and tanks). These are accurate to within  $\pm 30\%$  and such estimates are

<sup>4</sup> As reference, the cost per tonne of high pressure steam produced is 25.53 USD/t (CFE, 2013).

typically used for class 4 preliminary feasibility analysis, in accordance with The Association for the Advancement of Cost Estimating International (AACE International).

After resolving mass and energy balances and equipment sizing in ASPEN HYSYS, the purchased equipment cost was calculated using the power correlations developed by Guthrie<sup>5</sup> (1969) and Lang Factors (1948). The fixed capital cost of a plant is given as the summation of the cost of each piece of equipment as given by:

$$C = \sum_{i=1}^{i=M} C_{e,i,CS} [(1 + f_p)f_m + (f_{er} + f_{el} + f_i + f_c + f_s + f_l)]$$

Equation 2

Where:

- $C_{e,i,CS}$  = purchased equipment cost of equipment  $i$  in carbon steel;
- $M$  = total number of pieces of equipment;
- $f_p$  = installation factor for piping;
- $f_{er}$  = installation factor for equipment erection;
- $f_{el}$  = installation factor for electrical work;
- $f_i$  = installation factor for instrumentation and process control;
- $f_c$  = installation factor for civil engineering work;
- $f_s$  = installation factor for structures and buildings;
- $f_l$  = installation factor for lagging, insulation, or paint;
- $f_m$  = installation factor for material,  $f_m$  should change for different carbon steel.

Typical values of the material factors for common engineering alloys are given in Table A 3 in accordance with (Towler and Sinnott, 2008). The factor used in this study was 1.3. (Fytianos et al., 2016) recommend the use of SS316 for MEA solution at 30% weight due to its much higher corrosion resistance.

The total equipment cost was updated applying the composite index used in the United States process plant industry, the Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI), which was 576.2 in June 2014. This is one of the three major costs estimation indices for chemical plants and is in mid-range (Rubin et al., 2015).

### 3.3.1. Levelized Cost of Electricity (LCOE)

The LCOE for the microturbine was calculated by dividing the total annualized plant cost (\$/yr) by the net electricity generated (MWh/yr). This assumes a useful life of 20 years. The default capacity factor was set at 85%. Assumed operating hours per year were 8766. The baseline natural gas price used in this report is 2.915 \$/MMBtu (July 2015) and excludes local taxes. This was used as the initial starting point to compare the economic advantages and implications for the site (see Appendix).

### 3.3.2. Operation Cost

Performance and cost data from recent studies of generation systems with and without post-combustion capture formed the basis of the current cost estimates (European Commission Joint Research Centre, 2009; Nichols, 2011; Rubin et al., 2015; U.S. Department of Energy, 2010).

The assumption to determine the fixed cost was 2.5% of CAPEX (McKinsey & Company, 2008). This value is for the cost of early commercial CCS projects. For the microturbine parts, (Olson

---

<sup>5</sup> Guthrie's detailed method of cost estimation, the installation, piping, and instrumentation costs for each piece of equipment were calculated separately.

et al., 2014) recommend 10 [\$/kW-yr] for small CHP (<5 MW). These values were added using the same units to obtain the fixed operating and maintenance cost (FOM) integrated value.

For the CCS variable cost, the study considered raw materials, treatment and disposal of waste. The assumptions were: \$1,200 USD/ $t_{MEA}$ , waste treatment \$100 USD/t, Nominal MEA make-up (1.5 kg/ $tCO_2$  for MEA) (Rao et al., 2002). According to (Lazard, 2014) the variable cost is within the range 18-22 [\$/MWh] and in this study a value of 20 [\$/MWh] was used. These values were added using the same system of units to obtain the variable operating and maintenance cost (VOM) integrated value.

#### 4. Results and discussion

Simulation results in Thermoflex for the base case with CCS and different rates with EGR are shown in Figure 8, where a reduction from 16.9 to 14.9 mol%  $O_2$  content can be seen. Likewise, an increase of  $CO_2$  concentration of 1.84 to 2.77 mol% (67%) and a reduction in flow of 4.6 to 2.79 t/h in EGR compared to the base case was achieved. In all simulations the  $O_2$  concentration was verified to be greater than 16 mol% in the compressor inlet (see Figure 9) to allow stable combustion. In addition, the feed air temperature to the compressor decreased by 2 °C with 40% EGR, using the direct contact cooler in the EGR system, allowing an increase in the gross power and improving performance minimally.

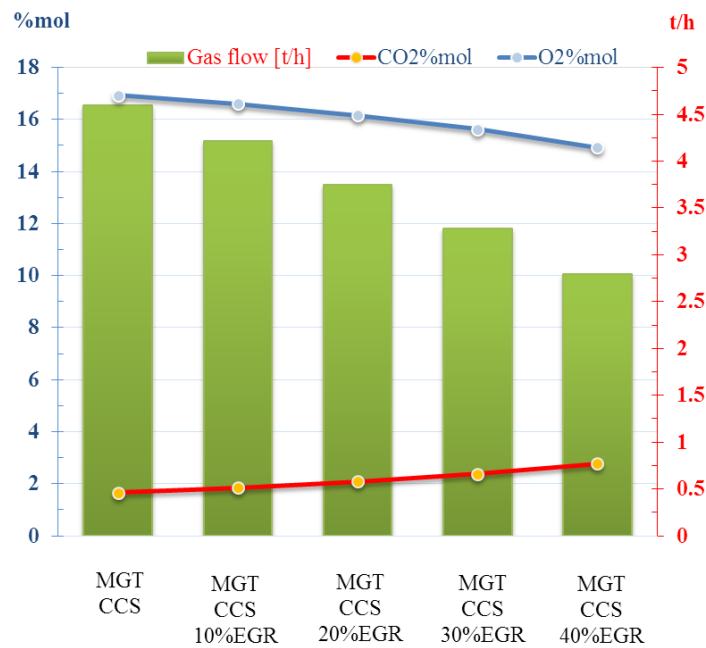


Figure 8. Behavior of the system using EGR in exhaust gases.

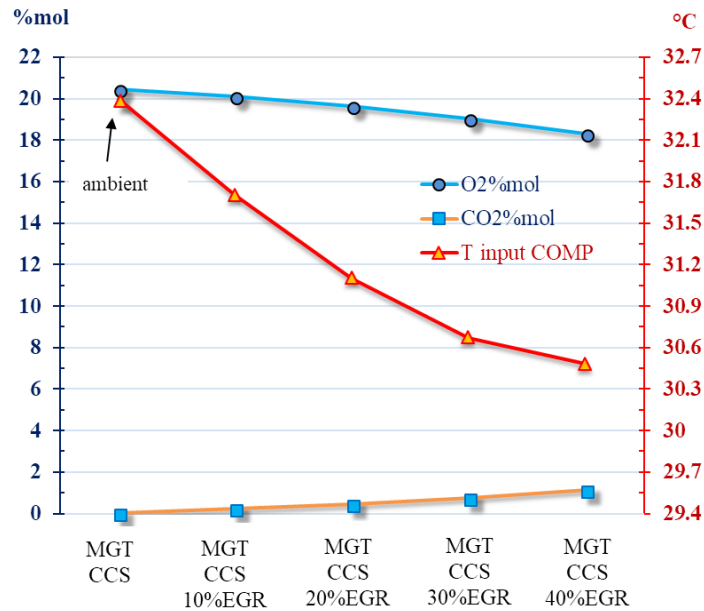


Figure 9. Air feed to compressor after cooling and mixing with EGR.

The installation of the EGR system shows improvement in gross power output, because mixing EG with air achieves a temperature lower than the ambient *in situ* conditions (see Figure 9). It allows a greater mass of air to enter the compressor, which provides greater mass flow to the combustion chamber due to the change in air density. The generation system increased auxiliary services by 50% with regard to 13.54 kW of MGT by adding the capture plant (and this was increased to an even greater degree by use of the booster fan). This increase in auxiliary services decreases the NEE by 1.1% compared to the base case (see Figure 9) and is consistent with (Mansouri et al., 2014) who reported a 0.8 % reduction by implementing EGR at ISO conditions. The increased demand for electrical power is due to the implementation of blowers on the EGR to recirculate gases and feed the flue gas to capture system. However, the thermal energy demand in the reboiler decreased by 5% with 40% EGR (Figure 10).

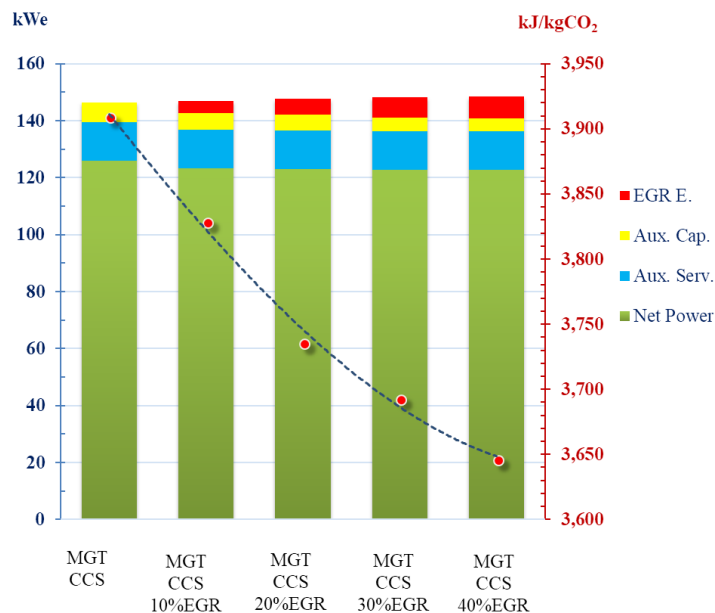


Figure 10. Power output and net electrical efficiency for different EGR rates.

Additionally, the system cost for CO<sub>2</sub> capture for each case was assessed. The variations identified were: the consumption of water, regeneration energy and disposal of waste amine. The total investment in terms of system operation for CO<sub>2</sub> capture *in situ* was then calculated. It was demonstrated that the installation of the capture system allows a small decrease in CAPEX (see Table 6 and Figure 10). Due to variations in the EG flow there are variations in feedstock, in regeneration energy at the stripper and in the cooling water (see Table 5).

Table 5. Mass flow of capture system at different rates.

<i>Variable</i>	<i>Mass flow kg/h</i>				
	<b>CCS (BASE CASE)</b>	<b>CCS with EGR (10%)</b>	<b>CCS with EGR (20%)</b>	<b>CCS with EGR (30%)</b>	<b>CCS with EGR (40%)</b>
<i>Cooling water</i>	3,700	3,400	3,000	2,700	2,400
<i>Combustion gases</i>	4,600	4,212	3,744	3,276	2,792
<i>Wash Water</i>	129	119	105	92	78
<i>Clean gas</i>	4,635	4,238	3,761	3,283	2,788
<i>MEA solution 30% weight</i>	2,358	2,304	2,251	2,202	2,153
<i>CO<sub>2</sub></i>	111	113	113	113	113
<i>Energy rate in Stripper kJ/kgCO<sub>2</sub></i>					
<i>Q<sub>REB</sub></i>	3,910	3,829	3,736	3,693	3,647

The CCS with EGR(40%) case showed a decrease in the feed flow in the MEA solution of 9%, with reference to the base case. This does not represent a significant change in CAPEX in small-scale systems. A major cost contributor to CO<sub>2</sub> capture is determined by the column dimensions (Razi et al., 2013). These are constant, therefore, the variation is minimal. Table 6 shows the summary of costs for the CO<sub>2</sub> capture system.

Table 6. CO<sub>2</sub> capture system costs.

VARIABLE	USD 2016				
	CCS	% EGR			
	BASE CASE	10	20	30	40
<b>CAPEX</b>	933,428	932,560	926,185	925,820	922,734
<b>OPEX</b>	27,793	27,744	27,527	27,467	27,328
Fixed costs <sup>6</sup>	23,336	23,314	23,155	23,146	23,068
Variable cost <sup>7</sup>	4,457	4,430	4,372	4,321	4,260
<b>Total cost per year</b>	961,220	960,304	953,712	953,287	950,062

Figure 11 shows the summary of costs for the CO<sub>2</sub> capture plant for the experimental MGT on site. This shows that increasing the CO<sub>2</sub> content reduces the thermal load and helps to reduce the total annual cost of the plant by up to 1%. By analyzing the associated costs of the plant's electricity generation and CO<sub>2</sub> capture it may be seen that operating at 40% EGR, the capture system costs are reduced by 1% over the base case cost. There is a positive effect on the gross generation, where an increase is observed, but net generation is reduced by consumption of additional auxiliary equipment. On the other hand, due to the small scale of the capture plant, the methodology for calculating investment costs (Towler and Sinnott, 2008) is not sensitive to variations used in these cases. Thus, overall cost does not change considerably in terms of the cost of the capture system at different ratios. The operating costs for a small-scale power plant are higher compared to the industrial scale. The industrial application would result in a lower LCOE, due to economy of scale. Although the scales are different, the behavior of the LCOE incorporating EGR with CO<sub>2</sub> capture would be expected to decrease, similar to the findings of this study.

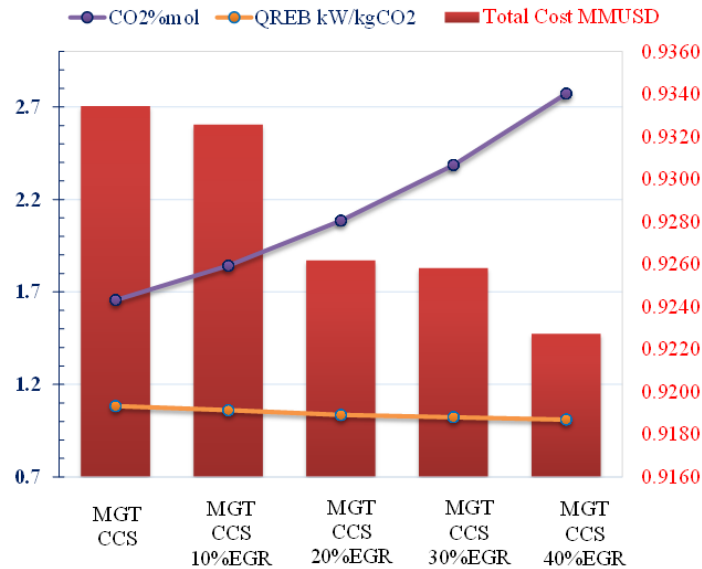


Figure 11. Summary of capture system cost and regeneration energy.

<sup>6</sup> Fix cost is 2.5% of CAPEX according with (McKinsey & Company, 2008)

<sup>7</sup> Cost of MEA = 1,200 USD/t, Waste Treatment Cost = 100 USD/t. Cost Additives= 20% of the cost of MEA according to (Rao, 2002).

Although the volume of the gas stream decreases as the gases are recirculated, MEA solution flows decrease by up to 9% (EGR-40%), causing a minimal variation in the electrical demand for the capture system plant.

The LCOE for the MGT is, in general, in agreement with the literature. The cost of fuel accounts for 50% of the total cost according to (Lazard, 2014), which would account for 80 USD/MW. Since the cost of natural gas in Mexico is 3 USD/MMBtu this would represent an increase if CCS is combined with EGR on the small scale.

The inclusion of an EGR system helps to reduce the cost of the capture system due to the increase of the CO<sub>2</sub> concentration, while reduces the LCOE due to the decrease in the gas flow to be treated by the CO<sub>2</sub> capture system. Additionally, when operating at a lower temperature on a large scale system, the MGT provides lower electrical efficiency, but provides thermal energy that could meet the demand of the reboiler to implement CO<sub>2</sub> capture (see Figure 12).

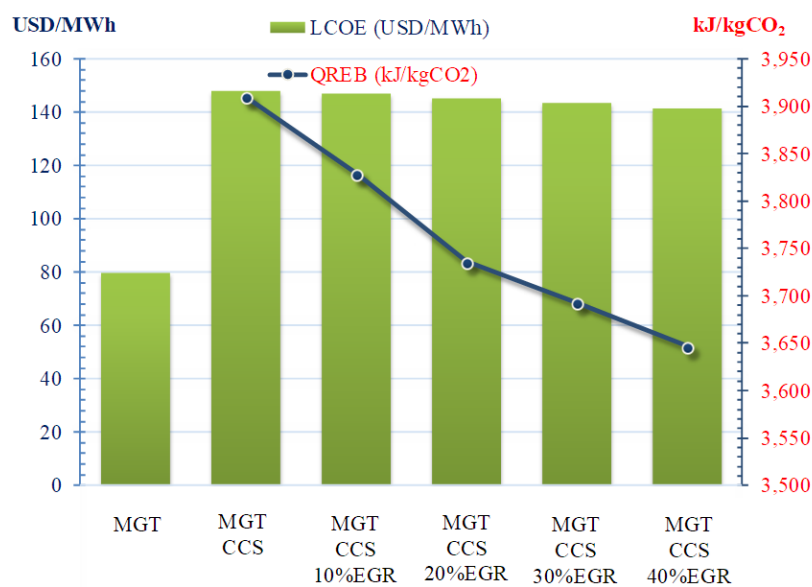


Figure 12 Comparison for Microturbine LCOE.

## 5. Conclusion

The model developed in this study provides investment costs for the implementation of CO<sub>2</sub> capture systems in Mexico, knowing the characteristics of the CO<sub>2</sub> capture process. It will also support the development of future research developed in the Mexican CCUS center. The results analysis shows that the energy obtained from TOHR could satisfy the amine regeneration needs in the CO<sub>2</sub> capture system, assuming that the energy demand for the reboiler is lower than the thermal energy provided by the TOHR; in simulation this was around 167 kWt. It is proposed that future work will integrate these two systems to determine the integrated performance with more precise instrumentation. Furthermore, it is proposed that the CO<sub>2</sub> capture plant together with NGCC should be simulated on the industrial scale since the implementation of EGR on the small scale did not improve efficiency in the microturbine, although the total cost of the capture plant for MGT was reduced by 1%. Due to the high cost of the capture system, the only way to implement this system is through the financial support of the government as well as via compensation for additional costs for transport and storage of CO<sub>2</sub> by sufficiently high carbon prices (International Energy Agency, 2013), (Lohwasser and Madlener, 2012), (Herzog, 2011).



The CO<sub>2</sub> capture model developed by Aspen HYSYS is useful in determining the cost of the CO<sub>2</sub> capture plant for an *in situ* experimental power generation system. The thermal demand of the stripper was found to be reduced by the use of the EGR system. The heat consumption was reduced from 3.9 to 3.65 MJ/kg CO<sub>2</sub> by EGR use, while the LCOE reduced from 147.8 to 141.43 USD/MW. This is due to the fact that the dimensions of the CO<sub>2</sub> capture system remain constant and the consumption of auxiliary services in the EGR system increase. Thus, the conclusion of this study is only valid for the *in situ* conditions discussed and to determine the LCOE of the integrated system presented.

This work provides the investment cost bases and the price of electricity to support national CCUS initiatives, such as the carbon market in its pilot phase (SEMARNAT, 2018).

## Appendix

Levelized cost of electricity

$$LCOE = \frac{(TCC)(FCF) + (FOM)}{(CF)(8766)(MW)} + VOM + HR(FC)$$

Equation 3

where LCOE=levelized cost of electricity (\$/MWh), TCC=total capital cost, FCF=fixed charge factor (fraction/yr), FOM=fixed operating and maintenance (O&M) costs (\$/yr), VOM=variable non-fuel O&M costs (\$/MWh), HR=net power plant heat rate (MJ/MWh), FC=unit fuel cost (\$/MJ), CF=plant capacity factor (fraction), 8766=total hours in an average year, and MW=net plant capacity (MW).

All of the parameters in Equation 3 represent their “levelized” values over the life of the power plant. These are numerically the same as the first-year cost of electricity for the particular case where costs are expressed in dollars and all parameter values remain constant over the life of the plant. In all other cases, a series of “levelization factors” can be applied to first-year values to obtain levelized values. See (Rubin et al., 2013)

Table A 1. Composition of the CO<sub>2</sub> stream from the stripper dome.

Component	%mol
Amine <sub>MEA</sub>	0.004%
H <sub>2</sub> O	9.967%
CO <sub>2</sub>	90.00%
Nitrogen	0.021%
Oxygen	0.008%
Total	100.000%

Table A 2. Equipment data to obtain the performance of MGT-200.

Turbine	
Mass flow t/h	4.68
Isentropic Efficiency %	81.26
Output temperature °C	590
Compressor	
Isentropic Efficiency %	71.38
Pressure Ratio	4.1
Combustor	

<i>Inlet Temperature °C</i>	510
<i>Output temperature °C</i>	950
<b>Air Recuperator</b>	
<i>Drop Pressure mlbar</i>	22.04
<i>Overall heat transfer coefficient W/m<sup>2</sup>-C</i>	37.05
<i>Heat loss</i>	3.699
<b>Thermal Oil Heat Recovery</b>	
<i>Drop Pressure mlbar</i>	22.04
<i>Overall heat transfer coefficient W/m<sup>2</sup>-C</i>	28.67
<i>Pressure drop (gas) milibar</i>	10.16
<i>Pressure drop (liquid) bar</i>	0.8681

Table A 3. Material Cost factors , *fm*, Relative to plain Carbon Steel.

<b>Material</b>	<b><i>fm</i></b>
<i>Carbon steel</i>	1.0
<i>Aluminum and bronze</i>	1.07
<i>Cast steel</i>	1.1
<i>304 stainless steel</i>	1.3
<i>316 stainless steel</i>	1.3
<i>321 stainless steel</i>	1.5
<i>Hastelloy C</i>	1.55
<i>Monel</i>	1.65
<i>Nickel and Inconel</i>	1.7

## Acknowledgments

The authors wish to acknowledge the support provided by CONACyT, The Engineering Institute of UNAM and The National Institute of Electricity and Clean Energy (INEEL).

## Nomenclature

<i>Aux. Cap.</i>	=	Auxiliary Energy in Capture System
<i>CAPEX</i>	=	Capital Expenditure
<i>CCS</i>	=	Carbon Capture Sequestration
<i>CCUS</i>	=	Carbon Capture, Use and Storage
<i>CHP</i>	=	Combined heat and power
<i>CO<sub>2</sub></i>	=	Carbon dioxide
<i>CONACyT</i>	=	Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología
<i>COMP</i>	=	Compressor
<i>DOE</i>	=	Department of Energy
<i>DOF</i>	=	Diario Oficial de la Federación (Official Journal of the Federation)
<i>EFC</i>	=	Externally Fired cycle
<i>EG</i>	=	Exhaust Gases
<i>EGR</i>	=	Exhaust Gas Recirculation
<i>EOR</i>	=	Enhanced Oil Recovery
<i>EvGT</i>	=	Evaporative Gas Turbine
<i>GT</i>	=	Gas Turbine

<i>HRSG</i>	=	Heat Recovery Steam Generator
<i>HTO</i>	=	Heat Thermal Oil
<i>INEEL</i>	=	Instituto Nacional de Electricidad y Energías Limpias
<i>ISO</i>	=	International Organization for Standardization
<i>kW</i>	=	Kilowatt Electric
<i>kW<sub>t</sub></i>	=	Kilowatt thermal
<i>LHV</i>	=	Lower Heating Value
<i>MEA</i>	=	Monoethanolamine
<i>MGT</i>	=	Micro Gas Turbine
<i>MW</i>	=	Megawatt Electric
<i>NCG</i>	=	New Clean Generation
<i>NEE</i>	=	Net Electric Efficiency
<i>NG</i>	=	Natural Gas
<i>NGCC</i>	=	Natural Gas Combined Cycle
<i>NP</i>	=	Net Power
<i>OPEX</i>	=	Operational expenditure
<i>PC</i>	=	Pulverized Coal Plant
<i>Q<sub>REB</sub></i>	=	Reboiler Specific Heat Duty
<i>RH</i>	=	Relative Humidity
<i>S-EGR</i>	=	Selective Exhaust Gas Recycle
<i>SFC</i>	=	Supplementary Firing Cycle
<i>SS316</i>	=	Stainless Steel Grade 316
<i>ST</i>	=	Steam Turbine
<i>TOHR</i>	=	Thermal Oil Heat Recovery
<i>USD/t</i>	=	US dollar per tonne.
<i>UNAM</i>	=	Universidad Nacional Autónoma de México

## References

- Agbonghae, E.O., Hughes, K.J., Ingham, D.B., Ma, L., Pourkashanian, M., 2014. Optimal process design of commercial-scale amine-based CO<sub>2</sub> capture plants. *Ind. Eng. Chem. Res.* 53, 14815–14829. doi:10.1021/ie5023767
- Akram, M., Ali, U., Best, T., Blakey, S., Finney, K.N., Pourkashanian, M., 2016. Performance evaluation of PACT Pilot-plant for CO<sub>2</sub> capture from gas turbines with Exhaust Gas Recycle. *Int. J. Greenh. Gas Control* 47, 137–150. doi:10.1016/j.ijggc.2016.01.047
- Ali, U., Agbonghae, E.O., Hughes, K.J., Ingham, D.B., Ma, L., Pourkashanian, M., 2016. Techno-economic process design of a commercial-scale amine-based CO<sub>2</sub> capture system for natural gas combined cycle power plant with exhaust gas recirculation. *Appl. Therm. Eng.* 103, 747–758. doi:10.1016/j.applthermaleng.2016.04.145
- Ali, U., Font-Palma, C., Akram, M., Agbonghae, E.O., Ingham, D.B., Pourkashanian, M., 2017. Comparative potential of natural gas, coal and biomass fired power plant with post - combustion CO<sub>2</sub> capture and compression. *Int. J. Greenh. Gas Control* 63, 184–193. doi:10.1016/j.ijggc.2017.05.022
- ANLEC R&D, CSIRO, 2012. Environmental Impacts of Amine-based CO<sub>2</sub> Post Combustion Capture (PCC) Process. Deliverable 3.2 Progress Report. Australia.
- Bliek, F.W., van den Noort, A., Roossien, B., Kamphuis, R., de Wit, J., van der Velde, J., Eijgelaar, M., 2011. The role of natural gas in smart grids. *J. Nat. Gas Sci. Eng.* 3, 608–616. doi:10.1016/j.jngse.2011.07.008

- Bolland, O., Mathieu, P., 1998. Comparison of two CO<sub>2</sub> removal options in combined cycle power plants. *Energy Convers. Manag.* 39, 1653–1663. doi:10.1016/S0196-8904(98)00078-8
- Canepa, R., Wang, M., Biliyok, C., Satta, A., 2013. Thermodynamic analysis of combined cycle gas turbine power plant with postcombustion CO<sub>2</sub> capture and exhaust gas recirculation. *Proc. Inst. Mech. Eng. Part E J. Process Mech. Eng.* 227, 89–105. doi:10.1177/0954408912469165
- CAPSTONE, 2009. Capstone C200 Microturbine Technical Reference.
- CB&I Stone & Webster, I., 2015. Assessment of Natural Gas Combined Cycle Plants for Carbon Dioxide Capture and Storage in a Gas Dominated Electricity Market., California Energy Commission.
- CFE, 2014. Programa de Obras e Inversiones del Sector Eléctrico. POISE 2014-2028.
- CFE, 2013. Costos y Parámetros de Referencia para la Formulación de Proyectos de Inversión del sector Eléctrico (COPAR). Mexico.
- Chapel, D.G., Mariz, C.L., Ernest, J., 1999. Recovery of CO<sub>2</sub> from Flue Gases : Commercial Trends. *Can. Soc. Chem. Eng. Annu. Meet.* 17.
- Colombo, L.P.M., Armanasco, F., Perego, O., 2007. Experimentation on a cogenerative system based on a microturbine. *Appl. Therm. Eng.* 27, 705–711. doi:10.1016/j.applthermaleng.2006.10.005
- David, J., Herzog, H., 2000. The Cost of Carbon Capture, Proceedings of the Fifth International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies.
- Diesel & Gas Turbine Worldwide, 2013. Secure power Solutions 56.
- DOF, 2016. Ley General de Cambio Climático. 01-06-2016 1–44.
- DOF, 2013. Estrategia Nacional de Cambio Climático 61. doi:10.4206/agrosur.1974.v2n2-09
- Dyment, J., Watanasiri, S., Rumyantseva, I., 2015. Acid Gas Cleaning using Amine Solvents : Validation with Experimental and Plant Data. *Aspen Technol. Inc* 2–10.
- Ebrahimi, H., Rahmani, M., 2016. A new design for CO<sub>2</sub> capture and usage in a syngas production unit by carbonate chemical looping. *J. Nat. Gas Sci. Eng.* 36, 241–251. doi:10.1016/j.jngse.2016.10.007
- European Commission Joint Research Centre, 2009. The Cost of Carbon Capture and Storage Demonstration Projects in Europe. doi:10.2790/18793
- Evulet, A.T., ELKady, A.M., Brand, A.R., Chinn, D., 2009. On the Performance and Operability of GE's Dry Low NO<sub>x</sub> Combustors utilizing Exhaust Gas Recirculation for Postcombustion Carbon Capture. *Energy Procedia* 1, 3809–3816. doi:10.1016/j.egypro.2009.02.182
- Finkenrath, M., 2011. Cost and Performance of Carbon Dioxide Capture from Power Generation, *IEA Energy Papers.* doi:10.1787/5kgggn8wk05l-en
- Fytianos, G., Ucar, S., Grimstvedt, A., Hyldbakk, A., Svendsen, H.F., Knuutila, H.K., 2016. Corrosion and degradation in MEA based post-combustion CO<sub>2</sub> capture. *Int. J. Greenh. Gas Control* 46, 48–56. doi:10.1016/j.ijggc.2015.12.028
- Global CCS Institute, 2018. Mexico launches CCUS Centre to advance deployment of carbon capture [WWW Document]. URL <https://www.globalccsinstitute.com/news/institute-updates/mexico-launches-ccus-centre-advance-deployment-carbon-capture> (accessed 3.3.18).

- González-Salazar, M.A., 2015. Recent developments in carbon dioxide capture technologies for gas turbine power generation. *Int. J. Greenh. Gas Control* 34, 106–116. doi:10.1016/j.ijggc.2014.12.007
- Herzog, H.J., 2011. Scaling up carbon dioxide capture and storage: From megatons to gigatons. *Energy Econ.* 33, 597–604. doi:10.1016/j.eneco.2010.11.004
- IEAGHG, 2012. CO2 capture at gas fired power plants 2012/8, 294.
- International Energy Agency, 2013. Redrawing the Energy-Climate Map: World Energy Outlook Special Report.
- Kohl, A.L., Nielsen, R.B., 1997. Gas Purification, Gas Purification. doi:10.1016/B978-088415220-0/50009-4
- Lazard, 2014. Lazard's levelized cost of energy analysis—version 8.0 20.
- Li, H., Ditaranto, M., Berstad, D., 2011a. Technologies for increasing CO2 concentration in exhaust gas from natural gas-fired power production with post-combustion, amine-based CO2 capture. *Energy* 36, 1124–1133. doi:10.1016/j.energy.2010.11.037
- Li, H., Haugen, G., Ditaranto, M., Berstad, D., Jordal, K., 2011b. Impacts of exhaust gas recirculation (EGR) on the natural gas combined cycle integrated with chemical absorption CO2 capture technology. *Energy Procedia* 4, 1411–1418. doi:10.1016/j.egypro.2011.02.006
- Lohwasser, R., Madlener, R., 2012. Economics of CCS for coal plants: Impact of investment costs and efficiency on market diffusion in Europe. *Energy Econ.* 34, 850–863. doi:10.1016/j.eneco.2011.07.030
- Lu, J.G., Gao, L., Wang, J.T., Lu, Z.Y., Wang, C.X., Wu, Q., Su, M., Liang, T.Y., Zhao, Y.X., 2015. Prediction and validation of physical property for a CO2 capture agent of aqueous (potassium citrate + 2-amino-2-methyl-1-propanol). *J. Nat. Gas Sci. Eng.* 27, 1574–1584. doi:10.1016/j.jngse.2015.10.025
- Ludwig, E.E., 1995. Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants:, Volumen 1, 3rd ed.
- Mansouri, M., Nikpey, H., Assadi, M., 2014. Micro gas turbine configurations with carbon capture - Performance assessment using a validated thermodynamic model. *Appl. Therm. Eng.* 73, 170–182. doi:10.1016/j.applthermaleng.2014.07.043
- McKinsey & Company, 2008. Carbon Capture and Storage: Assessing the Economics, McKinsey Climate Change Special Initiative.
- Merkel, T.C., Wei, X., He, Z., White, L.S., Wijmans, J.G., Baker, R.W., 2013. Selective Exhaust Gas Recycle with Membranes for CO2 Capture from Natural Gas Combined Cycle Power Plants. *Ind. Eng. Chem. Res.* 52, 1150–1159. doi:10.1021/ie302110z
- NETL, 2013. Current and Future Technologies for Natural Gas Combined Cycle (NGCC) Power Plants. doi:DOE/NETL-341/061013
- Nichols, C. (United S.D. of E., 2011. Coal-Fired Power Plants in the United States : Examination of the Costs of Retrofitting with CO2 Capture Technology. *Analysis* 56.
- Nikpey Somehsaraei, H., Mansouri Majoumerd, M., Breuhaus, P., Assadi, M., 2014. Performance analysis of a biogas-fueled micro gas turbine using a validated thermodynamic model. *Appl. Therm. Eng.* 66, 181–190. doi:10.1016/j.applthermaleng.2014.02.010

- Nuchitprasittichai, A., Cremaschi, S., 2013. Optimization of CO<sub>2</sub> Capture Process with Aqueous Amines -A Comparison of Two Simulation- Optimization Approaches. *Ind. Eng. Chem. Res.* 52, 10236–10243. doi:10.1021/ie3029366
- Oexmann, J., Kather, A., 2010. Minimising the regeneration heat duty of post-combustion CO<sub>2</sub> capture by wet chemical absorption: The misguided focus on low heat of absorption solvents. *Int. J. Greenh. Gas Control* 4, 36–43. doi:10.1016/j.ijggc.2009.09.010
- Olson, A., Nick, S., Kush, P., Gabe, K., 2014. Capital Cost Review of Power Generation Technologies. *West. Electr. Coord. Counc.* 105.
- Pilavachi, P., 2002. Mini-and micro-gas turbines for combined heat and power. *Appl. Therm. Eng.* 22, 2003–2014.
- Rao, A.B., 2002. Details of A Technical , Economic and Environmental Assessment of Amine-based CO<sub>2</sub> Capture Technology for Power Plant Greenhouse Gas Control, DOE/NETL.
- Rao, A.B., Rubin, E.S., Rao, A.B., 2002. A Technical, Economic, and Environmental Assessment of Amine-Based CO<sub>2</sub> Capture Technology for Power Plant Greenhouse Gas Control. *Environ. Sci. Technol.* 36, 4467–4475. doi:10.1021/es0158861
- Rao, A.D., 2012. Combined cycle systems for near-zero emission power, in: Rao, A.D. (Ed.), . Woodhead Publishing Series in Energy, p. 360.
- Razi, N., Svendsen, H.F., Bolland, O., 2013. Cost and energy sensitivity analysis of absorber design in CO<sub>2</sub> capture with MEA. *Int. J. Greenh. Gas Control* 19, 331–339. doi:10.1016/j.ijggc.2013.09.008
- Rochelle, G.T., 2009. Amine Scrubbing for CO<sub>2</sub> Capture. *Science* (80-. ). 325, 1652–1654. doi:10.1126/science.1176731
- Rørkke, P.E., Hustad, J.E., 2005. Exhaust gas recirculation in gas turbines for reduction of CO<sub>2</sub> emissions; Combustion testing with focus on stability and emissions. *Int. J. Thermodyn.* 8, 167–173. doi:10.5541/ijot.1034000158
- Rolker, J., Seiler, M., 2011. Industrial Progress: New Energy-Efficient Absorbents for the CO<sub>2</sub> Separation from Natural Gas, Syngas and Flue Gas. *Adv. Chem. Eng. Sci.* 01, 280–288. doi:10.4236/aces.2011.14039
- Rubin, E.S., Davison, J.E., Herzog, H.J., 2015. The cost of CO<sub>2</sub> capture and storage. *Int. J. Greenh. Gas Control* 40, 378–400. doi:10.1016/j.ijggc.2015.05.018
- Rubin, E.S., Short, C., Booras, G., Davison, J., Ekstrom, C., Matuszewski, M., McCoy, S., 2013. A proposed methodology for CO<sub>2</sub> capture and storage cost estimates. *Int. J. Greenh. Gas Control* 17, 488–503. doi:10.1016/j.ijggc.2013.06.004
- Secretaría de Energía, 2015. Programa de Desarrollo del Sistema Eléctrico Nacional 2015-2029. SENER 1–250.
- SEMARNAT, 2018. México y su mercado de Carbono: Avances que ponen el ejemplo [WWW Document]. URL <https://www.gob.mx/semarnat/articulos/mexico-y-su-mercado-de-carbono-avances-que-ponen-el-ejemplo?idiom=es> (accessed 3.3.18).
- SENER, CONACYT, 2017. CONVOCATORIA – CONACYT – SECRETARÍA DE ENERGÍA – HIDROCARBUROS – 2017-02 CENTRO MEXICANO DE CAPTURA, USO Y ALMACENAMIENTO DE CO<sub>2</sub> (CEMCCUS) 2, 1–3.

- Shamiri, A., Shafeeyan, M.S., Tee, H.C., Leo, C.Y., Aroua, M.K., Aghamohammadi, N., 2016. Absorption of CO<sub>2</sub> into aqueous mixtures of glycerol and monoethanolamine. *J. Nat. Gas Sci. Eng.* 35, 605–613. doi:10.1016/j.jngse.2016.08.072
- Shrikar, C., Amitabh, G., Balazs, H., 2001. Advanced Technology for the Capture of Carbon Dioxide from Flue Gases. *Proc. 1st Natl. Conf. Carbon Sequestration* 1–11.
- Sipöcz, N., Tobiesen, F.A., 2012. Natural gas combined cycle power plants with CO<sub>2</sub> capture - Opportunities to reduce cost. *Int. J. Greenh. Gas Control* 7, 98–106. doi:10.1016/j.ijggc.2012.01.003
- Sistema de Información Energética (SIE), 2017. Sistema de Información Energética [WWW Document]. URL <http://sie.energia.gob.mx/> (accessed 6.5.18).
- Towler, G.P., Sinnott, R.K., 2008. Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design. doi:10.1016/B978-0-08-096659-5.00022-5
- U.S. Department of Energy, 2010. Cost and performance baseline for fossil energy plants. Volume 1: Bituminous coal and natural gas to electricity 1, 600. doi:DOE/NETL-2010/1397
- Warudkar, S.S., Cox, K.R., Wong, M.S., Hirasaki, G.J., 2013. Influence of stripper operating parameters on the performance of amine absorption systems for post-combustion carbon capture: Part I. Vacuum strippers. *Int. J. Greenh. Gas Control* 16, 351–360. doi:10.1016/j.ijggc.2013.01.049
- Wu, Y., Liu, W., Yang, Y., 2013. Optimization of an Existing Coal-fired Power Plant with CO<sub>2</sub> Capture. *Energy Power Eng.* 5, 157–161. doi:10.4236/epe.2013.54B030