



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO**

FACULTAD DE QUÍMICA

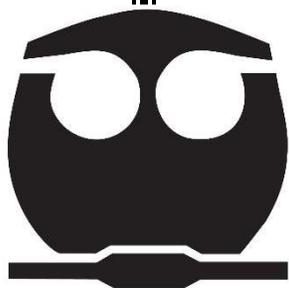
**ANÁLISIS Y SIMULACIÓN DEL PROCESO DE CAPTURA DE CO₂
A PARTIR DE UN CICLO COMBINADO**

TESIS

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO**

PRESENTA:

CHANTAL BAZÁN GALVÁN



CIUDAD DE MÉXICO

2018



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO:

Presidente: Montiel Maldonado Celestino

Vocal: Rivera Toledo Martín

Secretario: Rodríguez Castañeda Ileana

1er suplente: García Anaya José Manuel

2do suplente: Rosas Aburto Alberto

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

Laboratorio de Simulación y Optimización de Procesos, Conjunto E,
Facultad de Química, Ciudad Universitaria.

ASESOR DEL TEMA:

Ing. Ileana Rodríguez Castañeda

SUSTENTANTE:

Chantal Bazán Galván

ÍNDICE

CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN	11
OBJETIVO GENERAL	12
OBJETIVOS PARTICULARES	12
CAPÍTULO 2. MARCO TEÓRICO	13
2.1 EL BIÓXIDO DE CARBONO Y EL CAMBIO CLIMÁTICO.....	13
2.2 EL BIÓXIDO DE CARBONO EN MÉXICO.....	14
2.3 COMBUSTIBLES FÓSILES Y GENERACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA.....	16
2.4 CAPTURA Y ALMACENAMIENTO DE BIÓXIDO DE CARBONO	17
2.4.1 <i>Métodos de Captura de CO₂</i>	18
a) Pre-combustión	19
b) Post-Combustión	20
c) Oxy-combustión	20
2.4.2 <i>Métodos de Separación de CO₂</i>	21
a) Absorción	22
b) Adsorción	22
c) Membranas	23
d) Criogénica	23
2.4.3 <i>Análisis Comparativo de Métodos de Captura</i>	23
2.5 CAPTURA DE CO ₂ EN EL MUNDO.....	25
2.5.1 <i>Captura de CO₂ en México</i>	27
2.6 ABSORCIÓN QUÍMICA MEDIANTE AMINAS.....	28
2.6.1 <i>Proceso Estándar - Absorción Química de CO₂</i>	28
2.6.2 <i>Proceso de Mejora - Absorción Química con Recompresión de Vapor</i>	30
2.6.3 <i>Alcanolaminas</i>	31
2.6.4 <i>Requerimientos de Calor - Absorción</i>	33
a) Calor de desorción.....	33

Análisis y Simulación del Proceso de Captura de CO₂

b) Calor sensible.....	33
c) Calor latente.....	34
2.7 SIMULACIÓN DE PROCESOS.....	36
CAPÍTULO 3. SIMULACIÓN DE ABSORCIÓN QUÍMICA MEA/CO₂.....	37
3.1 SELECCIÓN DE CASO DE ESTUDIO.....	37
3.2 SELECCIÓN DE SOFTWARE DE SIMULACIÓN (ECUACIÓN DE MODELADO).....	38
3.3 SELECCIÓN DE SOLVENTE	41
3.4 SIMULACIÓN DEL PROCESO DE CAPTURA DE CO ₂	42
3.4.1 <i>Corrientes de alimentación</i>	43
3.4.2 <i>Descripción de equipos de proceso</i>	44
3.4.3 <i>Simulación de Proceso Estándar</i>	46
CAPÍTULO 4. ANÁLISIS DE RESULTADOS	49
4.1 MEJORA DE VARIABLES DE OPERACIÓN	49
4.1.1 <i>Eficiencia de absorción de CO₂</i>	50
a) Energía Térmica	51
b) Energía Eléctrica.....	51
4.1.2 <i>Presión de operación de la torre regeneradora</i>	52
4.1.3 <i>Temperatura en las corrientes de entrada al absorbedor</i>	53
4.1.4 <i>Acercamiento mínimo de temperatura en el intercambiador “Carga – Producto” E-100</i>	54
4.1.5 <i>Reflujo en condensador (Temperatura de operación del condensador)</i>	56
4.1.6 <i>Flujo de Recirculación. Amina Pobre</i>	56
4.2 PROCESO ESTÁNDAR CON MEJORA DE VARIABLES	58
4.3 PROCESO DE MEJORA CON RECOMPRESIÓN DE VAPOR.....	60
4.4 COMPARATIVA DE LAS DIFERENTES CONFIGURACIONES	62
CAPÍTULO 5. CONCLUSIONES	66

REFERENCIAS	69
APÉNDICES	72
APÉNDICE A. BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA CICLO COMBINADO.....	72
APÉNDICE B. REFERENCIA HOJA DE DATOS INTERCAMBIADOR.....	73
APÉNDICE C. DIAGRAMA DE PROCESO ESTÁNDAR	74
APÉNDICE D. DIAGRAMA DE PROCESO DE MEJORA.....	75
APÉNDICE E. BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA CICLO COMBINADO CON CCS	76

Índice de Tablas

<i>Tabla 2-1 Emisiones de bióxido de carbono derivadas de la quema de combustibles según sector.....</i>	<i>15</i>
<i>Tabla 2-2 Ventajas y desventajas de las diferentes tecnologías de captura. (Global CCS Institute, 2018).....</i>	<i>24</i>
<i>Tabla 2-3 Proyectos CCS a gran escala aplicados a la Generación Eléctrica.....</i>	<i>26</i>
<i>Tabla 2-4 Principales características de aminas en solución acuosa a 298 °K & 1 bar.....</i>	<i>33</i>
<i>Tabla 3-1 Vapor disponible generado en la Central de Ciclo Combinado.....</i>	<i>37</i>
<i>Tabla 3-2 Restricciones "Amine Package".....</i>	<i>39</i>
<i>Tabla 3-3 Corriente de alimentación. Gases de Escape.....</i>	<i>43</i>
<i>Tabla 3-4 Corriente de alimentación. Solvente.....</i>	<i>44</i>
<i>Tabla 3-5 Especificaciones de simulación de proceso estándar.....</i>	<i>47</i>
<i>Tabla 3-6 Requerimiento energético en proceso estándar.....</i>	<i>48</i>
<i>Tabla 4-1 Relación entre la presión de operación de la torre regeneradora sobre la eficiencia de captura.....</i>	<i>53</i>
<i>Tabla 4-2 Especificaciones del proceso estándar con mejora de variables.....</i>	<i>59</i>
<i>Tabla 4-3 Requerimiento energético en proceso estándar con mejora de variables.....</i>	<i>59</i>
<i>Tabla 4-4 Especificaciones del proceso de mejora con recompresión de vapor.....</i>	<i>61</i>
<i>Tabla 4-5 Requerimiento energético en proceso de mejora con recompresión de vapor..</i>	<i>61</i>
<i>Tabla 4-6 Evaluación de consumos de energía de las diferentes configuraciones.....</i>	<i>65</i>
<i>Tabla 5-1 Estimado de Costos del Proyecto.....</i>	<i>68</i>

Índice de Figuras

<i>Figura 2-1 Comportamiento de la Temperatura Global vs Concentración de CO₂ en ppm (Karl, 2009).....</i>	<i>14</i>
<i>Figura 2-2 Fuente de Energía Primaria en México 2015.....</i>	<i>16</i>
<i>Figura 2-3 Proceso de captura y almacenamiento del bióxido de carbono.....</i>	<i>17</i>
<i>Figura 2-4 Diagrama Esquemático de *Ciclo Combinado, a) Pre Combustión, b) Post Combustión, c) Oxy Combustión.....</i>	<i>18</i>
<i>Figura 2-5 Métodos de Separación del CO₂.....</i>	<i>21</i>
<i>Figura 2-6 Proyectos CCS a escala piloto aplicados a la Generación Eléctrica.....</i>	<i>25</i>
<i>Figura 2-7 Impacto de la Tecnología CCS en México desde 2015 a 2050.....</i>	<i>27</i>
<i>Figura 2-8 Proceso estándar de absorción.....</i>	<i>29</i>
<i>Figura 2-9 Proceso de absorción con recompresión de vapor.....</i>	<i>31</i>
<i>Figura 2-10 Generalidades de las aminas primarias, secundarias y terciarias.....</i>	<i>32</i>
<i>Figura 3-1 Zonas óptimas para proyectos CCS en México (Dávila, 2010).....</i>	<i>38</i>
<i>Figura 3-2 Ejemplificación de la eficiencia de Murphree.....</i>	<i>40</i>
<i>Figura 3-3 Simulación de Proceso Estándar.....</i>	<i>46</i>
<i>Figura 4-1 Requerimiento de energía total en el proceso de absorción.....</i>	<i>50</i>
<i>Figura 4-2 Requerimiento energético para regeneración de aminas.....</i>	<i>51</i>
<i>Figura 4-3 Requerimiento energético para equipos auxiliares.....</i>	<i>52</i>
<i>Figura 4-4 Relación entre temperatura de entrada al absorbedor y eficiencia de captura de CO₂.....</i>	<i>54</i>
<i>Figura 4-5 Relación entre el acercamiento mínimo de temperatura y el consumo de energía por kilogramo de CO₂ recuperado, área de transferencia requerida.....</i>	<i>55</i>
<i>Figura 4-6 Simulación de Proceso de Mejora con recompresión de vapor.....</i>	<i>60</i>
<i>Figura 4-7 Consumos de energía eléctrica en Ciclo Combinado - Proceso Estándar.....</i>	<i>62</i>
<i>Figura 4-8 Consumos de energía eléctrica en Ciclo Combinado - Proceso Estándar con Mejora de Variables.....</i>	<i>63</i>
<i>Figura 4-9 Consumos de energía eléctrica en Ciclo Combinado - Proceso de Mejora con Recompresión de Variables.....</i>	<i>63</i>
<i>Figura 4-10 Balance de Energía Ciclo Combinado - Proceso Estándar.....</i>	<i>64</i>

Figura 4-11 Balance de Energía Ciclo Combinado - Proceso Estándar con Mejora de Variables..... 64

Figura 4-12 Balance de Energía Ciclo Combinado - Proceso de Mejora con Recompresión de Vapor..... 65

Abreviaturas

AIE	Agencia Internacional de la Energía
CO ₂	Bióxido de Carbono
CAPEX	Capital Expenses
CCS	Carbon Capture and Storage
CMUCC	Convenio del Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático
DEA	Dietanolamina
EOR	Enhanced Oil Recovery
GEI	Gases de Efecto Invernadero
INEGI	Instituto Nacional de Estadística y Geografía
IPCC	Intergovernmental Panel on Climate Change
LMTD	Logarithmic mean temperature difference
MEA	Monoetanolamina
OPEX	Operating Expenses
SO _x	Óxidos de Azufre
NO _x	Óxidos de Nitrógeno
PM	Peso Molecular
SENER	Secretaria de Energía
TEA	Trietanolamina
WGS	Water Gas Shift

CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN

Desde los inicios de la Revolución Industrial, las múltiples innovaciones tecnológicas han traído consigo, en menor o mayor medida, transformaciones a los ecosistemas, mayor demanda de materias primas y una necesidad de energía que en el momento era imposible de abastecer.

Esta crisis energética y el proceso de industrialización fueron los motivos principales para encontrar otras fuentes de energía, como los combustibles fósiles empezando con el carbón para después pasar al petróleo y al gas combustible. Esto se tradujo en el incremento exponencial de la contaminación ambiental, el incremento de gases de efecto invernadero como el bióxido de carbono (CO_2), el aumento de temperatura en el planeta y muchos otros cambios que tenemos que resolver a corto plazo, antes de que afecte de manera irreversible la forma como vivimos actualmente.

La energía que se consume en la actualidad se obtiene en su mayoría de las plantas de Ciclo Combinado, una de las fuentes más grandes de Bióxido de Carbono, CO_2 . Para erradicar ese contenido de CO_2 emitido por las plantas generadoras de electricidad, la estrategia más prometedora a corto plazo es la Captura de CO_2 mediante Monoetanolamina (MEA).

Al combinar los requerimientos de vapor y energéticos que exige la captura de CO_2 con el ciclo combinado se puede lograr integrar este concepto con una penalización en la energía generada que puede ser compensada con el valor monetario que cobra el CO_2 posteriormente de ser extraído de los gases de escape.

En esta tesis, se presenta el análisis del proceso de la captura del CO_2 a partir de los gases de escape de la turbina de gas en un ciclo combinado mediante el método de la absorción química con MEA, visualizando optimizaciones en el

proceso con el fin de disminuir el vapor de baja presión y lograr el menor requerimiento energético en dos diferentes configuraciones.

OBJETIVO GENERAL

- Desarrollar el análisis y la simulación del proceso de captura de CO₂, a partir de los gases de escape de una turbina de gas perteneciente a una planta de ciclo combinado utilizando el Simulador Aspen Hysys V.9, junto con el aprovechamiento del vapor que esta genera, conjugando los consumos energéticos de la planta con los establecidos en el ciclo combinado.

OBJETIVOS PARTICULARES

- Evaluar tres diferentes configuraciones de proceso de separación de CO₂ Post-Combustión mediante la absorción química utilizando como solvente MEA.
- Analizar las variables de operación principales del proceso de separación CO₂, de acuerdo a las características del caso de estudio, con el fin de obtener el mejor desempeño referido al requerimiento energético y la mayor eficiencia.
- Conocer el impacto a un ciclo combinado por la instalación de una planta de absorción de CO₂ a través del Simulador GTPRO 27.

CAPÍTULO 2. MARCO TEÓRICO

2.1 El Bióxido de Carbono y el Cambio Climático.

El hombre ha utilizado la quema de carbón, gas natural y petróleo como fuente de energía para diferentes actividades como la manufactura, transporte, electricidad; el desarrollo y evolución de estas provocó un incremento notable de bióxido de carbono en la atmósfera, cerca del 40% desde 1800, lo que ha desencadenado bastantes problemas climatológicos como el calentamiento global, derretimiento de los polos y el efecto invernadero. El Convenio del Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático (CMUCC) denominó a todos estos problemas como cambios climáticos los cuales se definen como “cambio de clima atribuido directa o indirectamente a la actividad humana que altera la composición de la atmósfera mundial y que se suma a la variabilidad natural del clima observada durante períodos de tiempo comparables”. (CMUCC, 1992)

La superficie de la Tierra se calienta por medio de la luz solar, ondas de longitud corta (luz visible y ultravioleta), esta energía se transforma en radiación de baja energía (infrarrojo), la cual es absorbida por algunos gases que se encuentran en la atmósfera, este proceso se realiza de manera natural, es el llamado efecto invernadero.

El problema ocurre cuando la concentración de algunos de los gases de efecto invernadero, GEI, (bióxido de carbono, metano, óxido nitroso); aumenta su concentración y con ella, la cantidad de calor absorbido, por lo que el planeta aumenta su temperatura y es lo que conoce como calentamiento global.

De acuerdo con el reporte State of the Climate 2015, emitido por American Meteorological Society, el bióxido de carbono es el mayor responsable del cambio climático aportando 1.94 Watts de energía por metro cuadrado al planeta en vez de irradiarlo hacia el espacio. (Blunden, 2016)

En la Figura 2.1, se puede observar claramente este fenómeno, donde la temperatura global del planeta ha cambiado debido a la concentración de CO₂ en la atmósfera, mostrando una tendencia de crecimiento simultánea.

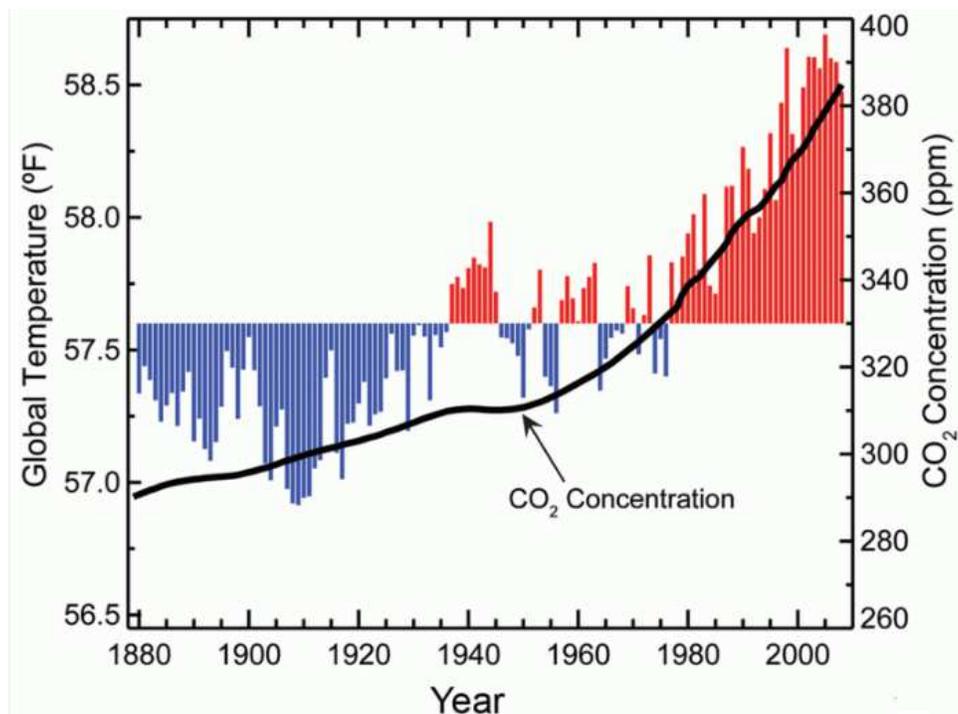


Figura 2-1 Comportamiento de la Temperatura Global vs Concentración de CO₂ en ppm (Karl, 2009)

2.2 El Bióxido de Carbono en México

El IPCC (Intergovernmental Panel on Climate Change) estableció 7 categorías de las posibles fuentes de GEI (IPCC, 1996):

1. Sector Energético
2. Solventes
3. Procesos Industriales
4. Agricultura
5. Cambio de Uso del Suelo y Silvicultura
6. Desechos
7. Otros

Capítulo 2. Marco Teórico

De los cuales el mayor contribuidor de CO₂ es el Sector Energético, el cual aporta 64% de las emisiones de los gases de efecto invernadero a nivel mundial y 84% de las emisiones de CO₂ (AIE, 2009).

En particular el consumo de combustibles fósiles en México, de acuerdo a datos del Inventario Nacional de Emisiones de Gases de Efecto Invernadero 1990 – 2010, aporta el 82% del CO₂ y su uso genera el 65.9% del total de emisiones de los GEI. (INEGEI, 2013)

Las actividades dentro del sector energético responsables del CO₂ son muy diversas como el transporte, comercio, consumo doméstico y sector público, generación de electricidad y otras actividades industriales.

El INEGI reporta 435.8 Mega toneladas de emisiones totales de CO₂ por quema de combustibles, de los cuales el 31% corresponde a la industria generadora de electricidad. (INEGI, 2015)

Sector	Generación de CO ₂ (MTon)	Porcentaje
Transporte	153.1	35%
Sector Energético	133.3	31%
Procesos Industriales	58	13%
Industrias Manufactureras y Construcción	58.6	13%
Otros Sectores	32.8	8%
Total	435.8	100%

Tabla 2-1 Emisiones de bióxido de carbono derivadas de la quema de combustibles según sector.

2.3 Combustibles Fósiles y Generación de Energía Eléctrica.

En México existe una gran reserva de hidrocarburos por lo cual el país ha mantenido niveles altos de producción para el mercado extranjero y nacional.

En el 2015, la Secretaría de Energía (SENER) publicó en su Sistema de Información Energética la producción primaria de energía, donde los hidrocarburos representaron el 87% de la producción total siendo el rubro más importante. (SENER, 2015)

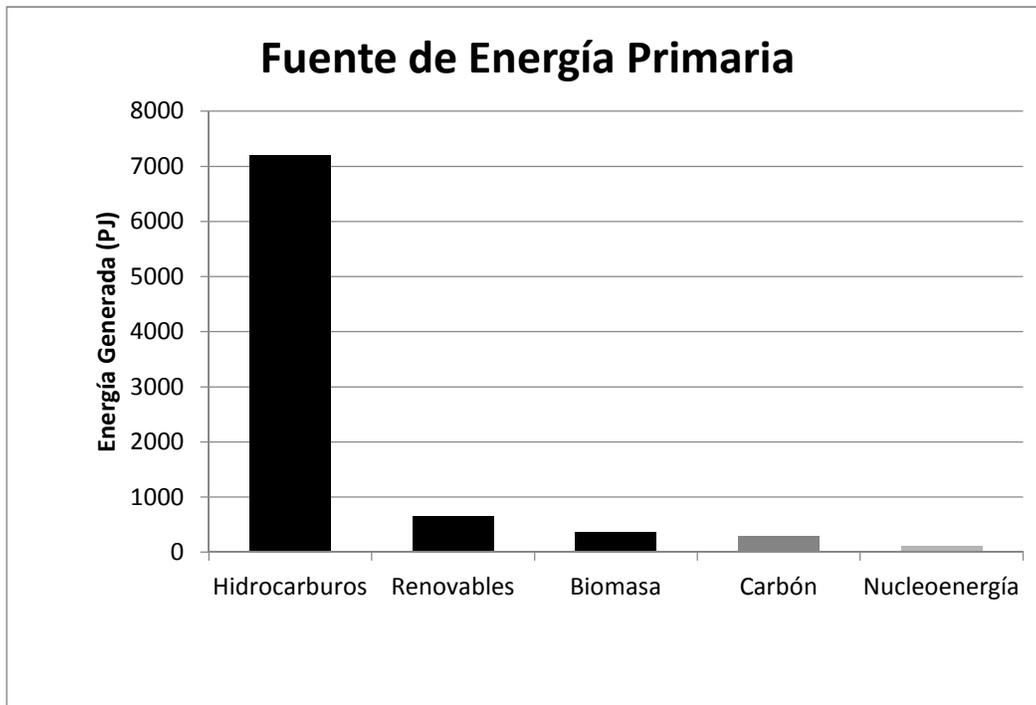


Figura 2-2 Fuente de Energía Primaria en México 2015

Como se puede observar en la Figura 2.2, la mayor parte de la producción de electricidad se realiza a partir de hidrocarburos, además de otras pequeñas contribuciones como las que aportan las energías renovables, el carbón y la energía nuclear que ayudan a cubrir la demanda total de electricidad en el país.

Debido a que la quema de combustibles fósiles es el mayor contribuidor de CO₂ y la principal fuente de energía del país, los Gobiernos de diferentes Países trabajan

aplicando nuevas normas regulatorias, impulsando la innovación de las energías renovables y desarrollando nuevas opciones tecnológicas que ayuden a reducir las emisiones como lo es la Captura y Almacenamiento de CO₂ (CCS por sus siglas en inglés CO₂ Capture and Storage)

2.4 Captura y Almacenamiento de Bióxido de Carbono

La captura y almacenamiento del bióxido de carbono es el proceso donde el principal objetivo es la captación del CO₂ en grandes puntos de emisión como la quema de combustibles y refinerías.

Una vez que han sido tratados los gases que contienen el CO₂ y se ha separado en una corriente de alta pureza, alrededor de 85%, se comprime para poder transportarlo hasta el punto donde será almacenado y aislado de la atmósfera a largo plazo.

En la Figura 2-3, se describe el proceso de Captura y Almacenamiento de CO₂ y los puntos principales de cada uno de los pasos que intervienen.

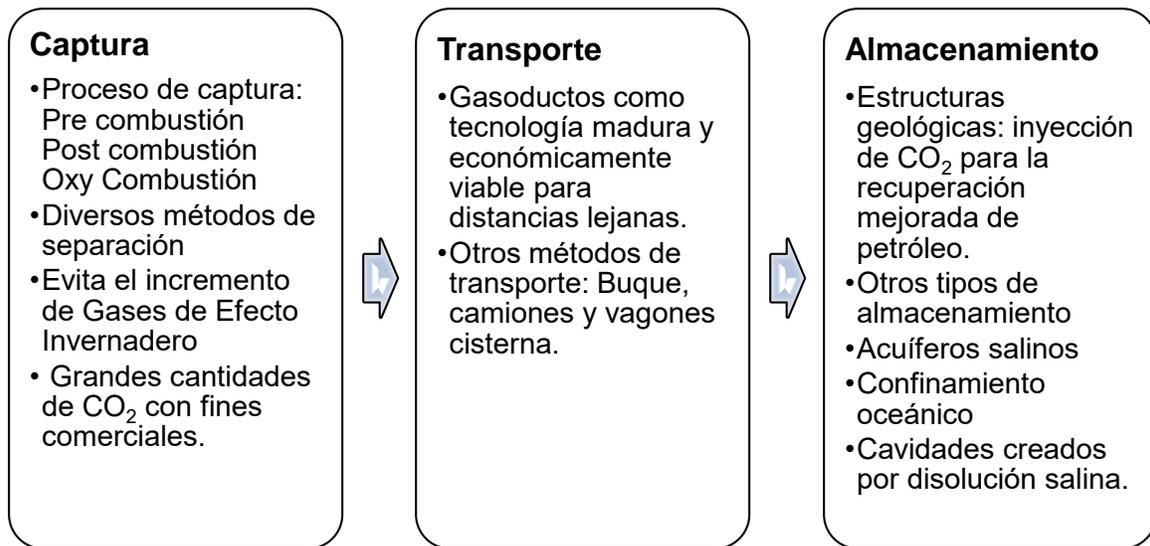


Figura 2-3 Proceso de captura y almacenamiento del bióxido de carbono.

2.4.1 Métodos de Captura de CO₂

Cualquier proceso industrial que emplee algún método de captura de CO₂ incrementará el consumo energético del proceso debido a los requerimientos propios de la captura. Sin embargo, el requerimiento energético como los costos asociados se pueden disminuir combinándolos con los diseños de los procesos industriales.

Dependiendo del proceso o la aplicación, se pueden emplear tres métodos para captar el CO₂ generado a partir de un combustible fósil primario, los cuales son:

- Pre-combustión; se elimina el carbono del combustible.
- Post-combustión; extracción del CO₂ generado en los gases de combustión.
- Oxy-combustión; durante la combustión se captura el CO₂ producido.

En la Figura 2-4, se ejemplifica cada uno de los métodos de captura, así como su interacción con una central de Ciclo Combinado.

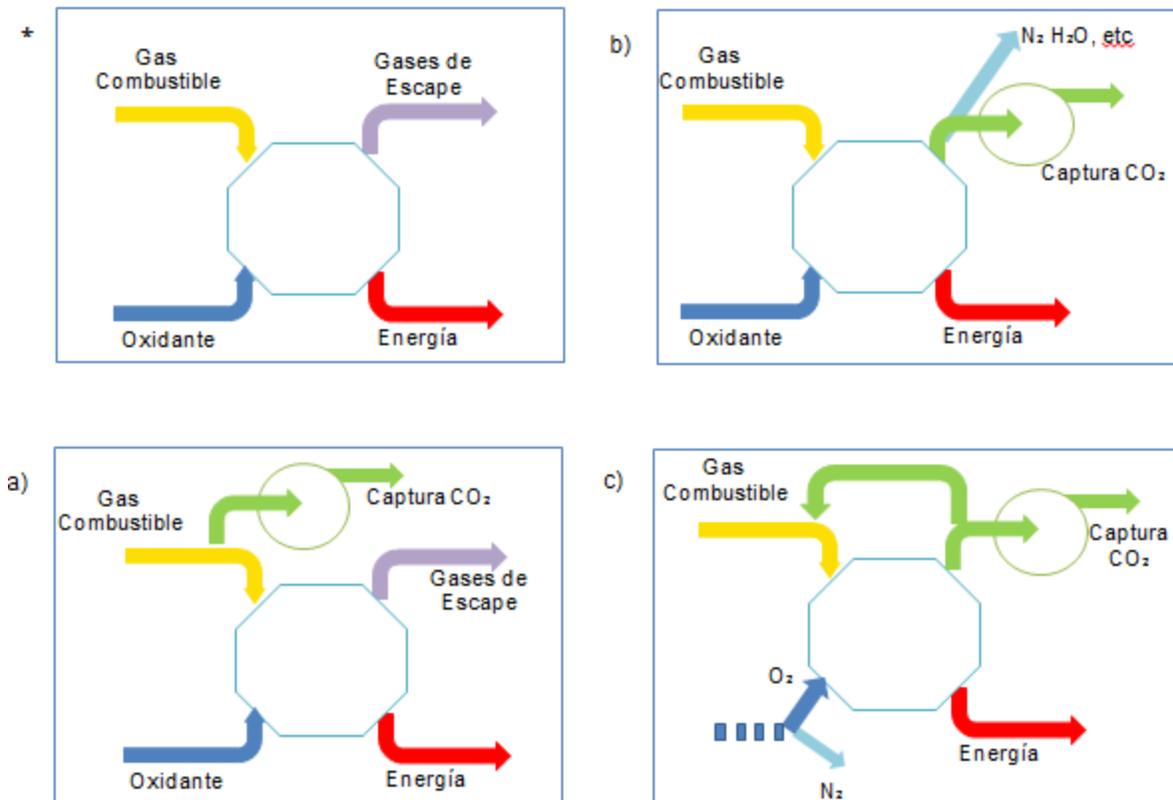


Figura 2-4 Diagrama Esquemático de *Ciclo Combinado, a) Pre Combustión, b) Post Combustión, c) Oxy Combustión

a) Pre-combustión

En el proceso de captura previo a la combustión, el gas combustible se hace reaccionar con aire, oxígeno y/o vapor de agua, de esta reacción se obtiene una corriente rica en monóxido de carbono e hidrógeno, a la cual se le denomina gas de síntesis. Este gas se modifica por medio de la reacción WGS, Water Gas Shift, donde el monóxido de carbono reacciona con vapor de agua resultando CO₂ y H₂, para posteriormente ser separados.

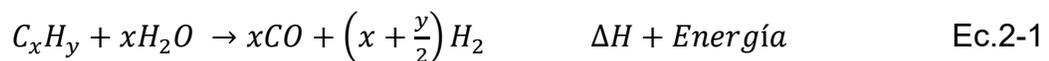
Adicionalmente, se anexan equipos auxiliares con el objetivo de purificar el H₂, el cual puede ser utilizado como combustible de esta manera obtener un valor agregado.

Las concentraciones del CO₂ en el producto final, al igual que las presiones parciales, son mayores comparadas con la post-combustión lo que facilita los requerimientos energéticos de la captura.

El proceso se divide en las etapas siguientes:

➤ Reacción de Gas de Síntesis.

Reacción endotérmica de producción de gas de síntesis por medio de vapor de agua.



Reacción exotérmica de producción de gas de síntesis, donde el combustible se oxida con una cantidad de oxígeno limitada.



➤ Reacción WGS



➤ Separación de CO₂

b) Post-Combustión

Esta tecnología consiste en separar el CO_2 generado del resto de los gases procedentes de la cámara de combustión.

En principio, este método se puede aplicar a los gases provenientes de cualquier tipo de combustible empleado, sin embargo las impurezas en el combustible son muy importantes para poder diseñar y costear la planta completa.

Dependiendo del combustible empleado, la mezcla de gases puede contener nitrógeno, vapor de agua, bióxido de carbono, oxígeno, SO_x , NO_x , algunos metales pesados y trazas orgánicas. Una vez eliminadas algunas de las impurezas de los gases, estos pasan a una de las alternativas para la separación de CO_2 .

c) Oxy-combustión

El nitrógeno conforma el 78% del aire que comúnmente se utiliza en la combustión del gas natural en un ciclo combinado. Después de la combustión, el CO_2 finaliza con una concentración de aproximadamente 5% a 10% en la corriente de gases de escape.

En la Oxy-combustión se plantea eliminar el nitrógeno desde la fuente principal de oxígeno para la combustión, resultando una corriente de gases de escape con un porcentaje de CO_2 arriba del 90%.

Se debe señalar que al realizar la combustión con O_2 , la temperatura adiabática de combustión aumenta hasta los 3500 °C por lo que se requiere recircular una parte de los gases de escape hacia el combustor, con el fin de reducir la temperatura de operación. (CO₂ Capture Technologies, 2011).

Si la aplicación para la cual se requiere el CO_2 acepta una concentración promedio de 90%, los gases pueden ser almacenados directamente sin una purificación previa. Por otro lado, las impurezas (N_2 , O_2 , Ar) pueden ser removidas reduciendo la temperatura a la cual el CO_2 condensa y las impurezas no.

El proceso cuenta con tres etapas principales:

- **Unidad de Separación de Aire (ASU)**; Sistema de separación del oxígeno del aire para ser suministrado a la Turbina de Gas.
- **Combustión**
- **Purificación del CO₂**

Sin embargo esta alternativa aún no es una tecnología madura y no se pueden incorporar en centrales de ciclo combinado existentes.

2.4.2 Métodos de Separación de CO₂

En la actualidad, existen diferentes métodos de separación como lo son la absorción o los procesos de difusión a través de los gases.

En la Figura 2-5, se agrupan los diferentes métodos de separación.

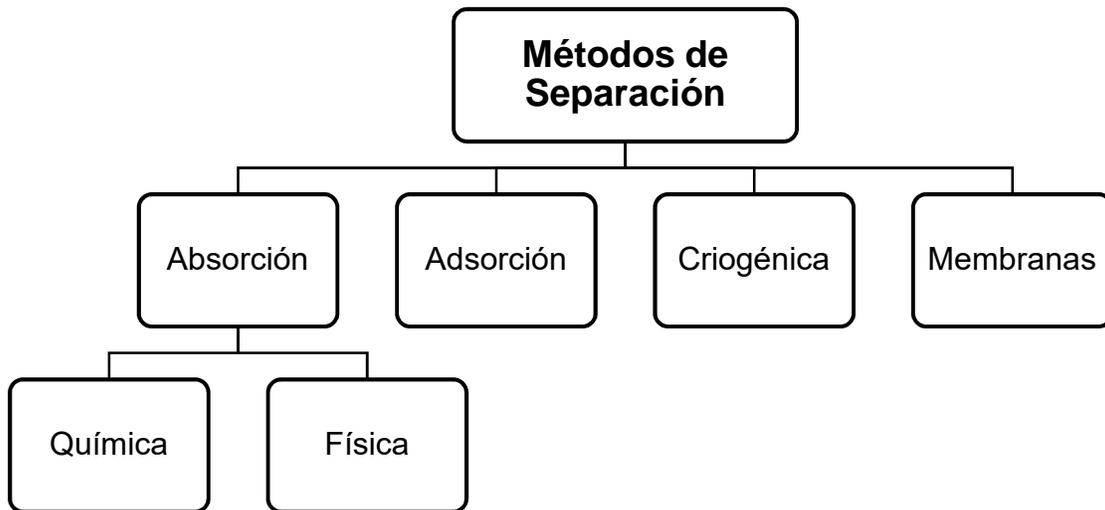


Figura 2-5 Métodos de Separación del CO₂

Algunos de los aspectos que determinan que un proceso de separación sea viable, económicamente y técnicamente, son:

- Flujo de gas a tratar.
- Presión del gas a tratar.
- Selectividad.

- Concentración de CO₂
- Pureza de CO₂ requerida.
- Requerimientos de energía.

a) Absorción

- **Absorción física**

En este método se hace uso de la capacidad que tiene el CO₂ de disolverse en determinados líquidos. La cantidad de gas que se puede disolver depende de la naturaleza del gas y del líquido, presión y temperatura a la que se encuentran sometidos según la ley de Henry.

Al aumentar la presión parcial del CO₂ aumenta proporcionalmente la cantidad de gas que se puede disolver, lo que es inversamente proporcional a la temperatura. Por lo que este proceso se desarrolla a alta presión y suele ocuparse en la depuración del gas natural o la síntesis de amoníaco.

- **Absorción química**

El proceso de absorción química es el método más usado industrialmente para la captura de CO₂ en la post combustión. La absorción química consiste en la reacción de una base alcalina, normalmente aminas, con un gas ácido.

La regeneración se realiza por medio del calentamiento del solvente para lograr la desorción del CO₂ y para la producción de vapor de agua que actúa como gas de regeneración, lo que implica una penalización energética alta al usar vapor de baja presión.

b) Adsorción

La adsorción usa un medio sólido de separación, como son los tamices o carbón activado, para adsorber el CO₂ disuelto en los gases de escape; sin embargo en la regeneración se emplean cambios químicos como la variación de la presión o temperatura. Este sistema suele ser poco selectivo, además que suelen estar acompañados de un equipo de destilación criogénica para alcanzar los niveles de pureza deseados.

c) Membranas

El proceso conlleva una membrana de polímeros para la separación del gas, su eficiencia depende de su capacidad de transporte, solubilidad y difusión del gas, así como de la reactividad específica del gas con el componente de la membrana que funciona como conductor.

Este método de separación tiene menor selectividad comparado con la absorción química, también tiene mayor consumo energético ya que requiere alta presión en los gases de combustión.

d) Criogénica

La criogenización del CO₂ consiste en el enfriamiento de los gases hasta conseguir la licuación y posteriormente la separación de los mismos en una torre de destilación. El proceso de licuefacción tiene un requerimiento de energía excesivo y sólo es viable con concentraciones de CO₂ muy altas.

2.4.3 Análisis Comparativo de Métodos de Captura.

El propósito de la captura de CO₂ es producir un flujo másico con alta pureza a presiones elevadas con el fin de transportarlo fácilmente hacia el destino final con la menor energía requerida e inversión inicial.

Para lograr lo antes mencionado, la selección de la tecnología se tiene que ajustar con las necesidades del proyecto, ser económicamente viable y tener un desarrollo tecnológico maduro.

En la Tabla 2-2, se resumen las diferentes ventajas y desventajas de cada una de las tecnologías con el fin de analizar y comparar las características más importantes en la selección del método de captura para un proyecto en específico.

Tecnología	Ventajas	Desventajas
Pre-combustión	<ul style="list-style-type: none"> • Menor costo en separación de CO₂ debido a que la presión en gases a tratar es mayor. • Mayor concentración de CO₂. • Menor cantidad de SO_x y NO_x. • Amplio rango de combustibles • Plantas Piloto existentes. • Subproducto H₂ que puede ser vendido o ser utilizado como combustible. 	<ul style="list-style-type: none"> • Equipamiento más costoso y complejo comparado con las otras alternativas. • Sistema de distribución, manejo y/o turbinas de H₂ sin embargo no es una tecnología madura.
Post-combustión	<ul style="list-style-type: none"> • La tecnología actualmente comercial con altas eficiencias. • Económicamente viable • Plantas Piloto existentes • Fácil adaptación al Ciclo Combinado 	<ul style="list-style-type: none"> • Concentraciones de CO₂ pequeñas debido a que se encuentra diluido en el total de gases de escape. • Mayor flujo a tratar, lo que requiere mayores instalaciones. • Menor presión en flujo de gas a tratar lo que dificulta la separación.
Oxy-combustión	<ul style="list-style-type: none"> • Mayor eficiencia de CO₂ como producto final comparado con las otras alternativas (90-95%) • Reducción en espacio de instalaciones, así como costos en la separación y compresión del CO₂ 	<ul style="list-style-type: none"> • Tecnología en fase de demostración • La Unidad de Separación de Aire eleva el costo de inversión inicial.

Tabla 2-2 Ventajas y desventajas de las diferentes tecnologías de captura. (Global CCS Institute, 2018)

Capítulo 2. Marco Teórico

Proyecto	Etapa	País	CO ₂ (Mtpa) ¹	Fecha de Operación	Tipo de Captura	Almacenamiento
Boundary Dam CCS	Operando	Canadá	1,0	2014	Post-combustión	Recuperación mejorada del petróleo
Petra Nova Carbon Capture	Operando	USA	1,4	2017	Post-combustión	Recuperación mejorada del petróleo
Sinopec Shengli Power Plant CCS	Desarrollo	China	1,0	2020's	Post-combustión	Recuperación mejorada del petróleo
China Resources Power (Haifeng) Integrated CCS Demonstration	Desarrollo	China	1,0	2020's	Post-combustión	Almacenamiento geológico
Huaneng Green Gen IGCC Project (Phase 3)	Desarrollo	China	2,0	2020's	Pre-combustión	Recuperación mejorada del petróleo
Korea-CCS 1	Desarrollo	Korea	1,0	2020's	Post-combustión	Almacenamiento geológico
Korea-CCS 2	Desarrollo	Korea	1,0	2020's	Pre-combustión	Almacenamiento geológico
Caledonia Clean Energy	Desarrollo	Reino unido	3	2024	Post-combustión	Almacenamiento geológico
Shanxi International Energy Group CCUS	Desarrollo	China	2,0	2020's	Oxy-combustión	En Evaluación

Tabla 2-3 Proyectos CCS a gran escala aplicados a la Generación Eléctrica^{2,3}

¹ Millones de toneladas al año de CO₂ capturado.

² Planta a gran escala. Capacidad mínima de 400,000 toneladas al año.

³ Información actualizada al 9 de Febrero 2018.

2.5.1 Captura de CO₂ en México.

La Agencia Internacional de Energía (IEA, por sus siglas en inglés), es la organización que tiene como objetivo coordinar las medidas necesarias para lograr energía confiable, económica y limpia.

La IEA planteó dos escenarios para México en el documento Energy Technology Perspectives 2016. En el primer escenario, se muestra el nivel máximo de CO₂ generado por el sector energético sin ninguna tecnología de captura, en el segundo escenario se realizó una proyección de las reducciones de emisiones de CO₂ mediante la instalación de nuevas plantas CCS en un período de 30 años a partir del año 2020 hasta el año 2050. (IEA, 2016)

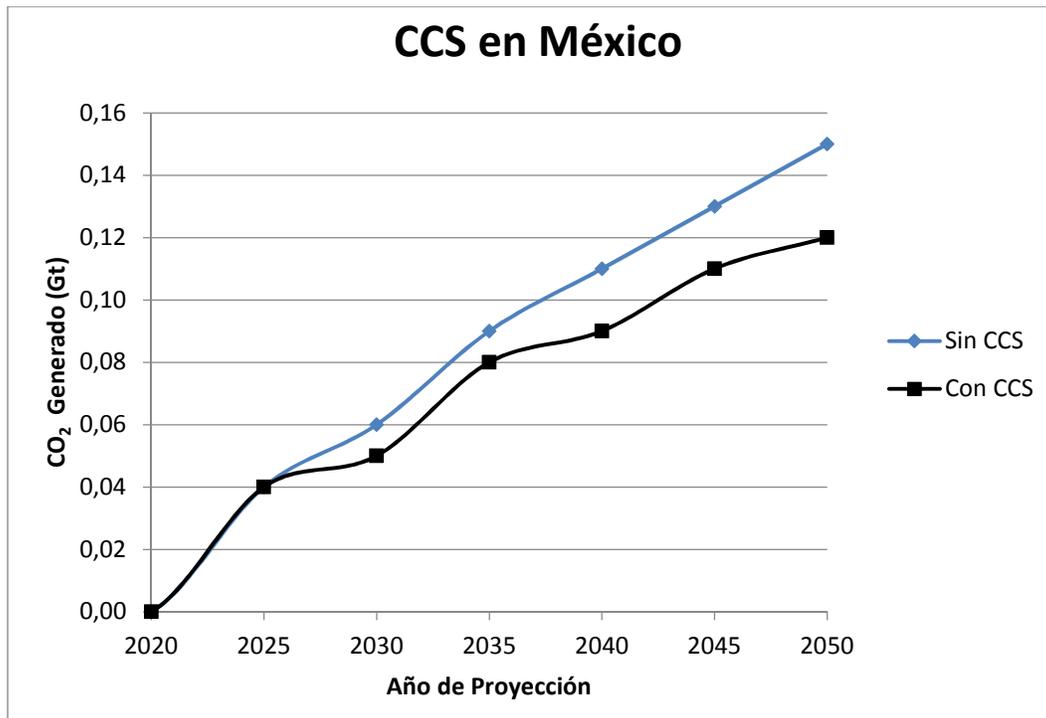


Figura 2-7 Impacto de la Tecnología CCS en México desde 2015 a 2050

Asimismo, hay que tomar en consideración que la proyección mostrada en la Figura, 2-7, cuenta con cierta incertidumbre debida a diferentes aspectos como, el soporte económico que ofrezca el gobierno para el impulso de energías limpias, el desarrollo de nuevas tecnologías, uso de energías renovables, capacidad de almacenamiento geológico de CO₂, entre otras. (Morgan, 2011)

2.6 Absorción Química Mediante Aminas.

2.6.1 Proceso Estándar - Absorción Química de CO₂

La captura de CO₂ mediante la absorción química consiste en dos torres de platos principales, el absorbedor y el regenerador, en el primero se captura el CO₂ por medio de la amina y en el segundo la amina es regenerada con el fin de separar el CO₂ y la amina regrese al absorbedor, de esta manera se tiene un proceso cíclico.

La concentración de CO₂ en el gas tratado puede variar dependiendo del origen del gas. Los gases de escape de una turbina de gas donde se quema gas natural suele tener una composición de 3% a 6% de CO₂, en cambio si los gases provienen de una turbina donde se quema carbón la composición aumenta del 10% al 12% de CO₂.

El esquema mostrado a continuación, en la Figura 2-8, es el más usado en diferentes estudios y en proyectos comerciales, donde los gases de escape provenientes del ciclo combinado entran por el primer plato de la torre absorbidora previamente enfriados y comprimidos por encima de la presión atmosférica, de esta forma puedan vencer la caída de presión en el absorbedor, entran en contacto con la amina regenerada y se lleva a cabo la reacción.

Al ser una reacción exotérmica, la temperatura en los platos superiores suele ser de 40 °C y 60 °C en el fondo, dependiendo de la presión de operación, asimismo de la composición en los gases (Ishibashi, 1999).

El gas tratado sale por la parte superior hacia la atmósfera mientras que la amina rica, es conducida hacia un cambiador “carga – producto” donde la amina rica se calienta y la amina pobre se enfría, lo cual ayuda a disminuir la cantidad de vapor requerido en el rehervidor del regenerador.

La amina rica entra por la parte superior de la torre regeneradora alrededor de una temperatura de 105°C. El regenerador opera a temperaturas cercanas a 110°C a

120°C, la presión de operación suele ser de 2 a 3 bar, lo que evita la degradación de las aminas. (Ishibashi, 1999)

En el regenerador, el CO₂ es liberado de la solución de amina, formando un vapor de CO₂, agua y la mínima cantidad de amina. Esta corriente de vapor entra a un condensador donde se condensa principalmente agua, la cual regresa al regenerador, se separa el CO₂ con una pureza aproximadamente del 90%. El CO₂ es comprimido cerca de los 150 bar para su almacenamiento y su uso posterior.

La desorción del CO₂ es una reacción endotérmica requiere grandes cantidades de calor. Este calor se provee a través de vapor de baja presión proveniente del ciclo combinado.

Ya que la amina ha sido regenerada pasa por el intercambiador carga producto y es enfriado a la temperatura de operación del absorbedor por medio de un aerenfriador o intercambiador de calor de coraza y tubos.

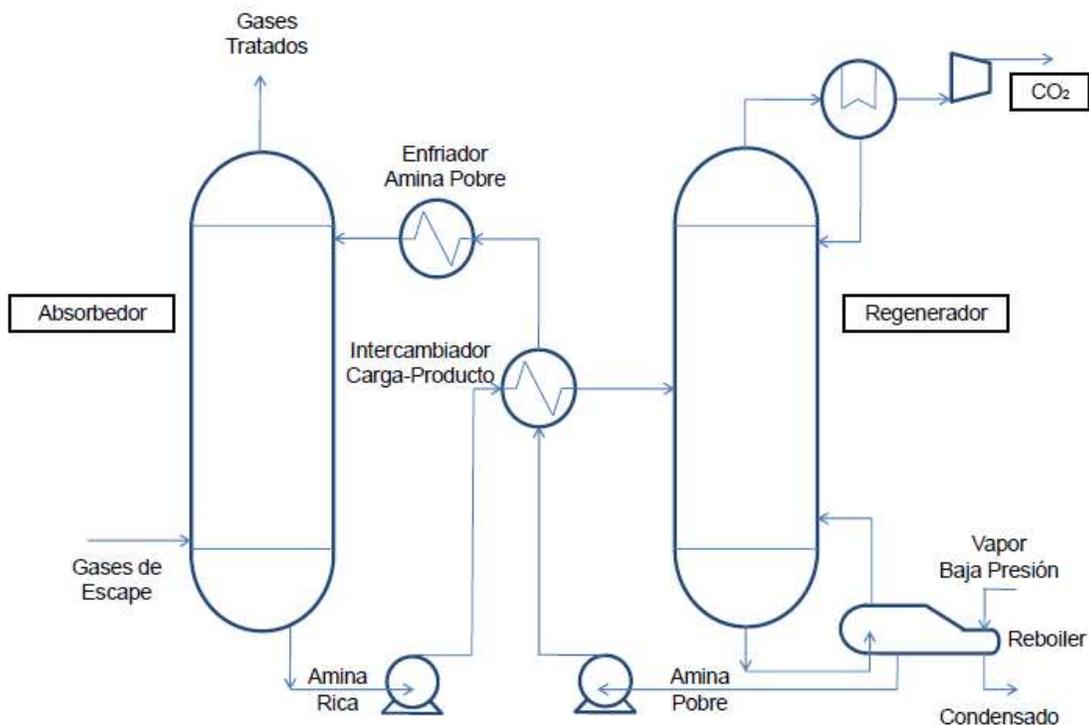


Figura 2-8 Proceso estándar de absorción.

2.6.2 Proceso de Mejora - Absorción Química con Recompresión de Vapor

La modificación que conlleva este proceso de mejora es la separación de la corriente que proviene del desorbedor, esta separación se genera a partir de una caída de presión usando una válvula reguladora de presión.

El vapor de agua es separado de la amina pobre por medio de un tanque de flasheo, para luego ser comprimido y regresado al desorbedor. El resultado es un aumento en el vapor del desorbedor sin ver modificado el balance de agua del sistema.

Las principales diferencias con el concepto estándar de absorción son las siguientes:

- Se incrementa el equipo mecánico del proceso, tanque de flasheo y compresor.
- La energía requerida en el rehervidor disminuye debido a una segunda corriente de vapor que ingresa al desorbedor.
- Aumenta el consumo de energía de la planta, energía que requiere el compresor para operar.

El incremento en el costo de inversión inicial CAPEX (por sus siglas en inglés Capital Expenditures) se ve compensado con los gastos de operación normal OPEX (por sus siglas en inglés Operating expense) con la reducción del calor requerido en el rehervidor.

Karimi en su trabajo de investigación, "Capital costs and energy considerations of different alternative stripper configurations for post combustion CO₂ capture", concluye que al alcanzar un acercamiento mínimo de temperatura en el intercambiador de carga-producto igual a 5 °C, el costo de inversión aumentaría 2.77% y la demanda de energía se vería reducida 9.37% comparada con el proceso estándar de absorción.

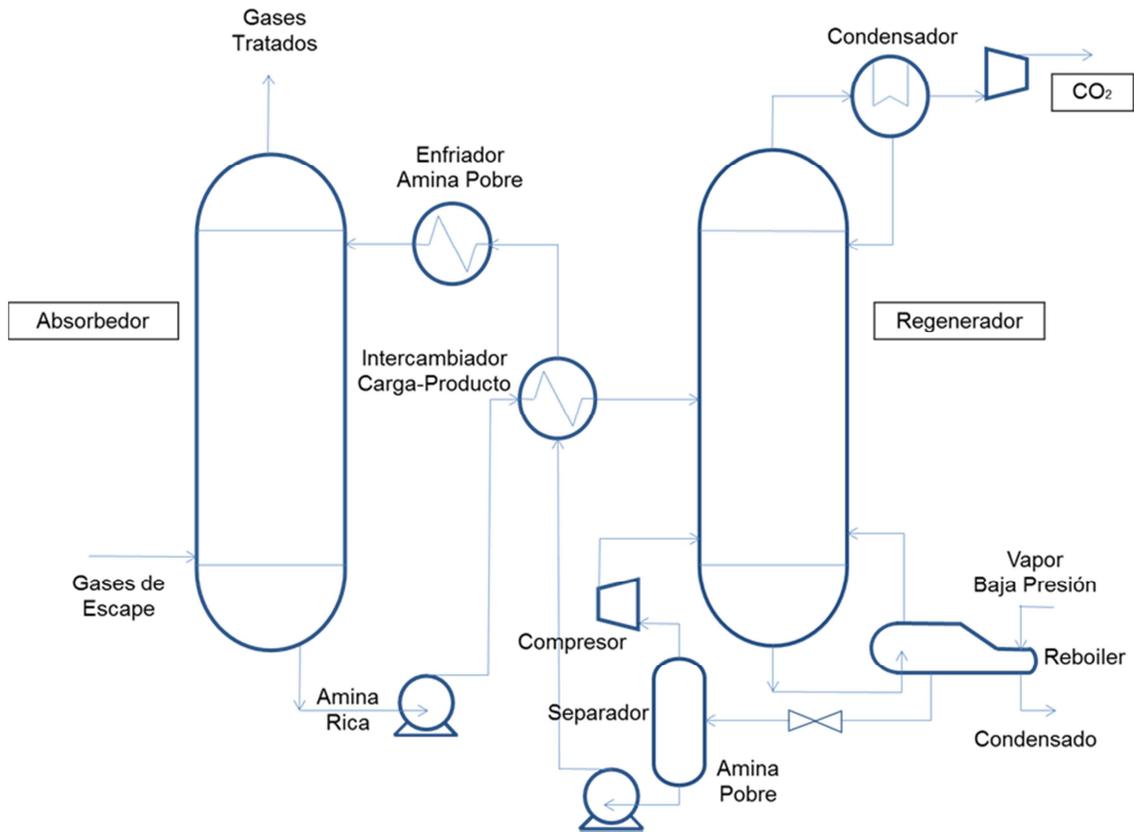


Figura 2-9 Proceso de absorción con recompresión de vapor

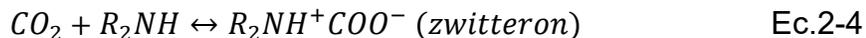
2.6.3 Alcanolaminas

La remoción del CO_2 se hace típicamente con alcanolaminas, las cuales son un compuesto orgánico derivado del amoníaco donde se han sustituido uno, dos o tres hidrógenos por un grupo funcional, de acuerdo al número de hidrógenos cedidos se denominan amina primaria, secundaria o terciaria.

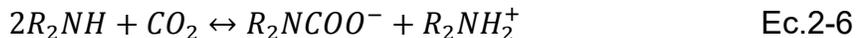
Se caracterizan por contener un grupo hidroxilo lo cual incrementa su solubilidad en agua y el grupo amino proporciona la suficiente alcalinidad para neutralizar y absorber el gas ácido.

Los mecanismos de reacción difieren dependiendo de la alcanolaminas elegida, en el caso de las alcanolaminas primarias y secundarias reaccionan típicamente formando un carbamato y suelen generar una especie intermediaria llamada zwitteron, el cual puede tener carga positiva o negativa.

En las ecuaciones Ec.2-4 y Ec.2-5, se muestra la formación de la especie intermediaria zwitteron;



La reacción global se define de la siguiente manera,



Este mecanismo no se lleva a cabo con las aminas terciarias debido a que carecen de hidrógeno atado al átomo de nitrógeno.

Las aminas terciarias suelen reaccionar de la siguiente manera,



En la Figura 2-10, se encuentran las principales características de las aminas primarias, secundarias y terciarias.

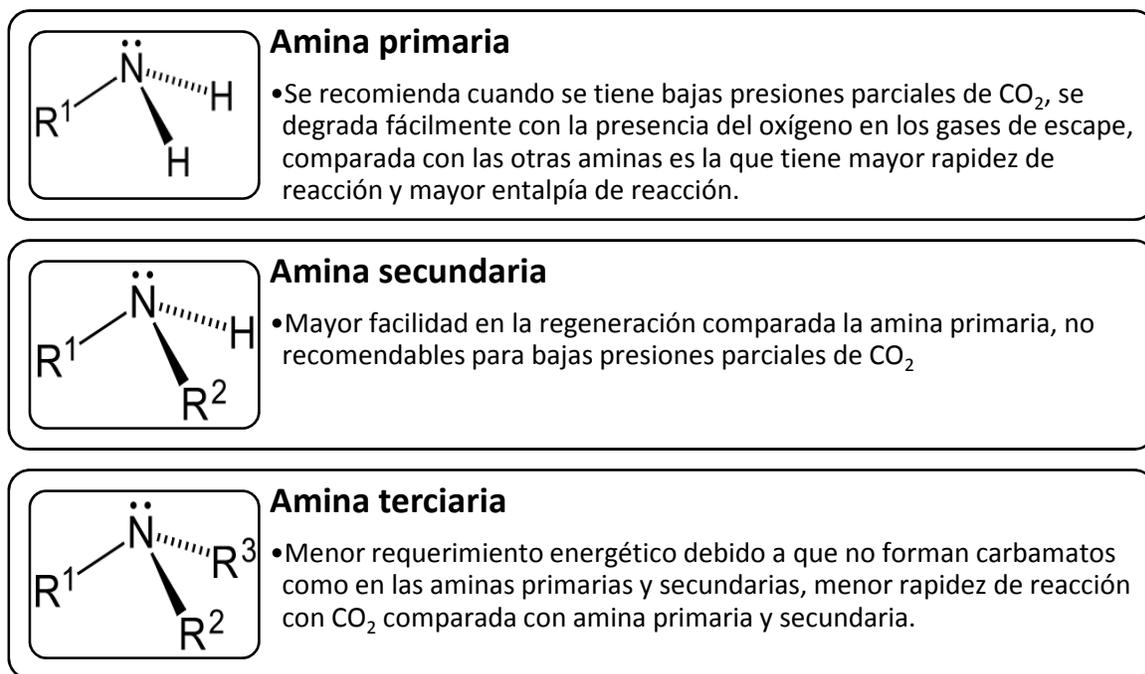


Figura 2-10 Generalidades de las aminas primarias, secundarias y terciarias

En la Tabla 2-4, se muestra las cantidades de calor (-Q) requeridas en el proceso, entalpías de reacción (- ΔH_{abs}), moles absorbidos de CO₂ por mol de amina, los cuales son los aspectos más importantes en la elección del absorbente. (Young, 2013)

Absorbente	CO ₂ Absorbido (mol CO ₂ /mol amina)	- ΔH_{abs} (kJ/mol CO ₂)	-Q (kJ)
MEA 30 % peso	0.565	88.91	24.63
DEA 30 % peso	0.658	70.44	13.24
TEA 30 % peso	0.486	44.72	4.38
AMP % peso	0.862	63.95	18.55

Tabla 2-4 Principales características de aminas en solución acuosa a 298 °K & 1 bar.

2.6.4 Requerimientos de Calor - Absorción.

En el proceso de absorción, el regenerador requiere cierta cantidad de energía con el fin de liberar el CO₂ capturado. Para poder reducir el requerimiento de calor y estudiar las variables de las cuales depende, a continuación se identifican cada uno de ellos.

a) Calor de desorción.

Debido a que la reacción de desorción es una reacción endotérmica, se requiere una aportación de energía externa para que la reacción se lleve a cabo, por lo que el concepto de calor de desorción se puede explicar como la cantidad de energía necesaria para romper los enlaces formados entre el CO₂ y las aminas, de este modo regenerar la amina utilizada y reincorporarla al ciclo.

b) Calor sensible

Con el propósito de alcanzar el calor latente necesario en el rehervidor y llegar al punto de ebullición, se suministra calor sensible a la solución CO₂ – amina.

El calor sensible se describe matemáticamente como:

$$\frac{Q_{sensible}}{m_{CO_2}} = \frac{(\rho * Cp * \Delta T)_{rica}}{(\alpha_{rica} - \alpha_{pobre}) * C_{rica} * PM_{CO_2}} \quad \text{Ec.2-8}$$

Donde;

- $Q_{sensible}$ = calor sensible (KJ)
- m_{CO_2} = masa de CO₂ recuperado (kg)
- ρ = densidad de solución de amina rica a condiciones de entrada a la torre (kg/m³)
- Cp = calor específico de solución de amina de rica (KJ/kg)
- ΔT = temperatura de entrada de amina rica menos temperatura de ebullición de la solución (°C)
- α_{rica} = relación de moles de CO₂ entre moles de amina en la corriente de amina rica
- α_{pobre} = relación de moles de CO₂ entre moles de amina en la corriente de amina pobre
- C_{rica} = relación de moles de CO₂ entre moles de amina en la corriente de amina rica (kmol/m³)
- PM_{CO_2} = peso molecular CO₂ (kg/mol)

c) Calor latente

En la torre regeneradora, se pretende que la mayor cantidad de moles de CO₂ se recupere, cambiando de fase el CO₂ de fase líquida a gas, esto se logra cuando la presión de saturación en la fase líquida es mayor que la presión parcial en la fase gaseosa a la salida de la torre.

Debido a que la mezcla de gases que llega al desorbedor está compuesta, en su mayoría, de CO₂ y H₂O y según la Ley de Dalton, se puede expresar la presión parcial de CO₂ en función de la presión total y la fracción molar del agua.

$$p_{CO_2} = P - p_{H_2O} = P * (1 - y_{H_2O}) \quad \text{Ec.2-9}$$

Donde;

P = presión total del sistema (bar)

p_{CO_2} = presión parcial de CO_2 (bar)

p_{H_2O} = presión parcial de H_2O (bar)

y_{CO_2} = fracción molar de agua

Al aumentar el calor en el rehervidor hasta el punto de ebullición, la fracción molar del agua incrementa por lo que la presión parcial de CO_2 disminuye y de esta forma se controla que la presión parcial permanezca debajo de la presión de saturación de la fase líquida.

El calor latente es el requerimiento mínimo de calor para el cambio de fase del CO_2 . A continuación se describe matemáticamente:

$$\frac{Q_{latente}}{m_{CO_2}} = \frac{P_{H_2O}^{sat} * x_{H_2O}}{p_{CO_2} * PM_{CO_2}} * \Delta H_{H_2O}^{vap} \quad \text{Ec.2-10}$$

Donde;

$Q_{latente}$ = calor latente (kJ)

m_{CO_2} = masa de CO_2 recuperado (kg)

$\Delta H_{H_2O}^{vap}$ = energía necesaria para evaporación del agua (kJ/mol)

x_{H_2O} = fracción molar del agua

$P_{H_2O}^{sat}$ = presión de saturación del agua (bar)

p_{CO_2} = presión parcial de CO_2 (bar)

PM_{CO_2} = peso molecular CO_2 (kg/mol)

2.7 Simulación de procesos

La simulación de procesos se ha definido como la técnica numérica para la realización de experimentos a través de un software en un computador digital, con ciertos tipos de modelos rigurosos para la representación de las operaciones de un proceso que asemeja el comportamiento de un sistema real (Naylor & Boughton, 1971).

A través de este software se da solución a los balances de materia y energía involucrados en el proceso en estado estacionario o dinámico, conjugados con las velocidades de reacción, transferencia de masa, propiedades físicas y químicas, etc.

En este tipo de plataformas, se desarrollan diferentes escenarios y mejoras, con el fin de entender el comportamiento que más se asemeje a la realidad.

La simulación de procesos resulta útil en diferentes etapas de un proyecto como:

- Investigación y desarrollo
- Diseño y optimización
- Toma de decisiones
- Modelo financiero

CAPÍTULO 3. SIMULACIÓN DE ABSORCIÓN QUÍMICA MEA/CO₂

3.1 Selección de Caso de Estudio

El caso de estudio de esta tesis es la Planta de Ciclo Combinado planteada para un proyecto futuro, la cual genera 993 MW, ubicada en Tuxpan, Veracruz. La planta de generación eléctrica es capaz de producir tres niveles de presión, en la Tabla 3-1, se presenta el vapor disponible en operación normal y a condiciones ambientales de media anual. Para mayor detalle, ir al Apéndice A.

Vapor Disponible	Presión (bar)	Temperatura (°C)	Flujo (ton/h)
Baja presión	5.7	319.5	82.66
Media Presión	35.2	585.0	742.0
Alta Presión	145.0	585.0	672.2

Tabla 3-1 Vapor disponible generado en la Central de Ciclo Combinado

Una de las razones principales de elegir esta Planta de Ciclo Combinado dentro de las más de 150 centrales en el país, es que se ha demostrado que la zona del Golfo de México y sus acuíferos salinos son los puntos óptimos de almacenamiento de CO₂, debido a su permeabilidad, porosidad y baja sismicidad.

Además de contar con la presencia de abundantes pozos petroleros, lo cual nos brinda la posibilidad de añadir un valor agregado al CO₂ al combinarlo con la recuperación mejorada de petróleo EOR (por sus siglas en inglés Enhanced Oil Recovery).

En la Figura 3-1, se muestra un estudio preliminar sobre las regiones óptimas para proyectos de Carbon Capture and Storage (CCS), donde se recopiló información litológica, tectónica, geológica, sísmica y volcánica, además de mostrar las zonas excluidas donde el almacenamiento geológico no es recomendable.



Figura 3-1 Zonas óptimas para proyectos CCS en México (Dávila, 2010)

3.2 Selección de Software de Simulación (Ecuación de Modelado)

El Software seleccionado para la simulación de la planta de absorción de CO₂ es Aspen Hysys V.9. Uno de los objetivos de este trabajo es entender como las variables de operación de los diferentes equipos involucrados afectan el proceso completo, no sólo limitarse a las torres principales, este simulador tiene las herramientas suficientes para analizar el proceso como se propone en cada uno de los equipos.

En Aspen Hysys, existen múltiples opciones de modelos termodinámicos que predicen el comportamiento de un sistema en los distintos estados de agregación a diferentes condiciones.

En este simulador se ha desarrollado un paquete específico para la absorción de gases ácidos a partir de aminas llamado "Amine Package" desarrollado por D.B. Robinson & Associates.

En la Tabla 3-2, se presentan las restricciones que se deben considerar al modelar con "Amine Package" (Aspen Hysys Help, 2013).

Alcoholamina	Concentración (% peso)	Presión Parcial Gas Ácido (psia)	Temperatura (°F)
MEA	0 – 30	0.00001 – 300	77 – 260
DEA	0 – 50	0.00001 – 300	77 – 260
TEA	0 – 50	0.00001 – 300	77 – 260
MDEA	0 – 50	0.00001 – 300	77 – 260
DGA	50 – 70	0.00001 – 300	77 – 260
DlsoA	0 – 40	0.00001 – 300	77 – 260

Tabla 3-2 Restricciones "Amine Package"

Amine Package usa Kent-Eisenberg como modelo termodinámico para describir el comportamiento del equilibrio Líquido Vapor (VLE, por sus siglas en inglés), en la fase líquida, para la fase vapor considerada como no ideal, Aspen Hysys usa la ecuación de estado Peng Robinson para calcular los coeficientes de fugacidad.

El modelo de no-equilibrio por etapa fue desarrollado para simular el desempeño en los absorbedores y desorbedores del proceso calcula los flujos de masa y energía a través de la interfase Líquido Vapor.

El concepto fundamental de este modelo es que la velocidad de reacción del proceso, absorción y desorción se debe considerar como una velocidad de transferencia de masa. Esta velocidad depende de los parámetros cinéticos y de equilibrio involucrados en el sistema ácido-gas-aminas.

El modelo incorpora la eficiencia de Murphree para la variación de la velocidad de transferencia de masa de los componentes individuales del ácido gas.

Las eficiencias están en función de los coeficientes de transferencia de masa y el diseño mecánico definido para las etapas de la torre. (Tomkej, 1986)

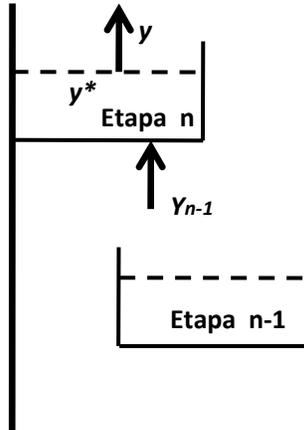


Figura 3-2 Ejemplificación de la eficiencia de Murphree

Amine package define la eficiencia de Murphree como;

$$E_M = \frac{(y - y_{n-1})}{(y^* - y_{n-1})} \quad \text{Ec.3.1}$$

Donde;

y = fracción mol de CO₂ en el gas a la salida de la etapa

y_{n-1} = fracción mol de CO₂ en el gas de la etapa anterior

y^* = fracción mol de CO₂ en el equilibrio

Al momento de generalizar el modelo de no equilibrio por etapa y evaluarlo en toda la torre, Aspen Hysys propone un método Newton-Raphson modificado, el cual es usado para resolver las ecuaciones no lineales considerando la temperatura, composición y presión.

3.3 Selección de Solvente

En el contexto de la Captura de CO₂ de los gases de escape de una planta de cogeneración donde la presión parcial baja es el principal limitante, MEA es la amina utilizada por excelencia en el proceso de absorción, como lo demuestran los principales procesos de absorción comerciales:

- Kerr-McGee/ABB Lummus; solución de MEA 15-20% peso. Capacidad más grande instalada 800 tCO₂ diarios. (Barchas, 1992)
- Fluor Daniel, ECONAMINE; solución de MEA 30% peso. Capacidad más grande instalada 320 tCO₂ diarios. (Sander, 1992)

Debido a la madurez de esta tecnología y las plantas instaladas funcionando con MEA, se cuenta con mayor información experimental con la cual se pueden comparar y mejorar la simulación propuesta en esta tesis obteniendo un punto óptimo de operación con el menor requerimiento energético.

El problema más grande que se enfrenta al trabajar con esta amina es la degradación que suele tratarse con aditivos que previenen las reacciones con el oxígeno, además de utilizar concentraciones bajas en la solución de amina. (Kohl, 1997)

Actualmente existen diferentes mezclas de solventes como el KS-1 desarrollado por Kansai Electric Power Company & Mitsubishi Heavy Industries, los cuales requieren menor recirculación, menor requerimiento energético y poseen una mayor rapidez de reacción (Chapel, 1999), sin embargo ninguno de ellos ha sido usado en la industria aún.

Los líquidos iónicos también pueden funcionar como una alternativa para la captura de CO₂, debido a sus propiedades como baja presión de vapor, elevada estabilidad térmica, amplio rango de temperaturas en estado líquido, buena solubilidad de gases por lo que facilitan la absorción, la regeneración de CO₂ se vuelve más simple y con menor requerimiento de vapor comparada con las aminas sin embargo esta no es una tecnología madura, ni una solución a corto plazo.

3.4 Simulación del proceso de captura de CO₂

En esta tesis, se desarrollarán dos diferentes configuraciones basadas en el artículo Simulation of Improved Absorption Configurations for CO₂ Capture desarrollado por Lars Erik Øi, el proceso estándar absorción y el proceso de mejora recompresión de vapor, utilizando MEA-CO₂ (30% peso) y tratando los gases de escape en dos trenes iguales con el objetivo de simular absorbedores y regeneradores de diámetros comerciales, lo cual economiza tanto la construcción como la transportación de dichos equipos.

Se asume, según las garantías de la turbina de gas, que los gases no contienen óxidos de nitrógeno y azufre, (SO_x y NO_x) por lo que no intervienen en el rendimiento de la planta de remoción de CO₂. En las diferentes configuraciones, se dispone de un compresor de CO₂ con una presión de diseño de 150 bar, con el propósito de transportar el CO₂ por medio de ductos al cliente final.

En el proceso Amina-Gas Ácido, se consideran las siguientes suposiciones:

- La corrosión y degradación del solvente debido a la presencia de O₂ se contrarresta con la adición de secuestrante de oxígeno (inhibidor de corrosión), por lo que se consideran despreciables.
- Reacción solamente en la fase líquida.
- Pérdidas de calor mínimas con los alrededores.
- Degradación de la amina por la formación de sales no es considerada, ya que la amina presente nunca alcanza temperaturas mayores a los 130 °C.

En la simulación los siguientes parámetros fueron constantes en ambos casos:

- Las especificaciones de la corriente de gases de escape a la entrada del absorbedor.
- El solver utilizado para el criterio de convergencia de las columnas fue HYSIM Inside-Out.
- Eficiencias de compresor y bombas.

3.4.1 Corrientes de alimentación

Con el fin de ejecutar la simulación de manera correcta, se debe de especificar los flujos y condiciones a las que se encuentran las siguientes corrientes:

- **GASES_ESCAPE**; flujo donde se especifica la corriente proveniente del ciclo combinado que se tratará en la planta de remoción de CO₂. Como se mencionó anteriormente, en esta corriente se asumió que estaba libre de NO_x y SO_x con base en las garantías entregadas por el proveedor de la Turbina de Gas donde estipula el funcionamiento de la misma. Posteriormente, esta corriente será dividida en dos partes iguales para ser tratada en dos trenes paralelos.

Gases de Escape		
Flujo	5 011	ton/h
Temperatura	92.56	°C
Presión	1.01	Bar
Peso Molecular	28.13	kmol/kg
Composición (%peso)		
N ₂	72.53	%
H ₂ O	11.19	%
O ₂	11.10	%
CO ₂	4.31	%
Ar	0.87	%

Tabla 3-3 Corriente de alimentación. Gases de Escape

- **AMINA_POBRE**; se establece la corriente de amina pobre en la simulación, finalmente esta corriente se rectifica con la función de Aspen Hysys “Recycle”. Al rectificar esta corriente, las concentraciones varían dependiendo de la cantidad de CO₂ que se recircule en esta corriente.

Solvente		
Temperatura	40	°C
Composición (%peso)		
H ₂ O	70	%
MEA	30	%

Tabla 3-4 Corriente de alimentación. Solvente.

3.4.2 Descripción de equipos de proceso

Las principales operaciones unitarias que se definieron en el diagrama de flujo de HYSYS para elaborar la simulación correctamente fueron los siguientes:

- **Soplador de Gases de Escape**

El soplador se simuló con la operación unitaria Compresor, con el fin de aumentar la presión de la corriente de los gases de escape, de este modo vencer la caída de presión en el intercambiador de calor y en la torre absorbadora. Se asume una eficiencia adiabática en el compresor del 75%.

- **Enfriador de Gases de Escape**

Con el objetivo de optimizar la captura de CO₂, se dispone de un enfriador que baja la temperatura hasta 40 °C. Esta operación unitaria considera 0.1 bar de caída de presión.

- **Bombas**

Las bombas amina rica y amina pobre se diseñaron con la operación unitaria

Bomba. En ambas bombas se especificó la presión de salida del flujo, de esta forma es posible calcular el requerimiento energético de la bomba.

En el caso de la bomba de amina rica, el incremento de la presión es necesario para evitar la separación del gas ácido, además de alcanzar las condiciones de operación de la torre regeneradora y vencer la caída de presión adjudicada al intercambiador de calor carga-producto y a la altura de la torre regeneradora.

La bomba de amina pobre tiene la necesidad de vencer la caída de presión en el intercambiador, la altura de la torre absorbidora y caída de presión provocada por el enfriador de amina pobre.

- ***Intercambiador de Calor “Carga-Producto”***

Con el objetivo de aprovechar el calor proveniente de la regeneración, la amina pobre se hace pasar por el intercambiador de tubos y coraza carga-producto calentando la amina rica. Se utilizó la operación unitaria cambiador de calor del simulador, tipo contracorriente.

Lo más conveniente para reducir el requerimiento de vapor al mínimo en el rehervidor de la torre regeneradora es tener un acercamiento mínimo de temperatura en el intercambiador alrededor de 5 °C.

- ***Enfriador de Amina Pobre***

Se simuló con la operación unitaria Enfriador, este cambiador enfría la amina pobre hasta 40 °C, la temperatura deseada a la entrada del absorbedor.

- ***Absorbedor y Regenerador.***

El absorbedor T-100 se simuló con la operación unitaria de Aspen Hysys Columna Absorbidora, mientras que el regenerador T-101 se simuló con la operación unitaria Torre de Destilación que incluye condensador CO-101 y rehervidor RE-101.

Tanto el absorbedor como el regenerador se modelan considerando las reacciones al equilibrio solamente en la fase líquida.

El objetivo principal del medio de contacto consiste en proporcionar área de contacto entre el gas y la solución de la amina de esta manera favorecer la transferencia de masa.

Los puntos importantes a considerar para lograr una selección adecuada son: el gran volumen de gas a tratar, el costo de los internos, además de la caída de presión del gas.

Considerando los puntos anteriores se han seleccionado los platos de válvulas como internos de la torre absorbidora, la función de los platos es dispersar el líquido en pequeñas gotitas y el gas dispersarlo en forma de burbujas incrementando la transferencia de masa.

3.4.3 Simulación de Proceso Estándar

Se simuló el proceso de absorción con variables de operación típicas, así como las premisas y suposiciones anteriormente expuestas.

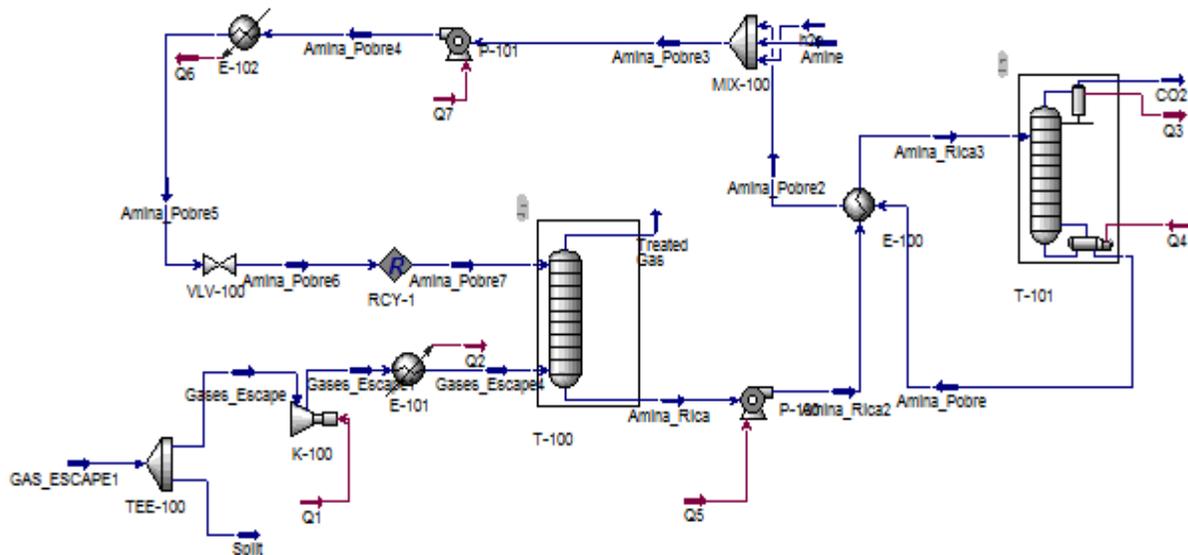


Figura 3-3 Simulación de Proceso Estándar

Las especificaciones para el caso estándar se presentan en la Tabla 3-5.

Variable		Unidad
Eficiencia de captura de CO ₂	90	%
Temperatura del gas de entrada	40	°C
Presión del gas de entrada	1.2	bar
Flujo de gas de entrada	89 070	kgmol/h
CO ₂ en gas de entrada	6.7	%peso
Agua en el gas de entrada	7.2	%peso
Temperatura de amina pobre	40	°C
Presión de amina pobre	1.01	bar
Flujo molar amina pobre	115 100	Kgmol/h
MEA en amina pobre	29	%peso
CO ₂ en amina pobre	5	%peso
Número de etapas en Regenerador	6 (Condensador + Rehervidor)	
Número de etapas en Absorbedor	6	
Eficiencia de Murphree en Absorbedor	0.15	
Eficiencia de Murphree en Regenerador	0.25	
Temperatura de Rehervidor	120.7	°C
Acercamiento mínimo en intercambiador E-100	22	°C
Reflujo en Regenerador	0.5	

Tabla 3-5 Especificaciones de simulación de proceso estándar

En la Tabla 3-6, se observa el requerimiento de energía en el proceso de absorción estándar.

Caso	Consumo Energético (Rehervidor)	
	kW	MJ/kgCO ₂
Proceso Estándar	193 893,82	4,595

Tabla 3-6 Requerimiento energético en proceso estándar.

CAPÍTULO 4. ANÁLISIS DE RESULTADOS

El propósito de esta sección es identificar los valores que se deben considerar para obtener la optimización del proceso, combinando aspectos como la eficiencia del ciclo, requerimientos de energía y aspectos económicos que impactan directamente los costos de operación e inversión inicial.

4.1 Mejora de variables de operación

Las variables de operación que se mejoraron son las siguientes:

- Eficiencia de absorción de CO₂.
- Presión de la torre regeneradora.
- Temperatura de entrada a la torre absorbedora.
- Acercamiento mínimo de temperatura en el intercambiador “Carga – Producto” E-100.
- Reflujo en condensador (dependencia directa con la temperatura de operación del condensador).
- Flujo de Recirculación Amina Pobre.

4.1.1 Eficiencia de absorción de CO₂

La penalización energética del Ciclo Combinado depende de múltiples variables, como se mencionó anteriormente, sin embargo la más importante de definir al comenzar a simular es la eficiencia de recuperación de CO₂.

Este consumo energético depende de dos factores; la electricidad consumida por equipo mecánico y la energía requerida para la desorción de las aminas en el rehervidor.

Se simuló en GTPRO 27, el impacto hacia el Ciclo Combinado al instalar una planta de CCS. Considerando para todos los casos, que el vapor que se extrae para la regeneración de aminas es proveniente de la turbina de vapor en baja presión con condiciones de presión y temperatura de 5.71 bar y 319.3 °C.

En la Figura 4-1, se muestra el consumo total de energía requerida por el proceso de absorción, tanto energía eléctrica para el funcionamiento de auxiliares como energía para la regeneración de las aminas. Como se puede ver el punto de menor requerimiento energético se encuentra alrededor de 85% de eficiencia en el proceso.

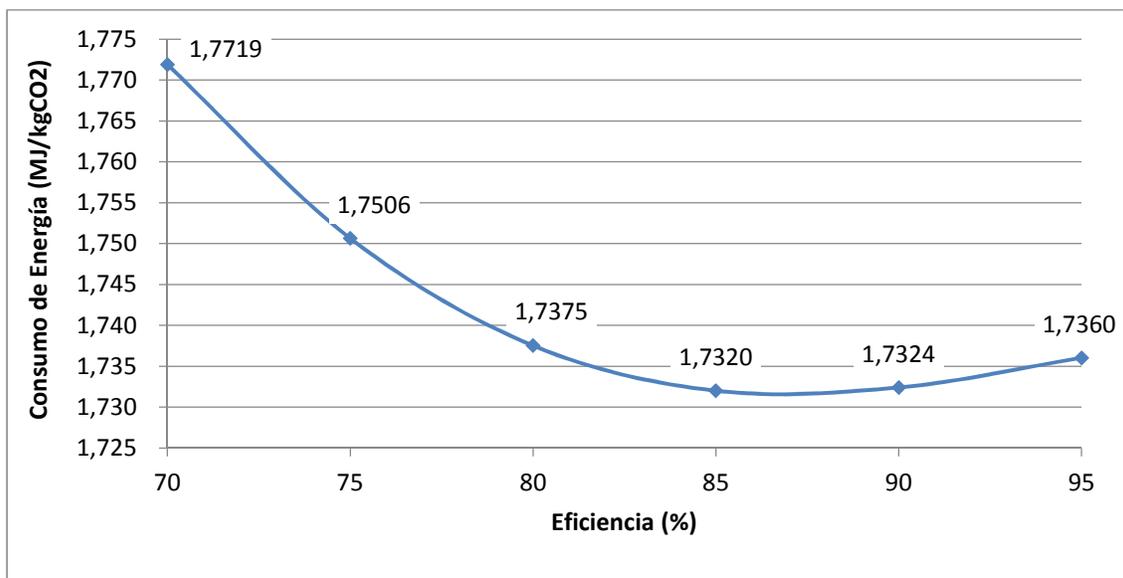


Figura 4-1 Requerimiento de energía total en el proceso de absorción.

a) Energía Térmica

De la simulación de GTPRO, también se obtuvo la energía térmica que se requiere exclusivamente para la regeneración. Se realizó el comparativo de la energía térmica que posee el vapor saturado comparado con la energía eléctrica que el vapor extraído generaría si fuera introducido en la turbina de vapor.

En la figura 4-2, se observa que el punto de inflexión se encuentra alrededor del 75% de eficiencia, lo cual representa una disminución de energía de 82 652 kW de un total de 337 056 kW que generaría la turbina de vapor funcionando en carga base.

Al 85% de eficiencia, la pérdida de energía eléctrica por regeneración de aminas es igual a 28% del total de generación de la Turbina de Vapor a carga base.

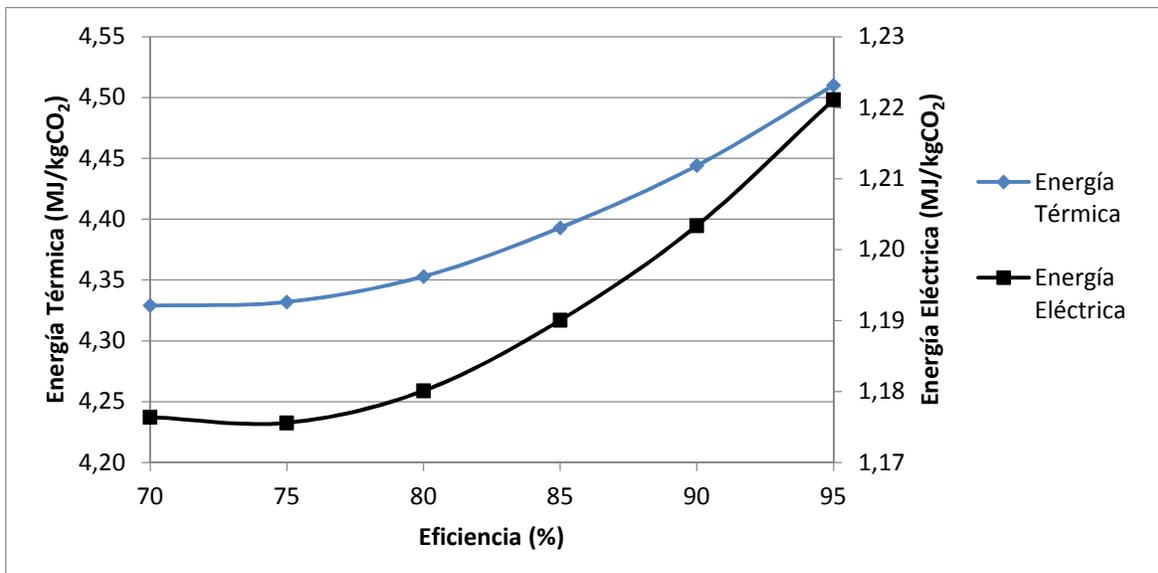


Figura 4-2 Requerimiento energético para regeneración de aminas.

b) Energía Eléctrica

La planta de CCS implica diferentes equipos auxiliares que requieren energía eléctrica de manera continua como: el compresor de alta presión de CO₂, el soplador de gases de escape y las bombas de amina pobre e amina rica lo cual representa un punto importante en la penalización total de energía.

La planta de ciclo combinado en carga base y condiciones de media anual genera 993 049 kW, del cual el 5.2% es destinado al consumo energético por el proceso de absorción con una eficiencia del 95% de eficiencia y comparado con el CO₂.

En la Figura 4-3, se observa que a mayor eficiencia el consumo de energía eléctrica es menor esto es debido a que al aumentar la cantidad de CO₂, el desempeño es más eficiente.

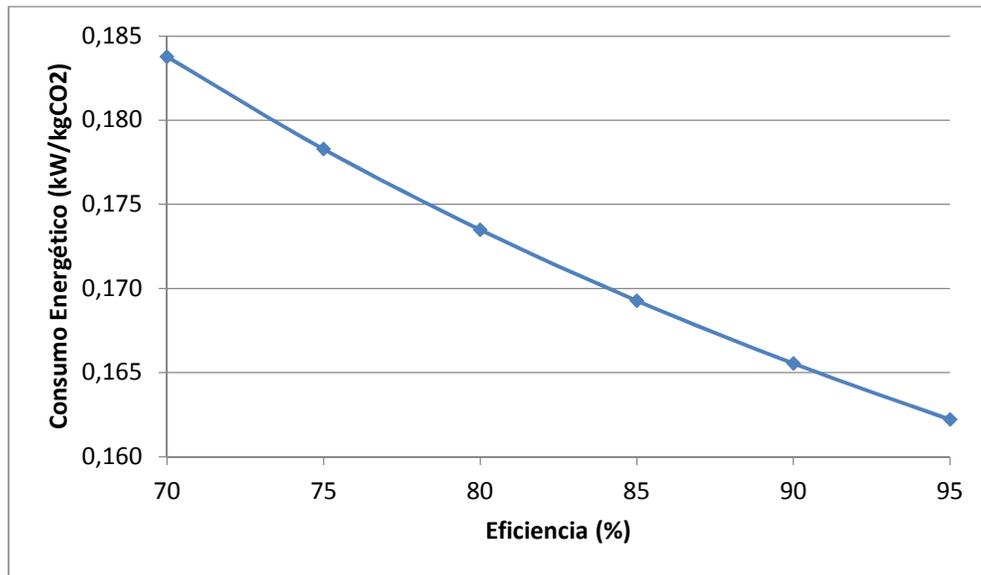


Figura 4-3 Requerimiento energético para equipos auxiliares.

4.1.2 Presión de operación de la torre regeneradora.

Al aumentar la presión de operación de la torre, el balance de materia y energía se ve modificado, debido a que al aumentar la presión, manteniendo las mismas condiciones y concentraciones de entrada, la presión parcial de CO₂ aumenta en la fase gaseosa por consecuencia se requiere menor calor en el rehervidor para alcanzar el punto de burbuja de la mezcla H₂O – CO₂.

En la Tabla 4-1, se muestra los resultados arrojados por la simulación variando la presión de operación, en los que se observa una pequeña mejora alrededor del 2%.

Presión Rehervidor (bar)	Temperatura Rehervidor (°C)	Eficiencia (%)	Consumo de energía (MJ/kgCO ₂)
1,80	117,30	87,52%	3,59
2,00	120,34	88,39%	3,55
2,20	123,14	88,96%	3,53
2,40	125,70	89,33%	3,52

Tabla 4-1 Relación entre la presión de operación de la torre regeneradora sobre la eficiencia de captura.

Sin embargo al aumentar la presión a 2.40 bar, se rebasa la temperatura de degradación de la amina que ronda los 120 °C lo que conllevaría a tener problemas de corrosión en los equipos instalados.

4.1.3 Temperatura en las corrientes de entrada al absorbedor

Actualmente los valores típicos encontrados en la literatura para la temperatura de las corrientes de entrada como gases de escape y amina pobre son aproximados entre 35 °C y 45 °C.

La reacción de absorción es sensible a los cambios de temperatura, debido a que es una reacción exotérmica se ve beneficiada al disminuir la temperatura de operación de la torre, además de que disminuye la evaporación de la MEA.

Cuando se incrementa dicha temperatura, aumenta la velocidad de reacción de la absorción y existe menor intercambio de calor en el intercambiador E-101 por lo tanto menor área de transferencia.

En la Figura 4-4, se muestran los resultados obtenidos al simular temperaturas en el rango de 30 y 40 °C, siendo esta la única variable modificada.

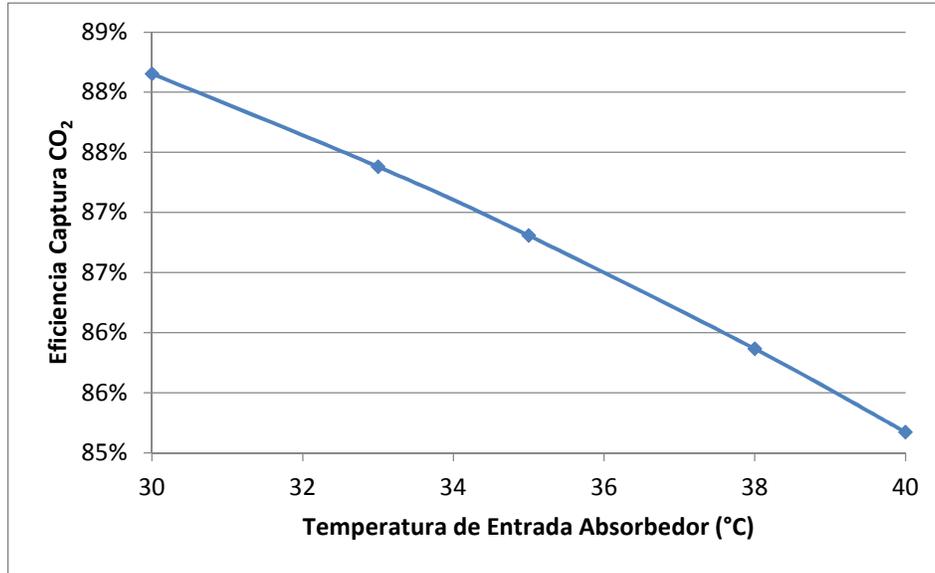


Figura 4-4 Relación entre temperatura de entrada al absorbedor y eficiencia de captura de CO₂

A pesar de que la simulación muestra que el mejor rendimiento se logra a una temperatura de 30 °C, se tiene un limitante en la planta a instalar el cual es la temperatura de agua de enfriamiento.

El intercambiador E-101 está limitado a la temperatura de entrada del agua enfriamiento en este caso, agua de mar, con temperaturas entre 15 °C a 29 °C, por lo cual se estableció diseñar a 40 °C la entrada al absorbedor.

4.1.4 Acercamiento mínimo de temperatura en el intercambiador “Carga – Producto” E-100.

El dimensionamiento del intercambiador depende del acercamiento mínimo de temperaturas entre la corriente de entrada de amina pobre y la corriente de salida de la amina rica. Según la literatura el acercamiento mínimo varía entre 5 °C a 20°C.

A menor intercambio de calor, menor el área de transferencia lo que conlleva a un consumo más elevado de vapor en el rehervidor y un costo de equipamiento menor.

En la Figura 4-5, se observan los resultados arrojados a diferentes acercamientos de temperatura de 5 °C a 20 °C, comparando el área de transferencia requerida y

la energía consumida por kilogramo de CO₂ para cada uno de los diferentes casos simulado a 85% de eficiencia.

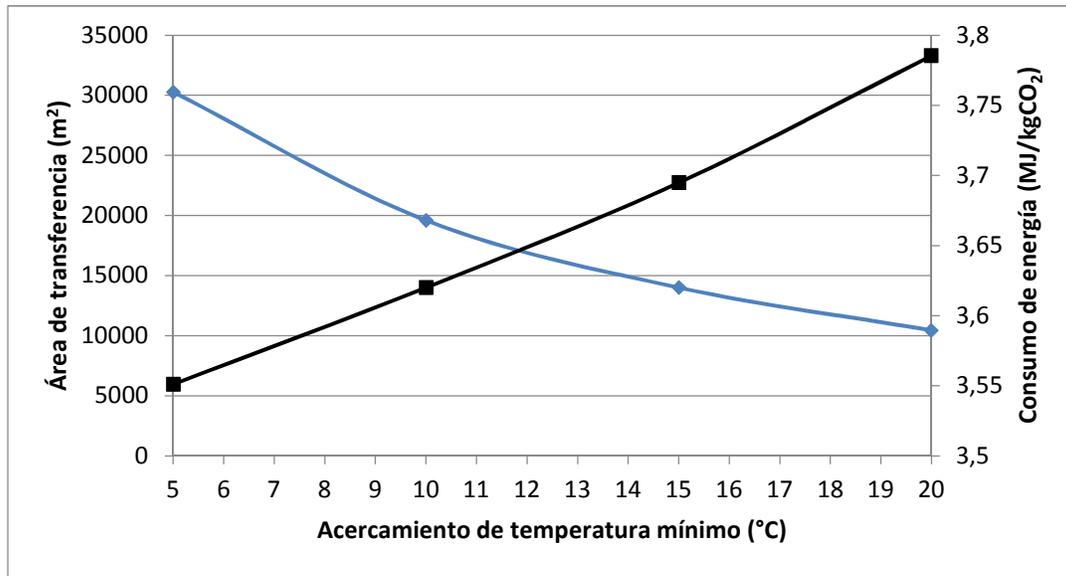


Figura 4-5 Relación entre el acercamiento mínimo de temperatura y el consumo de energía por kilogramo de CO₂ recuperado, área de transferencia requerida.

El área del intercambiador se calculó de la siguiente manera:

$$A = \frac{Q_{rica/pobre}}{U * LMTD} \quad \text{Ec.4-1}$$

Donde;

$Q_{rica/pobre}$ = calor intercambiado (W)

U = coeficiente de transferencia calórico (W/m² K)

$LMTD$ = media logarítmica de la diferencia de temperatura (K)

Los valores de Q y LMTD fueron tomados de cada una de las simulaciones de Aspen HYSYS. Se estableció el valor del coeficiente de transferencia calórico de un intercambiador cotizado previamente para el mismo servicio igual a 502.59 W/m²k, para mayor detalle ver Apéndice B.

Se estableció en la simulación 5 °C de acercamiento mínimo teniendo una reducción 6.2% del calor requerido para una simulación de 85% de eficiencia con acercamiento mínimo de 20 °C.

4.1.5 Reflujo en condensador (Temperatura de operación del condensador).

La torre regeneradora se puede especificar de diferentes maneras:

- Temperatura en el condensador
- Reflujo
- Concentración deseada de CO₂

La manera más fácil de especificarla es indicando el reflujo óptimo, aproximadamente de 0.1 a 1.

Al aumentar el reflujo, la carga de CO₂ en la amina pobre disminuye, se reduce la pérdida de amina y baja la temperatura de operación en el condensador por lo que se evapora menos agua y la compresión es menos costosa por tener mayor pureza de CO₂.

Al considerar reflujos alrededor de 0.1 a 0.4, el tamaño del condensador es más pequeño y disminuye el consumo de vapor debido a que el flujo de recirculación de amina pobre se reduce por lo que para evitar el consumo innecesario de vapor se seleccionó el reflujo igual a 0.3 como óptimo.

4.1.6 Flujo de Recirculación. Amina Pobre.

Al establecer la eficiencia de remoción en el proceso, se encuentra una relación directa con el flujo de recirculación llamado amina pobre y las concentraciones de la misma.

Las ventajas de recircular un bajo flujo de amina, se reducen el OPEX y el CAPEX, debido a que el equipo mecánico disminuye en dimensionamiento como son tuberías, bombas e intercambiadores de calor, en la operación también

disminuyen los costos debido a que se requiere menor energía eléctrica para operar los equipos y menores flujos de enfriamiento en los diferentes intercambiadores.

Sin embargo, si lo que se desea es aumentar la eficiencia de la absorción se debe aumentar el flujo de amina pobre y la diferencia de concentraciones de CO₂ y amina.

La ecuación Ec.4.2 ejemplifica el comportamiento anteriormente descrito.

$$n_{aminas} = \frac{\eta * n_{co_2}}{\alpha_{rich} - \alpha_{lean}} \quad \text{Ec.4.2}$$

Donde;

n_{aminas}	=	Moles de aminas que reaccionan en la absorción
η	=	Eficiencia de absorción
n_{co_2}	=	Moles de CO ₂ en gases de escape
α_{rich}	=	Relación entre moles de CO ₂ y moles de amina en corriente de amina rica
α_{lean}	=	Relación entre moles de CO ₂ y moles de amina en corriente de amina pobre

Suponiendo como sistema un solo plato de la torre absorbidora y en estado estacionario, y considerando en la ecuación anterior como constante la eficiencia, el flujo molar de CO₂ y la relación de concentraciones en la amina pobre, aumentando la relación de concentraciones en la corriente de amina rica disminuye la cantidad de aminas requeridas para la absorción por lo tanto la cantidad de calor sensible en el rehervidor también disminuye.

Además, al aumentar la relación de concentraciones de amina rica, se encuentran mayor moléculas de CO₂ por lo que la presión parcial aumenta, por consecuencia se requiere menor calor de dilución en la etapa de regeneración.

4.2 Proceso Estándar con Mejora de Variables

Después de realizar el análisis de las diferentes variables se simuló el mismo proceso estándar, mejorando las variables de operación que se analizaron en los puntos anteriores.

Las especificaciones de los equipos se presentan en la Tabla 4-2.

Variable		Unidad
Eficiencia de captura de CO ₂	85	%
Temperatura del gas de entrada	40	°C
Presión del gas de entrada	1.2	bar
Flujo de gas de entrada	89070	kgmol/h
CO ₂ en gas de entrada	6.7	%peso
Agua en el gas de entrada	7.2	%peso
Temperatura de amina pobre	40	°C
Presión de amina pobre	1.01	bar
Flujo molar amina pobre	111800	Kgmol/h
MEA en amina pobre	28.3	%peso
CO ₂ en amina pobre	5.3	%peso
Número de etapas en Regenerador	6 (Condensador + Rehervidor)	
Número de etapas en Absorbedor	6	

Capítulo 4. Análisis de Resultados

Variable	Unidad	
Eficiencia de Murphree en Absorbedor	0.15	
Eficiencia de Murphree en Regenerador	0.25	
Temperatura de Rehervidor	120	°C
Acercamiento mínimo en intercambiador E-100	5	°C
Reflujo en Regenerador	0.3	

Tabla 4-2 Especificaciones del proceso estándar con mejora de variables

En la Tabla 4-3, se observa el requerimiento de energía en el proceso de absorción estándar con mejora de variables.

Caso	Consumo Energético (Rehervidor)	
	kW	MJ/kgCO ₂
Proceso Estándar con Mejora de Variables	150 891,82	3,788

Tabla 4-3 Requerimiento energético en proceso estándar con mejora de variables.

4.3 Proceso de Mejora con Recompresión de Vapor

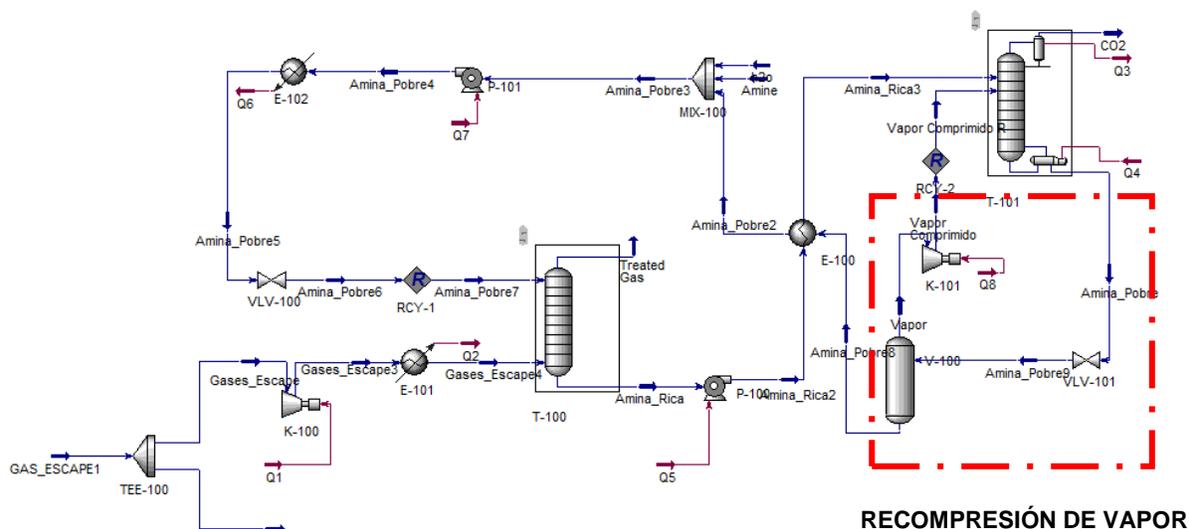


Figura 4-6 Simulación de Proceso de Mejora con recompresión de vapor.

Como se mencionó anteriormente, en el proceso de mejora se adiciona equipo mecánico como el tanque separador y un compresor de vapor. En la Tabla 4-4, se presentan las especificaciones de este esquema de simulación.

Variable		Unidad
Eficiencia de captura de CO ₂	85	%
Temperatura del gas de entrada	40	°C
Presión del gas de entrada	1.2	Bar
Flujo de gas de entrada	89 070	kgmol/h
CO ₂ en gas de entrada	6.7	%peso
Agua en el gas de entrada	7.2	%peso
Temperatura de amina pobre	40	°C
Presión de amina pobre	1.01	bar
Flujo molar amina pobre	96 400	Kgmol/h

Capítulo 4. Análisis de Resultados

Variable		Unidad
MEA en amina pobre	29.2	%peso
CO ₂ en amina pobre	4.8	%peso
Número de etapas en Regenerador	6 (Condensador + Rehervidor)	
Número de etapas en Absorbedor	6	
Eficiencia de Murphree en Absorbedor	0.15	
Temperatura de Rehervidor	119	°C
Reflujo en Regenerador	0.3	
Presión de Tanque Separador	1.2	bar
Presión de Salida de Compresor	1.9	bar
Temperatura de Salida de Compresor	167.5	°C

Tabla 4-4 Especificaciones del proceso de mejora con recompresión de vapor

Las variables de operación de los equipos adicionales fueron establecidas para lograr un requerimiento menor de vapor en el proceso. En el tanque separador se estableció la presión de operación de 1.2 bar, el valor óptimo según la literatura (Kvam, 2013).

En la Tabla 4-5, se observa el requerimiento de energía en el proceso de mejora – recompresión de vapor.

Consumo Energético (Rehervidor)		
Caso	kW	MJ/kgCO ₂
Proceso de Mejora	139 055,56	3,472

Tabla 4-5 Requerimiento energético en proceso de mejora con recompresión de vapor

4.4 Comparativa de las diferentes configuraciones

Uno de los objetivos principales de la presente tesis, es evaluar las consecuencias de instalar una planta nueva de CCS en un proyecto de Ciclo Combinado es por lo cual se presenta el siguiente análisis comparativo de las diferentes configuraciones, donde se identifican los parámetros de energía, electricidad y eficiencia del Ciclo Combinado.

En la Figura 4-7, 4-8, 4-9, se presentan los requerimientos de energía eléctrica de las diferentes simulaciones en las cuales se compara el porcentaje de electricidad adjudicado a la captura de CO₂ contra el resto de las cargas auxiliares propias de la Planta de Cogeneración. Estos consumos se abastecen de la misma generación de electricidad del Ciclo Combinado por lo que cada KW consumido implica una pérdida monetaria.

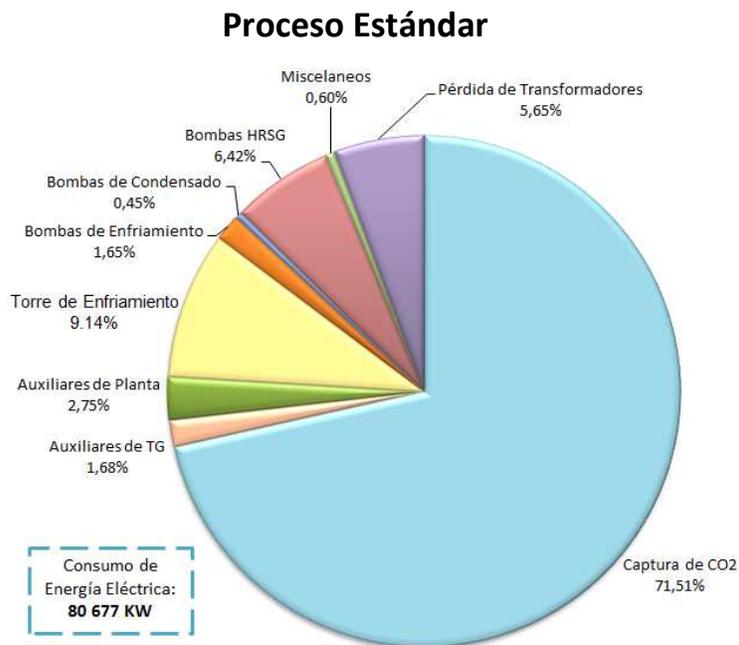


Figura 4-7 Consumos de energía eléctrica en Ciclo Combinado - Proceso Estándar

En la configuración de Proceso Estándar 90%, se consumen 57 695 KW para el correcto funcionamiento de la planta CCS el cual representa el 71.51% del total de consumos eléctricos seguido por la Torre de enfriamiento la cual no solo abastece al condensador de la Central, además enfría las cargas de los diferentes intercambiadores del CCS.

Proceso Estándar con Optimización de Variables

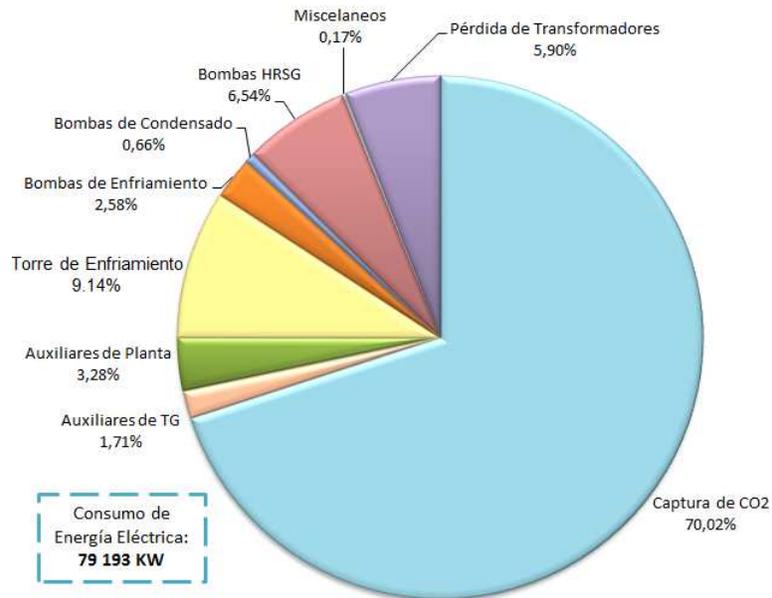


Figura 4-8 Consumos de energía eléctrica en Ciclo Combinado - Proceso Estándar con Mejora de Variables

El Proceso de Mejora con 85 % de eficiencia es el de mayor consumo energético comparado con los dos anteriores con un consumo total de 80 983 kW, el 70.34% corresponde al CCS menor con la primer configuración de Proceso Estándar, como se observa en la Figura 4-9.

Proceso de Mejora con Recompresión de Vapor

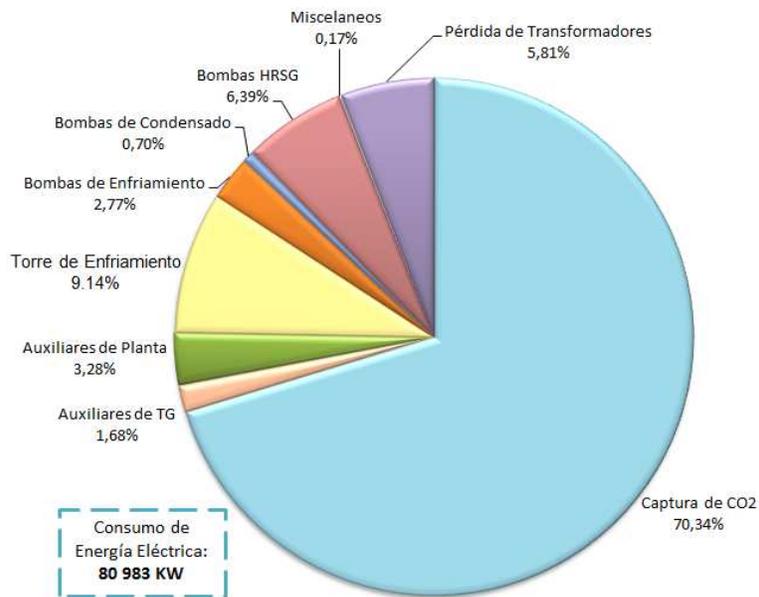


Figura 4-9 Consumos de energía eléctrica en Ciclo Combinado - Proceso de Mejora con Recompresión de Variables

Balances de Energía del Ciclo Combinado

Proceso Estándar

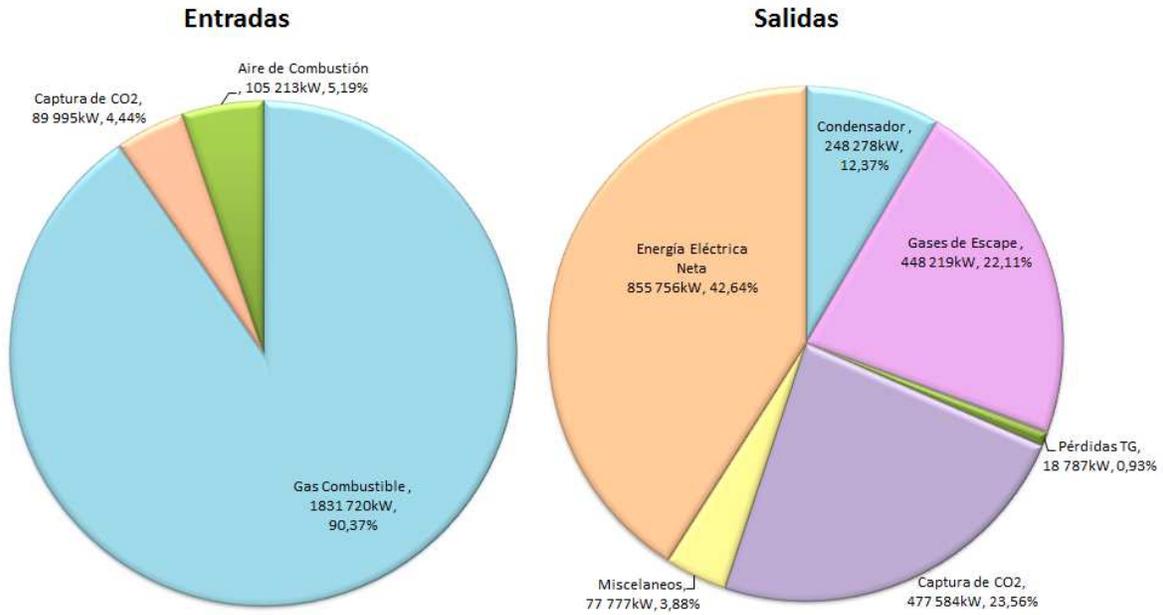


Figura 4-10 Balance de Energía Ciclo Combinado - Proceso Estándar

Proceso Estándar con Mejora de Variables

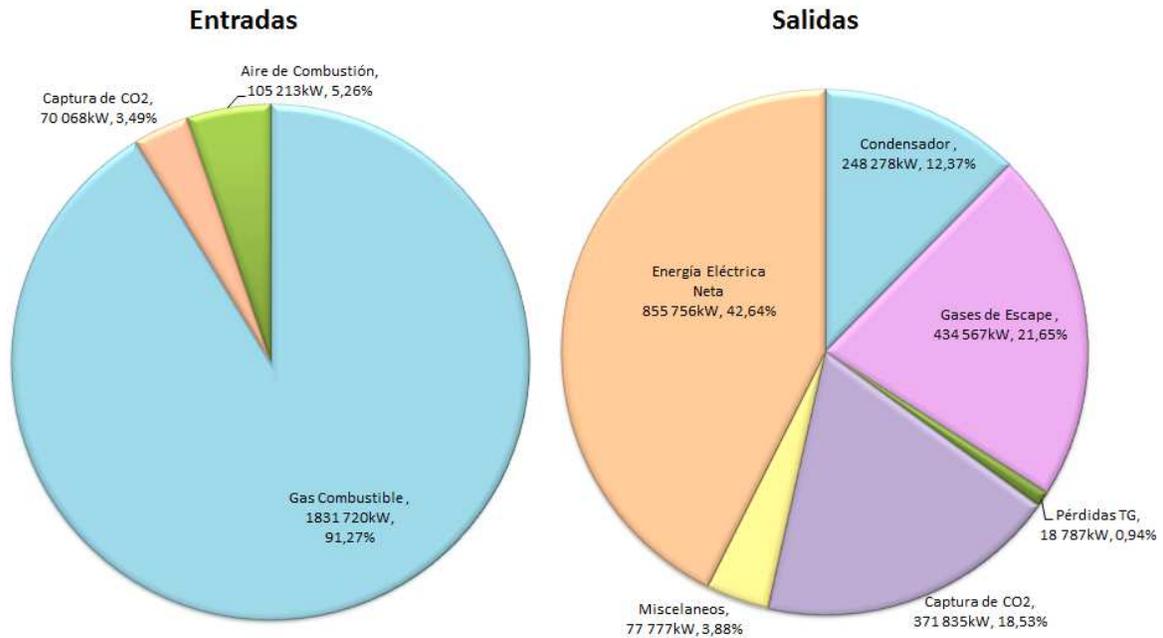


Figura 4-11 Balance de Energía Ciclo Combinado - Proceso Estándar con Mejora de Variables

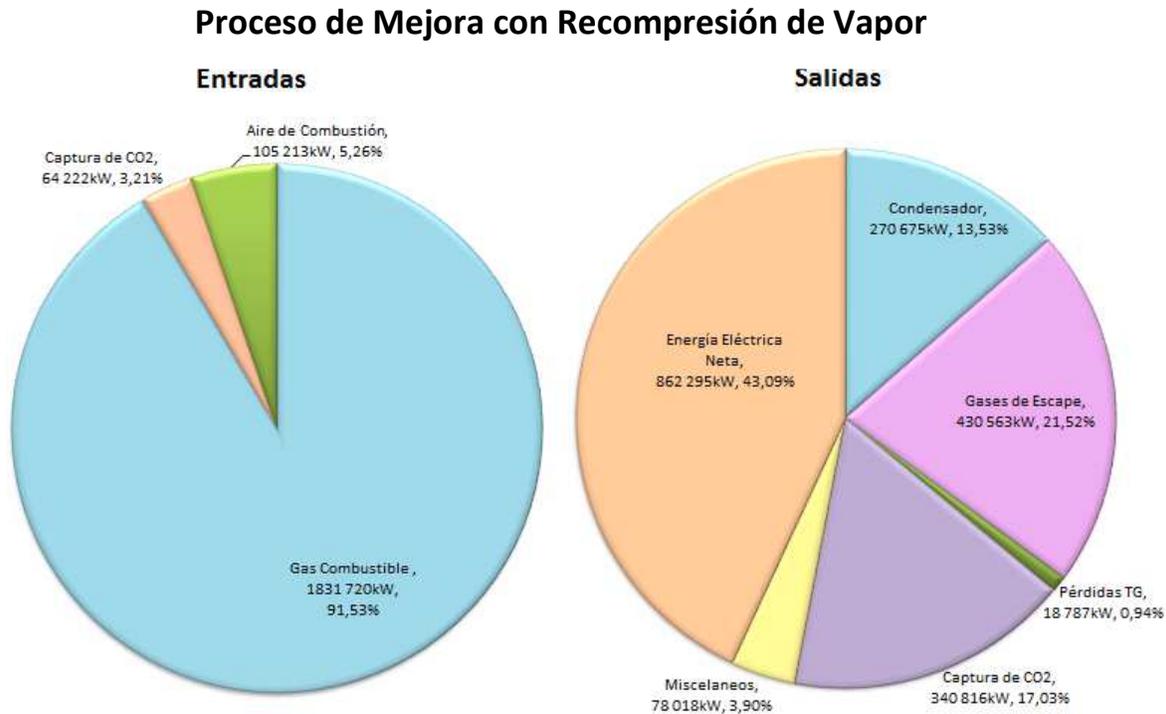


Figura 4-12 Balance de Energía Ciclo Combinado - Proceso de Mejora con Recompresión de Vapor

En las Figuras 4-10, 4-11, 4-12, se muestran los balances de energía considerando como sistema el Ciclo Combinado. El proceso de mejora consume el 17% de energía relacionada con el vapor comparada con 23.6% de la energía que se consume en el proceso del proceso estándar.

En la Tabla 4-6, se muestra el resumen de consumo total de energía tanto térmica como eléctrica debida a la implementación de una nueva planta de CCS.

Caso de Diseño	Consumo Energía Térmica		Consumo Energía Eléctrica	Eficiencia Ciclo Combinado
	(MJ/kgCO ₂)	(Kw)	(kW)	(%)
Proceso Estándar	4,595	387 788	57 695	50,5
Proceso Estándar con Mejora de Variables	3,788	301 784	55 453	52,0
Proceso de Mejora con Recompresión de Vapor	3,472	278 111	56 863	52,4

Tabla 4-6 Evaluación de consumos de energía de las diferentes configuraciones.

CAPÍTULO 5. CONCLUSIONES

En la presente tesis, se desarrolló el análisis y la simulación del proceso de captura de CO₂, a partir de los gases de escape de una turbina de gas perteneciente a una planta de ciclo combinado utilizando el Simulador Aspen Hysys V.9.

Junto con el aprovechamiento del vapor que la central genera y conjugando los consumos energéticos de la planta con los establecidos en el ciclo combinado, se establecieron las variables de proceso adecuadas para el correcto funcionamiento y diseño de la planta CCS.

Asimismo, se evaluaron 3 diferentes configuraciones de proceso de post - combustión de separación de CO₂ mediante la absorción química utilizando como solvente MEA. Las 3 configuraciones evaluadas fueron:

- I. Proceso estándar,
- II. Proceso estándar con mejora de variables
- III. Proceso de mejora con recompresión de vapor.

Las simulaciones fueron evaluadas por el consumo de energía térmica y eléctrica con el fin de obtener el menor impacto en el Ciclo Combinado.

Los parámetros analizados en la simulación de Proceso Estándar fueron la eficiencia de captura, temperatura de operación en torre absorbedora, presión de operación de torre regeneradora, acercamiento mínimo de temperatura en intercambiador carga-producto, reflujo en condensador y flujo de amina pobre así como sus concentraciones. Los parámetros mejorados fueron incluidos en una nueva simulación la cual se determinó como Proceso Estándar con Mejora de Variables.

En la tercera simulación Proceso de Mejora con Recompresión de Vapor se incrementó el equipo de la sección de regeneración reduciendo el vapor requerido en el rehervidor.

Del análisis descrito anteriormente, se obtuvo que el caso de diseño que logró el menor requerimiento de energía fue el proceso de mejora con recompresión de vapor con 3.742 MJ/kgCO₂, lo que implica una mejora del 8.34% sobre el proceso estándar con mejora de variables.

Uno de los objetivos más importantes del presente trabajo, fue determinar el impacto que se tiene al instalar una nueva planta de Captura de CO₂ con el ciclo combinado, por lo que se simuló la interacción de los mismos en el software GTPRO 27. De esta simulación se obtuvo que el proceso que tiene menor impacto sobre la planta de Ciclo Combinado fue el proceso de mejora con recompresión de vapor con una eficiencia igual a 52.4%, la mejor eficiencia comparada con las otras 2 simulaciones.

Con base en lo anterior, se realizó el Estimado de Costo del Proyecto de la planta CCS con la simulación de Proceso de Mejora con recompresión de vapor, el cual se muestra en la Tabla 5-1.

Sin embargo, se recomienda para trabajos futuros considerar los aspectos que cuentan con mayor incertidumbre debido al rumbo que pueda tomar el sector energético en nuestro país.

Los aspectos a tomar en consideración son:

- El precio de la venta de los Certificados de Energía Limpia (CEL), ya que por cada MW producido con reducción de emisiones se asignará un CEL, los cuales se pueden vender y sumarse con un ingreso extra en el CAPEX del proyecto.
- El precio del combustible y su comportamiento en el transcurso de la vida del proyecto.
- El precio de la electricidad del nodo donde se planea suministrar la energía producida.
- El análisis de mercado para el CO₂ como cantidad requerida por pozo para la recuperación mejorada del petróleo.

Estimado de Costo. Ciclo Combinado & CCS con Recompresión de Vapor.

Resumen del Costo del Proyecto	Costo Estimado	
I Equipo Especializado	340 327 888	USD
II Otros Equipos	29 062 860	USD
III Civil	34 667 206	USD
IV Mecánico	35 741 717	USD
V Eléctrico	8 958 479	USD
VI Edificios	2 412 045	USD
VII Ingeniería y Arranque	23 136 115	USD
CCS	445 055 916	USD
Subtotal - Costo EPC	869 362 226	USD
VIII Costos Misceláneos del EPC	120 142 446	USD
Precio EPC	989 504 673	USD
IX Costos Misceláneos del Propietario	89 055 421	USD
Total - Costo Propietario	1 078 560 093	USD
Potencia Neta del Ciclo Combinado	862,3	MW
Precio por kW – EPC	1 148	USD por kW
Costo por kW – Propietario	1 251	USD por kW

Tabla 5-1 Estimado de Costos del Proyecto

Referencias

- [1] Aspen Hysys On-Line Help V8.4, Aspen Technology, 2013.
- [2] AIE, World Energy Outlook, 2009.
- [3] Balance Nacional de Energía: Producción de energía primaria, Sistema de Información Energética, SENER.
<http://sie.energia.gob.mx/bdiController.do?action=cuadro&cvecua=IE11C01>
- [4] Barchas, R.; R. Davis; "The Kerr-McGee / ABB Lummus Crest Technology for the Recovery of CO from Stack Gases". Energy Conversion and Management, 33(5-8), 1992, 333-340.
- [5] Berts M., Ogun la de D., La captación y el almacenamiento de dióxido de carbono, 2005, Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático.
- [6] Blunden, J. and D. S. Arndt, Eds., 2016: State of the Climate 2015. Bull. Amer. Meteor. Soc., pp 45.
- [7] Chapel, D.G.; C.L. Mariz; y J. Ernest; "Recovery of CO2 from flue gases: commercial trends"; Paper nº 340 at the Annual Meeting of the Canadian Society of Chemical Engineering, Saskatoon, Canada, Octubre 1999
- [8] Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático, New York, (1992), pp 3.
- [9] Dávila M., Jiménez O., Arévalo V., Castro R., and Stanley J., 2010. A preliminary selection of regions in Mexico with potential for geological carbon storage: International Journal of Physical Science, pp 408-414.
- [10] El futuro del carbón en la política energética Española 2008. Fundación para Estudios sobre la Energía c/ Alenza, 1. 28003 Madrid. Capítulo 6
- [11] Energy Efficient Solvents for CO2 Capture by Gas-Liquid Absorption: Compounds, Blends and Advanced Solvent Systems, Green Energy and Technology, Springer, 2016, pp 180-185
- [12] Farahipour, R.; Amirhossein M., Arunprakash T., A systematic screening methodology towards exploration of ionic liquids for CO2 capture processes, Chemical Engineering Science 145 (2016) 126–132, United States

- [13] Global CCS Institute, 2016. The Global Status of CCS: 2016. Summary Report, Australia.
- [14] Global CCS Institute; CO2 Capture Technologies, 2011. Canberra, Australia, sección 4
- [15] Herrera J., Becerra L., Diseño General de las Etapas de Simulación de Procesos con Énfasis en el Análisis de Entrada, 12th Latin American and Caribbean Conference for Engineering and Technology, 2014, Guayaquil Ecuador.
- [16] International Energy Agency, Energy Technology Perspectives 2016
- [17] Inventario Nacional de Emisiones de Gases de Efecto Invernadero 1910-2010, (2013), México, pp 52
- [18] IPCC Guidelines for National Greenhouse Gas Inventories. (1996).
- [19] Ishibashi, M., K. Otake, S. Kanamori, and A. Yasutake, 1999: Study on CO2 Removal Technology from Flue Gas of Thermal Power Plant by Physical Adsorption Method, Greenhouse Gas Control Technologies. P. Riemer, B. Eliasson, y A. Wokaun (eds.), Elsevier Science, Reino Unido, pp 95-100.
- [20] Jared P. Ciferno y Timothy E. Fout, Capturing Carbon from Existing Coal-Fired Power Plants, 2009
- [21] Karimi M, Hillestad M, Svendsen HF (2011) Capital costs and energy considerations of different alternative stripper configurations for post combustion CO2 capture.
- [22] Karl T., Melillo J., Peterson T., Global Climate Change Impacts in the United States, Cambridge University Press, 2009, pp 17.
- [23] Kunlei L., Simulation of the Energy Consumption of CO₂ Capture by Aqueous Monoethanolamine in Pilot Plant, Canadian Center of Science and Education, Energy and Environment Research, Vol. 1, No. 1; December 2011
- [24] Kvam, S. H. P. (2013). Vapour recompression in absorption and desorption process for CO2 capture. (Master of Science), Telemark University College, Porsgrunn, Norway

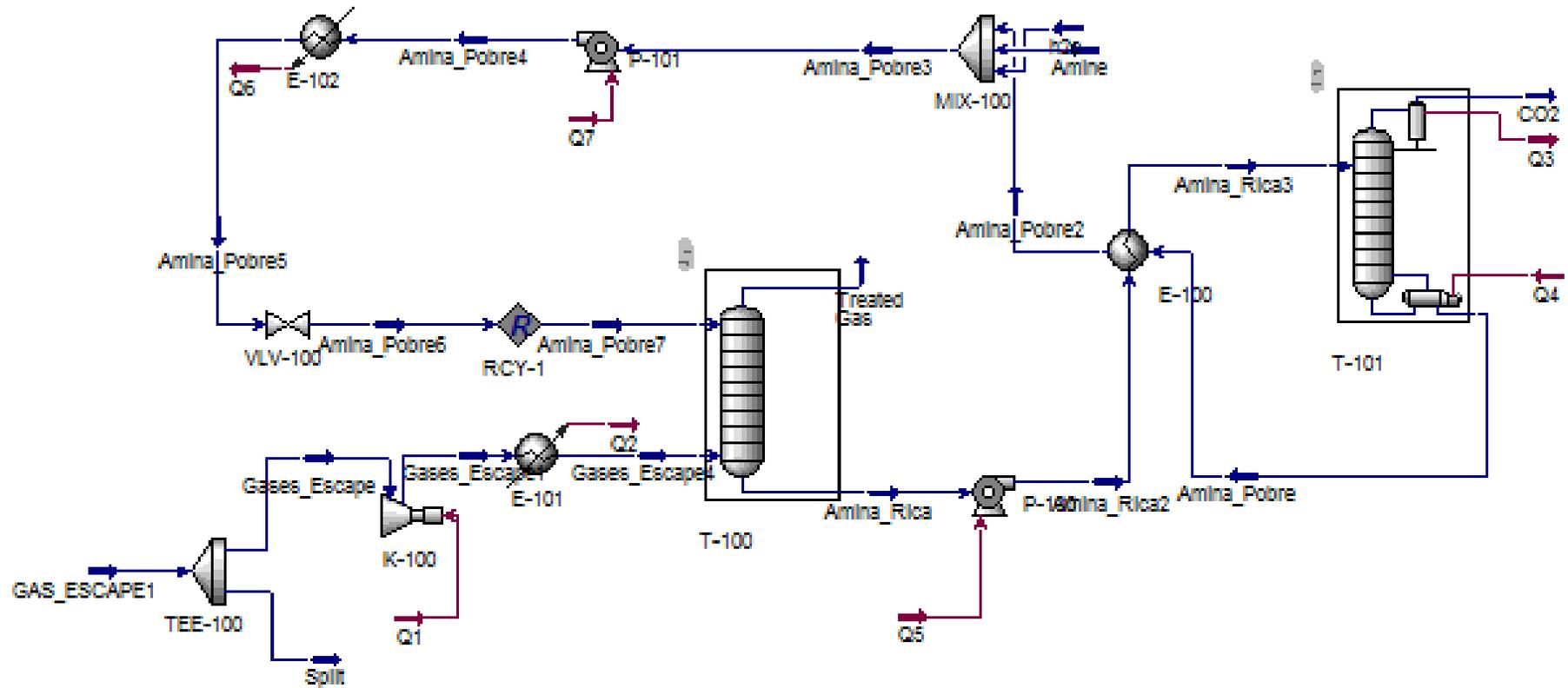
Referencias

- [25] Large-scale CCS facilities, Global CCS Institute, 2018. <https://www.globalccsinstitute.com/projects>
- [26] México en el mundo 2015 / Instituto Nacional de Estadística y Geografía, México: INEGI, 2015, Cuadro 1.12
- [27] Morgan, N. (2011), Carbon Capture and Storage Analysing uncertainty, Communications Team, UK Energy Research Centre, London, UK
- [28] Naylor, T. H., & Boughton, J. M. (1971). Computer Simulation Experiments with Models of Economic Systems. New York.
- [29] Øi, L. E. (2007). Aspen HYSYS simulation of CO₂ removal by amine absorption a gas based power plant. Presentado en The 48th Scandinavian Conference on Simulation and Modelling, Göteborg, Sweden.
- [30] Øi, L. E., Bråthen, T., Berg, C., Brekne, S. K., Flatin, M., Johnsen, R., Thomassen, E. (2014). Optimization of Configurations for Amine based CO₂ Absorption Using Aspen HYSYS. Energy Procedia, pp 224-233
- [31] Sander, M.T.; C.L. Mariz; "The Fluor Daniel® Econamine™ FG Process: Past Experience and Present Day Focus"; Energy Conversion Management, 33 (5-8),1992, 341-348.
- [32] Singh P., Energy Efficient Solvents for CO₂ Absorption from Flue Gas Vapor Liquid Equilibrium and Pilot Plant Study, Energy Procedia 37 (2013) pp 2021 – 2046
- [33] Tomkej, R.A., Otto, F.D. Improved Design of Amine Treating Units by Simulation using Personal Computers,1986, World Congress III of Chemical Engineering, Tokyo, Sept. 21-25.
- [34] Warudkar, S.S., et al., Influence of stripper operating parameters on the performance of amine absorption systems for post-combustion carbon capture: Part I. High pressure strippers. Int. J. Greenhouse Gas Control (2013).
- [35] Young E. Kim, Comparison of Carbon Dioxide Absorption in Aqueous MEA, DEA, TEA, and AMP Solutions, 2013, Bulletin of the Korean Chemical Society, Volumen 34, pp 783-787.

Apéndice B. Referencia Hoja de Datos Intercambiador

HEAT EXCHANGER SPECIFICATION SHEET									
					Job No.				
Customer Avanzia					Reference No. 094B-17-TS-EA-2101A-H-Rev.0				
Address					Proposal No. 094B-17				
Plant Location					Date 22/03/2017			Rev 0	
Service of Unit Reach-Lean Amine Exchanger					Item No. EA-2101A-H (1)				
Size 1800 x 6565 mm Type AEU Horizontal					Connected In 2 Parallel 4 Series				
Surf/Unit (Gross/Eff) 9505 / 9403.8 m2 Shell/Unit 8					Surf/Shell (Gross/Eff) 1188.1 / 1175.5 m2				
PERFORMANCE OF ONE UNIT									
Fluid Allocation			Shell Side			Tube Side			
Fluid Name			Lean Amine			Rich Amine			
Fluid Quantity, Total kg/hr			1332360			1395713			
Vapor (In/Out)						24193			
Liquid			1332360			1371520			
Steam									
Water									
Noncondensables									
Temperature (In/Out) C			125.80 78.60			64.80 106.10			
Specific Gravity			0.9664 1.0014			1.0365 0.9997			
Viscosity mN-s/m2			0.3407 0.6940			1.1403 0.0170 V/L 0.5961			
Molecular Weight, Vapor									
Molecular Weight, Noncondensables									
Specific Heat kJ/kg-C			4.2250 4.0030			0.3617 1.2570 V/L 3.9120			
Thermal Conductivity W/m-C			0.3824 0.3790			0.4790 0.0240 V/L 0.4346			
Latent Heat kJ/kg						1298.2 1919.0			
Inlet Pressure kgf/cm2A			2.290			2.950			
Velocity m/s			0.55			2.88			
Pressure Drop, Allow/Calc(3) kgf/cm2			0.562 (3) 1.359			0.562 (3) 1.368			
Fouling Resistance (min) m2-K/W			0.000350			0.000298 (2)			
Heat Exchanged 71.827 MegaWatts					MTD (Corrected) 15.2 C				
Transfer Rate, Service 502.59 W/m2-K					Clean 1144.1 W/m2-K Actual 616.76 W/m2-K				
CONSTRUCTION OF ONE SHELL									
					Sketch (Bundle/Nozzle Orientation)				
Design/Test Pressure kgf/cm2G			Shell Side 3.5+FV / code		Tube Side 3.5+FV / code				
Design Temperature C			165.00		145.00				
No Passes per Shell			1		2				
Corrosion Allowance mm			3.175						
Connections		In inch	1 @ 22		1 @ 24				
Size & Rating		Out inch	1 @ 22		1 @ 42				
		Intermediate	@		@				
Tube No. 1512U		OD 19.050 mm	Thk(Avg) 1.650 mm		Length 6.565 m		Pitch 25.399 mm		
Tube Type Plain		Material SA-213 TP304L Tube (S) S30403				Tube pattern 90			
Shell		ID 1800.0	OD mm		Shell Cover		(Integ.)		
Channel or Bonnet						Channel Cover			
Tubesheet-Stationary						Tubesheet-Floating			
Floating Head Cover						Impingement Plate None			
Baffles-Cross		Type		%Cut (Diam) 17.55		Spacing(c/c) 532.79		Inlet mm	
Baffles-Long				Seal Type					
Supports-Tube				U-Bend				Type Full support	
Bypass Seal Arrangement 5		pairs seal strips		Tube-Tubesheet Joint		Expanded (2 grooves)			
Expansion Joint				Type					
Rho-V2-Inlet Nozzle		kg/m-s2		Bundle Entrance		Bundle Exit		kg/m-s2	
Gaskets-Shell Side				Tube Side					
-Floating Head									
Code Requirements ASME VIII Div.1				TEMA Class R					
Weight/Shell kg		Filled with Water		kg		Bundle kg			
Remarks:									
(1) Data shown above are for 1 train, 1 train si made from 8 HE: 2 in parallel per 4 in series. Total 4 trains to be provided (32 HE).									
(2) Fouling factor Ao based scaled on Ai. To be confirm.									
(3) Total allowable pressure drop to be confirm.									
(4) Inlet/outlet vibration support to be provided.									
Reprinted with Permission (v7.20 .1)									

Apéndice C. Diagrama de Proceso Estándar



Apéndice E. Balance de Materia y Energía Ciclo Combinado con CCS

