

Evaluación Técnico-Económica de la captura de gas de chimenea y de los subprocesos en
la Refinería de Barrancabermeja.

Tatiana Marulanda Marin

Luz Andrea Villa Narváez

Trabajo de Grado para Optar al Título de Ingeniero de Petróleos

Director

Jorge Andres Sachica Avila

Ingeniero de Petróleos. M.Sc.

Codirector

Olga Patricia Ortiz Cancino

PhD. Ingeniera de Petróleos

Universidad Industrial de Santander
Facultad de ingenierías Fisicoquímicas
Escuela de Ingeniería de Petróleos
Bucaramanga

2021

Dedicatoria

A Dios que me soñó, me creó y hace en mí una historia de su amor... “¡Que me ama más de lo que yo me puedo amar, ni entiendo!” (Santa Teresa de Jesús).

A mis padres Guillermo León y Maria Yolanda, porque el tiempo no alcanzará para retribuirles sus enseñanzas, paciencia y amor incondicional, gracias a su esfuerzo y dedicación este sueño hoy es logrado.

A mi hermana Lizeth por su cariño, apoyo y amistad, por estar presente en esta etapa de mi vida y ser mi motivación para seguir.

A Jhon Jairo que a través de su amor me acompañó y apoyó en este proceso de aprendizaje y me ayudo a ser mejor persona y mejor profesional cada día.

A mi compañera de tesis Andrea por acompañarme en esta investigación y poder crecer juntas en nuestra vida profesional.

A mis amigos Anderson, Fabian, Vanessa, Sara, Gelver y Marlon por motivarme día a día a seguir adelante con este proyecto que me permitió conocer nuevas fortalezas en mí.

A todas las personas que estuvieron a mi lado en el trascurso de mi etapa universitaria, el Carmelo Descalzo y la Congregación de la Pureza de María, que me dieron ánimos para no rendirme y me enseñaron que la bondad y el amor de Dios es infinito.

Tatiana Marulanda Marin

A Dios por nunca dejarme desfallecer, escuchar mis plegarias, por ser mi guía y mostrarme los caminos que me llevan a lograr objetivos según su voluntad.

A mi madre Jacqueline Narvaez, quien siempre estuvo para mí incondicionalmente, me brindó todo su amor y apoyo, y que a pesar de todas las dificultades me sacó adelante, dejándome valiosas enseñanzas que me permitirán enfrentarme al mundo.

A mi hermano Sebas que siempre ha sido mi polo a tierra, por ser mi compañero de locuras brindándome todo su amor y enseñándome día a día que es posible lograr todo lo que te propongas si luchas y te esfuerzas por ello.

A mi compañera de tesis Tatiana por siempre apoyarme, aconsejarme, creer en mí y confiar en que juntas podíamos sacar adelante este proyecto que es el punto de partida de nuestra vida profesional.

A Bryan quien me ha brindado todo su apoyo durante este último año y ha creído en mi potencial, motivándome cada día a ser la mejor en lo que me proponga.

A mis amigos Vanessa R., Sara, Juan Camilo, Vanesa L., Cesar, Gerver, y a todas los profesores, administrativos y personas que estuvieron a mi lado en mi paso por la universidad.

Andrea Villa Narvaez

Agradecimientos

Las autoras expresamos nuestros agradecimientos a:

Dios por guiarnos en este camino, amarnos infinitamente y cubrirnos con su espíritu para poder cumplir una meta más.

A la Universidad Industrial de Santander, por ser nuestra alma mater y permitirnos emprender un nuevo camino enfocado al fortalecimiento de habilidades, abriéndonos espacios para difundir nuevos conocimientos y brindarnos las herramientas necesarias para ser excelentes profesionales.

Al M.Sc Jorge Andrés Sáchica Ávila, por habernos dado la oportunidad de aprender de su experiencia, la paciencia que nos tuvo, los consejos y la ayuda que nos brindó para la culminación exitosa de este proceso investigativo.

A la PhD Olga Patricia Ortiz Cancino, por la confianza depositada en nosotras y su disposición durante el desarrollo del proyecto.

A todos nuestros amigos y compañeros de Universidad, por aportar su granito de arena en nuestra formación como profesionales.

Tabla de Contenido

	Pág.
Introducción	14
1. Objetivos	16
1.1 Objetivo General	16
1.2 Objetivos Específicos.....	16
2. Marco Referencial.....	17
2.1 Gases De Efecto Invernadero, Gei.....	17
2.2 Protocolo De Kioto	20
2.3 Acuerdo De París	21
2.4 Refinería De Barrancabermeja.....	22
3. Fundamentos Para La Captura De Co ₂	26
3.1 Captura, Uso Y Almacenamiento De Co ₂	26
3.2 Primeros Proyectos De Ccus En El Mundo.	27
3.3 Proyectos Actuales.....	29
3.4 Marco Legal Colombiano	33
4. Sistemas De Captura De Dióxido De Carbono (Co ₂).....	35
4.1 Postcombustión.....	39
4.1.1 Absorción.....	41
4.1.2 Adsorción.....	52
4.1.3 Procesos Criogénicos.....	70
4.1.4 Membranas.....	79

4.2 Pre-Combustión	86
4.2.1 Absorbentes Físicos	89
4.3 Oxidación	98
4.3.1 Ciclo De Calentamiento Indirecto Por Oxidación - Turbina De Vapor.....	101
4.3.2 Ciclo De Calentamiento Directo Con Oxidación Y Turbina De Gas	101
4.3.3 Ciclo De Calentamiento Directo Con Oxidación - Turbina De Vapor	102
5. Cuantificación De Emisiones Complejo Refinería De Barrancabermeja	108
6. Análisis Económico Métodos De Captura	117
6.1 Estimación De Rendimiento Y Costos De Diversos Métodos De Captura De CO ₂	118
6.2 Desarrollo Del Análisis Económico.....	121
7. Conclusiones	136
8. Recomendaciones	138
Referencias Bibliográficas	139
Apéndices.....	150

Lista de Tablas

	Pág.
Tabla 1. Compañías con proyectos de Captura de CO ₂	32
Tabla 2. Ventajas y desventajas de los sistemas de captura de CO ₂	37
Tabla 3. Características de los adsorbentes.....	54
Tabla 4. Etapas proceso de adsorción por lecho móvil simulado.....	64
Tabla 5. Permeabilidad de CO ₂ y selectividad de membranas poliméricas.....	82
Tabla 6. Materiales inorgánicos porosos.	84
Tabla 7. Propiedades físicas de los solventes comerciales.....	92
Tabla 8. Comparación de aspectos técnicos de los métodos de captura de CO ₂	103
Tabla 9. Métodos de captura VS parámetros de aplicación en Refinerías.....	105
Tabla 10. Comparación de aspectos técnicos entre las tecnologías de Captura de CO ₂ por postcombustión.....	106
Tabla 11. Potencial de calentamiento global.....	109
Tabla 12. Toneladas de CO ₂ eq emitidas por la GRB en el año 2019.....	110
Tabla 13. Emisiones GRB 2019 según Alcance.	111
Tabla 14. Toneladas CO ₂ eq según el material de emisión Año 2019.....	115
Tabla 15. Datos de costos registrados para plantas en refinerías (IEA CHG,2000).....	119
Tabla 16. Datos de costos registrados para plantas en refinerías (CCP,2005).....	120
Tabla 17. Data económica para sistema de captura de CO ₂ por postcombustión.....	121
Tabla 18. Parámetros técnico-económicos para la captura por postcombustión resumiendo procesos PC y NGCC.....	123
Tabla 19. Parámetros para Modelo de flujo de caja.....	124

Tabla 20. Resultados del Modelo de inversión.....	125
Tabla 21. Modelo de flujo de Caja.....	127
Tabla 22. Resultados de los escenarios propuestos para disposición de CO ₂ en proyectos EOR	133

Lista de Figuras

	Pág.
Figura 1. Composición de los Gases de Efecto Invernadero	18
Figura 2. Complejo Industrial de Barrancabermeja.....	22
Figura 3. Proceso de Captura, uso, transporte y almacenamiento CO ₂	26
Figura 4. Instalaciones CCUS a gran escala en todo el mundo en funcionamiento y en desarrollo, 2010-2020	29
Figura 5. Proyectos de Captura de CO ₂ actuales.....	31
Figura 6. Procesos de captura de CO ₂	36
Figura 7. Esquemas de las tecnologías de captura de CO ₂ en la postcombustión.....	41
Figura 8. Proceso general de absorción.	43
Figura 9. Estructura Molecular del Ciclohexano (C ₆ H ₁₂) y la Piperazina (C ₄ H ₁₀ N ₂).....	49
Figura 10. Diagrama de Flujo básico de adsorción de CO ₂	53
Figura 11. Movimiento de la zona de transferencia de masa a través de un lecho de adsorción fijo.	61
Figura 12. Esquema de la unidad de separación de CO ₂ mediante hipersorción.	62
Figura 13. Descripción del proceso de adsorción por lecho móvil simulado	65
Figura 14. Configuración del proceso de adsorción por lechos fluidizados	66
Figura 15. Esquema del proceso de bucle químico para la captura postcombustión.....	67
Figura 16. Ciclo de PSA Skarstrom.....	69
Figura 17. Diagrama de equilibrio de fases para los hidratos de algunos gases relevantes de CCS.	71

Figura 18. Impacto de los promotores termodinámicos sobre la hidratación en equilibrio del gas combustible.....	72
Figura 19. Esquema del proceso de separación de hidratos de CO ₂	74
Figura 20. Diagrama de fases del CO ₂	75
Figura 21. Diagrama de flujo del proceso Ryan Holmes.....	77
Figura 22. Diagrama de proceso de destilación criogénica	78
Figura 23. Captura de CO ₂ basada en membranas.....	81
Figura 24. Diagrama de bloques simplificados para captura de CO ₂ por pre-combustión.....	87
Figura 25. Esquema de proceso de captura por pre-combustión en la IGCC.....	88
Figura 26. Dependencia de temperatura de la solubilidad de CO ₂ en metanol.....	90
Figura 27. Dependencia de presión parcial de la solubilidad de CO ₂ en metanol.....	91
Figura 28. Esquema del proceso Selexol	94
Figura 29. Proceso Rectisol para remoción de CO ₂	96
Figura 30. Esquema del proceso de solvente Flúor para captura de CO ₂	97
Figura 31. Proceso de Oxidación.....	98
Figura 32. Emisión de Gases de Efecto Invernadero, GRB 2019.....	108
Figura 33. Esquema de alcances y emisiones a través de la cadena de valor de una compañía. 111	
Figura 34. Emisiones 2019 según áreas de GRB.....	114
Figura 35. Porcentaje de emisiones directas según el origen año 2019.....	116
Figura 36. Costos económicos y costos de CO ₂ evadidos para proceso de captura configurada para refinería proyectado a 2020 en dólares.	122

Lista de Apéndices

	Pág.
Apéndice A. Estudios actuales realizados por diferentes universidades en el mundo.....	150
Apéndice B: Normatividad Colombiana respecto a la Captura de Gases de efecto Invernadero	153
Apéndice C. Características principales de las aminas	157
Apéndice D. Sistemas basados en aminas de uso comercial	160
Apéndice E. Aminas usadas como adsorbentes.....	162
Apéndice F. Tecnologías existentes de procesos de absorción en precombustión	166
Apéndice G. Emisiones Gases De Efecto Invernadero GRB 2019	175
Apéndice H. Medidas de los Costos de Captura.....	179
Apéndice I. Niveles de confiabilidad para estimaciones de costos de tecnología y sistema.	181
Apéndice J. Indicadores Económicos	182
Apéndice K. Flujos de caja casos de estudio, Análisis económico.	186

Resumen

Título: Evaluación Técnico-Económica de la captura de gas de chimenea y de los subprocesos en la Refinería de Barrancabermeja*

Autor: Tatiana Marulanda Marin, Luz Andrea Villa Narváez**

Palabras Clave: Acuerdo de Paris, gases de efecto invernadero, descarbonización, cambio climático, métodos de captura de CO₂, proyectos de captura, uso y almacenamiento de carbono.

Descripción:

Como resultado de los objetivos planteados en la agenda mundial referente a la protección y preservación del medio ambiente, principalmente en el Acuerdo de Paris (2015), la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) ha tenido mayor relevancia en la actualidad debido a su tendencia en aumento. Por lo que, contribuir a la descarbonización se ha convertido en una medida trascendental frente al cambio climático teniendo implicaciones tanto sociales, políticas y económicas en los distintos sectores incluyendo la industria petrolera.

Los métodos de captura de CO₂ están jugando un papel fundamental en cuanto a medidas de mitigación y reducción de gases se refiere, ya que son tecnologías que han promovido procesos de transformación de CO₂ para obtener un producto de valor comercial. Siendo estos sistemas claves para el enfoque principal de captura de gas de chimenea y de los subprocesos en la refinería, y que al final sea posible emplear el CO₂ resultado de proyectos de captura, uso y almacenamiento de carbono, en actividades para la recuperación mejorada de petróleo (EOR).

En este trabajo se presenta un comparativo enfocado en los distintos sistemas de captura de CO₂ que se han desarrollado o se encuentran en fase de desarrollo, permitiendo así tener una perspectiva global de las diversas investigaciones puestas en marcha con posible potencial de aplicabilidad para la Refinería de Barrancabermeja. Además, se cuantifican los volúmenes a 2019 de la emanación de gases de chimenea de subprocesos de la refinería. Para finalmente, realizar un estudio económico enfocado en la alternativa más adecuada como método de captura teniendo en cuenta los aspectos anteriormente mencionados.

* Trabajo de Grado

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: M.Sc. Jorge Andrés Sáchica Ávila, Ingeniero de Petróleos Codirector: PhD. Olga Patricia Ortiz Cancino, Ingeniera de Petróleos.

Abstract

Title: Technical-economic evaluation of the residual combustion gases and sub-processes capture in the Barrancabermeja's refinery*

Author: Tatiana Marulanda Marin, Luz Andrea Villa Narváez **

Key Words: Paris agreement, greenhouse gas, decarbonization, climate change, CO₂ capture methods, carbon capture, utilization, and storage projects.

Description:

As a result of the objectives set out in the world agenda relating to the protection and preservation of the environment, mainly in the Paris Agreement (2015), greenhouse gas (GHG) emissions reduction has been more relevant today due to its increasing trend. Contributing to decarbonization has become a transcendental action regarding climate change, having social, political, and economic implications in different sectors, including the oil industry.

CO₂ capture methods had a fundamental role in terms of greenhouse gas mitigation and reduction solutions because they are technologies that have promoted CO₂ transformation processes to obtain a product with commercial value. These systems are key to our main focus on the capture of residual combustion gases and sub-processes in the refinery, and in the end, the CO₂ resulting from carbon capture, utilization, and storage projects, can be used in activities for the enhanced oil recovery (EOR).

This work presents a comparison focused on the different CO₂ capture systems that have been developed or are in the development phase, thus allowing to have a global perspective of the different investigations carried out with possible potential applicability for the Refinery of Barrancabermeja. In addition, the volumes to 2019 of residual combustion gases emanation from the refinery sub-processes also are quantified. Finally, to carry out an economic study focused on the most suitable alternative as a capture method, taking into account the previously mentioned aspects.

* Degree Work

** Faculty of Physicochemical Engineering, Petroleum Engineering School. Advisor: Jorge Andrés Sáchica Ávila, M.Sc. Co-advisor: Olga Patricia Ortiz Cancino, PhD.

Introducción

Durante los últimos años, el cambio climático que altera los niveles de producción, así como las formas de vida en el planeta, ha sido tema de interés para las industrias y en especial para los gobiernos que año tras año buscan generar políticas y tecnologías que frenen o eliminen las emisiones de Gases de Efecto Invernadero (GEI), principales causantes del calentamiento global y por consiguiente de este cambio.

La industria del petróleo y gas no se ha quedado atrás en la búsqueda de soluciones que mitiguen los efectos de las emisiones de GEI, esto a partir de estrategias políticas, económicas, energéticas y tecnológicas que mejoren los procesos en las operaciones que generan estos GEI para el desarrollo sostenible, no solo de las zonas donde se hace exploración, explotación y tratamiento de los hidrocarburos, si no del planeta en general.

Las refinерías juegan un papel fundamental en el proceso de transformación y tratamiento de los compuestos hidrocarbúricos para ser llevados al mercado con el fin de obtener la mayor ganancia posible, sin embargo, estas instalaciones son una fuente de emisión de gases de chimenea o gases de efecto invernadero que afectan constantemente la región geográfica donde están localizadas. Por tal razón, en la actualidad se están implementando alternativas que permiten la reducción de estas emisiones al medio ambiente, no solo como parte del cumplimiento de las metas que los países se han propuesto en este campo, si no como formas reales de disminuir impuestos y solventar la responsabilidad ambiental que cada empresa maneja.

El presente trabajo investigativo muestra un análisis actualizado de las alternativas técnicamente más favorables y económicamente más rentables para la captura de gases de chimenea y subprocesos haciendo énfasis en las tecnologías de postcombustión ya que las emisiones producto de la combustión son las más altas en la refinería de Barrancabermeja; en el

texto se indican los fundamentos químicos y físicos de los métodos de captura más estudiados y analizados en los últimos años.

Inicialmente se expone de forma referencial la definición de Gases de Efecto Invernadero, se hace una introducción al acuerdo de París y el protocolo de Kioto y se mencionan las principales características de la Refinería de Barrancabermeja, punto de análisis de la actual investigación.

Más adelante se hace una breve descripción de los antecedentes históricos estudiados y aplicados respecto a las tecnologías de captura de dióxido de carbono (CO₂) como método eficiente para la disminución de emisiones de gases de efecto invernadero y se cita el marco legal y regulatorio colombiano que aplica para el tema de estudio.

Con el ánimo de cumplir con los objetivos propuestos en este proyecto de investigación se hace un análisis técnico de los métodos de captura de CO₂ disponibles en el mercado, a manera de resumen se presentan los métodos de precombustión y oxidación, y en las tecnologías de postcombustión se hace énfasis en sus sistemas aplicados (métodos por absorción, adsorción, procesos criogénicos y membranas).

Finalmente se cuantifican los volúmenes de emanación de gases de chimenea y de los subprocesos de la refinería ya mencionada y se desarrolla una evaluación económica de las alternativas técnicamente más favorables para la captura de estos gases cuantificados.

Las propuestas estudiadas y planteadas son un aporte y una base para futuras investigaciones en el ámbito de las tecnologías de captura, almacenamiento y uso del dióxido de carbono en Colombia teniendo en cuenta el bajo nivel de investigación y aplicación en el país en estos temas.

1. Objetivos

1.1 Objetivo General

Evaluar tanto técnica como económicamente la viabilidad de capturar el gas de chimenea y de los subprocesos de la refinería de Barrancabermeja.

1.2 Objetivos Específicos

Cuantificar los volúmenes actuales de emanación de gases de chimenea y de los subprocesos de la refinería de Barrancabermeja.

Comparar técnicamente las posibles alternativas que permitan realizar captura de gases de chimenea y subprocesos en la refinería de Barrancabermeja.

Desarrollar una evaluación económica de las alternativas técnicamente más favorables para la captura de gases de chimenea y subprocesos en la refinería de Barrancabermeja.

2. Marco Referencial

2.1 Gases de efecto invernadero, GEI

Son compuestos presentes en la atmósfera en concentraciones muy pequeñas (gases traza), los cuales aumentan significativamente la temperatura del planeta. Esto se debe a su capacidad para absorber y remitir radiación infrarroja proveniente de la superficie terrestre (IDEAM et al., 2015). Los principales gases son el dióxido de carbono (CO_2), el metano (CH_4), el óxido nitroso (N_2O), y tres gases industriales fluorados: hidrofluorocarbonos (HFC), perfluorocarbonos (PFC) y hexafluoruro de azufre (SF_6). Aunque el volumen emitido de estos gases varía según la actividad, los GEI más importantes son el dióxido de carbono (por su abundancia) y el metano (por su alto potencial de calentamiento global).

Actividades industriales, de transporte, de producción agropecuaria, de deforestación, de disposición de residuos sólidos y líquidos, de conversión de páramos y humedales a tierras de cultivos o actividades de minería, entre otras, producen o liberan este tipo de gases (MADS, 2015).

La rapidez de los procesos físicos, químicos y biológicos que remueven cada GEI determina su tiempo de vida, el cual puede ser largo o corto. Los GEI de larga vida que a su vez son denominados GEI directos son el dióxido de carbono (CO_2), el cual tiene un tiempo de vida mayor a 100 años; el metano (CH_4) que dura 12 años; el óxido nitroso (N_2O) con 121 años y los clorofluorocarbonos (CFCs) de 45 a 1020 años. Por otro lado, el principal GEI de corta vida es el ozono (O_3) troposférico, un contaminante fotoquímico que se forma en la baja atmósfera a partir de emisiones de sus precursores óxidos de nitrógeno y compuestos orgánicos volátiles (COVs), llamados entonces GEI indirectos (IDEAM et al., 2015).

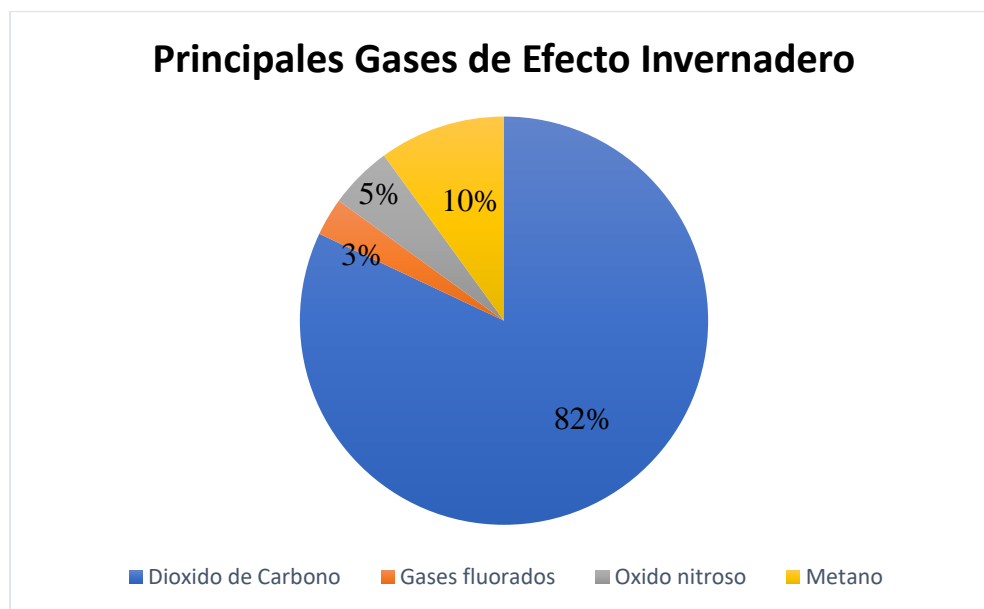
Para que una sustancia atmosférica sea considerada contaminante, su concentración debe superar el nivel considerado normal (natural) durante periodos suficientemente largos como para

afectar la salud y bienestar humano, los ecosistemas, los materiales y el patrimonio. Aunque los GEI de larga vida, han obviamente superado sus niveles de concentración normal preindustrial, no tienen efectos tóxicos directos, como si lo tienen por ejemplo los contaminantes atmosféricos denominados de criterio (material particulado, O₃, CO, NO₂, SO₂). Sin embargo, tal como lo dictaminó la corte Suprema de los EE. UU. en 2007, los GEI de invernadero sí son considerados contaminantes dado que su aumento de concentración causa las afectaciones antes mencionadas, aunque de forma indirecta, a través de la perturbación del clima (IDEAM et al., 2015).

A nivel mundial los principales Gases de Efecto Invernadero emitidos son: Dióxido de Carbono que comprende el 82% de las emisiones, Metano con el 10%, Óxido de Nitrógeno con el 5% y Gases Fluorados con el 3% (EPA, 2018). La Figura 1 presenta dicha composición.

Figura 1.

Composición de los Gases de Efecto Invernadero



Nota: Adaptado de *Descripción general de los gases de efecto invernadero*, por EPA (Agencia de Protección Ambiental de Estados Unidos), 2018.

El Dióxido de Carbono se produce por diversos procesos, entre los más importantes se encuentran la combustión y la oxidación de diversos materiales, al igual que en la respiración natural de los seres humanos y los animales (SACHICA, 2015).

En Colombia y en la mayoría de países del mundo se hacen estimaciones de la cantidad de GEI emitidos directamente a la atmósfera como resultado de actividades humanas; no solo como requisito a cumplir como parte de la Convención Marco de las Naciones Unidas para el Cambio Climático (CMNUCC) que busca estabilizar y reducir las emisiones de GEI producidos, para evitar efectos negativos del cambio climático en la población y en el ecosistema, sino para definir las medidas de mitigación al cambio climático de un país o región. Esto se hace a través de los Inventarios que también informan sobre los GEI absorbidos por sumideros de carbono, tales como bosques, cultivos o pastizales. Esta cuantificación se hace durante un periodo de tiempo específico (por ejemplo, un año). Los resultados se presentan desagregados por cada GEI y por las diferentes actividades fuentes de emisión.

Es importante tener en cuenta que las emisiones se calculan teniendo en cuenta donde ocurre la actividad, es decir, corresponden a emisiones directas; por ejemplo, se incluyen las emisiones generadas en la producción de energía eléctrica pero no se incluyen las emisiones generadas por el uso de dicha energía eléctrica de los diferentes sectores (emisiones indirectas), esto para evitar doble contabilidad (IDEAM et al., 2015).

Estos gases se reportan en unidades de masa de cada GEI, llevados una unidad común de medida denominada CO₂equivalente (CO₂eq). Los resultados se expresan como emisiones brutas, absorciones brutas (valores en negativo) y emisiones totales netas (emisiones brutas menos absorciones). Un balance neto en positivo corresponde a emisiones y en negativo a absorciones. Para convertir la masa de cada GEI en CO₂eq se emplea el Potencial de Calentamiento Global

(PCG), el cual es un valor relativo que expresa qué tanta radiación infrarroja atrapa en la atmósfera un GEI relativa a la atrapada por el CO₂ en diferentes horizontes de tiempo (20, 100 y 500 años). Por ejemplo, 1 kg de N₂O atrapa 310 veces más radiación infrarroja que 1 kg de CO₂. Por tanto, climáticamente 1 kg de N₂O equivale a 310 kg CO₂, o 310 kg de CO₂eq (IDEAM, 2016).

El 8% de las emisiones de gases efecto invernadero son originadas por las operaciones que se llevan a cabo a lo largo de la cadena de valor del petróleo y gas natural, siendo las actividades de producción y procesamiento las que tienden a generar las mayores emisiones (SACHICA, 2015).

Para la industria de los Hidrocarburos la captura de gases de chimenea como el dióxido de carbono (CO₂) y el metano (CH₄) principal componente del gas natural es uno de los principales retos a cumplir no solo para disminuir la huella ambiental que se deja sino para cumplir con los objetivos propuestos en el Protocolo de Kioto en 1997 y el Acuerdo de París en 2015.

2.2 Protocolo de Kioto

Corresponde al primer gran acuerdo transnacional de contención y control de las emisiones globales, el cual establece una serie de objetivos medioambientales a cumplir que han condicionado y orientado todas las acciones en materia económica y energética que se han tomado desde la liberalización de los sectores energéticos desde finales de los años noventa. Es un instrumento para poner en práctica lo acordado en la Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático que fue inicialmente adoptado el 11 de diciembre de 1997 en Kioto, Japón, pero entró en vigor hasta 2005.

El protocolo busca que los gobiernos suscribientes establezcan leyes y políticas para cumplir sus compromisos ambientales, que las empresas tengan al medio ambiente en cuenta al

tomar decisiones de inversión y promuevan la creación del mercado del carbono, cuyo fin es lograr la reducción de emisiones al menor costo (ONU, 1998).

2.3 Acuerdo de París

El Acuerdo de París es un tratado internacional sobre el cambio climático jurídicamente vinculante, firmado por 196 países en París, el 12 de diciembre de 2015 y que entró en vigor el 4 de noviembre de 2016. Su objetivo es limitar el calentamiento mundial a muy por debajo de 2, preferiblemente a 1,5 grados centígrados, en comparación con los niveles preindustriales actuales. Para alcanzar este objetivo, los países se proponen reducir el máximo de las emisiones de gases de efecto invernadero lo antes posible, de conformidad con la mejor información científica disponible, para alcanzar un equilibrio entre las emisiones antropógenas por las fuentes y la absorción antropógena por los sumideros en la segunda mitad del siglo, sobre la base de la equidad y en el contexto del desarrollo sostenible y de los esfuerzos por erradicar la pobreza (Naciones Unidas, 2015)

El Acuerdo de París funciona en un ciclo de cinco años de medidas climáticas llevadas a cabo por los países. En 2020, estos presentaron sus planes de acción climática conocidos como contribuciones determinadas a nivel nacional (NDC). Allí, comunicaron las medidas que tomarán para reducir las emisiones de gases de efecto invernadero con el fin de alcanzar los objetivos propuestos (UNCC, 2021).

El Acuerdo de París proporciona un marco para el apoyo financiero, técnico y de creación de capacidad a los países que lo necesitan, que será supervisado por un marco de transparencia mejorado. En virtud de este, a partir de 2024, los países informarán de manera transparente sobre las medidas adoptadas y los progresos realizados en la mitigación del cambio climático, las medidas de adaptación y el apoyo prestado o recibido (UNCC, 2021).

La refinería hace parte del Complejo Industrial de Barrancabermeja donde se lleva a cabo la refinación del crudo y procesos petroquímicos, donde se distribuyen más de cincuenta plantas y unidades de proceso, tratamiento, servicios y control ambiental, y actualmente cuenta con una capacidad de 250 KBPD. Se caracteriza por producir diésel, gasolina, jet, GLP, propileno, asfalto, fuel oil, aromáticos, bases lubricantes, avigás, azufre, ceras parafínicas, disolventes alifáticos y polietileno, cumplir con especificaciones nacionales referentes al contenido de azufre: Gasolina <300 ppm y Diésel <50 ppm, abastecer el mercado nacional y ser partícipe del mercado internacional exportando los excedentes del fuel oil y petroquímicos (Martinez, 2018).

Desde los años 30 se han desarrollado importantes obras de gran magnitud que aseguran la constante actualización tecnológica, repotenciación y automatización, además de significativas inversiones que demuestran la permanente evolución de la refinería. El resultado de todas las acciones tomadas en los últimos años ubicó al complejo industrial como una de las mejores a nivel de Latinoamérica según la evaluación realizada por la firma internacional Solomon Associates, incluso la refinería fue evaluada por su eficiencia energética, costos y factor de utilización obteniendo una buena calificación, ubicándola como una de las más eficientes y rentables de Latinoamérica y superior a la media de Estados Unidos, Canadá, Japón y Europa (Martinez, 2018).

Emisión de CO₂ Complejo Barrancabermeja

Los procesos de refinación y petroquímica aportan una fracción significativa de emisiones de CO₂ en el sector de los hidrocarburos. Las emisiones de gases de efecto invernadero de alcance 1 y 2 correspondientes a los activos operados por Ecopetrol, registraron un total en los años 2019 y 2020 de 11.576 y 10.968 kilotoneladas de CO₂eq respectivamente.

Al ser el complejo de Barrancabermeja la instalación más grande de Colombia que abarca los procesos anteriormente mencionado, este emite cantidades considerables de CO₂ diariamente, lo cual para 2019 representaron 3,359,057.16 de toneladas de CO₂eq, aportando así constantemente en la contaminación térmica a la atmósfera. Sin embargo, como alternativa para mitigación de emisión de gases de efecto invernadero, este gas puede ser capturado y aprovechado en distintas etapas que conforman la cadena de valor de la industria de petróleo y gas (ECOPETROL S.A., 2021).

Según el desarrollo de la investigación efectuada para evaluar la factibilidad técnico – económica del uso del CO₂ de la Gerencia Complejo de Barrancabermeja para recobro terciario de petróleo en los campos Yariguí – Cantagallo y “San Silvestre – Gala – Llanito” es posible diferenciar gases con alto contenido de CO₂ que principalmente son denominados producto de la combustión y subproducto y gases residuales. Los gases de combustión se caracterizan por ser producidos en hornos y calderas, y unidades de ruptura catalítica que para el caso del complejo industrial de una emisión diaria de 1000 MPCE (millones de pies cúbicos a condiciones estándar) de gases de este tipo puedes recuperarse 120 MPCE de CO₂ y 700 MPCE de N₂, los cuales son aplicables en la recuperación terciaria de petróleo. Por otro lado, los gases de subproducto son aquellos emitidos por la planta de parafinas y la generadora de hidrógeno, y los gases residuales generados por la planta turboexpander; estos gases poseen un nivel de pureza técnico útil al momento de hacer efectivo procesos de recobro mejorado como se ha realizado en Colombia (Sáchica & Niño, 2005)

Es decir, que al existir la necesidad de disminuir la cantidad de CO₂ y contar con estrategias que contribuyan al medio ambiente como las anteriormente mencionadas, empresas como Ecopetrol dueño de la Refinería de Barrancabermeja como muestra de su compromiso a

la meta de reducción del 20% al año 2030 previsto en el Acuerdo de París en la Convención Marco de las Naciones Unidas sobre Cambio Climático, ha puesto en marcha diversos proyectos que han permitido durante los últimos años reducir emisiones, y que han sido aplicados en diferentes campos de explotación, plantas de recolección y procesamiento, así como la refinería más grande del país, en la cual a través ejecución de un programa de eficiencia incluyendo la optimización de tecnologías en la entrega de energía y vapor en los procesos involucrados, lo que, junto a las iniciativas del Campo Casabe ubicado en Yondó, Antioquia equivalió en el periodo de 2013 a 2017 reducir 5 toneladas de CO₂ (Bnamericas, 2020).

Durante el año 2020 Ecopetrol por medio de la auditora internacional Ruby Canyon Engineering confirmó la reducción de 687.769 toneladas de CO₂eq correspondiente a 4 proyectos relacionados con la mitigación de gases de efecto invernadero, que involucran a la refinería de Barrancabermeja, el campo Casabe, campo la Cira y la filial Bioergy; siendo el “DESPACHO TÉCNICO ECONÓMICO DE ENERGÍA EN LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA” el de mayor impacto, ya que correspondió a 456.892 toneladas de CO₂eq en el periodo de enero de 2018 a septiembre de 2019, es decir aproximadamente a un 66% del total reportado. Adicionalmente, se aprobaron Estrategias de Gestión de Emisiones Fugitivas y Venteos de la Compañía, se propuso como meta a 2022 la reducción del 77% de la quema de gas de tea correspondiente a una disminución de 45 MPCD a 10 MPCD con respecto a los niveles registrados a 2017, se aumentó la meta para incorporar 400 MWp de fuentes de energía renovable no convencional de la mano de la construcción de parques Solares y por último, el objetivo con respecto al aumento de la eficiencia energética fue de un 3% para 2022 con respecto a 2017 (ECOPETROL S.A., 2021).

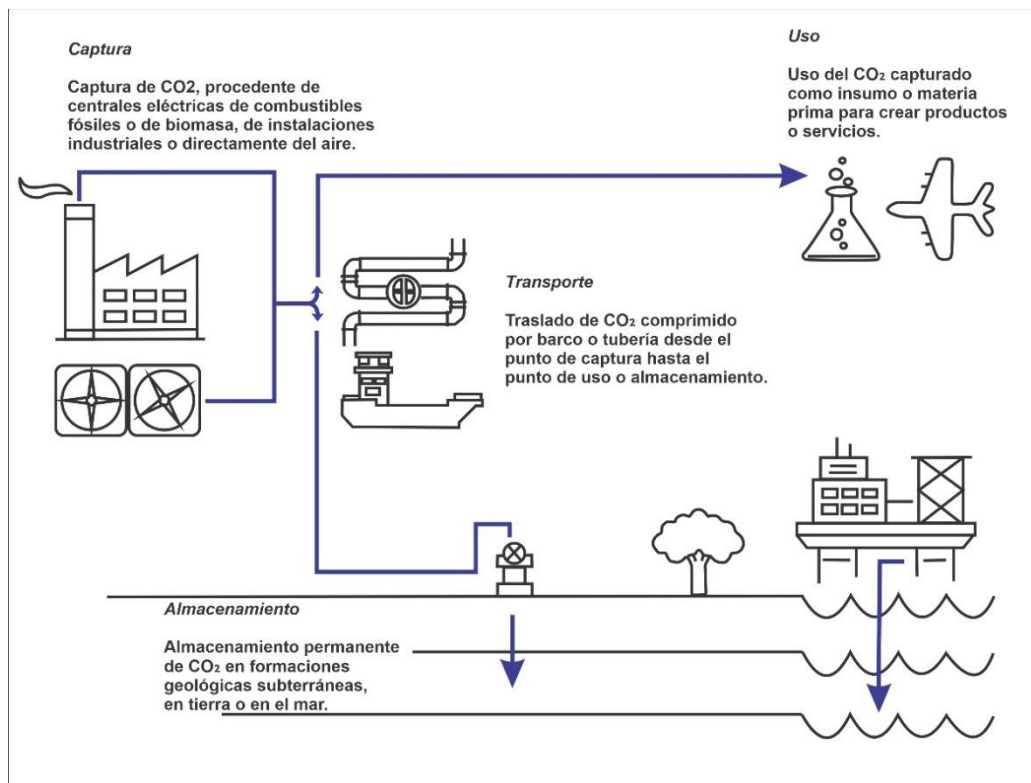
3. Fundamentos para la captura de CO₂

3.1 Captura, uso y almacenamiento de CO₂

El conjunto de tecnologías que implica la captura, uso y almacenamiento de CO₂ de grandes fuentes, incluida la generación de energía, instalaciones industriales en donde se utilizan combustibles fósiles o biomasa, o la captura directamente de la atmósfera, son denominadas CCUS, por sus siglas en inglés (International Energy Agency, 2020). El proceso llevado a cabo en estas tecnologías se puede observar en la Figura 3.

Figura 3.

Proceso de Captura, uso, transporte y almacenamiento CO₂.



Nota: Adaptado de *CCUS in Clean Energy Transitions*, por IEA (International Energy Agency), 2020.

El CO₂ capturado se comprime y transporta por tubería, barco, ferrocarril o camión para ser utilizado en una variedad de aplicaciones, o ser inyectado en formaciones geológicas profundas (incluidos depósitos de petróleo y gas agotados o formaciones salinas) que atrapan el CO₂ para su almacenamiento permanente. La medida en que se reducen las emisiones de CO₂ en términos netos depende de la cantidad de CO₂ que se captura y si este se utiliza. El uso del CO₂ para fines industriales puede proporcionar una fuente de ingresos potencial para las instalaciones de CCUS. Hasta ahora, la gran mayoría de los proyectos de CCUS se han basado en los ingresos de la venta de CO₂ a las empresas petroleras para la recuperación mejorada de petróleo (EOR), pero hay muchos otros usos potenciales del CO₂, incluso como materia prima para la producción de combustibles sintéticos, productos químicos y materiales de construcción (International Energy Agency, 2020).

Aproximadamente dos tercios del costo total de las CCUS se atribuyen a la primera etapa; se estima entonces que capturar y comprimir CO₂ aumenta el costo por vatio-hora de energía producida entre un 21% y un 91% para las plantas de energía de combustibles fósiles, y aplicar la tecnología a las plantas existentes generaría más costos, especialmente si están lejos de ser un sitio de almacenamiento. De todos los componentes del proceso de captura se considera el menos maduro tecnológicamente. Existe la creencia generalizada de que la optimización de un proceso de captura de CO₂ aumentaría significativamente la viabilidad de CCUS porque las tecnologías de transporte y almacenamiento son más maduras (Feder, 2019).

3.2 Primeros proyectos de CCUS en el mundo.

Los pioneros en CCUS fueron los alemanes al construir la primera planta de CCUS completa del mundo la cual comenzó a funcionar en septiembre de 2008. Esta fue construida junto a la central eléctrica Schwarze Pumpe de 1.600 MW en el norte de Alemania, el experimento se

realizó para capturar hasta 100.000 toneladas de CO₂ al año, comprimir y almacenar a 3.000 m por debajo de la superficie del campo de gas agotado Altmark, a unos 200 km del sitio. Más adelante, en enero de 2009, la Comisión Europea propuso destinar 1.250 millones de euros para poner en marcha 11 plantas de carbón en toda Europa, incluidas cuatro en Gran Bretaña (White, 2009). En ese mismo año, la Agencia American Electric Power planificó un proyecto de prueba en su planta Mountaineer en West Virginia, utilizando un proceso de amoníaco enfriado desarrollado por Alstom, con sede en Francia. Donde la compañía capturó algunas emisiones de CO₂ de la planta y las almacenó a 2 millas bajo tierra en acuíferos salinos profundos. La primera prueba de captura de carbono en China fue realizada por la empresa estatal China Huaneng, el cual se benefició vendiendo dióxido de carbono a las compañías de bebidas para agregar efervescencia a sus bebidas (White, 2009).

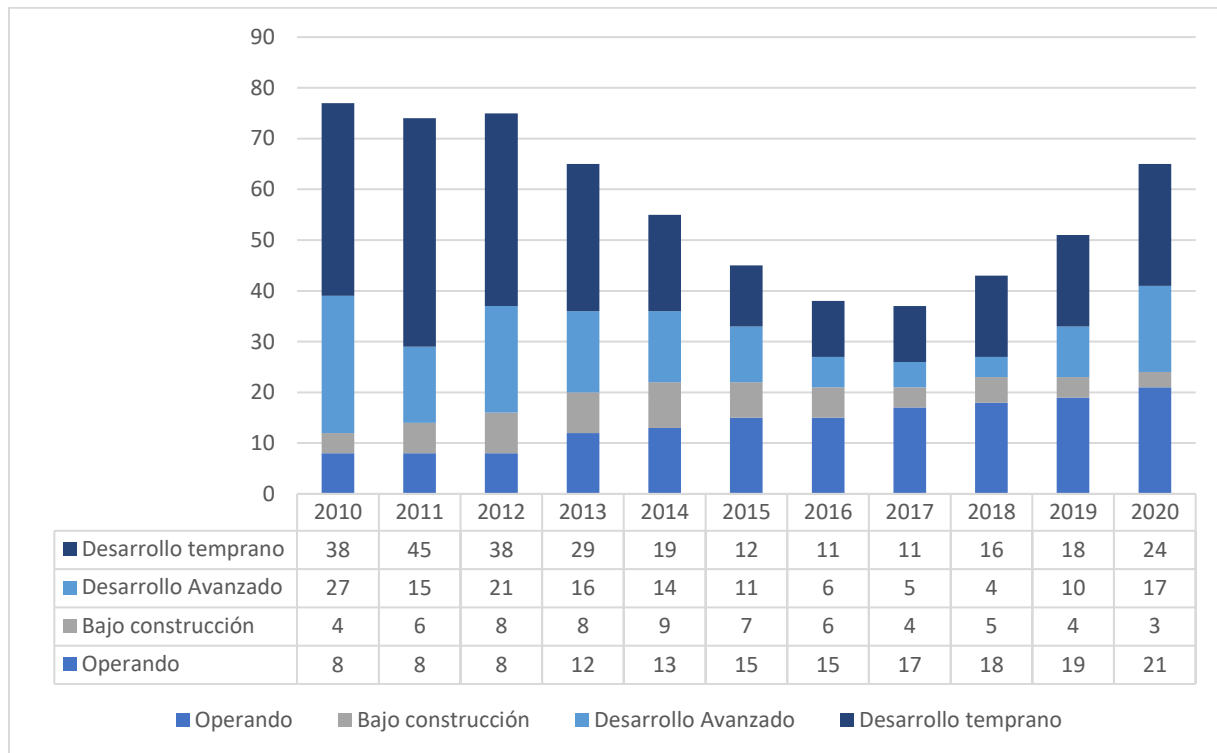
TransCanada Pipelines Limited participó en el desarrollo del Proyecto Pioneer, el cual pretendía el desarrollo de la primera planta de CCS totalmente integrada de Canadá, convirtiéndola en una de las instalaciones de CCUS más grandes del mundo y la primera en tener un sistema de almacenamiento subterráneo integrado, sin embargo tras la realización de un estudio de viabilidad y a pesar de la inversión del gobierno y de la industria, el proyecto no era económicamente viable debido a la insuficiencia de los mercados de venta de CO₂ y de los precios de las emisiones en Alberta y Canadá. El proyecto fue cancelado en abril de 2012 y seguirá sirviendo como prototipo y fuente de información para la aplicación e integración a escala comercial de la tecnología CCUS (TrnasAlta et al., 2013).

La

Figura 4 ilustra a grandes rasgos la evolución de las instalaciones de CCUS a gran escala en todo el mundo en funcionamiento y en desarrollo durante la última década.

Figura 4.

Instalaciones CCUS a gran escala en todo el mundo en funcionamiento y en desarrollo, 2010-2020



Nota: Adaptado de *World large-scale CCUS facilities operating and in development, 2010-2020* por IEA (International Energy Agency), 2020.

3.3 Proyectos Actuales

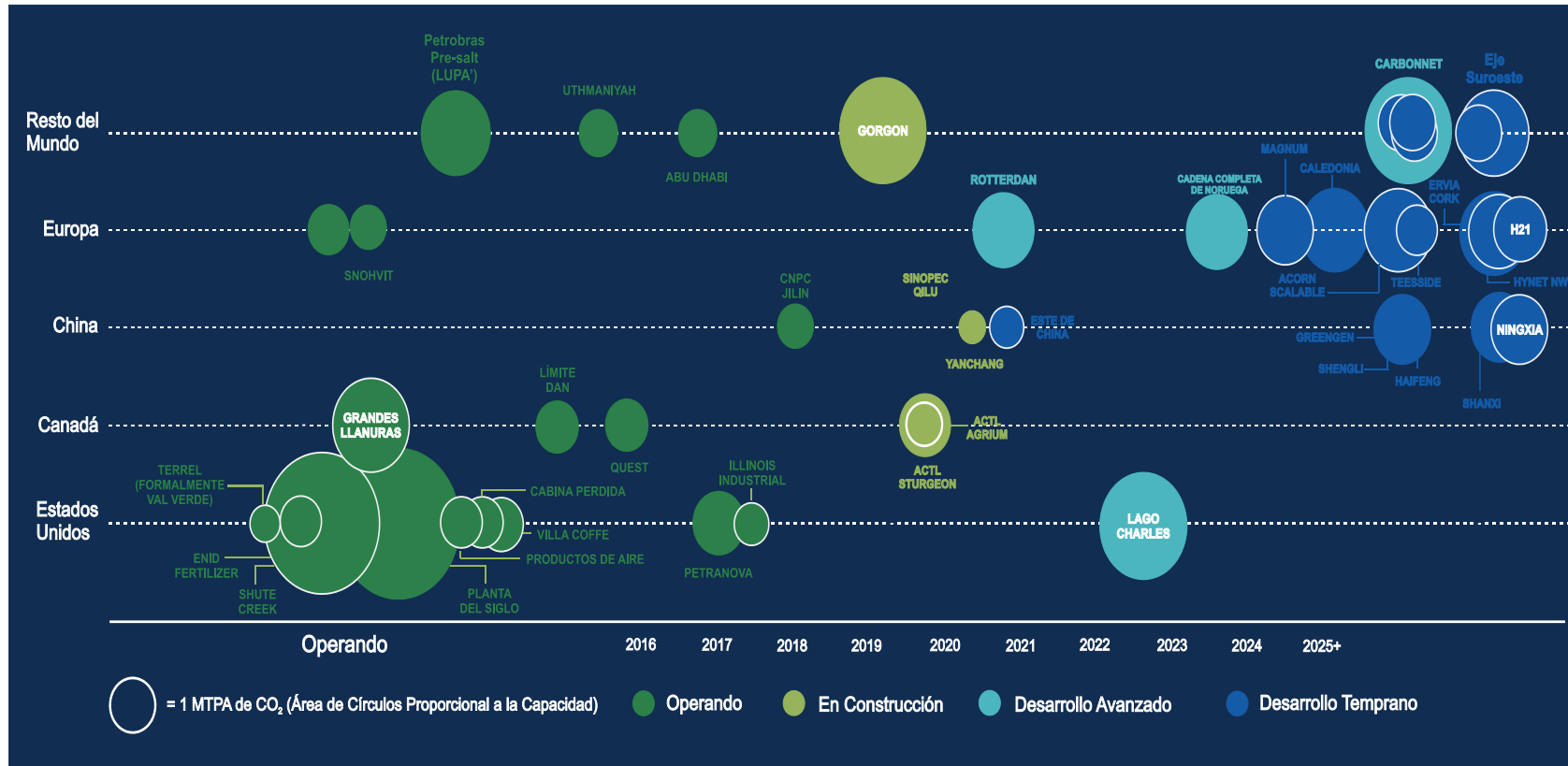
A pesar de que la CCUS no es una tecnología o un concepto nuevo, ha sido objeto de un renovado interés y atención a nivel mundial en los últimos años, lo que promete una rápida ampliación de la inversión, un despliegue más amplio y una innovación acelerada. La cartera de nuevos proyectos CCUS ha ido en aumento, respaldada por objetivos climáticos internacionales reforzados y nuevos incentivos políticos. Los costos de CCUS han ido disminuyendo, han surgido

nuevos modelos comerciales que pueden mejorar la viabilidad financiera de CCUS y las tecnologías asociadas con el uso de CO₂ y la eliminación de carbono están avanzando y atrayendo el interés de los responsables políticos y los inversores. Después de años de un portafolio de inversiones en declive, se han anunciado planes para más de 30 nuevas instalaciones CCUS integradas desde 2017. La gran mayoría están en los Estados Unidos y Europa, pero también se planean proyectos en Australia, China, Corea, Oriente Medio y Nueva Zelanda. Si todos estos proyectos prosiguieran, la cantidad de capacidad global de captura de CO₂ se triplicaría, a alrededor de 130 Millones de toneladas por año. Varios de los proyectos planificados van más allá de las oportunidades de "fruto fácil" asociadas con el procesamiento de gas natural para incluir aplicaciones menos desarrolladas, incluida la generación de energía a base de carbón y gas y la producción de cemento. También hay menos dependencia de EOR, que ha sido un importante impulsor de la inversión en CCUS hasta la fecha (16 de las 23 instalaciones de captura en funcionamiento venden o utilizan el CO₂ para EOR). Menos de la mitad de las instalaciones planificadas están vinculadas a EOR, con un cambio hacia CO₂ dedicado a opciones de almacenamiento (International Energy Agency, 2020).

Actualmente existen 23 instalaciones de CCUS a gran escala en operación o en construcción en todo el mundo, según el Instituto Global de Captura y Almacenamiento de Carbono (GCCSI), que capturan casi 40 millones de toneladas por año (Mtpa) de CO₂. Unas 28 instalaciones piloto y de demostración adicionales en operación o en construcción capturan colectivamente más de 3 Mtpa, (Feder, 2019), la Figura 5 relaciona lo anteriormente mencionado.

Figura 5.

Proyectos de Captura de CO₂ actuales



Nota: Adaptado de *Industry Continues to Make Progress on Carbon Capture* (p 27), por J. Feder, 2019, Journal of Petroleum Technology.

Un informe reciente de BloombergNEF describe los esfuerzos de ocho productores de petróleo y gas claves a nivel mundial que desarrollan CCUS, incluyó a Equinor, Total, Eni, Petrobras, CNPC, Pemex, Repsol y Saudi Aramco. En la Tabla 1 se incluyen los aspectos más destacados de este informe.

Tabla 1.

Compañías con proyectos de Captura de CO₂

Compañía	Donde se capturo el CO₂	Asociaciones de Inicio/Inversiones
BP	Plantas Generadoras de Energía	Solida Technologies
	Procesadoras de gas natural	Ccapture CarbonFree
	Refinerías	Oil and Gas Climate Iniciative (OGCI) OGC Climate Investments
Chevron	Plantas Generadoras de Energía	Inventys
	Procesadoras de gas natural	Carbon Engineering
	Refinerías DAC	OGCI Climate Investments
ConocoPhillips	Plantas Generadoras de Energía	NRG COSIA Xprize
	Procesadoras de gas natural	
	Refinerías	
Denbury Resources	Procesadoras de gas natural	
	Refinerías	
ExxonMobil	Plantas Generadoras de Energía	Fuel Cell Energy
	Procesadoras de gas natural	Global Thermostat
	Refinerías DAC	OGCI Climate Investments

Compañía	Donde se capturo el CO₂	Asociaciones de Inicio/Inversiones
Hilcorp Energy	Plantas Generadoras de Energía	
	Plantas Generadoras de Energía	White Energy
Occidental Petroleum	Procesadoras de gas natural	NetPower
	Refinerías	Carbon Engineering
	DAC	Cemvita Factory OGCI Investments
	Plantas Generadoras de Energía	Dimensional Energy
Royal Dutch Shell	Procesadoras de gas natural	Dioxide Materials
	Refinerías	Opus

Nota: Adaptado de *Industry Continues to Make Progress on Carbon Capture* (p 28), por J. Feder, 2019, Journal of Petroleum Technology.

Las universidades han jugado un papel fundamental en los proyectos de CCUS a nivel mundial, en el Apéndice A, se presentan algunas investigaciones realizadas por estas acerca de la captura de dióxido de carbono y su aplicación. Los estudios se centran en los mercados emergentes que proponen que la CCUS tiene el potencial de beneficiar el desarrollo energético y tecnológico. Algunos de estos estudios indican que, aunque se reconoce que la CCUS es una solución que reduce las emisiones CO₂, no es un tema de importancia.

3.4 Marco Legal Colombiano

La captura de gases de efecto invernadero en Colombia encaminado a la reducción de emisiones y la mitigación al cambio climático, es un tema de importancia no solo para las empresas del sector de los hidrocarburos sino para las industrias en general, esto desde la aprobación de la Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático (CMNUCC) a través de la

ley 164 de octubre 27 de 1994, en donde el país se comprometió en el artículo 3, a “formular, aplicar, publicar y actualizar regularmente programas nacionales y, según proceda, regionales, que contengan medidas orientadas a mitigar el cambio climático, tomando en cuenta las emisiones antropógenas por las fuentes y la absorción por los sumideros de todos los gases de efecto invernadero no controlados por el Protocolo de Montreal y medidas para facilitar la adaptación adecuada al cambio climático”.

Desde entonces el gobierno ha implementado a través de sus diferentes entes gubernamentales leyes, resoluciones, decretos y normas, que buscan el cumplimiento no solo del compromiso asumido en la CMNUCC sino los adquiridos en protocolos y acuerdos en años siguientes.

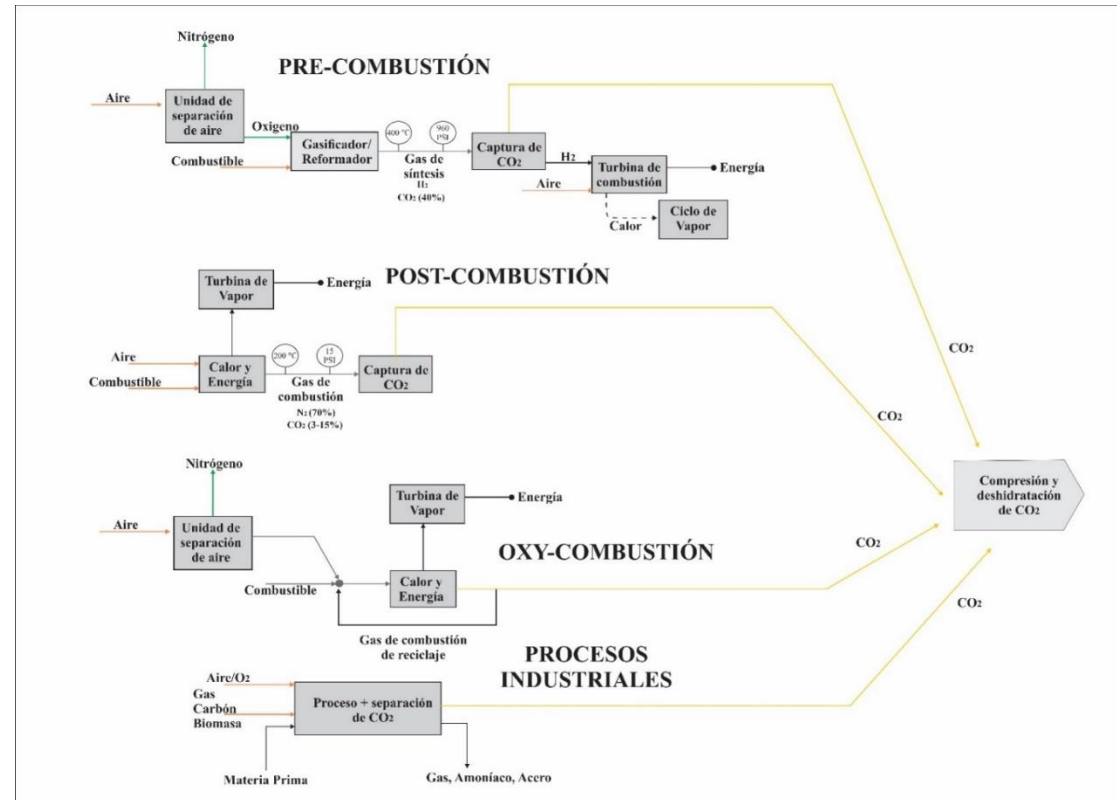
En el Apéndice B, se hace una síntesis de la normatividad colombiana que rige para los procesos de captura de gases de chimenea, desde la ley 629 de diciembre 27 del 2000 por medio de la cual se aprobó el Protocolo de Kioto de la Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático del 11 de diciembre de 1997 hasta la Ley 1955 de Mayo 25 del 2019 por el cual se expide el PLAN NACIONAL DE DESARROLLO 2018-2022 “Pacto por Colombia, pacto por la equidad” en donde se menciona en el artículo 296 el objetivo de contar con una matriz energética complementaria, resiliente y comprometida con la reducción de emisiones de carbono.

4. Sistemas de captura de Dióxido de Carbono (CO₂)

A la hora de considerar la mejor manera de capturar el CO₂ que proviene de fuentes fijas, en donde los principales emisores son de la industria energética, existen tres vías tecnológicas que pueden seguirse: la captura posterior a la combustión, la captura previa a la combustión, la oxidación. En la postcombustión, el CO₂ se separa de otros componentes de los gases de combustión presentes originalmente en el aire o producidos por la combustión. En la pre-combustión, se elimina el carbono del combustible antes de la combustión, y en la oxidación, el combustible se quema en una corriente de oxígeno que contiene poco o ningún nitrógeno. (Figuerola et al., 2008).

En la actualidad hay varias aplicaciones industriales que implican procesos donde existe la oportunidad de capturar CO₂ en grandes cantidades y a un coste inferior, entre estas se caracteriza el endulzamiento de gas Natural, la captura de CO₂ en la producción de acero, cemento, amoníaco, entre otros (Metz et al., 2005), estos sistemas se ilustran a grandes rasgos en la Figura 6 y en la Tabla 2 se resumen las ventajas y desventajas inherentes a cada uno de estos sistemas.

La captura posterior a la combustión se aplica principalmente a los generadores de electricidad alimentados con carbón que se alimentan con aire. La captura previa a la combustión se aplica a las plantas de gasificación. La oxidación puede aplicarse a las centrales nuevas o a las ya existentes (Figuerola et al., 2008).

Figura 6.*Procesos de captura de CO₂*

Nota: Adaptado de *Advances in CO₂ capture technology-The U.S. Department of Energy's Carbon Sequestration Program* (p. 11), por J. Figueroa, T. Fout, S. Plasynski et al., 2008, *International Journal of Greenhouse Gas Control*. & *Carbon Dioxide Capture and Storage* (p. 108), por B. Metz, O. Davidson, H. De Coninck et al., 2005, *Distillation Design and Control Using Aspen™ Simulation*.

Tabla 2.*Ventajas y desventajas de los sistemas de captura de CO₂*

SISTEMA DE CAPTURA DE CO₂	VENTAJAS	OBSTÁCULOS PARA LA APLICACIÓN
Postcombustión	Tecnología totalmente desarrollada, desplegada comercialmente a escala requerida en otras industrias.	Los gases de combustión están diluidos en el CO ₂ y a una presión ambiente lo que da lugar a una baja presión parcial del CO ₂ .
	Es una tecnología de readaptación.	Requiere una alta necesidad de energía para la regeneración del disolvente; genera entonces una baja eficiencia de captura de CO ₂ .
	Aplicable a la mayoría de las centrales eléctricas de carbón existentes.	Elevados costes de capital y de explotación para los sistemas de absorción actuales.
	El gas de síntesis está concentrado en el CO ₂ y a alta presión lo que da lugar a una alta presión parcial de CO ₂ y provoca una mayor fuerza motriz de separación	Aplicable principalmente a las nuevas plantas, ya que actualmente hay pocas plantas de gasificación en funcionamiento.
Pre-Combustión	Requiere menor necesidad de energía para la captura y compresión de CO ₂ ; es una tecnología totalmente desarrollada, desplegada comercialmente a escala en otras industrias.	Los obstáculos para la aplicación comercial de la gasificación son comunes a la captura por pre-combustión debido a la <ul style="list-style-type: none"> - Disponibilidad - Coste de los equipos

SISTEMA DE CAPTURA DE CO ₂	VENTAJAS	OBSTÁCULOS PARA LA APLICACIÓN
	<p>Más tecnologías disponibles para la separación.</p> <p>Potencial de reducción de los costes/cargas de compresión</p>	<p>- Amplios requisitos de los sistemas de apoyo</p> <p>La temperatura y la eficiencia son problemas asociados al combustible de turbina de gas rico en hidrógeno.</p>
Oxicombustión	<p>Concentración muy alta de CO₂ en los gases de combustión.</p> <p>Se dispone de tecnologías maduras de separación del aire; un nivel muy alto de CO₂ simplifica el proceso de captura.</p>	<p>Los requisitos de producción de O₂ criogénico pueden ser prohibitivos desde el punto de vista de los costes</p> <p>Etapa de separación del aire costosa y de alto consumo energético; el impacto significativo en la planta hace que la adaptación no sea atractiva</p> <p>Se requiere un reciclaje de CO₂ refrigerado para mantener las temperaturas dentro de los límites de los materiales de la cámara de combustión, genera:</p> <ul style="list-style-type: none"> - Disminución de la eficiencia del proceso - Carga auxiliar añadida

Nota: Adaptado de *Advances in CO₂ capture technology-The U.S. Department of Energy's Carbon Sequestration Program* (p. 12), por J. Figueroa, T. Foult, S. Plasynski et al., 2008, International

Journal of Greenhouse Gas Control. & *Carbon capture from power generation* (p. 76), por S. Rackley, 2017, Carbon Capture and Storage.

4.1 Postcombustión

La captura de CO₂ de los gases producidos por la combustión de combustibles fósiles y biomasa en el aire se denomina captura posterior a la combustión o postcombustión. En lugar de descargarse directamente a la atmósfera, los gases de combustión pasan por un equipo que separa la mayor parte del CO₂, este se introduce en un depósito de almacenamiento y el resto de los gases de combustión se vierten a la atmósfera (Metz et al., 2005).

Las centrales eléctricas actuales utilizan aire, que tiene casi cuatro quintas partes de nitrógeno, para la combustión y generan un gas de combustión que está a presión atmosférica y suele tener una concentración de CO₂ inferior al 15%. Por lo tanto, la fuerza termodinámica para la captura de CO₂ de los gases de combustión es baja (la presión parcial de CO₂ suele ser inferior a 0,15 atm) y debe ser normalmente a altas temperaturas (120-180 °C) conteniendo las impurezas SO_x y NO_x., lo que supone un reto técnico para el desarrollo de procesos de captura avanzados y rentables, como el gran tamaño de los equipos y la necesidad de sistemas de refrigeración. Hasta ahora, estos problemas se han solucionado mediante el uso de solventes químicos que reaccionan químicamente con el CO₂ durante la captura (Moreno Sanz & Vega Borrero, 2019). A pesar de estas dificultades la captura de carbono postcombustión tiene el mayor potencial a corto plazo de reducir las emisiones de gases de efecto invernadero, ya que puede adaptarse a las unidades existentes que generan dos tercios de las emisiones de CO₂ del sector eléctrico (Figuerola et al., 2008).

Los sistemas de captura en procesos de postcombustión se basan fundamentalmente en ciclos de absorción/desorción química, sin embargo, los mayores problemas que se pueden generar

en estas tecnologías son la degradación, problemas de corrosión asociados al uso de solventes ricos en CO₂, alto gasto energético para recuperación de solventes, entre otros (Blanco & Ortega, 2019).

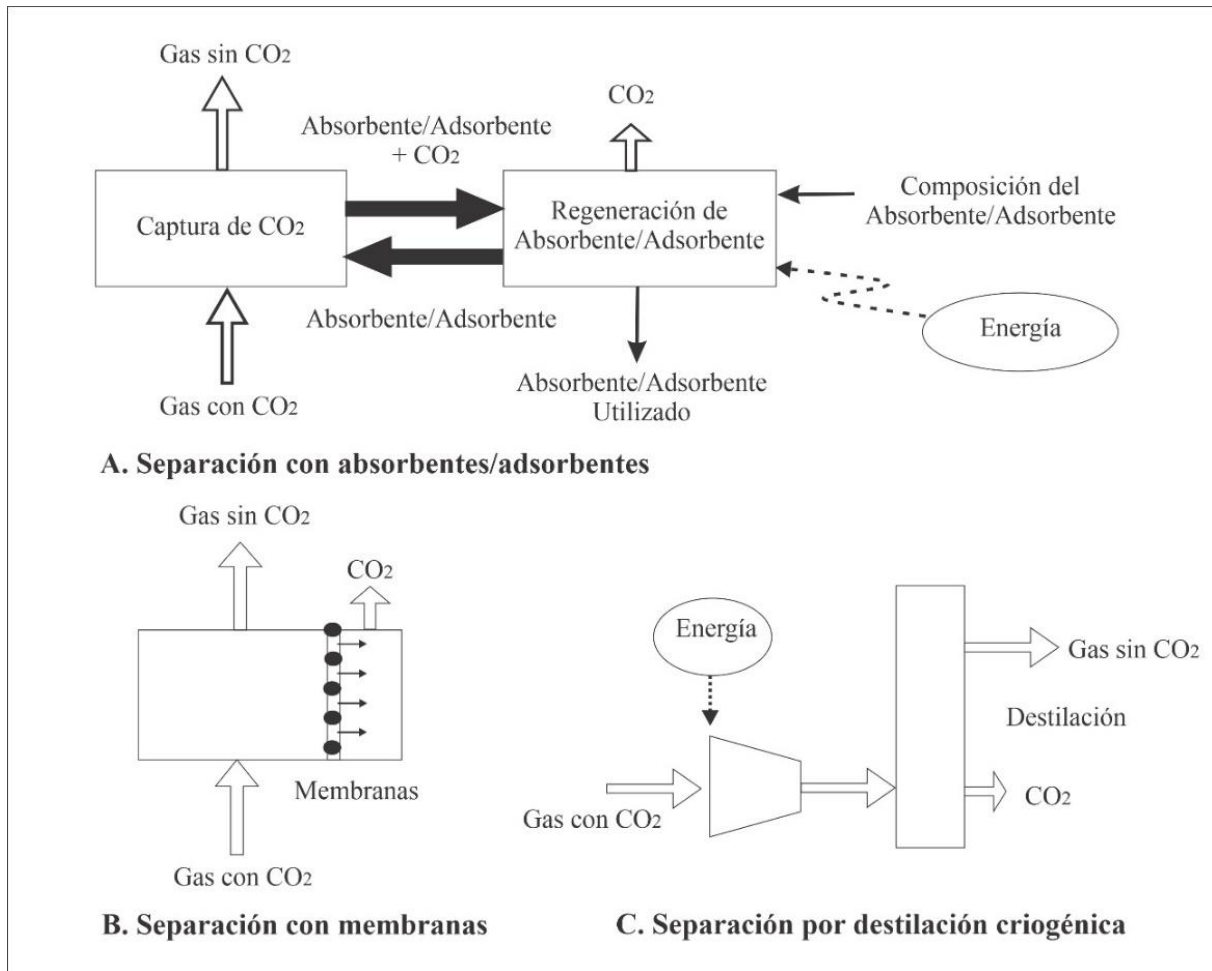
Para Blanco & Ortega, 2019 cuando se analizan las posibles opciones de postcombustión es necesario tener en cuenta los siguientes puntos:

- ¿Puede esta tecnología tratar las impurezas? (NO_x, SO_x y el número de partículas debe ser mínimo)
- ¿Puede el sistema trabajar con grandes volúmenes de gas producto de la combustión en plantas de combustibles fósiles?
- ¿Cuál es la presión parcial de CO₂? (el óptimo se encuentra entre 3-20%)
- ¿Cuál es la temperatura de la corriente del gas de combustión? (¿será necesaria refrigeración?)
- La Eficiencia de eliminación de CO₂ es del 90%.

Algunas de las opciones de captura de CO₂ en la postcombustión se fundamentan en tecnologías de absorción, adsorción, captura a través de membranas y por destilación criogénica, la Figura 7 ilustra los esquemas generales de estos procesos.

Figura 7.

Esquemas de las tecnologías de captura de CO₂ en la postcombustión



Nota: Adaptado de *Carbon Dioxide Capture and Storage* (p. 110), por B. Metz, O. Davidson, H. De Coninck et al., 2005, *Distillation Design and Control Using Aspen™ Simulation*.

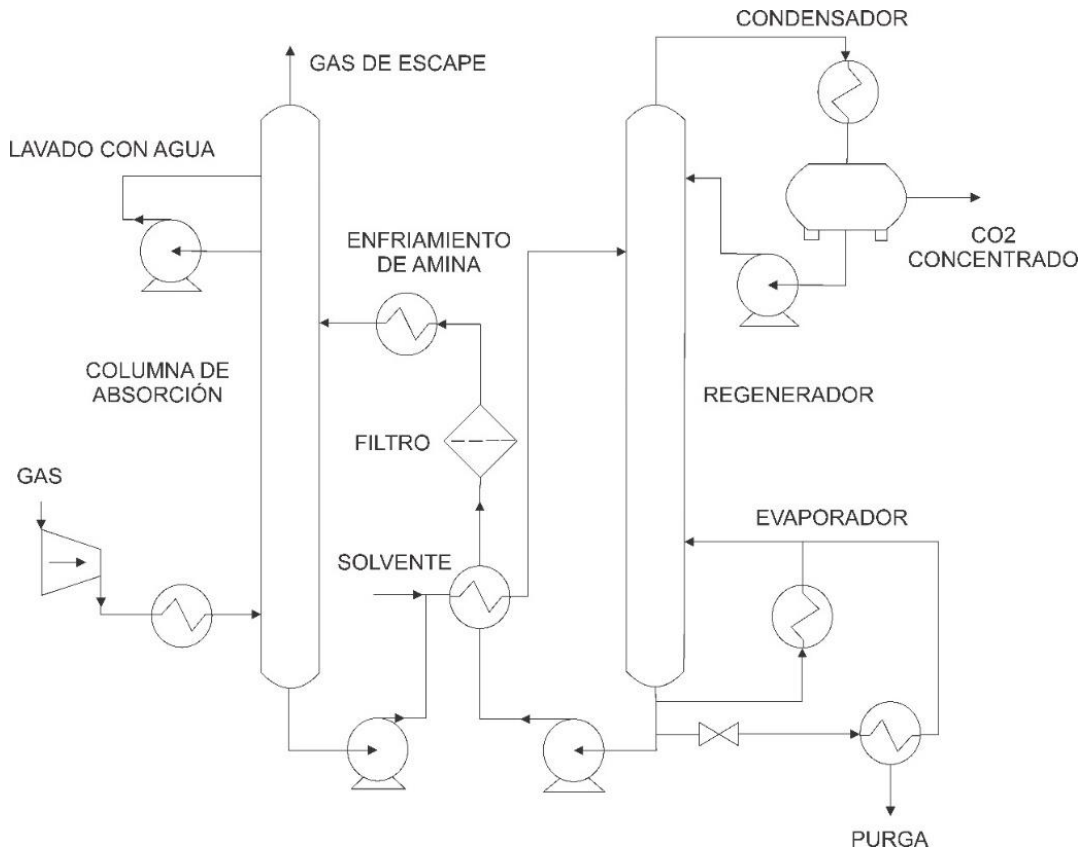
4.1.1 Absorción

La absorción es definida como un proceso de transferencia de masa, en el cual un gas entra en contacto con un líquido con el fin de disolver determinados componentes del gas en cuestión (Costa, 1983).

En un proceso típico por absorción en el sistema, luego de enfriar el gas proveniente de la corriente de alimentación, se inicia la operación. Este gas entra a una columna de absorción en la cual se encuentra el solvente, y allí se realiza un contacto entre ambos elementos. Se requiere de implementar un ventilador en esta fase para poder vencer la caída de presión a la cual estará sometida. La temperatura típicamente empleada en el reactor oscila entre 40°C y 60°C, con el fin de poder obtener la interacción entre el CO₂ y el absorbente. Los gases de combustión resultantes se moverán hasta la parte superior de la columna y ahí serán sometidos a un lavado con agua para eliminar cualquier partícula de absorbente que haya sido arrastrada antes de salir del absorbedor (Metz et al., 2005).

El solvente que ya se encuentra enriquecido con CO₂ de la corriente, es bombeado a la parte superior del regenerador, el cual funciona por intercambio térmico. En la fase de regeneración a la cual será sometido el absorbente, se emplearán elevadas temperaturas (100°C – 140°C) y trabajará a presiones no superiores a la atmosférica. Esta etapa involucra una penalización de energía térmica por el calentamiento que se le realiza al solvente con el propósito de obtener la desorción del CO₂ capturado previamente, además, para la producción del vapor de agua que actúa como gas de regeneración, el cual es recuperado en un condensador y es retornado a la columna de regeneración. Finalmente, el absorbente vuelve de nuevo a la columna de absorción y en su trayectoria atraviesa un intercambiador de calor regenerativo (Metz et al., 2005).

Para la (Fundación para Estudios sobre la Energía, 2008) la Figura 8 representa el proceso general de absorción en donde se puede observar cada una de las etapas anteriormente mencionadas.

Figura 8.*Proceso general de absorción.*

Nota: Adaptado de *Tecnologías de captura y almacenamiento de CO₂* (p. 182), por Fundación para Estudios sobre la Energía, 2008, El futuro del carbón en la política energética española.

Por más de 50 años a nivel industrial se han aplicado procesos correspondientes a remoción de CO₂ por medio del sistema de absorción. Esto debido a las especificaciones propias de los requerimientos de bajo contenido de gases ácidos, como el CO₂ y H₂S, en el tratamiento del gas natural para venta (Rackley, 2017). Además, esta tecnología ha alcanzado etapas de operación dada la naturaleza reversible de neutralización ácido-base que presentan las reacciones de los solventes acuosos alcalino con un gas ácido (Blanco & Ortega, 2019).

La absorción, como sistema de captura, se fundamenta en la capacidad que poseen ciertas tipologías de gases, que al entrar en contacto con el líquido y en función de la solubilidad de la corriente de alimentación por la que se transportan, pueden ser absorbidos de manera selectiva y pasan a la fase líquida del disolvente. Por lo que, a partir de la interacción que pueda presentarse entre el gas y el absorbente, este proceso se clasifica en absorción química y absorción física; siendo la primera un método comúnmente empleado en la industria para la separación de CO₂ en un flujo de gases, convirtiéndola en una tecnología madura y de mayor viabilidad en el campo de la purificación de gas natural y producción de CO₂ para uso comercial (Muñoz et al., 2011).

4.1.1.1 Absorbentes químicos. La absorción química se basa en la reacción exotérmica producto del contacto entre solvente y el CO₂ presente en la corriente de gas, preferiblemente a baja temperatura. Para ello, se emplean compuestos químicos predominantes como absorbentes formulados, los cuales poseen gran afinidad de compuestos ácidos; tal es el caso de las aminas y soluciones carbonatadas (Morales & Torres, 2008).

Esta tecnología se considera una de las más maduras con respecto a los procesos de adsorción, membranas y criogenia, puesto que se ha empleado en distintas aplicaciones industriales, en específico para la captura de CO₂, además se halla en un estado de desarrollo mucho más avanzado que el resto de las técnicas anteriormente mencionadas. Dentro de sus principales ventajas se destaca su alta eficiencia de captura y la alta selectividad del CO₂ a presiones parciales bajas del mismo gas. Se basa en la capacidad reversible las reacciones de neutralización ácido-base de solventes alcalinos acuosos, de un gas ácido como lo es el CO₂ con lo que normalmente se emplea que son las aminas. Este proceso fue desarrollado con el fin de depurar gas natural que luego se utilizaría en la extracción de petróleo a partir de recuperación mejorada o mejor conocida como EOR por sus iniciales en inglés (Romeo & Bolea, 2015).

Aminas. Las aminas son un grupo de compuestos químicos orgánicos que se derivan del amoníaco (NH_3), en donde uno o más átomos de hidrógeno son reemplazados por un componente orgánico; y que dependiendo el número de sustituyentes, estas sustancias se pueden clasificar en aminas primarias, secundarias o terciarias (Schlumberger, n.d.). Los procesos de absorción basados en aminas han sido utilizados con mucha frecuencia desde los años 1950 en plantas de tratamiento de gas, debido a su alta capacidad de remoción de gases ácidos como lo son el CO_2 y el H_2S su bajo costo, flexibilidad en el diseño y operación del proceso; siendo considerado uno de los métodos de captura de CO_2 más desarrollado convirtiéndose en la tecnología de mayor potencial en cuanto la reducción de emisiones en procesos industriales, tal es el caso de la industria del petróleo y gas. Sin embargo, existen ciertos problemas operacionales que deben tenerse en cuenta en el uso de estos métodos como lo son su corrosividad, degradación, formación de subproductos y la pérdida del solvente debido a las bajas presiones de vapor (Kohl & Nielsen, 1976).

Dentro de la clasificación de las aminas anteriormente mencionadas, se encuentran aquellas que se caracterizan por contar con una unión directa de dos átomos de hidrógeno con un átomo de nitrógeno, como lo es la comúnmente usada Monoetanolamina (MEA) y, la Diglicolamina (DGA) que hacen parte de las aminas primarias y generalmente son más alcalinas. Por otro lado, están la Dietanolamina (DEA) y la Diisopropanolamina (DIPA) que conforman a las llamadas aminas secundarias, y cuentan con una unión de un átomo de hidrógeno con un átomo de nitrógeno. Y como representación de las aminas terciarias, la Trietanolamina (TEA) y la Metildietanolamina (MDEA), y a diferencia de los demás estructuras no cuentan con el típico enlace nitrógeno-hidrógeno (Stewart & Ken, 2011). El Apéndice C presenta una breve descripción de los tipos de

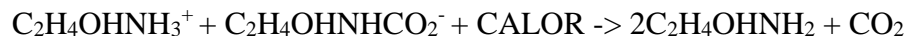
aminas empleadas para este método de captura ampliando así la información suministrada en esta sección.

Considerando requisitos claves que determinan la efectividad de los disolventes como lo son la velocidad de reacción rápida, baja energía de regeneración y alta capacidad de absorción, la elección de la amina más apta para el proceso no es tan sencilla. A pesar de esto y teniendo en cuenta estos parámetros anteriormente mencionados, las aminas primarias permiten una mayor velocidad de reacción, seguida de la secundaria y por último la terciaria. Referente a los otros dos parámetros, el orden se invierte (Rackley, 2017). Sin embargo, en cuanto a esta técnica de captura de CO₂, la amina más empleada es la MEA (C₂H₄OHNH₂), la cual corresponde a una amina primaria que en una solución acuosa actúa como una base alcalina y que le permite neutralizar las moléculas de CO₂. En esta reacción, siendo el calor de absorción del CO₂ en MEA de 2.0 GJ/t-CO₂, se forma un componente derivado del ácido carbámico llamado carbamato.



Ecuación 1

Luego, mediante aplicación de calor, el enlace carbono-nitrógeno del ion carbamato se descompone generando así una reacción inversa en la cual el disolvente es regenerado. En el caso de la MEA, para el proceso de regeneración correspondería a un valor en temperatura de aproximadamente 100 – 120° C.



Ecuación 2

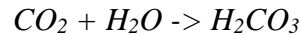


Ecuación 3

Como resultado de la disolución del CO₂ ocurren otras dos reacciones, hidratación del CO₂ a partir de una base catalizada (Ecuación 4) y formación del ácido carbónico (Ecuación 5)



Ecuación 4



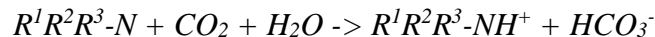
Ecuación 5

La máxima cantidad teórica de carga de CO₂ en el solvente MEA es de 0.5, es decir, una mol de CO₂ por cada dos moles de absorbente, en cambio en las reacciones de formación de bicarbonatos se logra el doble de carga, correspondiente a una mol de CO₂ por mol de solvente.

Por otro lado, en las aminas secundarias se presenta la formación del carbamato (Ecuación 6) mientras que en las aminas terciarias la reacción corresponde a hidratación de CO₂ a partir de una base catalizada (Ecuación 7). Siendo R = C₂H₄OH.



Ecuación 6



Ecuación 7

Debido a las distintas limitantes propias de cada clasificación de este tipo de absorbente, se consideran como posibles soluciones realizar una mezcla de estas, es decir, crear un disolvente a base de aminas combinadas con el fin de obtener la mayor cantidad de ventajas de los diferentes clases de aminas. Uno de los ejemplos es obtener un aumento en la velocidad de reacción de la MDEA al adicionarle un activador de una amina secundaria, obteniendo así una MDEA o MDEA activada, esto debido a que a mayor velocidad menor tamaño de equipo donde ocurrirá el proceso, reduciendo el costo de capital del sistema de captura. Existen procesos de solventes basados en aminas, que están comercialmente en uso y desarrollo para el tratamiento de CO₂ para lograr una

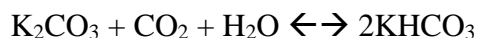
mayor velocidad en la formación de carbamato además, disminuir la energía requerida para la regeneración (Rackley, 2017), en el Apéndice D se amplía la información respecto a estos sistemas basados en aminas de uso comercial.

Soluciones carbonatadas

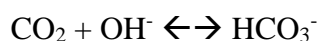
Solventes acuosos

Carbonato. Este método se fundamenta en la disolución de las rocas carbonatadas como consecuencia de la exposición al ácido carbónico generado por el CO₂ y la lluvia; siendo este un proceso natural en el cual el CO₂ es removido de la atmósfera como parte del ciclo geoquímico del carbono. A partir de ahí, como una modificación acelerada a este proceso natural, se propone un método de remoción de CO₂ usando un reactor en el cual el gas fluye a través de unos lechos de piedra caliza triturada; que se encuentra sometida a un flujo de agua continua. Soluciones acuosas regenerativas de carbonato han sido aplicadas para la captura de H₂S y CO₂ como una forma de absorción química en la industria del petróleo (Sreenivasulu et al., 2015).

En un sistema de absorción por medio de carbonato de potasio (K₂CO₃) se basa en la siguiente reacción (Ecuación 8) que es el paso determinante para la velocidad de formación del ion bicarbonato (Ecuación 9). En comparación con los sistemas basados en aminas, tiene como ventaja el menor requerimiento de energía de regeneración en rangos de 0.9-1.6 GJ/t-CO₂ en comparación a la MEA 2.0 GJ/t-CO₂, lo cual compensa la desventaja de menores velocidades de reacción a bajas presiones de CO₂.



Ecuación 8

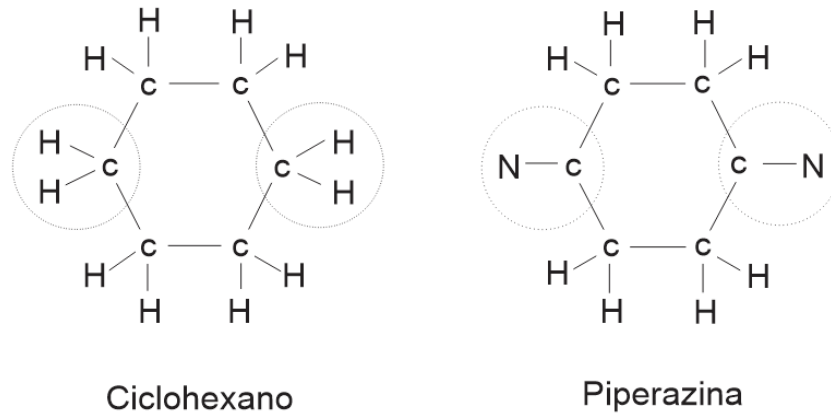


Ecuación 9

Sin embargo, la capacidad absorción del solvente y su velocidad pueden aumentar agregando componentes que aumenten los valores anteriormente mencionados a la reacción, como lo son los aminoácidos, el ácido bórico, la anhidrasa carbónica (CA) o piperazina. La piperazina es una diamina cíclica con dos átomos de carbonos opuestos reemplazados por un de aminas (Figura 9), y es empleada debido a su alta resistencia a la corrosión y degradación, además de los bajos costos en regeneración (Sreenivasulu et al., 2015).

Figura 9.

Estructura Molecular del Ciclohexano (C_6H_{12}) y la Piperazina ($C_4H_{10}N_2$)



Nota: Adaptado de *Absorption capture systems* (p. 120), por S. Rackley, 2017, Carbon Capture and Storage.

Por otro lado, la enzima CA es generada a partir de organismos vivientes que catalizan la hidratación de CO₂; siendo esta reacción una limitante en la velocidad de reacción. El proceso de catálisis tiene el efecto más duradero si es disuelto en el solvente en una solución menor a 1 g/l. Sin embargo, esta enzima es susceptible a altas temperaturas y pH, por lo que puede ser protegida a través de inmovilización de micropartículas empleando capas al empaque de la torre de absorción o en las membranas (Rackley, 2017)

Amoniac. El amoniac y sus derivados en contacto con el CO₂ tienen como ventaja de menor requerimiento calorífico en las reacciones a diferencia de las aminas, lo que ha permitido contemplar la posibilidad de mejorar en cuanto a eficiencia energética y reducir costos con respecto a las aminas. Se considera que este proceso puede eliminar simultáneamente NO₂ y SO₃ a la vez que CO₂ de los gases de combustión (Rackley, 2017)

Este componente se emplea con un disolvente que contenga entre 10-15% NH₃ en peso en agua con el fin de proporcionar los requerimientos más bajos en consumo de energía. Dependiendo la temperatura de operación y la cantidad de CO₂ absorbido, se pueden producir distintas reacciones como lo son el carbonato de amonio, bicarbonato de amonio, y el carbamato de amonio; cada una de ella cuenta con sus límites de solubilidad. Para la absorción con amoniac, los gases deben ser enfriados de 15-27°C debido a la volatilidad de este y se ponen en contacto en la columna de absorción de lecho compacto la solución con el propósito de capturar el CO₂. Cuenta con una alta capacidad de carga, no presenta corrosión en los equipos, no hay degradación del disolvente por presencia de oxígeno y posee un sistema de control para varios contaminantes (Moreno Sanz & Vega Borrero, 2019).

Líquidos iónicos. Se definen como líquidos iónicos a aquellas sales cuya temperatura de fusión está por debajo de los 100°F, incluso algunos de ellos llegan a estar a temperatura ambiente. Se destaca entre sus principales propiedades que tienen una baja presión de vapor lo que le permite ser un sustituto de disolventes orgánicos volátiles, su estabilidad térmica y química es elevada, tiene un amplio rangos de temperaturas operacionales en estado líquido además, tiene buena solubilidad con gases como el H₂, O₂, CO y CO₂ (Gimeno et al., 2013). En el desarrollo de esta técnica, la búsqueda se ha enfocado en los adsorbentes convencionales que para este caso estarían divididos en sales de amoniac, ácido sulfúrico, imidazol y sal de pirrol. Siendo el ejemplo más

común el imidazol, el cual tiene como característica una baja viscosidad y una alta capacidad de flotabilidad (Ramdin et al., 2012).

En cuanto a la absorción de CO₂ se están realizando investigaciones de 10 diferentes tipos de sales de imidazol a temperaturas de 25, 40 y 60°C y en presiones entre 1-15 MPa (Zhang et al., 2015), debido a que permiten por medio de la selección de sus componentes modificar sus propiedades hasta lograr la aplicación requerida. Poseen propiedades de gran interés como su alta estabilidad térmica, amplios rangos de temperaturas en estado líquido, baja volatilidad y buena solubilidad del CO₂. En investigaciones relacionadas con la capacidad de absorción de estos iones líquidos tales como “Properties of Alkylimidazoles as Solvents for CO₂ Capture and Comparisons to Imidazolium-Based Ionic Liquids” y “On the High-Pressure Solubilities of Carbon Dioxide in Several Ionic Liquids” publicadas en los años 2011 y 2013 respectivamente, se concluyó que a medida que las cadenas de carbono aumentaban, el compuesto era más conductivo, y para el caso de los convencionales esta capacidad de absorción correspondía a menos de 0.1 moles de CO₂ por mol de líquido iónico, demostrando así su efectividad. Sin embargo, se logró determinar una capacidad de absorción de al menos 0.5 moles de CO₂ por mol de líquido iónico por medio de la mezcla con aminas y aminoácidos, que le permitieron una mejoría en su comportamiento con respecto a la absorción, pero a la vez aumento la viscosidad y sus costos (Shannon & Bara, 2011) & (Mejia et al., 2013).

Aunque esta tecnología ofrezca grandes ventajas aún no está en etapa de desarrollo en laboratorios. Los experimentos realizados, como es el caso de la investigación “CO₂ capture with complex absorbent of ionic liquid, surfactant and water”, en mezclas de iones líquidos con agua postulan que estos tienen la capacidad de absorción de CO₂ empleando una solución combinada a 20°C a un rango de presión ente 0.1-0.6 MPa. Lo que evidenció que uno de sus absorbentes en

conjunto con una solución acuosa alcanzó una capacidad de absorción de 0.798 mol L⁻¹ a temperatura ambiente y a baja presión (Zhang et al., 2015), lo que equivaldría al efecto que genera las alcalino aminas. Además, determinan la buena reproducibilidad, bajos costos, la baja viscosidad y bajo consumo de su tecnología; lo que podría convertirse en un nuevo tipo de absorbente químico.

4.1.2 Adsorción

La adsorción es una técnica en donde los átomos, iones o moléculas son aislados en la superficie de un material. En la adsorción gaseosa la separación de un componente de una corriente de gas ocurre mediante el uso de un material sólido, este material suele denominarse adsorbente y las especies de gas que se adsorben, en este caso el adsorbato dióxido de carbono (CO₂) (Moreno Sanz & Vega Borrero, 2019).

El tipo de adsorción depende de la naturaleza del adsorbato y del adsorbente, de la reactividad de la superficie, del área superficial del adsorbente, de la temperatura y de la presión de adsorción. Existen dos tipos de adsorción: Fisisorción o adsorción física, en la cual las moléculas de fluido son adsorbidas en el sólido a través de fuerzas débiles, de tipo dispersivo, dipolar o interacciones de Van der Waals, y la quimisorción o adsorción química, que implica reacciones químicas entre el adsorbato y el adsorbente, por lo que la unión entre ambos es mucho más fuerte, generando enlaces de tipo covalentes. La diferencia fundamental entre ambos es que en el caso de la fisisorción la especie adsorbida (fisisorbida) conserva su naturaleza química, mientras que, durante la quimisorción, la especie adsorbida (quimisorbida) sufre una transformación que da lugar a una especie distinta (Alvarez, 2016).

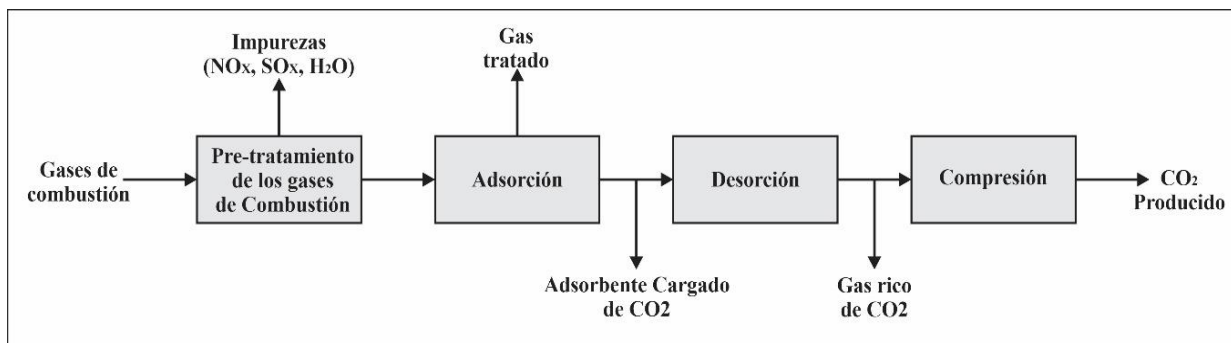
En general, los procesos de adsorción física se producen a baja temperatura, con baja energía de activación y en múltiples capas superficiales, mientras que la adsorción química

requiere temperaturas elevadas, alta energía de activación y se produce en una única capa superficial (Ruiz et al., 2010).

La aplicación de la adsorción tiene una serie de ventajas potenciales en comparación con la absorción, incluye por ejemplo una gama muy amplia de temperaturas de funcionamiento, la ausencia de flujos de residuos líquidos y en muchos casos residuos sólidos que son ambientalmente benignos y plantean pocos problemas para su eliminación (Rackley, 2017b). Razón por la cual en procesos de captura de CO₂ y recuperación de gas por medio de adsorción tienen un gran interés técnico, económico y comercial. La Figura 10 indica las etapas del proceso de adsorción de CO₂.

Figura 10.

Diagrama de Flujo básico de adsorción de CO₂



Nota: Adaptado de *Estudio de sistemas de captura de CO₂ y métodos de concentración de CO₂ en corrientes gaseosas aplicados a ciclos combinados* (p. 62), por S. Moreno, F. Vega. 2019. Universidad de Sevilla.

En los procesos de adsorción de CO₂, la corriente de gas de combustión debe pasar una etapa de pretratamiento para reducir la concentración de impurezas como Óxido de Nitrógeno (NO_x) y Óxido de Azufre (SO_x), dado que estas compiten con moléculas de CO₂ por los sitios de adsorción, reduciendo drásticamente la capacidad del adsorbente, a su vez el gas de combustión debe ser deshidratado antes de la adsorción, ya que el agua no solo compite por los sitios de

adsorción, sino que también degrada la estructura cristalina de algunos adsorbentes. Después del tratamiento previo, el gas debe ser enfriado a temperatura ambiente antes de la etapa de adsorción, ya que la mayoría de los adsorbentes presentan una disminución drástica en la capacidad de adsorción a temperaturas elevadas (mayores a 100 °C). Luego de la adsorción, los adsorbentes sólidos pasan por una etapa de desorción. Durante esta, el CO₂ gaseoso es expulsado del adsorbente y este se regenera en el proceso. Los adsorbentes son únicos porque pueden adaptarse a la captura CO₂ proveniente de corrientes de gas de postcombustión o pre-combustión, dependiendo de varios factores (Moreno Sanz & Vega Borrero, 2019).

Al considerar la adsorción como método de captura de CO₂, es importante que el adsorbente posea algunas de las cualidades mencionadas en la Tabla 3.

Tabla 3.

Características de los adsorbentes

Propiedad	Descripción
Alta capacidad de adsorción de CO₂.	Capacidad de adsorción de 0.088–0.176 g CO ₂ /g adsorbente.
Gran área de superficie	Mayor área indica más superficie para la adsorción de CO ₂ , conduciendo a una alta capacidad de adsorción.
Cinética rápida	Más rápido se adsorbe el CO ₂ .
Alta selectividad de CO₂	La selectividad también determina la pureza del CO ₂ producido durante la desorción.

Propiedad	Descripción
Condiciones de regeneración moderadas	Cuanto más suaves son las condiciones de la regeneración (es decir, la temperatura y la presión) menos costosa será la etapa de regeneración.
Estabilidad durante el ciclo de adsorción / desorción	la vida útil del adsorbente tiene un impacto significativo en el coste operativo del sistema.
Tolerancia a las impurezas	El adsorbente debe ser tolerante a impurezas comunes de los gases de combustión tales como NO _x , SO _x y vapor de agua. Las impurezas pueden reducir significativamente la capacidad de adsorción con respecto al CO ₂ e incluso degradar la estructura cristalina adsorbente.
Una amplia gama de propiedades ajustables	Permite que el adsorbente sea adaptado a diversos entornos operativos.
Bajo coste	los adsorbentes se degradan con el tiempo, el coste de reemplazarlos debe ser mínimo

Nota: Adaptado de *Estudio de sistemas de captura de CO₂ y métodos de concentración de CO₂ en corrientes gaseosas aplicados a ciclos combinados* (p. 61), por S. Moreno, F. Vega. 2019. Universidad de Sevilla.

Entre los diferentes materiales adsorbentes aquellos que mejor se ajustan a los requerimientos anteriormente citados son dentro de los adsorbentes físicos las zeolitas y los recientemente desarrollados materiales híbridos metal-orgánicos MOF y dentro de los adsorbentes

químicos los materiales de carbón, soportados por aminas y las hidrotalcitas (Silvestre Albero et al., 2014).

La clasificación de adsorbentes también puede determinarse según la temperatura de aplicación, los adsorbentes físicos tienden a encontrar aplicación a bajas temperaturas gracias a las fuerzas de unión más débiles y el menor calor resultante de la adsorción, mientras que los adsorbentes químicos, con mayores calores de adsorción, son capaces de mantener una alta capacidad a temperaturas más altas (Rackley, 2017b).

4.1.2.1 Adsorbentes Físicos

Zeolitas. Las zeolitas son minerales naturales o sintéticos, compuestos de aluminosilicatos, hidrato de sodio, potasio, calcio y magnesio; se caracterizan por ser porosos, cristalinos y poseer una alta estabilidad térmica y química. Tienen una gran capacidad de adsorción a bajas temperaturas ($<100\text{ }^{\circ}\text{C}$) y presiones parciales ($< 1\text{ bar CO}_2$) y presentan una adsorción muy rápida, alcanzando el equilibrio en muy poco tiempo. Sin embargo, tienden a ser sensibles al H_2O debido a su carácter hidrofílico (Rackley, 2017b).

Las capacidades de adsorción para las zeolitas en condiciones de operación moderadas varían de 0.004 a 0.216 g CO_2 /g de zeolita, no obstante, esta capacidad puede disminuir si la desorción no se realiza adecuadamente. La adsorción de CO_2 a través de zeolitas es muy adecuada para la postcombustión de corrientes de gas debido a su cinética favorable y capacidades en condiciones de funcionamiento moderadas. Para obtener un rendimiento de adsorción óptimo utilizando zeolitas la corriente de gases de combustión debe ser limpiada a fondo de impurezas (NO_x , SO_x y H_2O) antes de la adsorción (Moreno Sanz & Vega Borrero, 2019).

Estructuras orgánicas metálicas (MOF). Los marcos orgánicos de metal son materiales nanoporosos cristalinos compuestos por redes de iones metálicos o grupos de iones metálicos

conectados a estructuras nanoporosas extendidas por enlazadores orgánicos, conocidos como ligandos, dando lugar a estructuras uni-, bi- o tridimensionales (Silvestre Albero et al., 2014).

La selección de diferentes combinaciones de ligandos de iones metálicos permite controlar el tamaño y la forma del marco de trabajo, lo que permite ajustar la capacidad de adsorción y la selectividad, de modo que esta clase de materiales tenga un potencial considerable para una captura eficiente de CO₂ (Rackley, 2017b).

Con la adsorción utilizando MOF, el gas de combustión debe enfriarse hasta alrededor de 25 °C y tratarse para eliminar impurezas como NO_x, SO_x, y H₂O, dado que la capacidad de adsorción de MOF disminuye a medida que aumenta la temperatura y si hay impurezas presentes en la corriente de gas. La baja presión parcial de CO₂ es una desventaja para el uso de MOF. Sin embargo, los estudios realizados a niveles elevados de presión parcial de CO₂ mostraron características de adsorción superiores. Algunas de las investigaciones que se realizaron con MOF 177 a temperatura ambiente y 35 bar de CO₂ produjeron una capacidad de 1,47 g CO₂ / g MOF. Esto sugiere que este tipo de adsorbentes tienen un gran potencial para la captura de CO₂ de corrientes de gas a presión elevada, es decir, corrientes de gas de pre-combustión; a pesar de esto los MOF siguen teniendo importantes retos que inhiben su uso; por ejemplo, el costo inicial de los materiales, la falta de datos experimentales que examinen el impacto de múltiples ciclos de adsorción / desorción en el rendimiento, y que describan los efectos de la oscilación de presión o temperatura en la regeneración del MOF (Moreno Sanz & Vega Borrero, 2019).

4.1.2.2 Adsorbentes Químicos

Carbón Activo. Estos materiales están constituidos por micro dominios de grafito desorganizados formando un entramado de canales y/o poros de dimensiones variables. Los materiales de carbón activado se preparan principalmente por tratamientos de pirólisis de

precursores de carbón (ej. Materiales lignocelulósicos, resinas, etc.), seguido de un tratamiento de activación física y/o química hasta alcanzar la porosidad deseada (Silvestre Alberó et al., 2014).

De la misma forma que con los adsorbentes físicos, el gas de combustión debe ser enfriado a 25–75 °C y depuradas las impurezas y el agua, dado que estas compiten con el CO₂ por los sitios de adsorción. Después del tratamiento previo, la corriente de gas se pone en contacto con el carbono para eliminar el CO₂. La cinética de adsorción del CO₂ en carbones activados es similar a la de las zeolitas; la capacidad se alcanza en minutos, y los recientes estudios han demostrado que, si la temperatura del sistema aumenta, la capacidad de CO₂ del carbono activado disminuye, haciéndolos más eficientes alrededor de la temperatura ambiente. Las capacidades de adsorción para carbono activado en condiciones de funcionamiento moderadas (0.1–1 bar CO₂ y 25–75 °C) están en el rango de 0.003 a 0.154 g de CO₂ /g de carbón activado, ligeramente inferior que las de las zeolitas en condiciones de operación similares. Los carbones activados seguirán siendo competitivos con los futuros adsorbentes de CO₂ por sus bajos costos de materia prima y regeneración. Investigaciones muestran altas capacidades de adsorción de CO₂ a presiones elevadas y temperaturas moderadas lo que sugiere que son más aplicables para la captura de CO₂ de las corrientes de gas de pre-combustión a alta presión (Moreno Sanz & Vega Borrero, 2019).

Adsorbentes soportados con aminas. Las aminas y los adsorbentes orgánicos también se han aplicado como adsorbentes, fijando los grupos funcionales a la superficie de sólidos de alta área específica, como la sílice meso o microporosa, la alúmina o los materiales basados en polímeros (Rackley, 2017b).

Inmovilizar las aminas aborda algunos de los principales problemas con la absorción de estas, como: altos costos de regeneración (debido al gran volumen de líquido asociado a la absorción), corrosión del equipo y pérdida de aminas debido a la evaporación. La impregnación

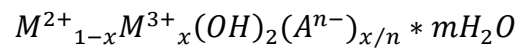
del soporte de sílice con amina es a menudo tan simple como mezclar los dos materiales. Se necesita un tiempo de mezcla suficiente para permitir que la amina se difunda en el espacio poroso de sílice para crear sitios activos para la adsorción. La amina más común utilizada para la impregnación es Polietilenimina (PEI) debido a su alta concentración de amina de aproximadamente 33% de nitrógeno en peso (Moreno Sanz & Vega Borrero, 2019).

Antes de la adsorción con adsorbentes de amina es importante enfriar el gas de combustión entre 50 y 75 °C y eliminar las impurezas tales como NO_x y SO_x, ya que se sabe que este tipo de compuestos reaccionarán irreversiblemente con las aminas para formar subproductos no deseados, reduciendo efectivamente la capacidad de adsorción de CO₂, mismo efecto que tienen las temperaturas elevadas que causan la degradación de los adsorbentes. A diferencia de otros adsorbentes, los soportados con amina no requieren que la corriente de gas de combustión se seque antes de la adsorción, ya que según algunos estudios el agua aumenta la eficiencia de adsorción proporcionando una vía para la formación de bicarbonato (Moreno Sanz & Vega Borrero, 2019).

Se demostró que la presión parcial de CO₂ tienen un impacto mínimo en la capacidad de adsorción, a diferencia de las zeolitas y carbones activados. Los estudios encontraron que cuando la presión parcial de CO₂ se redujo de 100 a 5%, se observó una disminución mínima en la capacidad de adsorción, lo que indica que los adsorbentes de amina funcionarían bien para la captura de CO₂ de corrientes de gas a baja presión, es decir, corrientes de gas de postcombustión. Las capacidades de adsorción para los adsorbentes de amina en condiciones de funcionamiento moderadas (0.05–1 bar CO₂ y 25–75 °C) van desde 0.089 a 0.22 g CO₂ / g de adsorbente (Moreno Sanz & Vega Borrero, 2019).

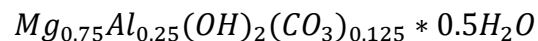
En el Apéndice E se menciona las principales ventajas y desventajas de algunas aminas empleadas para la captura de CO₂ a través del método adsorción.

Hidrotalcitas. Los hidrotalcitas (HTC) son una clase de adsorbentes químicos de alta temperatura que han sido ampliamente investigados para su aplicación en reacciones de adsorción mejoradas. Son conocidos como hidróxidos doble estratificados o Feitknecht compuestos. Los HTC son una familia de arcillas aniónicas de origen natural cuya fórmula general es:



Ecuación 10

Donde; M^{2+} y M^{3+} son iones metálicos divalentes (por ejemplo: Mg, Ni, Zn, Cu o Mn) y trivalentes (como Al, Fe o Cr), comúnmente los más usados son magnesio y aluminio respectivamente. A^{n-} es un anión, comúnmente el CO_3^{2-} (aunque también son utilizados el SO_4^{2-} , NO_3^- , Cl^- , OH^-), el valor de x esta entre 0.1-0.5 (Rackley, 2017b). El mineral HTC es el más común de la clase de HTC y su fórmula es:



Ecuación 11

La descomposición térmica (calcinación) de HTC es un proceso complejo de tres etapas, inicialmente la temperatura debe estar en un rango de temperatura ambiente hasta 300 °C, para deshidratar las moléculas de agua retenidas en la capa intermedia del anión. Luego la temperatura debe incrementar hasta los 700 °C para que los grupos OH más el oxígeno de la capa de iones metálicos se liberen en forma de H₂O, mientras que dos átomos de oxígeno de un ion de carbonato se incluyen en la capa de iones metálicos. Esto conduce al inicio de la descarbonización de CO₂ y da como resultado productos de descomposición final como óxido de magnesio (MgO) y espinela (MgAl₂O₄) en el caso de HTC mineral. El proceso de calcinación va acompañado de un rápido aumento en la superficie específica, ya que la pérdida progresiva del agua aniónica hace que las

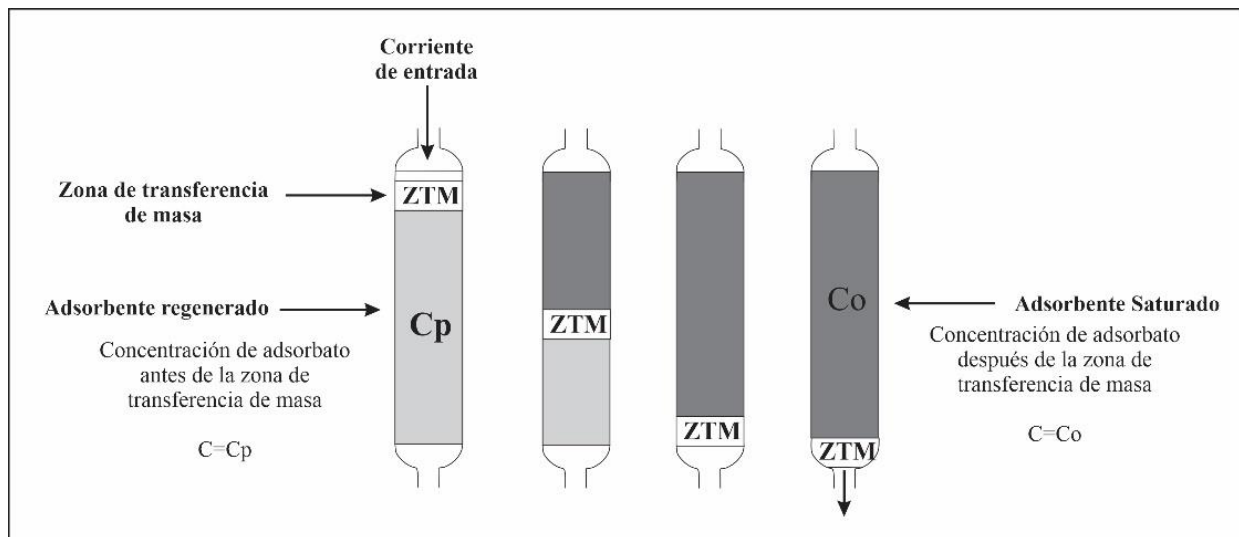
capas de arcilla se separen. La alta densidad resultante hace que los HTC sean eficaces como adsorbentes de CO₂ a alta temperatura (Rackley, 2017b).

4.1.2.3 Configuraciones de Modos Operativos. Existen diferentes configuraciones físicas y modos de funcionamiento que se pueden utilizar en el proceso adsorción y desorción, entre ellos se caracteriza la adsorción en lechos fijos y móviles, adsorción/desorción por oscilación de temperatura (TSA) y adsorción/desorción por oscilación de presión (PSA).

Adsorción por lecho fijo. En esta configuración, el adsorbente se mantiene en un recipiente con gas de alimentación que ingresa por un extremo y el producto ligero, del que se ha retirado el adsorbato, sale por el otro. La Figura 11 ilustra el movimiento progresivo de la zona de transferencia de masa a través de un lecho fijo.

Figura 11.

Movimiento de la zona de transferencia de masa a través de un lecho de adsorción fijo.



Nota: Adaptado de *Adsorption capture systems* (p. 162), por S. Rackley, 2017, Carbon Capture and Storage.

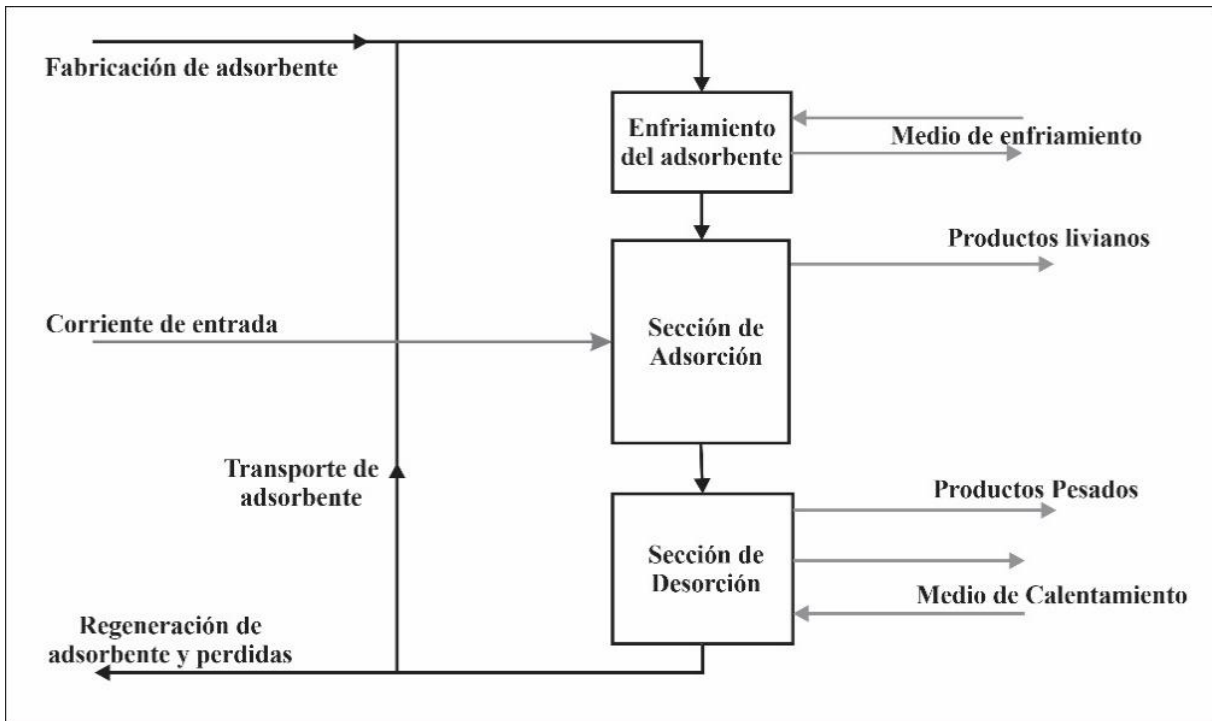
A lo largo del período de adsorción, sólo una pequeña parte adsorbente es adsorbida, la mayoría de este está disponible para ser regenerado. La liberación del calor de la adsorción dentro de la zona de transferencia de masa requiere una atención cuidadosa en el diseño del lecho fijo. Esto es necesario para evitar el sobrecalentamiento del adsorbente, lo que conduce a una reducción de la capacidad de transporte, o a un desperdicio del calor liberado, lo que aumentaría la penalización energética para la regeneración (Rackley, 2017b).

Adsorción por lecho móvil. Los procesos de lecho móvil superan la dificultad del sobrecalentamiento del adsorbente ya que cada paquete de este puede ser exportado más rápidamente del lecho para su regeneración una vez que se ha cargado completamente, mientras que la transferencia de masa entre las zonas de adsorción y desorción proporciona un grado adicional de libertad para la gestión global del calor dentro del proceso (Rackley, 2017b).

Como se indica en la Figura 12, el proceso de lecho móvil o hipersorción es funcionalmente equivalente a una torre de destilación, y una de las características del proceso es que las condiciones de funcionamiento flexibles (temperatura, presión y velocidad de circulación del adsorbente) pueden ajustarse para realizar separaciones precisas (Rackley, 2017b).

Figura 12.

Esquema de la unidad de separación de CO₂ mediante hipersorción.



Nota: Adaptado de *Adsorption capture systems* (p. 163), por S. Rackley, 2017, Carbon Capture and Storage.

La alimentación se introduce en el centro de la columna y entra en contacto con el adsorbente, que desciende por gravedad junto con los componentes más adsorbentes de la alimentación, mientras que los menos adsorbentes suben y salen por la parte superior de la columna. La disminución de la temperatura hacia la parte superior del equipo, controlada por el enfriamiento del adsorbente regenerado en circulación, aumenta la capacidad de adsorción de este y mejora la separación. El calor proporcionado al fondo de la columna mediante un reflujo calentado del producto pesado, equivalente a un rehervidor de columna de destilación, causa un aumento de temperatura que libera progresivamente el adsorbato, con el potencial de recuperación de flujos de productos intermedios y pesados. El reflujo de las corrientes laterales del producto hacia las columnas de hipersorción puede utilizarse para lograr una mayor pureza de estos productos (Rackley, 2017b).

Una forma alternativa de lecho móvil que se ha propuesto para aplicaciones de captura de carbono es el lecho empacado giratorio (Baade et al., 2015). En esta configuración, los discos circulares de absorbente giran entre una cámara de adsorción en la que están expuestos a los gases de combustión y una cámara de desorción en la que el absorbente se regenera bajo una oscilación de la temperatura de presión.

Tipos de lechos móviles

Lecho móvil simulado. Una configuración intermedia entre los lechos fijos y los móviles son los lechos móviles simulados, en donde el adsorbente de un lecho fijo pasa por los flujos, temperaturas y presiones que experimenta un paquete de adsorbente que circula en un proceso de lecho móvil. Esto se ilustra en la

Figura 13 y se explica en la Tabla 4 donde el proceso de lecho móvil se divide en cuatro pasos, cada lecho individual completamente cargado pasa por una secuencia de pasos de regeneración y luego se vuelve a unir a la cascada de lechos de adsorción. (Rackley, 2017b).

Tabla 4.

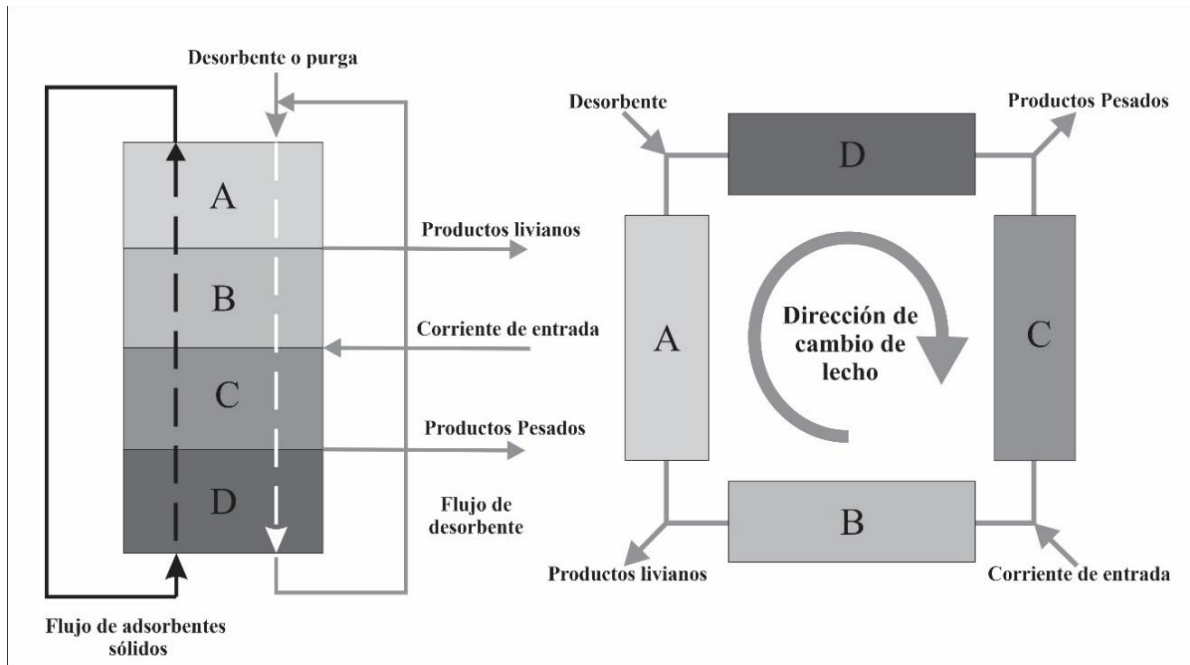
Etapas proceso de adsorción por lecho móvil simulado

Etapa del proceso	Lechos móviles simulados
A	Enfriamiento del absorbente por reflujo del producto ligero refrigerado.
B	Recuperación de la alimentación y del producto ligero.
C	Recuperación del producto pesado.
D	Recuperación adicional del producto pesado por oscilación de la temperatura.

Nota: Adaptado de *Adsorption capture systems* (p. 164), por S. Rackley, 2017, Carbon Capture and Storage.

Figura 13.

Descripción del proceso de adsorción por lecho móvil simulado



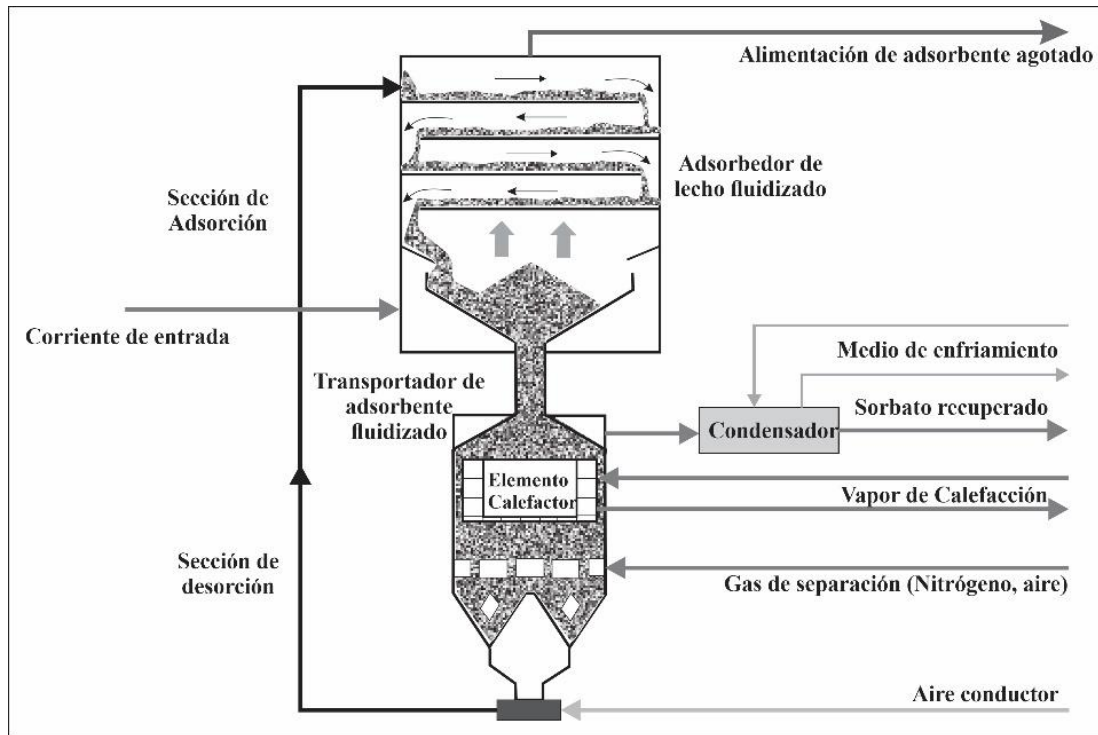
Nota: Adaptado de *Adsorption capture systems* (p. 164), por S. Rackley, 2017, Carbon Capture and Storage.

Lechos fluidizados

Los lechos fluidizados son la forma más común de adsorbedor de lecho móvil y se han desarrollado hasta alcanzar un alto grado de refinamiento debido a su amplia aplicación en muchos procesos industriales, incluyendo la combustión para la generación de energía y la gasificación (Rackley, 2017b). La Figura 14 ilustra un adsorbedor de lecho fluidizado.

Figura 14.

Configuración del proceso de adsorción por lechos fluidizados



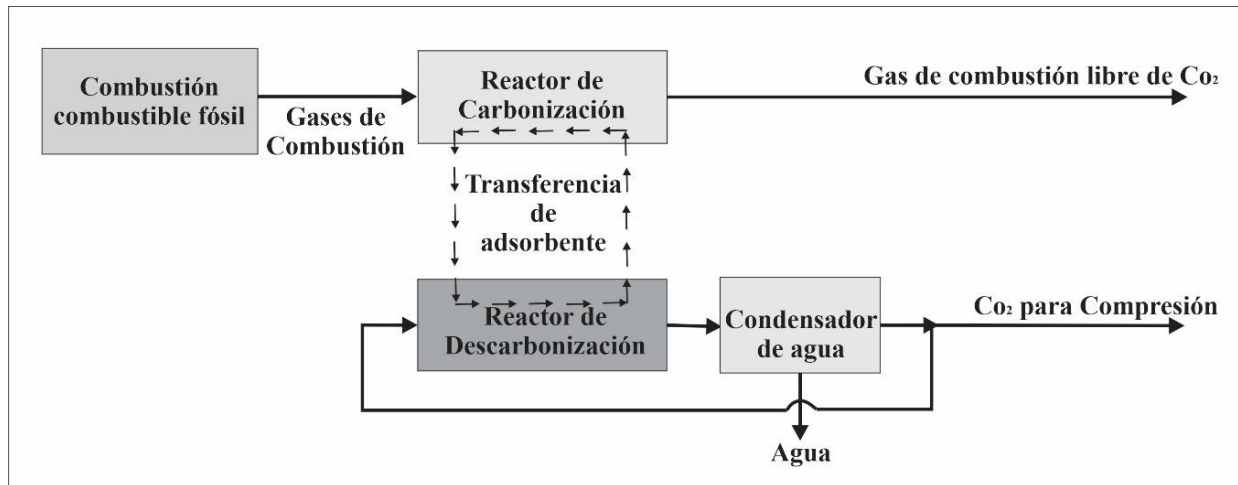
Nota: Adaptado de *Adsorption capture systems* (p. 165), por S. Rackley, 2017, Carbon Capture and Storage.

Bucle químico

En los sistemas de bucle químico, similares a la configuración de lecho fluidizado, el absorbente circula entre reactores separados en los que tienen lugar las reacciones químicas de adsorción y desorción (Rackley, 2017b). El concepto se ilustra en la Figura 15, que muestra de forma esquemática un sistema de bucle químico para la captura de poscombustión.

Figura 15.

Esquema del proceso de bucle químico para la captura postcombustión.



Nota: Adaptado de *Adsorption capture systems* (p. 166), por S. Rackley, 2017, Carbon Capture and Storage.

El concepto de bucle químico se ha investigado ampliamente y se ha sometido a pruebas piloto para su uso en la fase de combustión, como una variante de la oxicomustión, y la combustión en bucle químico (CLC) ha surgido en la última década como una tecnología líder del carbón limpio. En la CLC, un absorbente de óxido metálico transporta el oxígeno a un reactor de combustible donde tiene lugar la combustión; el portador de oxígeno reducido se transporta a continuación a un reactor de aire donde se regenera (se oxida en el aire), cerrando el bucle (Rackley, 2017b).

Adsorción/desorción por oscilación de Temperatura (TSA). Este proceso se basa en que la adsorción y desorción del gas se produce a temperaturas diferentes. La corriente de gases a purificar se hace circular por una torre que contiene un lecho de material adsorbente, produciéndose la captura a temperatura constante. Cuando el adsorbente ha agotado su capacidad de captura, la corriente de gases se dirige a una segunda torre, igual que la anterior, pero con

adsorbente “fresco”. En la primera torre se eleva la temperatura y se realiza una purga con gas inerte para producir la desorción y descarga del gas capturado. Posteriormente el lecho adsorbente regenerado se enfría para devolverlo a las condiciones adecuadas de adsorción. El calentamiento y enfriamiento del lecho de adsorbente no puede realizarse muy rápidamente por lo que el proceso dura varias horas. Además, para que este tiempo no sea muy dilatado, se necesitan grandes volúmenes de adsorbente, que repercuten en la necesidad de equipamiento de gran tamaño. También debe tenerse en cuenta que, para poder trabajar de forma continua, el tiempo que tarda en saturarse el lecho de la segunda torre (adsorción) debe ser igual o mayor que el tiempo necesario para regenerar y enfriar el lecho de la primera torre (desorción). Otro aspecto para tener en cuenta es que los ciclos térmicos a los que se somete el material adsorbente provocan la degradación de este. La presión a la que se realizan los procesos suele ser la presión atmosférica (Ruiz et al., 2010).

La eliminación de CO₂ mediante adsorción por oscilación de temperatura ha sido menos atractiva en comparación con la adsorción por oscilación de presión debido a los mayores tiempos de ciclo necesarios para calentar el lecho de partículas sólidas durante la regeneración del adsorbente (Metz et al., 2005).

Adsorción/desorción por oscilación de Presión (PSA). Este proceso se basa en que la adsorción y desorción del gas se produce mediante la variación de la presión. Una presión elevada favorece la captura del gas por parte del lecho adsorbente.

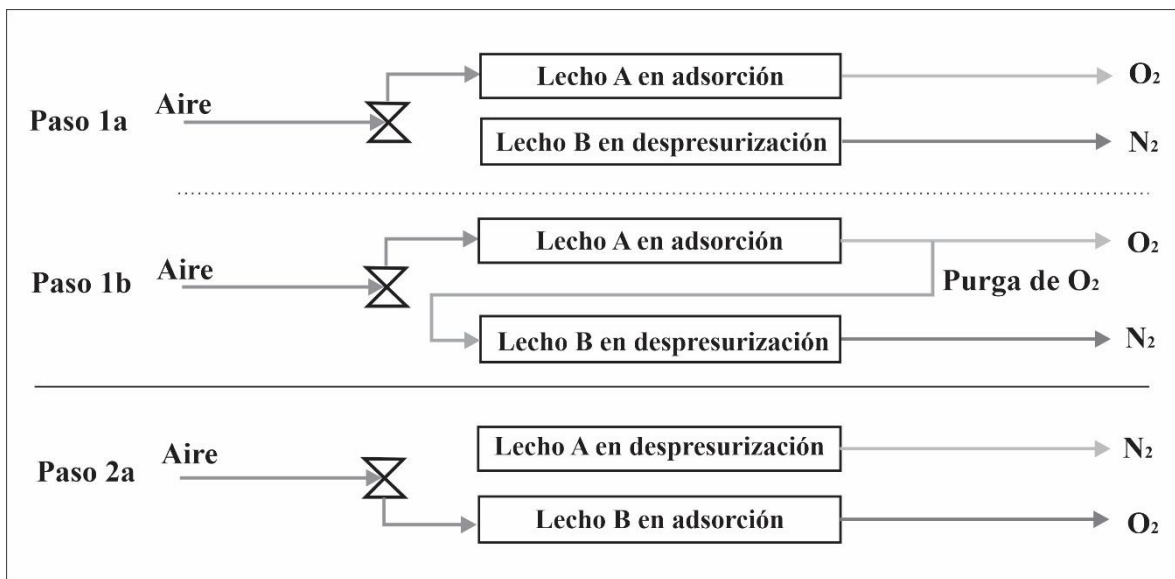
Normalmente, los costos derivados de la variación de presión son mayores que los de la variación de temperatura, por lo que una utilización eficiente de la energía es esencial para poder emplear un ciclo PSA de manera económica, sobre todo en el caso de unidades a gran escala. Para ello se suele recurrir a diferentes estrategias, como la igualación de presiones entre lechos interconectados que se encuentran en distintas etapas del ciclo, con el objetivo de reducir la energía

necesaria para la variación de presión. No obstante, los procesos PSA se consideran como una propuesta atractiva debido a su simplicidad de operación, alto rendimiento a temperatura ambiente y elevada velocidad de regeneración (Alvarez, 2016).

Al igual que en el proceso basado en temperatura, la operación requiere disponer de al menos dos torres. En una de ellas se produce la captura del gas a alta presión, mientras que en la otra el lecho adsorbente se regenera mediante una descompresión y purga a contracorriente con gas inerte (Ruiz et al., 2010). A esto se le conoce como ciclo Skarstrom, ilustrado en la Figura 16 aplicado a la separación del aire.

Figura 16.

Ciclo de PSA Skarstrom.



Nota: Adaptado de *Adsorption capture systems* (p. 167), por S. Rackley, 2017, Carbon Capture and Storage.

El aire de alimentación es pretratado por compresión, secado y filtrado y luego fluye hacia uno de los dos lechos de adsorción paralelos (A). Aquí se adsorbe el nitrógeno y el oxígeno pasa

a través del lecho y se recupera como primera corriente de producto. Mientras el primer lecho funciona en este modo, el material adsorbente del segundo lecho (B) se regenera liberando la presión, recuperando el nitrógeno como segunda corriente de producto. Tras la despresurización, la recuperación de nitrógeno se incrementa purgando el lecho B con una fracción de la corriente de producto del lecho A, finalizando el ciclo antes de que la corriente de purga atravesase el lecho. En la segunda parte del ciclo, las funciones de los dos lechos se invierten, teniendo lugar la despresurización y la adsorción en el lecho B y la regeneración (liberación de N_2 y purga) en el lecho A (Rackley, 2017b).

Una alternativa de los procesos PSA son los VSA (por su nombre en inglés Vacuum Swing Adsorption) donde la etapa de regeneración se realiza con un ligero vacío.

Un proyecto de demostración de Captura y almacenamiento de carbono que utiliza el VSA en la refinería de Valero, en Port Arthur (Texas), ha estado en funcionamiento desde 2012, con más de 1 Mt- CO_2 capturado para su uso en la recuperación mejorada de petróleo (Baade et al., 2015).

4.1.3 Procesos criogénicos

Técnicas a bajas temperaturas como la criogenia, han sido de gran importancia para la captura y almacenamiento del dióxido de carbono en distintas áreas; siendo una tecnología innovadora en la captura del CO_2 que tiene como potencial de reducción entre el 95-99% de las emisiones provenientes de las plantas de tratamiento de hidrocarburos (University of Brighton, n.d.). La separación de CO_2 postcombustión puede lograr por medio de congelamiento criogénico o también conocido como de sublimación, por medio de la formación de hidratos o a través de membranas híbridas en sistemas criogénicos, y el oxígeno es producido por separación criogénica de aire por combustión de combustible oxigenado. Además la separación del CO_2 del gas natural

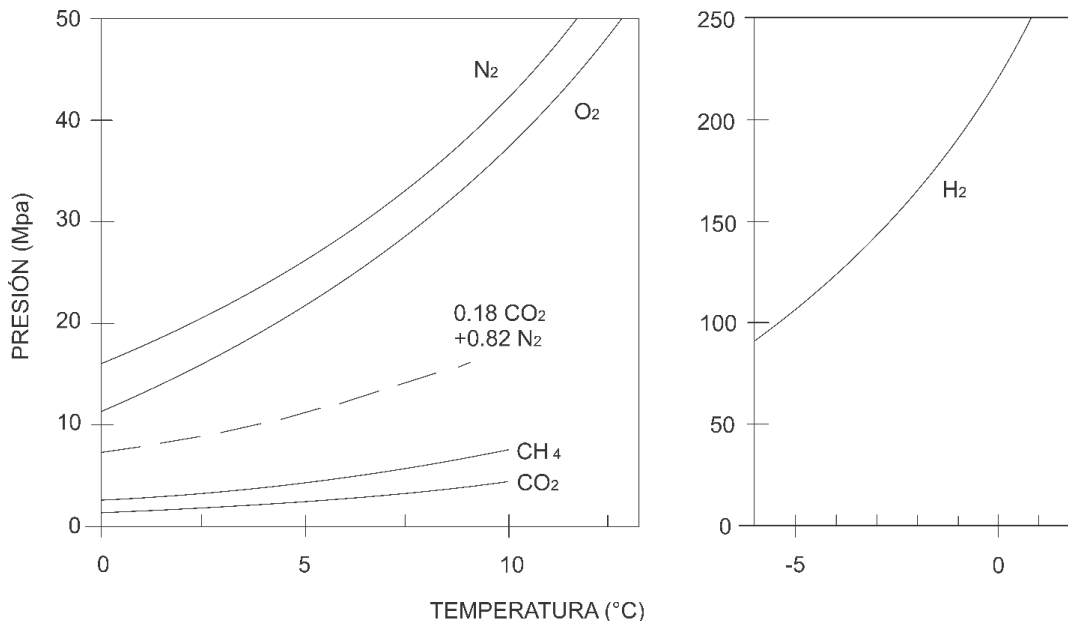
también se realiza para acondicionar el gas a especificaciones de venta o ser empelado en proyectos de reinyección tipo EOR (Rackley, 2017).

4.1.3.1 Hidratos. Los hidratos son una fase cristalina de agua en la cual una molécula huésped de gas natural; principalmente metano, es atrapada dentro de una estructura de hidrógeno unidas a moléculas de agua; su formación ocurre a bajas temperaturas y altas presiones (Vásquez, 2012).

En la Figura 17 se observa el diagrama de fases de ciertos gases relevantes de CCS, siendo la región de formación de hidratos, el área debajo de cada curva según sea el caso. Este proceso también llamado enclatración, y es de carácter exotérmico. Para el caso de la formación de hidratos de CO₂ el valor de entalpia correspondiente es de aproximadamente 65kJ/mol-CO₂

Figura 17.

Diagrama de equilibrio de fases para los hidratos de algunos gases relevantes de CCS.

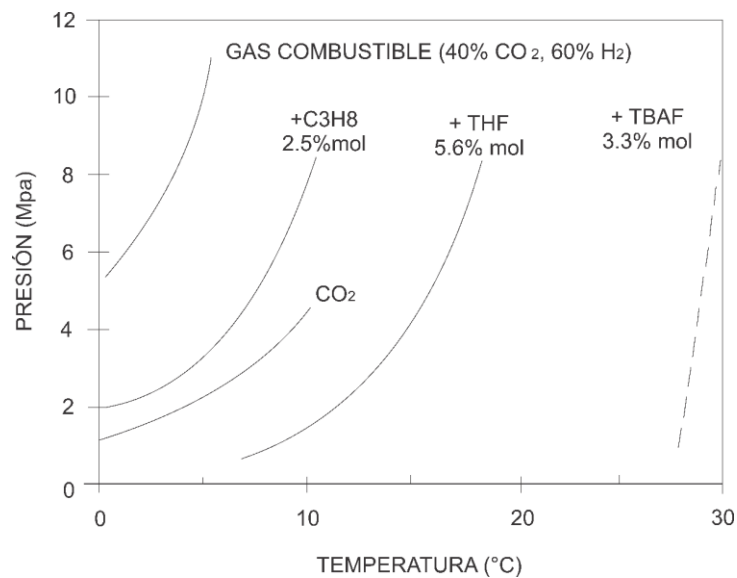


Nota: Adaptado de *Low temperature and distillation systems* (p. 233), por S. Rackley, 2017, Carbon Capture and Storage.

Al emplear la formación de hidratos como un método de separación de mezclas de gases, se debe tener en cuenta el corto tiempo de formación de núcleos de cristales de la mezcla gas y agua, el consumo elevado de gas, la alta recuperación del contenido de CO_2 obtenido de las corrientes de gas y la alta eficiencia de separación de CO_2 con respecto a otros gases de la corriente. A pesar de las ciertas restricciones como lo es el tiempo de inducción, al aumentar la presión de operación el comportamiento de esta será inversa y a la vez aumentará el consumo de gas, pero generará una disminución en el factor de separación, finalmente resultará en un aumento en requerimiento de energía en el proceso de compresión. Por esto, se han implementado aditivos químicos o bien llamado promotores de hidratos que permitan mejorar los factores anteriormente mencionados; efectivos en la aceleración de la formación de hidratos como se evidencia en la Figura 18 a comparación de la Figura 17, y la modificación de los parámetros a menores presiones y a mayores temperaturas (Rackley, 2017d).

Figura 18.

Impacto de los promotores termodinámicos sobre la hidratación en equilibrio del gas combustible



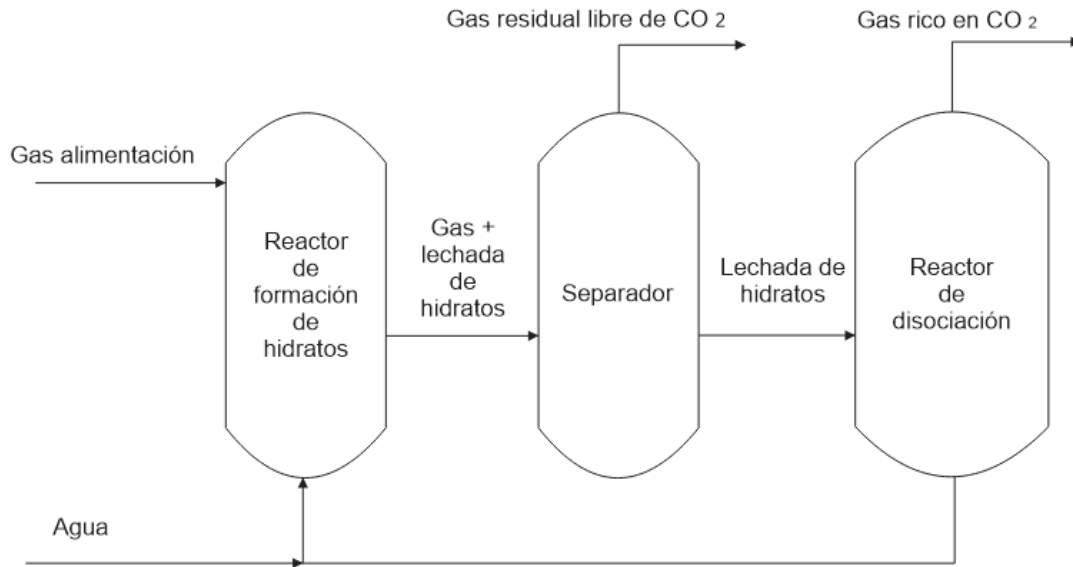
Nota: Adaptado de *Low temperature and distillation systems* (p. 233), por S. Rackley, 2017, Carbon Capture and Storage.

Dentro de los aditivos químicos, se encuentran los promotores termodinámicos; siendo el tetrahidrofurano (TFH, C_4H_8O) un ejemplo más común en esta clasificación, son químicos que crean clatratos a muy baja temperatura. En el caso de los TFH estos forman clatratos rápidamente a 1 bar y $4.5^{\circ}C$ que en ciertas zonas puede ser reemplazado por moléculas el CO_2 . Por otro lado, otro tipo son los surfactantes que funcionan como promotores cinéticos los cuales promueven la solubilidad del gas de interés en agua y acelerando la formación de los hidratos, sin afectar la formación de los clatratos. Poseen áreas hidrofóbicas e hidrofílicas, lo que permite la asociación del gas en conjunto con el surfactante en áreas hidrofóbicas y la inclusión de moléculas de gas en la estructura de los hidratos en la parte hidrofílica debido a su gran afinidad con el agua (Rackley, 2017d).

El proceso de separación de hidratos de CO_2 en unidades de única etapa (Figura 19), da inicio cuando la mezcla de gas de alimentación y el agua se combinan en el reactor de formación de hidratos a condiciones de presión y temperatura de operación. Luego de estar finalizar el tiempo requerido para la formación del hidrato, el gas residual libre de CO_2 es separado de una lechada de gas rico en CO_2 en un separador, y este producto es luego disociado a través de una combinación de calor junto a reducción de presión en un reactor (Rackley, 2017d).

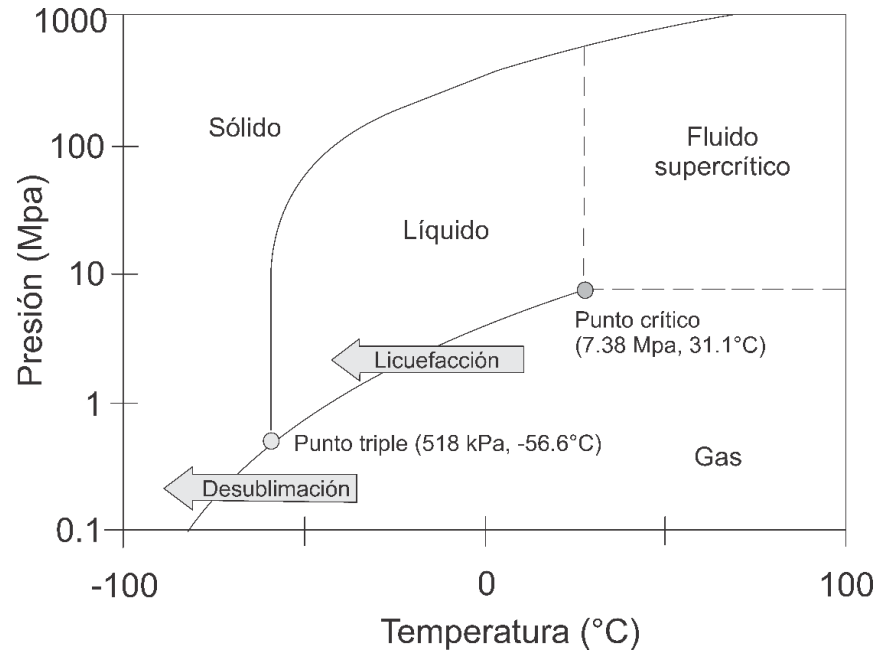
Figura 19.

Esquema del proceso de separación de hidratos de CO₂.



Nota: Adaptado de *Low temperature and distillation systems* (p. 235), por S. Rackley, 2017, Carbon Capture and Storage.

4.1.3.2 Separación criogénica. La separación criogénica es el proceso mediante el cual el CO₂ se separa físicamente de la corriente de gas en condiciones de temperaturas muy bajas con el fin de generar un CO₂ líquido que está adecuado para almacenamiento, y que dependiendo la presión de operación esta corriente de líquido puede condensarse en presiones entre el punto crítico y el punto triple (Figura 20). Requiere de etapas de compresión, enfriamiento y expansión, permitiendo así la separación de los componentes y del gas por medio de una columna de destilación (Dufour, 2012).

Figura 20.*Diagrama de fases del CO₂*

Nota: Adaptado de *Low temperature and distillation systems* (p. 239), por S. Rackley, 2017, Carbon Capture and Storage.

Para el proceso de captura de CO₂ después de la combustión se basa en el enfriamiento a -40°C de la corriente de gas para que el agua sea reducida a niveles suficientemente bajos y prevenir formaciones de hielos durante el proceso. Luego la corriente de gas de combustión seca es nuevamente enfriada a -120°C provocando así la formación de partículas de CO₂ congeladas en la zona de enfriamiento del intercambiador de calor. Se pasa a un segundo sistema de enfriamiento para poder recuperar el CO₂ por medio del calentamiento del sistema anteriormente mencionado. Todo el sistema de enfriamiento está compuesto por cuatro etapas de refrigeración por compresión de vapor con una mezcla de refrigerante que está compuesta por n-butano, propano, etano y metano. Se estima que el gasto energético dependiendo la eficiencia del sistema puede oscilar entre

0.54 y 1.1 MJ/kg-CO₂, siendo un tercio menos de lo requerido en la captura de CO₂ a partir de aminas (Rackley, 2017d).

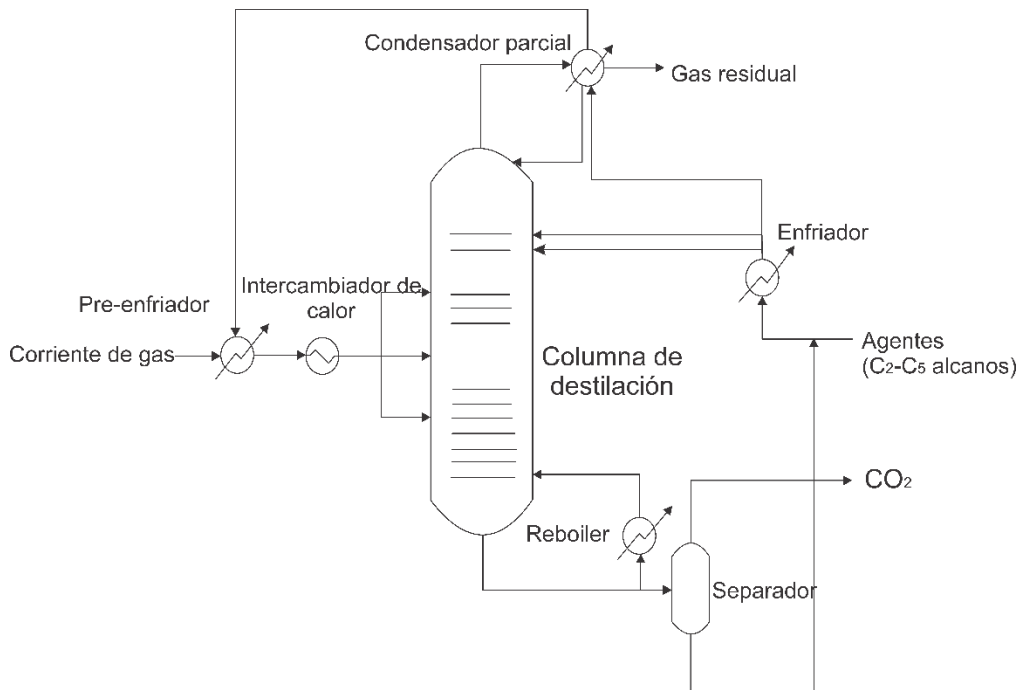
4.1.3.3 Destilación criogénica. La destilación criogénica es una tecnología de separación comúnmente empleada, que durante años ha permitido obtener los diferentes componentes primarios del aire atmosférico. Sin embargo, se considera una idea novedosa en cuanto a la captura de CO₂ en procesos de postcombustión. En este tipo de sistemas la separación del CO₂ proveniente de una corriente de gas, se realiza en base a los puntos de rocío y la sublimación. Por otro lado, presenta como principal ventaja el no requerimiento de los reactivos químicos durante el proceso (Moreno Sanz & Vega Borrero, 2019). El fundamento físico de este método se basa en los puntos de ebullición y volatilidad de los componentes propios de la mezcla líquida, partiendo del hecho de que el escape de las moléculas permite al líquido evaporarse. Siendo esta tendencia un criterio de volatilidad, debido a que cuanto mayor sea la tendencia de evaporación, más volátil se considera la sustancia (Rackley, 2017d).

Se hace referencia a un proceso convencional de destilación criogénica cuando se habla del método para purificar gas natural propuesto por Holmes y Ryan (Figura 21); en el cual el gas de alimentación es enfriado en una primera fase empleando un pre-enfriador para luego pasar al intercambiador de calor con el fin de ser enfriado a bajas temperaturas. Este gas, pasa a una columna de destilación, la cual está compuesta por bandejas o ciertos elementos como materiales empacados, que permiten el contacto entre el vapor y el líquido. Ese vapor resultante de proceso de destilación pasa a ser un producto del tope o de la parte inferior de la columna. En la parte superior el metano obtenido es extraído por medio de un condensador parcial, mientras que el CO₂ condensado sale por la parte inferior de la columna. Este CO₂ es dirigido hacia dos partes del sistema, una fracción de este componente es reciclado hacia la columna de destilación pasando por

un intercambiador de calor para poder proporcionar calor de vaporización al sistema. La fracción restante de la corriente pasa a través de un separador con el fin de obtener el CO₂ puro (Song et al., 2019).

Figura 21.

Diagrama de flujo del proceso Ryan Holmes.



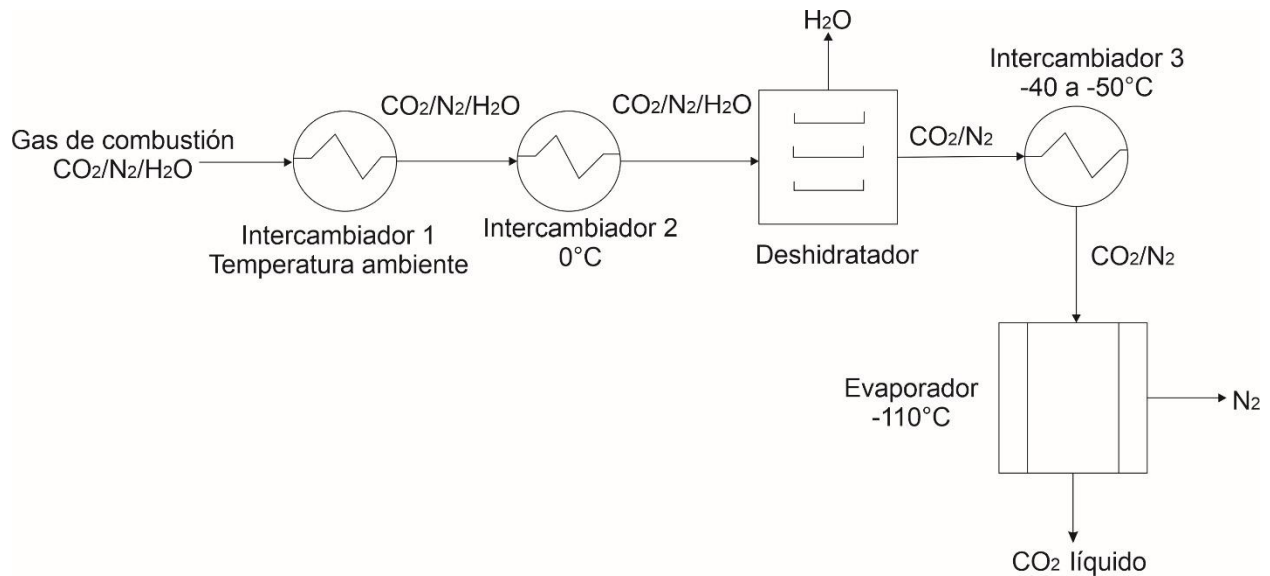
Nota: Adaptado de *Cryogenic-based CO₂ capture technologies: State-of-the-art developments and current challenges* (p.272), por C. Song, Q. Liu, S. Deng et al., 2019, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*.

En cuanto a algunas de las tecnologías empleadas para la etapa después de la combustión se consideran el proceso de captura de CO₂ por desublimación (Figura 22) tanto en el intercambiador de calor propuesto por Clodic y Younes (Clodic & Bill, 2005), como en lechos empacados por parte de Tuiner et al. (Tuinier et al., 2010). En el primer caso la corriente de combustión es enfriada en un intercambiador de calor a condiciones ambientales empleando aire

y agua que permite eliminar residuos del gas, pasa a un segundo intercambiador donde la temperatura se reduce justo por encima de los 0°C con el propósito de eliminar el vapor de agua de la corriente. Para luego así entrar al deshidratador eliminando cualquier presencia de agua y pasar a un tercer intercambiador donde el gas de combustión será sometido a una reducción de temperatura de -40 a -50°C con el propósito de condensar cualquier tipo de sustancia indeseada todavía presente. La corriente resultante estará en esta fase compuesta por una mezcla entre CO_2/N_2 que se envía a un evaporador que se encuentra a una temperatura promedio de -100°C , donde el CO_2 se sublima en la zona fría del equipo; recuperado de forma sólida al aumentar la temperatura del sistema a -56°C a una presión de 520Kpa (Clodic & Bill, 2005).

Figura 22.

Diagrama de proceso de destilación criogénica



Nota: Adaptado de *Estudio de sistemas de captura de CO_2 y métodos de concentración de CO_2 en corrientes gaseosas aplicados a ciclos combinados* (p. 71), por S. Moreno, F. Vega. 2019. Universidad de Sevilla.

Por otro lado, el segundo caso emplea tres lechos empacados que continuamente capturan el CO₂ proveniente de la corriente de gas, operando con ciclos de captura, recuperación y enfriamiento respectivamente (Tuinier et al., 2011). En el primer ciclo el CO₂ es separado por medio de un lecho empacado que se encuentra a -150°C, de la corriente de gas. Para el segundo, la molécula de agua primero es condensada en el empaquetado separada de la corriente y a medida que se va agotando, el CO₂ desublima el material en frío que luego será calentado convirtiendo ese CO₂ a fase gaseosa; corriente que luego alimentará al lecho de recuperación sometiendo a una temperatura de -70°C. lo que luego puede de nuevo repetir el proceso de desublimación en frío y convirtiéndose en un proceso cíclico. Por último, el tercer ciclo las moléculas de agua que se encuentran en los lechos es eliminada y se envía a la atmósfera (Moreno Sanz & Vega Borrero, 2019).

4.1.4 Membranas

Una membrana es una barrera semipermeable que permite el paso preferencial de uno de los componentes de una mezcla, esta tecnología presenta una serie de ventajas respecto a las técnicas convencionales como la simplicidad mecánica, facilidad de escalado, bajo consumo de energía o simplicidad de operación (Roussanaly et al., 2016).

El tipo de membrana que ha sido más estudiada actualmente es un sistema híbrido de membrana y absorbente (o disolvente), el cual emplea membranas para proporcionar una relación superficie/volumen muy elevada para el intercambio de masa entre una corriente de gas y un disolvente, lo que da lugar a un sistema muy compacto. El resultado es un sistema contactor de membrana en el que la membrana forma una barrera permeable al gas entre una fase líquida y otra gaseosa. Estos sistemas se están desarrollando para la recuperación de CO₂ de los gases de combustión (Metz et al., 2005). En un concepto, los gases de combustión pasan a través de un haz

de tubos de membrana, mientras que una solución que puede ser de amina fluye a través del lado de la cubierta del haz. El CO₂ pasa a través de la membrana y es absorbido o adsorbido por la amina, mientras que las impurezas se bloquean de la amina, disminuyendo así la pérdida de amina como resultado de la formación de sales estables. Tras abandonar el haz de membranas, la amina se regeneraría antes de ser reciclada (Figueroa et al., 2008).

El uso de membranas para la separación de componentes se basa en la diferencia de difusión de los gases en los poros. La velocidad de difusión o permeación depende principalmente de la presión diferencial entre ambos lados de la membrana, de su espesor, del tamaño y la solubilidad de las moléculas que lo atraviesan. En este proceso, la diferencia de presión parcial se utiliza como fuerza impulsora y generalmente se favorece la separación cuando la corriente de alimentación se encuentra a alta presión y existe una diferencia entre el coeficiente de permeación o difusión en los poros.(Belaissaoui et al., 2012).

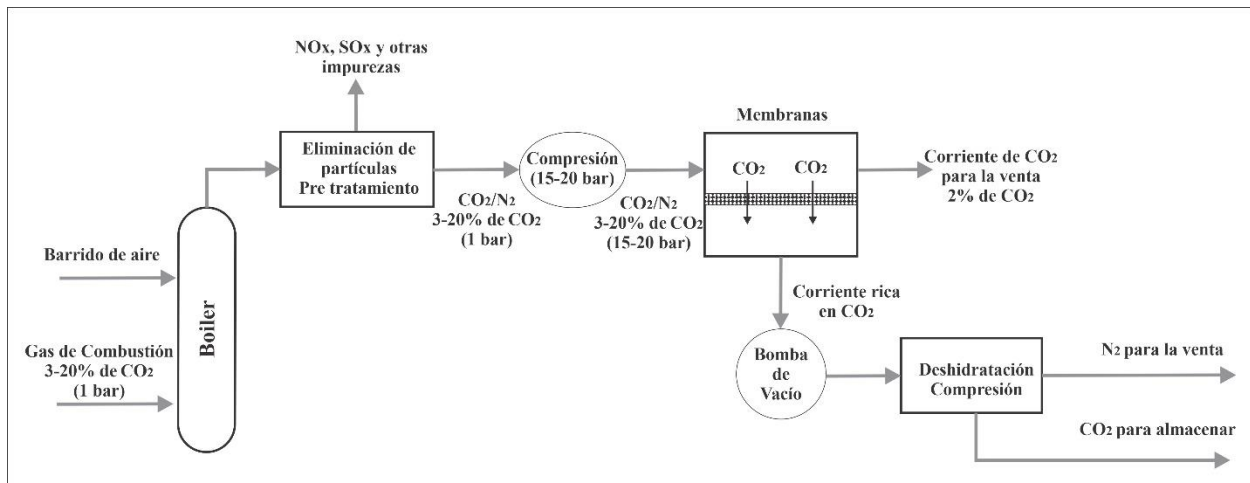
La primera aplicación de las membranas para la separación de gases fue en la década de 1980, cuando se desarrollaron técnicas para la separación de hidrógeno, por ejemplo, de los hidrotratadores en refinerías, para la separación de oxígeno/nitrógeno y para la separación de CO₂ del gas natural, este último para procesar el gas natural con calidad de venta o para aplicaciones de EOR (Rackley, 2017e)

Hay dos características que describen el desempeño de una membrana, la permeabilidad (comúnmente expresada en unidades de barrera) y la selectividad. La permeabilidad se define como el volumen de especies gaseosas que pasan por la membrana por unidad de tiempo y área. La selectividad está determinada por la diferencia de permeabilidad de las especies gaseosas: la selectividad cuantifica la preferencia de una membrana para dejar pasar una especie de gas sobre otra (Moreno Sanz & Vega Borrero, 2019).

La separación post combustión con membrana se basa en la separación de CO_2 de corrientes de gas CO_2/N_2 . Así, para que las membranas sean efectivas se cree que el gas de combustión debe pre-tratarse para eliminar impurezas tales como NO_x y SO_x . Después de eliminar las impurezas, la corriente de gas debe ser enfriada a menos de 100°C para evitar la degradación por calor de la membrana (en la mayoría de los casos). Una vez enfriado, la corriente de gas se comprime a 15– 20 bares para crear una gran fuerza motriz para la separación dentro de la membrana. Una vez dentro de la unidad de membrana se separa el CO_2 del N_2 . Hay innumerables tipos de membranas que pueden ser utilizado para la captura de CO_2 . Por esta razón, es importante tener una comprensión básica de cómo funcionan las membranas y cómo se valora el rendimiento (Moreno Sanz & Vega Borrero, 2019). Un diagrama de flujo simplificado de captura de CO_2 en post combustión basada en membranas se puede ver en la Figura 23.

Figura 23.

Captura de CO_2 basada en membranas.



Nota: Adaptado de *Membrane separation systems* (p. 218), por S. Rackley, 2017, *Carbon Capture and Storage*. & *Estudio de sistemas de captura de CO_2 y métodos de concentración de CO_2 en*

corrientes gaseosas aplicados a ciclos combinados (p. 68), por S. Moreno, F. Vega. 2019. Universidad de Sevilla.

4.1.4.1 Membranas orgánicas (poliméricas). Existen una gran variedad de membranas, las orgánicas o poliméricas por ejemplo proporcionan buena permeabilidad y selectividad hacia el CO₂ en corrientes de gas CO₂/N₂ como parte del proceso postcombustión. En este caso se requieren etapas posteriores de reciclaje para que el procedimiento sea rentable, debido a que las membranas presentan bajas presiones del flujo (Blanco & Ortega, 2019). La estabilidad térmica, resistencia química y resistencia mecánica de las membranas de poliamida y el alto grado de control sobre la permeabilidad y la selectividad mediante el control de la preparación del polímero y la composición química, incluidos los grupos funcionales, son algunas de las ventajas del uso de este tipo de membranas para la captura de CO₂, sin embargo la tendencia a hincharse y plastificarse con la sorción de CO₂ y el limitado uso a temperaturas relativamente bajas impiden que su uso sea más efectivo (Rackley, 2017e).

Algunas de las membranas orgánicas son las polimidadas, policarbonatos, óxidos de polietileno (PEO), poliacetilenos, polianilina, poli éter de arileno, poliarilatos, éteres de polifenileno y polisulfonas (Moreno Sanz & Vega Borrero, 2019). La Tabla 5 muestra la permeabilidad y la selectividad de algunas de estas membranas.

Tabla 5.

Permeabilidad de CO₂ y selectividad de membranas poliméricas

Material	Permeabilidad de CO₂ (Barrer)	Selectividad de CO₂/N₂
Poliarilato	5-85	10-30
Policarbonato	5-110	15-26

Polimida	5-450	5-55
Polisulfona	5-110	10-33

Nota: Adaptado de *Estudio de sistemas de captura de CO₂ y métodos de concentración de CO₂ en corrientes gaseosas aplicados a ciclos combinados* (p. 68), por S. Moreno, F. Vega. 2019. Universidad de Sevilla.

El piloto más avanzado basado en membranas para la captura de postcombustión es una instalación de 1 t-CO₂/día instalada en 2012 en el Centro Nacional de Captura de Carbono del Departamento de Energía de EE. UU., que procesa un flujo de gases de combustión de la planta de carbón E. C. Gaston de Alabama Power en Wilsonville, AL. Los sistemas utilizan una membrana polimérica patentada desarrollada por Membrane Technology Research (MTR Polarist) en módulos enrollados en espiral. Tras las extensas pruebas piloto realizadas entre 2012 y 2014, en 2015 comenzó a funcionar en la misma instalación una planta a escala de demostración de 20 t-CO₂/día. Se espera que un despliegue comercial requiera un área de membrana de entre 1 y 33106 m², dependiendo de la configuración del proceso, con un coste de carbono evitado en la región de 2025 \$/t-CO₂ (Rackley, 2017e)

4.1.4.2 Membranas Inorgánicas . Las membranas inorgánicas pueden ser divididas en dos categorías: porosas y no porosas. En general, las membranas no porosas se utilizan para procesos de separación de pequeñas moléculas gaseosas altamente selectivos. Las membranas inorgánicas porosas son más baratas que las membranas no porosas, pero son menos selectivas con respecto al CO₂. Las membranas inorgánicas sufren la desventaja del difícil reescalado a grandes superficies y su baja permeabilidad de CO₂ limita su aplicación para la captura de CO₂. Algunos materiales

inorgánicos porosos comunes son alúmina de sílice, zeolita y carbón activado. (Moreno Sanz & Vega Borrero, 2019). La Tabla 6 indica estos principales materiales y hace una breve descripción y un ejemplo de aplicación en el mercado.

Tabla 6.

Materiales inorgánicos porosos.

Material	Descripción	Ejemplo de aplicaciones
Zeolita	Minerales cristalinos de aluminosilicato microporosos con tamaños de poro bien definidos en un rango de 313 Å (angstrom), determinados por la composición química específica y la estructura cristalina adecuadas para separaciones moleculares, como la del CO ₂ de los gases de combustión. La selectividad puede manipularse en un amplio rango modificando la estructura y la química de las zeolitas sintéticas.	Separación de hidrógeno para los tamices de 3 Å y separación de CO ₂ /N ₂ o CO ₂ /CH ₄ para los de 4 Å.
Carbón Activado	El carbono activado es una red amorfa y desordenada de plaquetas de carbono gráfico con espacios intersticiales debido a la presencia de cadenas de enlaces cruzados de átomos de carbono	Separación de H ₂ /CO ₂ de los productos de la reacción de desplazamiento de agua-gas (WGS) en proceso de

Material	Descripción	Ejemplo de aplicaciones
	y átomos extraños entre las capas. Los tamices moleculares de carbono (CMS) utilizan carbón activado con una red de poros a escala molecular.	gasificación. Separación de oxígeno del aire mediante CMS y adsorción por cambio de presión
Alúmina de sílice compuesta u óxido de metal mixto (por ejemplo, Mg-Al-O)	Sílice microporosa (diámetro de poro menor a 3 Å.) depositada sobre una mesoporosa de alúmina u óxido metálico mixto soporte	Separación H ₂ /CO ₂ de Productos de reacción WGS en el proceso de gasificación

Nota: Adaptado de *Membrane separation systems* (p. 218), por S. Rackley, 2017, Carbon Capture and Storage.

4.1.4.3 Membranas de matriz mixta. Las membranas de matriz mixta están diseñadas para mejorar las propiedades de las membranas poliméricas. Consisten en partículas inorgánicas de tamaño micro o nanométrico incorporadas en una matriz polimérica. La adición de partículas inorgánicas mejora las propiedades físicas, térmicas y mecánicas de una membrana polimérica siendo así más adecuadas para la eliminación de CO₂ de los gases de combustión (Moreno Sanz & Vega Borrero, 2019). El principal reto de la fabricación es garantizar que las partículas de tamiz estén bien adheridas al polímero para evitar microcavidades en la membrana, que pueden dar lugar a una pérdida de selectividad (Rackley, 2017e). Adicionalmente, algunos de los desafíos asociados a las membranas de matriz mixta son su alto coste, fragilidad y difícil fabricación a escala comercial (Moreno Sanz & Vega Borrero, 2019).

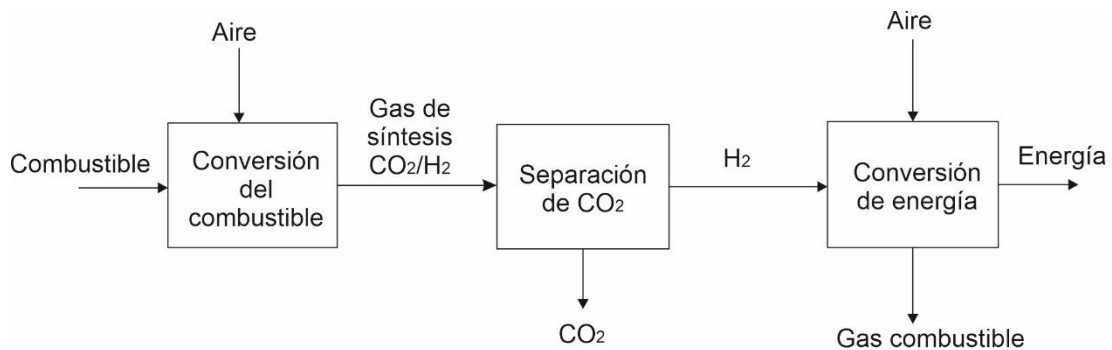
4.2 Pre-combustión

La pre-combustión, dentro de los procesos de captura de CO₂, es una fase previa a la combustión y producción de energía del sistema, la cual implica el procesamiento de un combustible primario sometido a un proceso de gasificación para obtener un corriente de gas de síntesis y producir hidrógeno y separar el CO₂ de la corriente de la reacción resultante (

Figura 24). El enfoque actual de desarrollo y puesta en escena de proyectos de capturas en pre-combustión son las centrales eléctricas de ciclo combinado de gasificación integrada o más conocidas por sus siglas en inglés como las IGCC (Metz et al., 2005).

Figura 24.

Diagrama de bloques simplificados para captura de CO₂ por pre-combustión



Nota: Adaptado de *Estudio de sistemas de captura de CO₂ y métodos de concentración de CO₂ en corrientes gaseosas aplicados a ciclos combinados* (p. 73), por S. Moreno, F. Vega. 2019. Universidad de Sevilla.

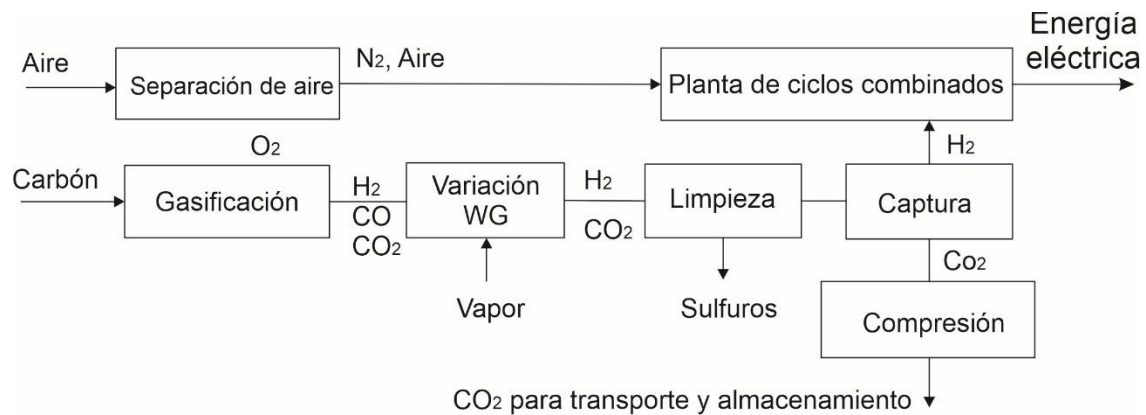
El proceso en las centrales

Figura 25 da inicio con la gasificación de un combustible primario que va a producir un gas de síntesis compuesto principalmente por CO y H₂. Este gas se crea cuando el combustible reacciona con vapor, en el caso de ser un sólido, o con oxígeno, si se encuentra el combustible en estado líquido o gaseoso, a temperaturas elevadas aproximadamente de 1400°C y presiones alrededor de 34.5-55.2 bar. A partir de ese CO de la corriente obtiene CO₂, mediante el proceso al cual es sometido ese gas de síntesis mediante el uso de vapor en una reacción de cambio de agua-gas o por sus siglas en inglés WGS. Donde la reacción WGS genera un aumento de presión parcial

del CO_2 que permite un incremento en la fuerza motriz necesaria para la captura del componente por contacto con absorbentes físicos presentes en columnas de absorción o en membranas, y así se logra su separación de la corriente de gas consistente ahora compuesta por una mezcla de CO_2/H_2 , y el H_2 restante es convertido y empleado como fuente de combustible para la producción de energía (Moreno Sanz & Vega Borrero, 2019).

Figura 25.

Esquema de proceso de captura por pre-combustión en la IGCC



Nota: Adaptado de *Carbon capture from power generation* (p. 77), por S. Rackley, 2017, Carbon Capture and Storage.

Los sistemas de captura en procesos de pre-combustión se basan fundamentalmente en ciclos de absorción física donde se presentan una serie de absorbentes físicos comercialmente desarrollados. Además en este método de captura se han propuesto diversas tecnologías que están siendo actualmente implementadas o se encuentran próximas a su implementación en proyectos de CCS (Rackley, 2017c).

Se pueden determinar dos posibles aplicaciones de captura por pre-combustión. La primera alternativa se basa en producir un combustible (hidrógeno) que es esencialmente libre de carbono. Sin embargo, el producto resultante de H_2 no requiere de ser totalmente puro ya que puede contener niveles bajos de metano, CO o CO_2 . Aunque a menores niveles de compuestos que contienen carbono, mayor será la reducción de emisiones de CO_2 . En segundo lugar, este tipo de captura se puede utilizar para disminuir el contenido de carbono de los combustibles, y con el carbono excedente, normalmente eliminado como CO_2 , se puede emplear para almacenamiento (Metz et al., 2005).

Los beneficios del proceso de captura por pre-combustión incluyen de un 90-95% de captura en emisiones de CO_2 , su tecnología se encuentra industrialmente verificada en las refinerías de petróleo, menores riesgos tecnológicos lo que le permite tener la posibilidad de convertirse en el método más eficiente, se puede emplear en gas natural y en plantas de energías de IGCC de carbón y también puede producir H_2 como energía móvil o combustibles líquidos provenientes del carbón. Sin embargo, requiere de altos costos de inversiones para la construcción de plantas, además de generar altas emisiones de NO_x , que requeriría de costosos equipos para el control de contaminantes o scrubbers (Basile et al., 2011).

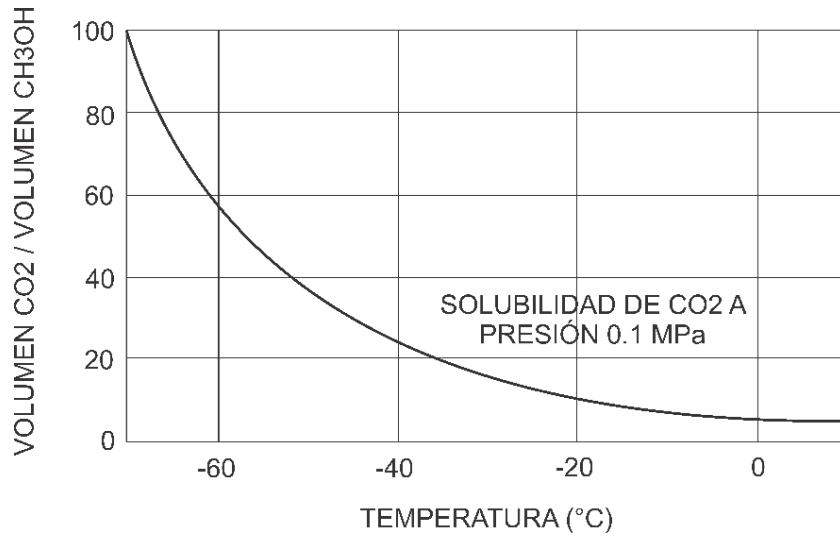
4.2.1 Absorbentes físicos. La absorción física es un proceso que emplea tanto compuestos físicos orgánicos como inorgánicos con el propósito de absorber componentes del gas ácido sin necesidad de una reacción química. Es empleada en la industria química para la depuración de gas natural o en la síntesis de amoníaco (Blanco & Ortega, 2019). La absorción de CO₂ es fundamentada en su carácter soluble, y se determina mediante el equilibrio vapor-líquido de la mezcla mediante la Ley de Henry; la cual postula que a cierta temperatura, una cantidad de gas de una unidad de volumen de disolvente es proporcional a la presión parcial del gas en equilibrio con el solvente (Avishay & Tenny, 2020). La solubilidad del CO₂ en contacto con el solvente irá aumentando de valor a mayores presiones. Sin embargo, se considera una condición óptima de operación para este proceso de absorción trabajar a altas presiones, pero a bajas temperaturas (Ban et al., 2014)

Este método a comparación de la clasificación química cuenta con la ventaja de requerir menores cantidades de calor para la desorción. No obstante, la absorción física requiere bajas temperaturas de funcionamiento en la etapa de absorción para lograr valores altos en la carga del disolvente. Es utilizada en procesos de altas presiones y del mismo modo, puede eliminar trazas de otros contaminantes tales como compuestos orgánicos sulfurados o hidrocarburos de alto peso molecular, sin que se presenten productos no deseados. (Blanco & Ortega, 2019). Uno de los solventes típicamente empleados es el metanol (CH₃OH) para la separación de CO₂ en procesos como Rectisol; usualmente empleado en tratamiento de gas de síntesis que se genera durante los procesos de producción de hidrógeno de -35°C a 60°C y que permite la separación selectiva del CO₂ de mezclas de mayor proporción (Robinson & Luyben, 2010). Esta interacción presenta una dependencia tanto en presión como en temperatura (Figura 26 y Nota: Adaptado de *Absorption capture systems* (p. 124), por S. Rackley, 2017, Carbon Capture and Storage.

Figura 27).

Figura 26.

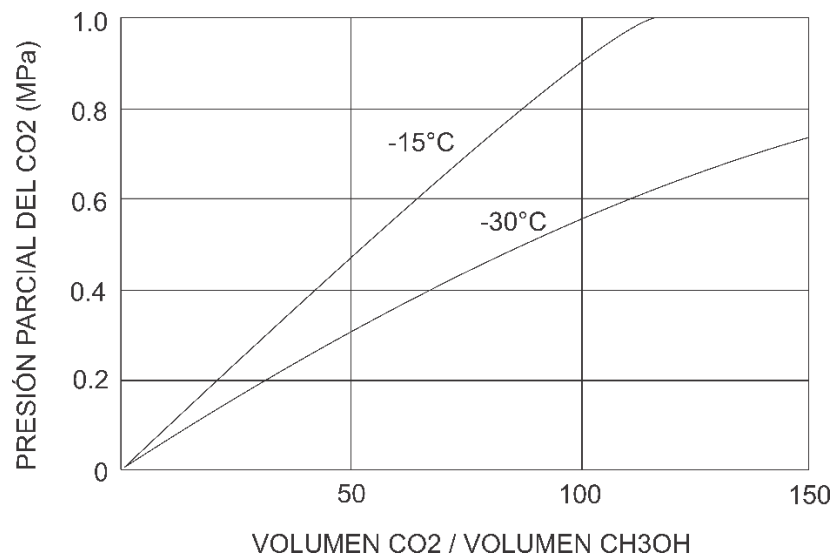
Dependencia de temperatura de la solubilidad de CO_2 en metanol.



Nota: Adaptado de *Absorption capture systems* (p. 124), por S. Rackley, 2017, Carbon Capture and Storage.

Figura 27.

Dependencia de presión parcial de la solubilidad de CO_2 en metanol.



Nota: Adaptado de *Absorption capture systems* (p. 124), por S. Rackley, 2017, Carbon Capture and Storage.

Se puede evidenciar que por debajo de los -40°C la solubilidad del CO_2 aumenta sustancialmente, siendo así el rango de operación óptima de temperatura de -60°C a -70°C . Además, a partir de las gráficas Figura 26 y Figura 27 se puede observar que el punto de operación para la absorción es ideal a bajas temperaturas, presiones altas, o una combinación de condiciones por lo que, si existe un cambio en las condiciones de temperatura y presión de operación, se verá reflejado en la solubilidad del soluto (Rackley, 2017).

En procesos comerciales los principales solventes para este proceso son los mencionados en la Tabla 7.

Propiedades físicas de los solventes comerciales

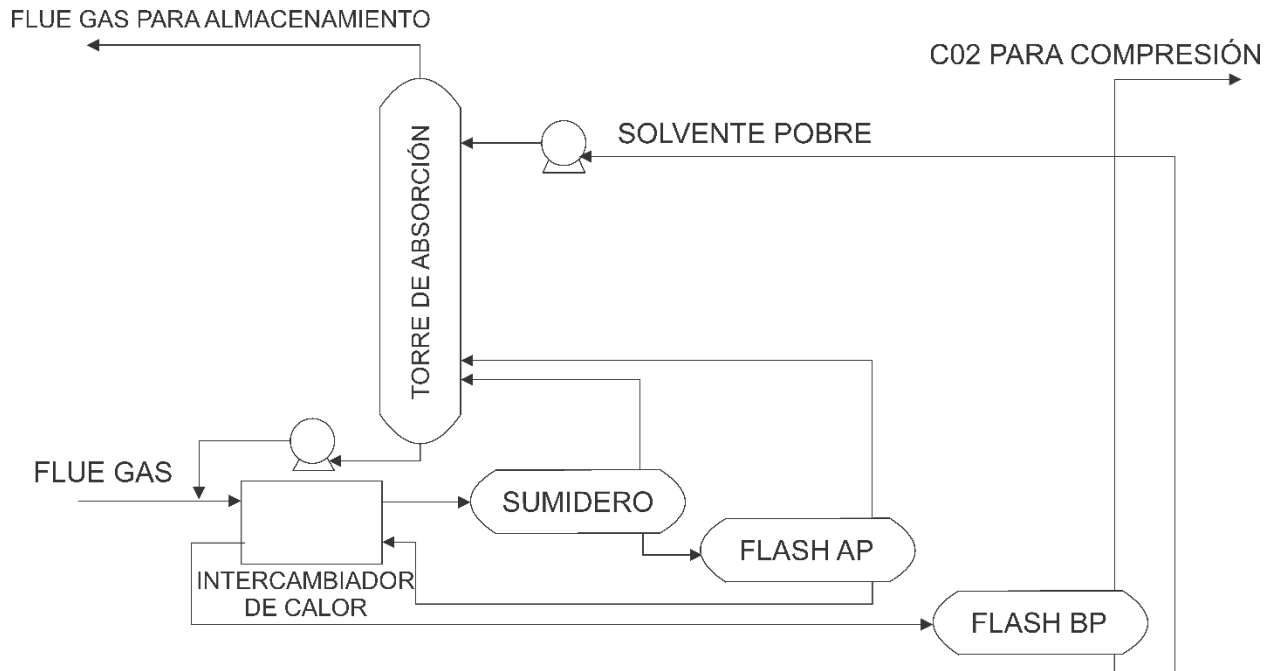
Tabla 7.*Propiedades físicas de los solventes comerciales*

Solvente	Éter Dimetilico De Polietilenglicol (Dmepg)	Carbonato De Propileno	Metanol
Proceso	Selexol	Fluor	Rectisol
VISCOSIDAD A 25°C (Cp)	5.8	3.0	0.6
GAVEDAD ESPECÍFICA A 25°C (Kg/M3)	1030	1195	785
Peso Molecular	280	102	32
PRESIÓN DE VAPOR A 25°C (Mmhg)	0.00073	0.085	125
Punto De Congelamiento (°C)	-28	-48	-92
PUNTO DE EBULLICIÓN A 760mmhg (°C)	275	240	65
CONDUCTIVIDAD TÉRMICA (Btu/Hr*Ft*°F)	0.11	0.12	0.122
Máxima Temperatura De Operación (°C)	175	65	-
Calor Específico A 25°C	0.49	0.339	0.566
SOLUBILIDAD DE CO ₂ A 25°C (Ft3/U.S. Gal)	0.485	0.455	0.425

Nota: Adaptado de A Comparison of Physical Solvents for acid Gas removal (p. 4), por B. Burr, L. Lyddon, 2008, Bryan Research & Engineering, Inc. Bryan, Texas, U.S.A.

Selexol. Proceso que emplea un solvente físico líquido, el cual remueve el gas ácido de una corriente de gas natural o sintética empleando polietilenglicol o éter dimetílico, es decir, remueve tanto el CO_2 como el H_2S con una mezcla de agua combinada con compuestos aromáticos. Como requisito, es necesario que antes de que la corriente de gas entre a la unidad de Selexol, sea deshidratado para la remoción del agua. No se recomienda emplear este proceso en corrientes ricas en hidrocarburos o a bajas presiones parciales de gas (Ghasem, 2020).

El proceso de Selexol (Figura 28) consiste en que una corriente de gas previamente deshidratada entra por el fondo de una columna de lecho empacado. El solvente entra por la parte superior del absorbedor y fluye hacia abajo en contracorriente mientras la corriente de gas va fluyendo hacia arriba dentro de la columna. Luego de hacer contacto, el disolvente consumido y cargado de gases ácidos, sale por la parte inferior del absorbedor donde es sometido a un proceso flash y la corriente de vapor resultante es reciclada, es decir, vuelve al absorbedor (Rackley, 2017).

Figura 28.*Esquema del proceso Selexol*

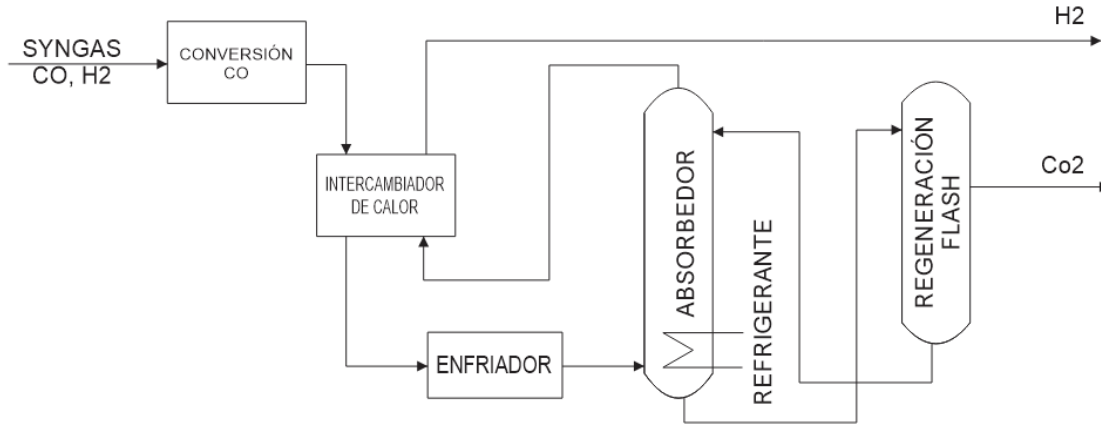
Nota: Adaptado de *Absorption capture systems* (p. 135), por S. Rackley, 2017, Carbon Capture and Storage.

Su uso comercial data de principios de los años 1970 y que en la actualidad tiene en operación más de 50 unidades a nivel mundial; desarrollada en las operaciones de captura en plantas tanto para procesamiento de gas natural como los sectores de generación de energía. La planta occidental de petróleo Century localizada en Texas, es considerada una de las más grandes facilidades en cuanto a captura se refiere, tiene una capacidad de remover 8.4 Mt-CO₂ por año de contenido de CO₂ en el gas natural. El CO₂ capturado es transportado y distribuido a los pozos de la Cuenca Pérmica para emplearlo en EOR. Del mismo modo, en la facilidad de energía de Kemper Country ubicada en Mississippi el proceso de Selexol captura 3 Mt-CO₂ por año de gas proveniente

de la planta de energía IGCC, cantidades que serán empleadas en procesos de recobro mejorado en los campos de Heidelberg (Rackley, 2017).

Rectisol. Es un proceso que se realiza a partir de metanol refrigerado como solvente físico, el cual se muestra en la Figura 29; operado a temperaturas muy bajas alrededor de los -35°C hasta -75°C debido a la alta presión de vapor del metanol, y es recomendado en tratamientos de gas natural que contengan muy bajas cantidades de hidrocarburos pesados. Su principal aplicación es en la purificación de corrientes de gas de síntesis proveniente de la gasificación del crudo pesado y carbones provenientes del tratamiento de gas natural. Referente a la captura de CO_2 , el proceso a comparación de otros solventes varía en condiciones y equipos debido a que es muy flexible en diferentes tipos de escenarios según el flujo, y dependiendo el requerimiento del producto final (Ghasem, 2020).

En el caso de captura de gas en el gas de síntesis, después de la conversión por desplazamiento de agua-gas, el gas puro con un contenido aproximado de 33% de CO_2 , producido por un proceso de oxidación parcial en la entrada del combustible, es enfriado y entra a una planta de purificación donde si es necesario se remueven contaminantes en una etapa de prelavado en metanol refrigerado. El H_2S es removido en un absorbente compuesto de una mezcla de CO_2 rica en metanol. Después de esto, para el proceso de regeneración, se llevan a cabo dos etapas; siendo la primera un proceso flash a presiones medias que recupera los gases ácidos y son retornados a la corriente de gas la cual reduce aproximadamente el 5% de contenido de CO_2 . Por otro lado, una regeneración por calor empleando el vapor de metanol como gas de extracción recuperando H_2S a una planta de recuperación de sulfuros disminuyendo en contenido de CO_2 al 3%. Luego del enfriamiento del gas, entra al absorbedor de CO_2 y es removido con metanol refrigerado a temperaturas entre -10°C y -70°C (Rackley, 2017).

Figura 29.*Proceso Rectisol para remoción de CO₂*

Nota: Adaptado de *Absorption capture systems* (p. 136), por S. Rackley, 2017, Carbon Capture and Storage.

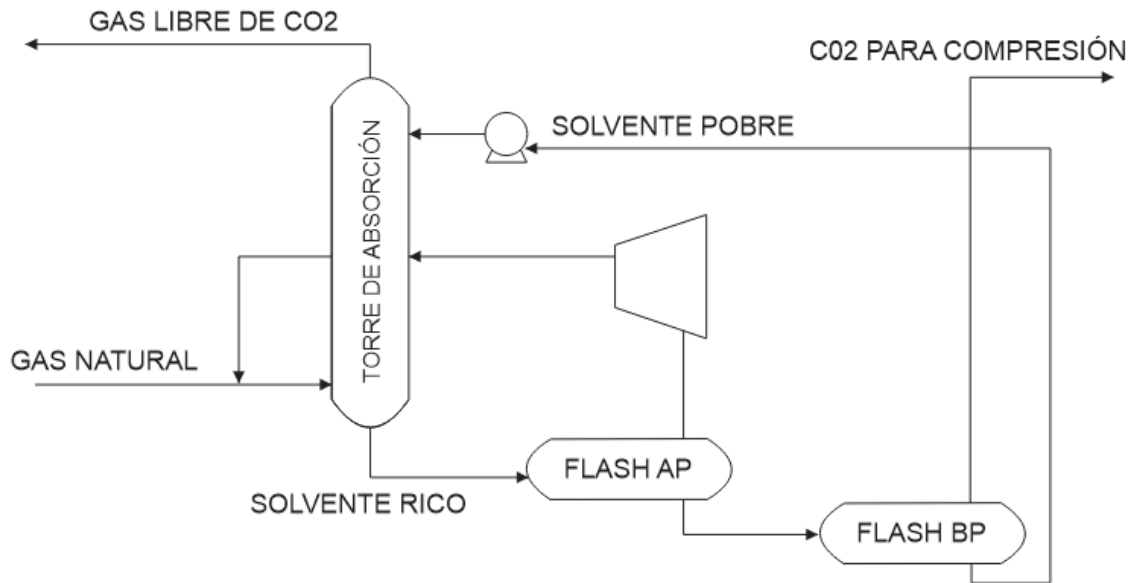
Una de las aplicaciones más grandes que se encuentra en funcionamiento basados en absorbentes físicos es la planta de combustible sintético de Great Plains; produce gas natural por medio de la gasificación de lignito. La planta gasificadora de la empresa Dakota ha obtenido capturas de hasta 3 Mt-CO₂ por año desde el año 2000 y que finalmente han sido dispuestas para procesos EOR en los campos Weyburn-Midale en Canadá (Rackley, 2017).

Flúor. Como proceso de absorción física, la captura de CO₂ se realiza por medio del carbonato de propileno actuando como absorbente; siendo este de tipo polar y alta afinidad por el CO₂ (Figura 30). Es recomendable cuando las presiones parciales de gas de alimentación están por encima de los 60 psia o cuando el componente ácido la corriente de gas es el CO₂ en un contenido de 5% al 10% de este (Ghasem, 2020). El flúor tiene alta solubilidad con el CO₂, la regeneración no requiere de calentamiento y es considerado un sistema simple de operación sin embargo, el

costo de operación es elevado debido a las cantidades de solventes requeridas en circulación y el alto costo del solvente (Burr & Lyddon, 2008).

Figura 30.

Esquema del proceso de solvente Flúor para captura de CO₂



Nota: Adaptado de *Absorption capture systems* (p. 137), por S. Rackley, 2017, Carbon Capture and Storage.

El CO₂ en el proceso es removido de la corriente de gas natural en un contactor a altas presiones que opera por debajo de la temperatura ambiente, y el solvente es regenerado por cambio de presiones generadas en una serie de equipos flash a presiones bajas. La temperatura de operación está limitada a máximo 65°C debido a la reactividad entre el carbonato de propileno, el CO₂ y el agua a temperaturas mayores de 90°C; resultando en una reducción de velocidades de circulación que se ven reflejadas en los costos de operación. El gas de salida generado en la primera etapa flash es reciclado debido a las pérdidas de metano, que pueden alcanzar hasta un 50% con el uso de turbinas hidráulicas (Rackley, 2017).

En el Apéndice F, se hace una breve descripción de las tecnologías recientes de los procesos de absorción en las tecnologías de pre-combustión.

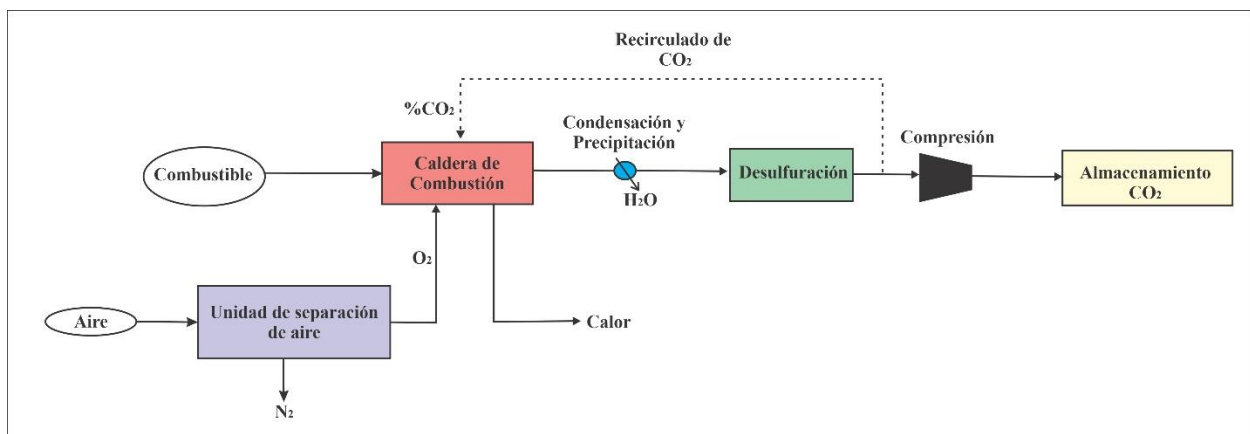
4.3 Oxicombustión

Una alternativa para la captura de carbono es modificar el proceso de combustión para que los gases tengan una alta concentración de CO_2 . Una tecnología prometedora para conseguirlo es la oxicombustión, en la que el combustible que puede ser de hidrocarburos o carbonoso (incluyen la biomasa) se quema con oxígeno casi puro (más del 95%) mezclado con gas de combustión reciclado rico en CO_2 y a su vez elimina el nitrógeno (Figuroa et al., 2008).

En el proceso se utiliza una unidad criogénica de separación de aire (ASU) para suministrar oxígeno de alta pureza a una caldera alimentada con PC (Carbon pulverizado). Este oxígeno de alta pureza se mezcla con los gases de combustión reciclados antes de la combustión o en la caldera para mantener unas condiciones de combustión similares a las de una configuración de combustión por aire (Figuroa et al., 2008). La Figura 31 ilustra a grandes rasgos el proceso de oxicombustión.

Figura 31.

Proceso de Oxicombustión



Nota: Adaptado de *Estudio de sistemas de captura de CO₂ y métodos de concentración de CO₂ en corrientes gaseosas aplicados a ciclos combinados* (p. 77), por S. Moreno, F. Vega. 2019. Universidad de Sevilla & *Tecnologías de captura y secuestro de CO₂ Índice de contenidos* (p. 16), por H. Morales, C. Torres, 2008.

La combustión de un combustible con oxígeno puro tiene una temperatura de combustión de unos 3.500 °C que es demasiado alta para los materiales típicos de las centrales eléctricas, la temperatura de combustión se limita entonces a unos 1300-1400 °C en un ciclo típico de turbina de gas y a unos 1900 °C en una caldera de carbón oxigenado con la tecnología actual. Esta temperatura es controlada mediante la proporción de gases de combustión y de agua gaseosa o líquida reciclada en la cámara de combustión (Metz et al., 2005).

El principal atractivo de este proceso es que produce un gas de combustión en el que predominan el CO₂ y el agua. El agua se elimina fácilmente por condensación y el CO₂ restante puede purificarse de forma relativamente económica (Figuroa et al., 2008). Los gases de combustión netos, contienen entre un 80 y un 98% de CO₂, dependiendo del combustible utilizado y del proceso de oxicomustión concreto (Metz et al., 2005). Este flujo de CO₂ concentrado puede comprimirse, secarse y purificarse eliminando el O₂ para evitar la corrosión en la tubería y, posiblemente, retirando otros contaminantes y diluyentes, como el Ar, el N₂, el SO₂ y el NO_x.

La eficiencia de la captura de CO₂ es muy cercana al 100% en los sistemas de captura por oxicomustión (Metz et al., 2005). Sin embargo, el coste de la captura de carbono en una central de oxicomustión es alto debido al proceso de separación del aire, la recirculación de los gases de combustión y la producción de oxígeno reduciendo significativamente el beneficio económico. Esto podría evitarse si el gas de combustión pudiese reciclarse antes de la depuración de SO₂, y

este a su vez pudiese tener un menor tamaño, pero es un tema que aún se sigue investigando (Figuerola et al., 2008).

Aunque en la actualidad se utilizan elementos de las tecnologías de oxidación en las industrias del aluminio, el hierro y el acero y la fundición de vidrio, las tecnologías de oxidación para la captura de CO₂ aún no se han implantado a escala comercial. Sin embargo, es importante destacar que el paso clave de separación en la mayoría de los sistemas de captura de oxidación (O₂ del aire) es una "tecnología existente" (Metz et al., 2005).

La oxidación aplicada a hornos, calentadores de procesos, calderas y sistemas de generación de energía es factible, ya que no se han identificado barreras técnicas para su aplicación. Es probable que el uso temprano de esta tecnología de captura se dirija a las aplicaciones que implican el calentamiento indirecto en la generación de energía y el calentamiento de procesos, ya que estas opciones implican la mínima modificación de las tecnologías e infraestructuras que hasta ahora ya se han desarrollado para la combustión de combustibles hidrocarbonados o carbonosos en el aire. El desarrollo tecnológico actual prevé una separación muy eficaz de NO_x, SO_x y Hg, como parte del sistema de compresión y purificación de CO₂. La mejora de la separación de estos contaminantes es posible gracias a una mayor integración del proceso y del calor en el ciclo energético (Metz et al., 2005).

Se han realizado varios ensayos a escala piloto a nivel mundial para abordar algunas incógnitas con la oxidación, como: la transferencia de calor, problemas ambientales, problemas de cenizas, estabilidad de ignición y estabilidad de la llama. Cuando se habla de ensayos de oxidación se busca tener una "cadena completa"(Moreno Sanz & Vega Borrero, 2019). Un sistema de oxidación de "cadena completa" consiste en el siguiente equipo:

- Unidad de separación de aire (Para la producción de oxígeno).

- Una oxi-caldera (Diseñado para la combustión de combustible en una atmósfera de oxígeno).
- Sistemas de control de calidad del aire convencionales.
- Precipitador electrostático, para eliminación de partículas.
- Unidad de desulfuración de gases de combustión, para eliminación de compuestos de azufre.
- Unidad de procesamiento de gas (GPU). Se utiliza para seguir procesando el flujo de CO₂ dependiendo de su aplicación prevista, es decir, almacenamiento geológico o alimentos y bebidas con cierto grado de CO₂. La propia GPU consiste en muchos componentes.

Los principales sistemas de oxicomustión son clasificados según la forma en que se suministra el calor de la combustión (indirecto o directo) y si se utilizan los gases de combustión como fluido de trabajo (turbina de gas o turbina de vapor).

4.3.1 Ciclo de calentamiento indirecto por oxicomustible - turbina de vapor

En estos sistemas, la cámara de combustión de oxicomustión proporciona calor a un fluido separado por transferencia de calor a través de una superficie. Puede utilizarse para el calentamiento de procesos o en una caldera con ciclo para la generación de energía. El sistema indirecto puede utilizarse con cualquier combustible que contenga hidrocarburos o carbono (Metz et al., 2005).

4.3.2 Ciclo de calentamiento directo con oxicomustible y turbina de gas

La combustión de oxicomustible tiene lugar en una corriente de recirculación presurizada rica en CO₂ en una turbina de gas modificada. El gas caliente se expande en la turbina produciendo energía. Los gases de escape de la turbina se enfrían para proporcionar calor a un ciclo de vapor y el vapor de agua se condensa mediante un nuevo enfriamiento. El gas rico en CO₂ se comprime en

la sección del compresor. El producto neto de la combustión rico en CO₂ se elimina del sistema. Sólo pueden utilizarse como combustible el gas natural, los hidrocarburos ligeros y el syngas (CO + H₂) (Metz et al., 2005).

4.3.3 Ciclo de calentamiento directo con oxicombustible - turbina de vapor

En un ciclo de turbina de vapor oxicombustible, el agua se presuriza como líquido y luego se evapora, se calienta mediante la inyección directa y combustión de un combustible con oxígeno puro y se expande en una turbina. La mayor parte del agua presente en el gas de escape de la turbina de baja presión se enfría y condensa, antes de bombearla de nuevo a alta presión, mientras que el CO₂ producido por la combustión se extrae y se comprime para su transporte por tuberías (Metz et al., 2005).

Teniendo en cuenta la información presentada a lo largo del capítulo 4, las tablas 8 y 9 resumen los aspectos técnicos más relevantes de los métodos de captura de CO₂ mencionados previamente, enfocadas principalmente en la aplicación de estas tecnologías en refinerías.

Se evidencia entonces que los métodos de postcombustión presentan un mejor nivel de confiabilidad y sus áreas de aplicación permite que sean implementados en refinerías como es el caso de estudio del presente análisis técnico, adicionalmente el rendimiento es el mejor en comparación a las otras técnicas mencionadas y los parámetros de control y operación son más bajos lo que implica un costo menor.

La tabla 9 que compara los métodos de captura de CO₂ con aspectos de aplicación en refinería, indica que los métodos de postcombustión capturan mayor cantidad de CO₂, emiten menos y por ende la reducción es mucho mayor, esto se debe a que la mayoría de los equipos que

producen emisiones de CO₂ funcionan bajo procesos de combustión lo que muestra que capturar después de esto es más eficiente.

Tabla 8.

Comparación de aspectos técnicos de los métodos de captura de CO₂

Métodos De Captura De Co₂		Precombustión	Oxicombustión	Postcombustión
PARÁMETROS TÉCNICOS / VENTANAS OPERATIVAS	Potencia de Salida Neta en promedio (MW*)	674	790	790
	Porcentaje de reducción de CO₂ por MW en promedio (%)	85	94	87
	Rendimiento (%)	42	42	48
	Presión de control (PSI)	500-800	-	14.7-290
	Temperatura de control (°F)	< 2552	< 3452	248-356
	Concentración de CO₂ (%)	15-40	75-80	3-20
	Concentración de impurezas del CO₂ capturado (% por volumen)	4,4	4,1	0,01

Nivel de confiabilidad (Apéndice I)	Alta a moderada.	Baja a muy baja.	Alta a moderada.
Áreas de Aplicación	Plantas o equipos de gasificación de carbón	Plantas o equipos a carbón y gas	Plantas o equipos a carbón y gas

Nota: *MW: Mega watt.

Tabla 9.*Métodos de captura VS parámetros de aplicación en Refinerías*

Métodos De Captura De Co ₂	Parámetros Económicos			Requerimientos De Energía			CO ₂		
	Capex	Opex	Energía	Calor	Electricidad	Producido	Capturado	Emitido	Reducción
	(MUSD* ₂₀₂₀ / Año)	(MUSD ₂₀₂₀ / Año)	(MUSD ₂₀₂₀ / Año)	(PJ**/ Año)	(PJ/ Año)	(Mt***/ Año)	(Mt/Año)	(Mt/Año)	(%)
Precombustión	74	74	88	17,3	3,0	5,4	3,9	1,5	64
Oxicombustión	50	40	9	17,3	3,5	3,7	2,6	1,0	75
Postcombustión	30	51	168	24,0	2,4	4,6	4,1	0,6	87

Nota: * MUSD: Millones de dólares, ** PJ: Peta julios, *** Mt: Millones de Toneladas

De la misma forma la tabla 10 señala la comparación de parámetros técnicos de las tecnologías de captura de CO₂ por postcombustión mencionadas durante la sección 4.1, con el fin de observar cual es la alternativa más conveniente para las condiciones de aplicación que se buscan. Allí, se observa que la tecnología por absorción es la más adecuada dada sus características, su madurez, sus condiciones de operación y la eficiencia que presenta.

Tabla 10.*Comparación de aspectos técnicos entre las tecnologías de Captura de CO₂ por postcombustión*

Tecnología De Separación	Eficiencia	Concentración de CO₂ (%)	Temperatura de operación (°F)	Presión de operación (PSI)	Ventajas	Limitantes
Absorción	90%	03-20	104-140	< 14.7	Los absorbentes se pueden regenerar mediante calentamiento y / o despresurización. Proceso más maduro para la separación de CO ₂ .	La eficiencia de absorción depende de la concentración de CO ₂ . Se requieren cantidades significativas de calor para la regeneración del absorbente. Requiere adsorbente de alta temperatura.
Adsorción	85%	04-09	122-177	7.25-14.7	El proceso es reversible y el absorbente se puede reciclar.	Se requiere alta energía para la desorción de CO ₂ .
Procesos Criogénicos	93%	90	140-212	>74	Tecnología madura. Adoptado durante muchos años en la industria para la recuperación de CO ₂ .	Debe realizarse a muy baja temperatura. El proceso consume mucha energía.

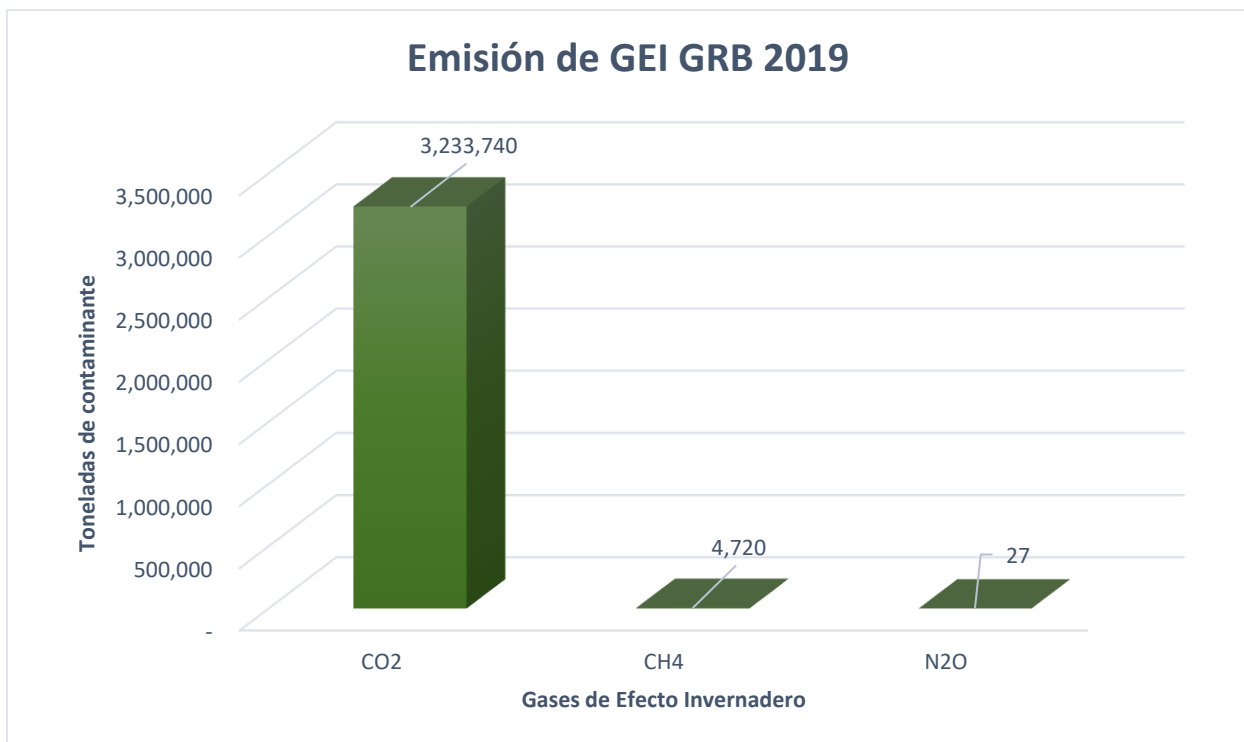
Tecnología De Separación	Eficiencia	Concentración de CO₂ (%)	Temperatura de operación (°F)	Presión de operación (PSI)	Ventajas	Limitantes
Membranas	80%	10-20	< 212	218-290	Se ha adoptado un proceso para la separación de otros gases.	Los problemas operativos incluyen bajos flujos y ensuciamiento.

5. Cuantificación de Emisiones Complejo Refinería de Barrancabermeja

Según el sistema de información de emisiones de ECOPETROL, Sistema de Gestión de Emisiones Atmosféricas (SIGEA), el Dióxido de Carbono (CO_2) es uno de los gases con más emisiones en la Gerencia General Refinería Barrancabermeja (GRB), 3.233.740 toneladas de este gas fueron emitidas durante el 2019, en segundo lugar, se encuentra el metano (CH_4) que, aunque es emitido en menor proporción su nivel de contaminación en mucho mayor. Y, por último, se encuentra el óxido nitroso (N_2O) cuya emisión no supera el 1%. La Figura 32 muestra la comparación de emisiones entre los tres principales gases de efecto invernadero cuantificados por ECOPETROL.

Figura 32.

Emisión de Gases de Efecto Invernadero, GRB 2019



Las emisiones de Gases de efecto invernadero se deben reportar en unidades de CO₂ equivalente (CO₂eq), esto debido a que el dióxido de carbono es el gas de efecto invernadero que influye en mayor medida al calentamiento del planeta. La tonelada de CO₂eq (t CO₂eq) es la unidad universal de medida que indica el potencial de calentamiento atmosférico o potencial de calentamiento global (PCG) de cada uno de los GEI, expresado en términos del PCG de una unidad de CO₂. El PCG es un factor que describe el impacto de la fuerza de radiación (grado de daño a la atmósfera) de una unidad de un determinado GEI en relación con una unidad de CO₂ (Ministerio para la Transición Ecológica, 2018).

Para calcular las unidades de CO₂eq de los GEI, se deben conocer los potenciales de calentamiento mundial de estos, en la Tabla 11 se indican los PCG de los principales gases emitidos en la GRB en el año 2019, allí se muestran para diferentes horizontes de tiempo, sin embargo, los datos utilizados para los cálculos son los correspondientes a un tiempo de 100 años.

Tabla 11.

Potencial de calentamiento global

Nombre Industrial o común	Fórmula química	Potencial de calentamiento mundial para tiempo dado de horizonte		
		20 años	100 años	500 años
Dióxido de carbono	CO ₂	1	1	1
Metano	CH ₄	72	25	7,6
Óxido nitroso	N ₂ O	289	298	153
Hexafluoruro de azufre	SF ₆	16300	22800	32600

Nota: Adaptado de *Resumen Técnico Informe aceptado por el Grupo de Trabajo I del Panel Intergubernamental de Expertos sobre Cambio Climático*, (p. 34), por IPCC (Grupo Intergubernamental de Expertos sobre Cambio Climático), 2018.

Las emisiones de un GEI determinado en tonelada de CO₂eq se puede calcular a través de la siguiente ecuación:

$$EMISIONES\ GEI * PCG = EMISIONES\ EN\ CO_2eq$$

Ecuación 12

Según lo anterior, las emisiones de metano (CH₄) y óxido nitroso (N₂O) en valores de tonelada de CO₂eq para el año 2019 de la GRB fueron:

Tabla 12.

Toneladas de CO₂eq emitidas por la GRB en el año 2019

GEI	PCG	Emisiones en toneladas	Emisiones en toneladas CO₂eq
CO₂	-	-	3233740,47
CH₄	25	4720,20	118004,99
N₂O	298	26,56	7915,29
		Total, t CO₂eq	3359660,75

La emisión de toneladas de CO₂eq en la GRB tuvo una disminución de 4,40% entre los años 2018 y 2019 pasando de 3.514.326 toneladas a 3.359.661 toneladas respectivamente, esto debido a las políticas de disminución de emisiones de la compañía que busca como ya se ha mencionado en secciones anteriores, vincularse a los proyectos a nivel nacional de disminución de gases de efecto invernadero (sección 2.2 y 2.3). Estas emisiones son discretizadas según el alcance

(1,2 y/o 3) o la fuente de emisión definidas más adelante en esta misma sección, la Tabla 13 indica el número de emisiones en el año 2019 según dicha diferenciación.

Tabla 13.

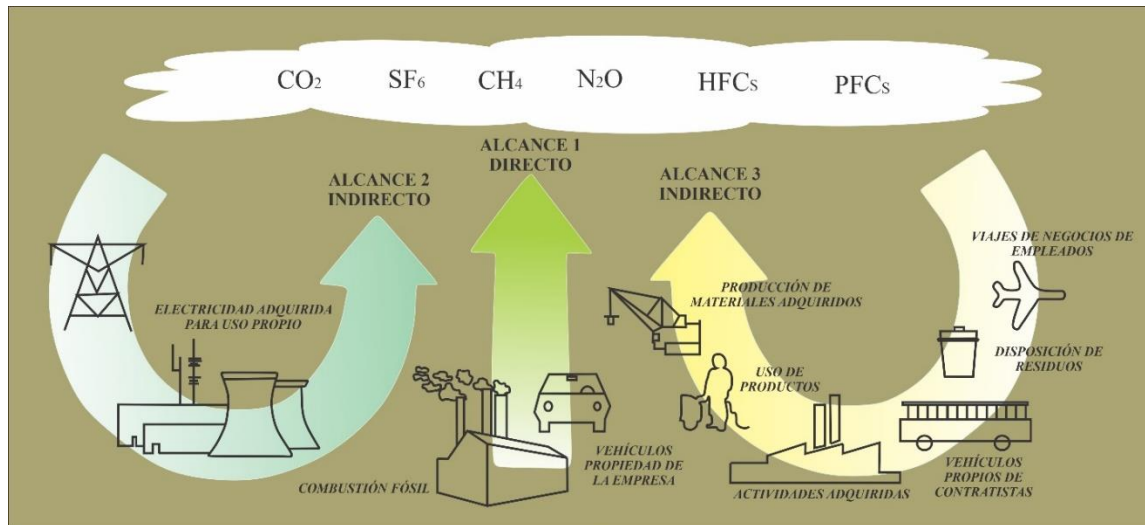
Emisiones GRB 2019 según Alcance.

Alcance de Emisión	CO₂eq (Toneladas)
Alcance 1: Directas	3.359.057
Alcance 2: Indirectas	604
EMISIONES TOTALES	3.359.661

Las empresas deben contabilizar y reportar de manera separada los alcances 1 y 2, como mínimo y se definen cuidadosamente para asegurar que dos o más empresas no contabilicen emisiones en el mismo alcance, la Figura 33 presenta un esquema de los alcances y emisiones según el Protocolo de Gases de Efecto Invernadero realizado por la World Business Council for Sustainable Development; World Resources Institute & secretaria de Medio Ambiente y recursos Naturales de México en el 2005.

Figura 33.

Esquema de alcances y emisiones a través de la cadena de valor de una compañía.



Nota: Adaptado de *Protocolo de Gases de Efecto Invernadero* (p. 34), por World Business Council for Sustainable Development; World Resources Institute & secretaria de Medio Ambiente y recursos Naturales, México, 2005.

Alcance 1: Emisiones directas de GEI

Las emisiones directas ocurren de fuentes que son propiedad de o están controladas por la empresa. Por ejemplo, emisiones provenientes de la combustión en calderas, hornos, vehículos, etc.; originarias de la producción química en equipos de proceso propios o controlados, derivadas de la combustión de combustibles fósiles en fuentes fijas y/o móviles por equipos para la producción de calefacción, energía eléctrica y/o refrigeración (World Business Council for sustainable Development et al., 2005).

Otras emisiones directas son (IBERDROLA, 2021):

- Otras emisiones por combustión (CH₄ y N₂O).
- Emisiones de no generación (almacenamiento de gas, tala y poda).
- Emisiones fugitivas (CH₄) (distribución y transporte gas).
- Emisiones fugitivas (SF₆).

- Emisiones fugitivas de gases refrigerantes.

Alcance 2: Emisiones indirectas de GEI asociadas a la electricidad

El alcance 2 incluye las emisiones de electricidad y/o vapor generados por terceros, adquiridos y consumidos por la empresa. La electricidad adquirida es comprada, o traída dentro del límite organizacional de la empresa (World Business Council for sustainable Development et al., 2005). Aunque las emisiones del alcance 2 ocurren físicamente en la planta donde la electricidad es generada, la producción de energía a las que se asocian se necesita por la demanda de la organización (Inhobe S.A., 2013); el consumo de energía eléctrica de sistemas auxiliares, en parada y bombeo, en edificios y pérdidas en red, son emisores indirectos de GEI (IBERDROLA, 2021).

Alcance 3: Otras emisiones indirectas

El alcance 3 es una categoría opcional de reporte que permite incluir el resto de las emisiones indirectas. Las emisiones del alcance 3 son consecuencia de las actividades de la empresa, pero ocurren en fuentes que no son propiedad ni están controladas por la empresa (World Business Council for sustainable Development et al., 2005). Algunos ejemplos de actividades del alcance 3 son:

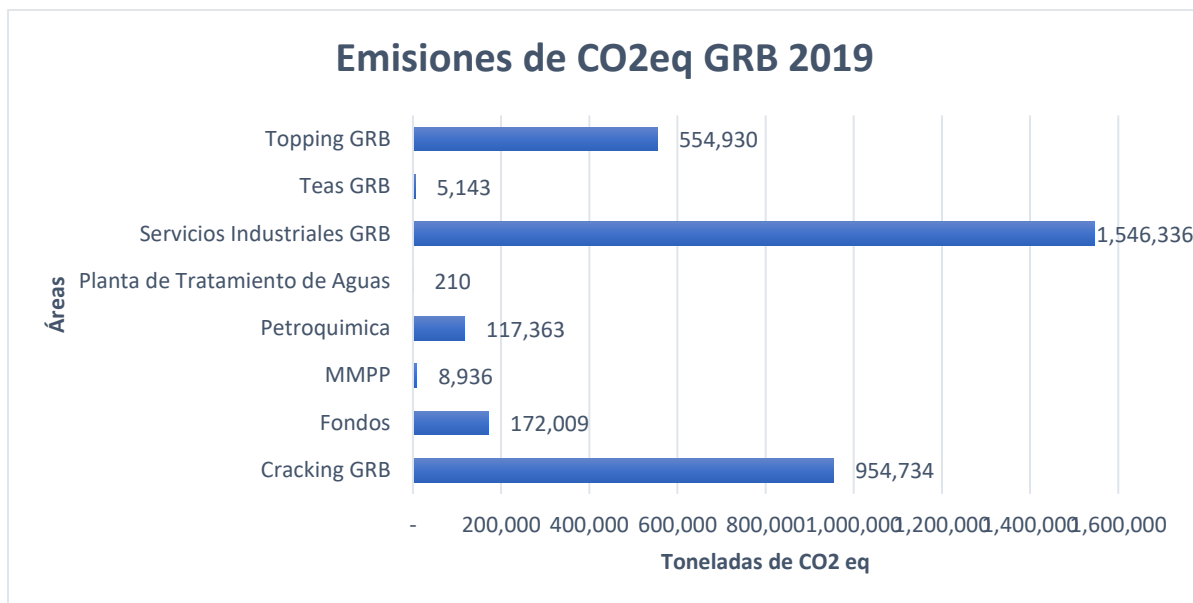
- Extracción y producción de materiales adquiridos
- Transporte de combustibles adquiridos
- Uso de productos y servicios vendidos.
- Viajes de empleados.
- Asociadas al transporte de empleados desde su residencia hasta su lugar de trabajo.
- Asociadas a la cadena de proveedores.

- Asociadas a la venta de gas para el cliente final (combustión).
- Emisiones aguas arriba (WTT) de los combustibles consumidos.
- Emisiones asociadas a la generación de energía para terceros.

A partir del mismo informe del SIGEA mencionado párrafos atrás, la GRB clasifica las emisiones de GEI según las áreas de este complejo y hace una discretización en sub áreas y los lugares de medición de las emisiones, esta información será ampliada en el Apéndice G; sin embargo, la Figura 34 indica las emisiones por secciones y se puede observar que el departamento de servicios industriales es quien aporta la mayor cantidad de toneladas equivalentes a las emisiones del año 2019.

Figura 34.

Emisiones 2019 según áreas de GRB



En las emisiones de la GRB se diferencian dos tipos principales de gases con alto contenido de CO₂; uno, producto de combustión y dos, gases denominados de subproducto y gases residuales.

Los gases de combustión son producidos en hornos y calderas y unidades de ruptura catalítica. Las principales características de emisión de estos gases son: altas temperaturas y bajas presiones. Además, presentan un contenido de CO₂ en volumen del 12%, lo que implica un complejo sistema de tratamiento; sin embargo, este proceso favorece las condiciones ambientales del sector, además de tener un gas con diferentes condiciones de aplicación y/o venta. Los gases denominados “de subproducto” son emitidos por la planta de parafinas y la planta generadora de hidrógeno y los gases residuales son emitidos por la planta turboexpander (Sáchica & Niño, 2005).

Además de las emisiones procedente de la combustión en la GRB también se identifican fuentes de emisión a partir de venteos, emisiones fugitivas y emisiones por teas, la Tabla 14 señala el número de toneladas de CO₂eq debido al material de emisión.

Tabla 14.

Toneladas CO₂eq según el material de emisión Año 2019.

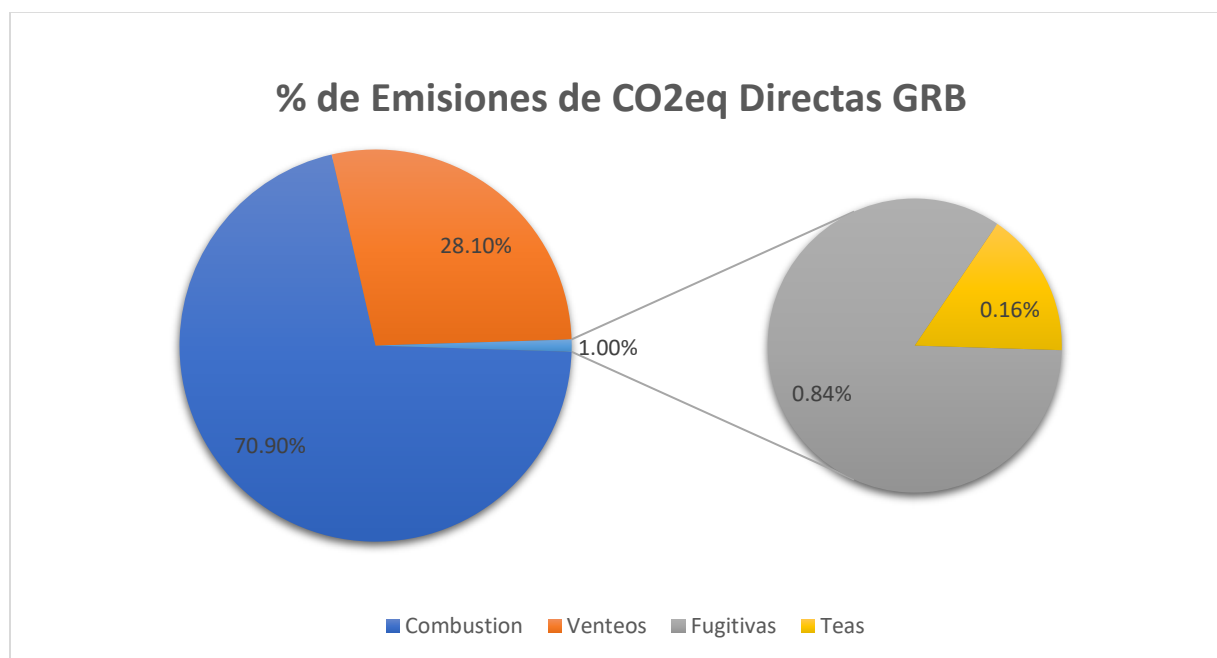
Material de Emisión	CO₂eq (Toneladas)
Combustión	2.381.676
Venteos	943.805
Fugitivas	28.200
Teas	5.377

Dado entonces que el mayor porcentaje de emisiones son producto de la combustión como se mencionó anteriormente y evidenciado en la Figura 35 abarcando el 70.90% del total de toneladas de CO₂eq, se puede empezar a identificar que los sistemas de captura de dióxido de carbono, enfocadas a procesos referentes a refinación de petróleo y petroquímicos, que mejor se

puedan adaptarse a la GRB y que tendrán una mayor eficiencia son los pertenecientes a los sistemas de pre y post combustión sujetos a las tecnologías ya puestas en marcha.

Figura 35.

Porcentaje de emisiones directas según el origen año 2019.



En el siguiente capítulo, se desarrollará el estudio económico que permite evidenciar la puesta en marcha de soluciones referentes a la captura de CO₂ y su nivel de incertidumbre respecto a la aplicabilidad en procesos industriales, que para el propósito de la temática abordada involucra procesos en refinerías. Lo cual será adaptado a las condiciones de la GRB.

6. Análisis económico métodos de captura

A partir de los distintos métodos de captura descritos en capítulos previos, se desglosan tres principales tecnologías desarrolladas como lo son postcombustión, precombustión y oxidación; es importante considerar en primera instancia para el desarrollo del análisis económico que los costos ligados a la captura de CO₂ se ven afectados por distintos factores como lo son la selección de la tecnología de interés y elección del sistema de energía o proceso industrial, la definición de los límites del sistema teniendo en cuenta las facilidades de las operaciones, la selección del periodo de tiempo de la tecnología y su madurez, y diferentes medidas de costos y supuestos (Metz et al., 2005). Toda esta información es empleada con el propósito de realizar una amplia evaluación de la tecnología ya puesta en escena o próxima a desarrollarse permitiendo así generar interés en cuanto a la selección del método, obtener inversión en capital, y priorización en áreas de investigación y desarrollo de las actividades relacionadas a los proyectos. Además, fomenta el apoyo de actividades regulatorias, legislativas y de promoción consideradas en las políticas propias de los países involucrados en esta temática (Saldívar et al., 2017).

Medidas de los costos de captura de CO₂

Se consideran como medidas comunes relacionadas con el costo para la captura de CO₂ a el costo capital, el incremento de costos del producto final del proceso, los costos por CO₂ evadido y finalmente, los costos por captura o remoción de CO₂. Siendo cada una de ellas una representación de una perspectiva que demuestra los costos adicionales de los procesos de captura por cada aplicación particular o sistema de interés (Metz et al., 2005), el Apéndice I amplía cada una de las medidas de los costos mencionadas.

6.1 Estimación de rendimiento y costos de diversos métodos de captura de CO₂

Estudios económicos con respecto a esta actividad se enfocan en la generación de energía eléctrica debido a que es una fuente de emisión de CO₂. Sin embargo, no ha sido el único atractivo de investigación ya que se han evaluado procesos industriales que generan hidrógeno como producto final en el sistema. Es importante considerar que los rangos de estimación de costos son basados en el criterio del autor de cada tecnología (Metz et al., 2005).

Se presenta un resumen de estimaciones de costos de captura de CO₂ de sistemas de interés, teniendo en cuenta que el límite de estos no considera el transporte ni almacenamiento de CO₂. Adicionalmente, con el propósito de reflejar el nivel de incertidumbre de cada caso estimado según la etapa de desarrollo (Saldívar et al., 2017), es importante tener en cuenta la información suministrada en el Apéndice I.

Plantas de Captura de CO₂ para refinerías

Dentro del sistema típico de las refinerías de petróleo y plantas petroquímicas, los calentadores de procesamiento de gas y calderas de vapor son considerados como los responsables que la emisión de la mayor cantidad de CO₂. Como alternativa a escala económica se ha considerado emplear absorbentes de CO₂ centralizados o regeneradores de aminas. Sin embargo, debido a la complejidad de estas facilidades a escala industrial los costos incrementales propios de la planta normalmente no son reportados.

A continuación, se presenta en las tablas 15 y 16 el resumen correspondiente al costo de captura de CO₂ propio de las refinerías y calentadores de la planta petroquímica.

Tabla 15.*Datos de costos registrados para plantas en refinerías (IEA CHG,2000)*

Planta de referencia (sin proceso de captura)	
Estudio y resultados	IEA GHG, 2000(c)
Petroquímica/ Refinación de petróleo	Fuentes de CO ₂ de alta pureza
Fuente de alimentación	Gas refinado/Gas natural
Tamaño de la planta	315 kg/s de crudo
Porcentaje de capacidad de la planta (%)	90
Diseño de la planta de captura	
Tecnología de captura de CO ₂	MEA
Ubicación del método de captura	Calentadores y planta de H ₂
Eficiencia del sistema de captura de CO ₂ (%)	95
Cantidad de CO ₂ capturado (Mt/año)	1.013
Presión de CO ₂ como producto (MPa)	11
Resultado de costos	
Costo incremental capital (US\$ por kg/s CO ₂)	4.1
Costo de captura de CO ₂ (US\$/tCO ₂)	50
Costo de CO ₂ evadido (US\$/tCO ₂)	74
Nivel de confiabilidad de costos de captura (Apéndice H)	MODERADO

Nota: Adaptado de *Carbon Dioxide Capture and Storage* (p. 171), por B. Metz, O. Davidson, H. De Coninck et al., 2005, *Distillation Design and Control Using Aspen™ Simulation. & The cost of CO₂ capture and storage* (p. 5), por E. Rubin, J. Davison, H. Herzog, 2015, *International Journal of Greenhouse Gas Control*.

Tabla 16.*Datos de costos registrados para plantas en refinerías (CCP,2005)*

Planta de referencia (sin proceso de captura)	
Estudio y resultados	CCP, 2005
Petroquímica/ Refinación de petróleo	Calentadores y calderas de la refinería
Fuente de alimentación	Gas natural
Tamaño de la planta	358 MWt
Porcentaje de capacidad de la planta (%)	98.5
Tasa de emisión de la planta referencia (kgCO ₂ MWh ⁻¹)	0.82
Diseño de la planta de captura	
Tecnología de captura de CO ₂	MEA
Ubicación del método de captura	Línea base MEA
Tamaño de la unidad de captura	358 MWt
Tasa de emisión de CO ₂ luego de la captura (kgCO ₂ MWh ⁻¹)	0.19
Reducción de CO ₂ por unidad de producto (%)	76.5
Resultado de costos	
Factor de cargo fijo (%)	11
Costo del producto en la planta de captura (US\$/unidad)	55.1
Costo incremental capital (US\$ por kg/s CO ₂)	4.1
Costo de captura de CO ₂ (US\$/tCO ₂)	90.9
Costo de CO ₂ evadido(US\$/tCO ₂)	88.2
Nivel de confiabilidad de costos de captura (Apéndice H)	MODERADO

Nota: Adaptado de *Carbon Dioxide Capture and Storage* (p. 171), por B. Metz, O. Davidson, H. De Coninck et al., 2005, *Distillation Design and Control Using Aspen™ Simulation*. & *The cost of CO₂ capture and storage* (p. 5), por E. Rubin, J. Davison, H. Herzog, 2015, *International Journal of Greenhouse Gas Control*.

6.2 Desarrollo del análisis económico

La tecnología seleccionada para el desarrollo de este estudio fue la captura de CO₂ a partir de Monoetanolamina (MEA) por absorción en proceso de postcombustión debido a su aplicabilidad en diferentes plantas que se encuentran en operación o en fase de demostración; convirtiéndola así en una tecnología madura para este proceso de captura (Roussanaly et al., 2018). Esta tecnología emplea un absorbedor con un solvente acuoso con una fracción en masa de 30% de MEA y una torre de regeneración (stripper); siendo este disolvente ampliamente empleado en la industria con una disposición suficiente de especificaciones del producto (Berghout et al., 2013). De acuerdo con (Berghout et al., 2013) la información económica del sistema se calcula a partir de corrientes de flue gas con 4% de volumen de CO₂ y presenta los costos económicos que incluye el CAPEX, OPEX y costos de energía, para una refinería con emisiones de hasta 4.1 millones de tCO₂/año a corto y largo plazo de 10 y 40 años respectivamente (Figura 36), con una inversión inicial de 30 millones de dólares anuales, y costos asociados a la operación de 51 millones de dólares anuales, costos de energía de 168 millones de dólares al año proyectado a 2020, y evidenciado en la Tabla 17.

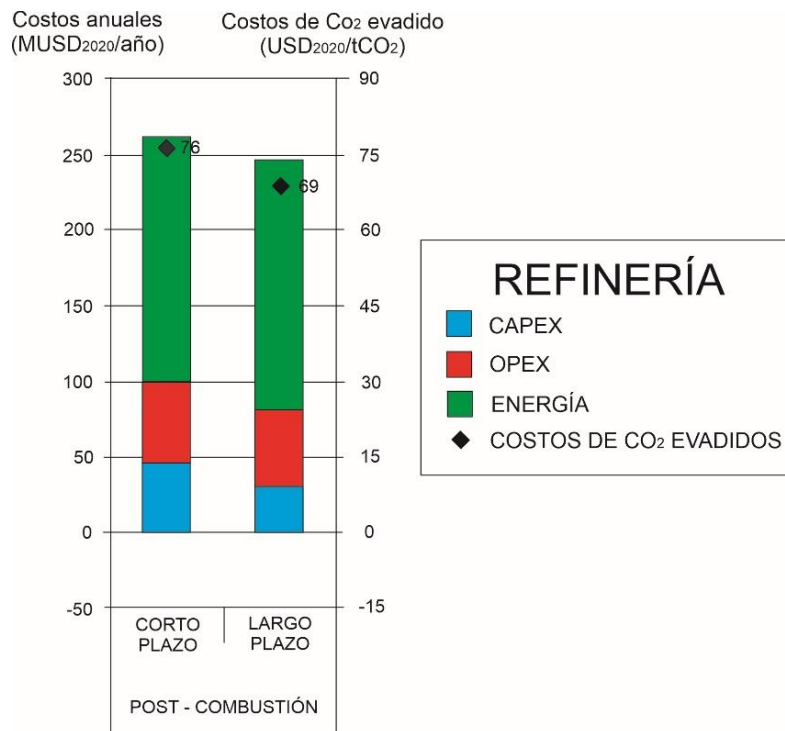
Tabla 17.

Data económica para sistema de captura de CO₂ por postcombustión.

Datos Económicos	Corto Plazo	Largo Plazo
Capex (Musd ₂₀₂₀ /Año)	47	30
Opex (Musd ₂₀₂₀ /Año)	55	51
Energía (Musd ₂₀₂₀ /Año)	164	168
Costos De Co ₂ Evadidos (Usd ₂₀₂₀ /Tco ₂)	77	70

Figura 36.

Costos económicos para proceso de captura para refinería proyectado a 2020 en dólares.



Nota: Adaptado de Techno-economic performance and challenges of applying CO₂capture in the industry: A case study of five industrial plants (p.8), por N. Berghout, M. Van den Broek, A. Faaij, 2013, International Journal of Greenhouse Gas Control.

La Tabla 18 expone los parámetros tenidos en cuenta en cada uno de los costos económicos del desarrollo del análisis técnico-económico de la Figura 36 de la planta de postcombustión base MEA.

Tabla 18.

Parámetros técnico-económicos para la captura por postcombustión resumiendo procesos PC y NGCC.

	Sistema de recolección de gas
	Modificaciones para baterías
	Equipo de captura de CO₂
	Materiales/Equipo
	Construcción
CAPEX	Equipo de tratamiento y compresión de CO₂
	Materiales/Equipo
	Construcción
	Factor de escalamiento económico
	Absorbedor de amina
	Stripper
	Compresor
	Costos fijos
	Labores
	Administración y gastos generales
	Mantenimiento
OPEX	Costos variables
	Consumo de agua
	Químicos
	MEA
	Inhibidor de corrosión
	SCR catálisis
ENERGÍA	Calor

Electricidad

Nota: Adaptado de Techno-economic performance and challenges of applying CO₂ capture in the industry: A case study of five industrial plants (p.5-7), por N. Berghout, M. Van den Broek, A. Faaij, 2013, International Journal of Greenhouse Gas Control.

A continuación, se crea un modelo para el análisis de la inversión, con el objetivo determinar financieramente los resultados que pueda tener un proyecto de Captura de CO₂ en la Refinería de Barrancabermeja. Esta es una vista únicamente financiera, en donde se cruza la inversión versus la recuperación por CO₂ vendido y el ahorro del impuesto al carbono.

Este escenario propone una inversión de 15 millones de dólares anuales a un periodo de evaluación de 40 años, dando como resultado una inversión total de 600 millones de dólares calculados en proporción de la data presentada previamente (Tabla 17), al igual que los valores de OPEX y energía que para las características tenidas en cuenta en el GRB corresponden a 35 millones de dólares y 100 millones de dólares respectivamente.

En el modelo económico analizado se calculan los indicadores principales, como: VPN, VPI, VPE, TIR, TVR, Relación beneficio/costo y Eficiencia de la inversión, todo estructurado a 40 años que es el tiempo estimado como largo plazo; propuesto por (Van den Broek et al., 2011) para el análisis del flujo de caja, en el Apéndice J se definen cada uno de estos indicadores.

La tabla 19 menciona los parámetros que se tuvieron en cuenta para el análisis económico del flujo de caja del modelo estudiado, estos datos se tomaron de forma constante teniendo en cuenta que no se tiene conocimiento respecto a cómo será su variación en el futuro.

Tabla 19.

Parámetros para Modelo de flujo de caja

Capacidad (toneladas CO₂)	3.500.000
Precio Venta tonelada CO₂ (USD)*	65
Impuesto al Carbono (USD)**	5
Impuesto de renta (%)	35

Nota: * Precio tomado en Julio de 2021 a partir del Sistema Europeo de Negociación de CO₂ (SendeCO₂). ** Precio impuesto tomado de la resolución Número 000007 del 29 de enero de 2021.

Los resultados del modelo de inversión aplicado al proyecto están plasmados en la Tabla 20.

Tabla 20.

Resultados del Modelo de inversión

Indicadores Financieros	
Inversión (Usd)	\$ 600.000.000
Pay Out (Años)	9
Periodo De Evaluación (Años)	40
Tio (%) *	11
Vpi (Usd)	\$ 2.193.007.450
Vpe (Usd)	\$ 1.208.391.860
Costo-Inversion (Usd)	\$ 1.808.391.860
Vpn (Usd)	\$ 40.000.133
Tir (%)	12
Tvr (%)	13
Relacion Beneficio/Costo	1,21
Efi	0,07

Nota: * Tasa de interna de oportunidad tomada de Plan de gestión orientado a la mitigación de Emisiones de Gases Efecto Invernadero en la Vicepresidencia Regional Central De Ecopetrol S.A., por (p. 91), por J. Sachica, 2015. Universidad Industrial de Santander.

Dado que el valor presente neto (VPN) de los anteriores resultados es positivo, se determina que el modelo es rentable, es decir la inversión realizada en el proyecto renta a una tasa mayor a la tasa de interés de oportunidad que para este caso corresponde al 11%. Siendo para este caso la disposición final del CO₂ capturado en la refinería para venta.

A continuación, se presenta el modelo de flujo de caja.

Utilidad después de Impuesto (USD)	71.500.000	71.500.000	71.500.000	71.500.000	71.500.000	71.500.000	71.500.000	71.500.000	71.500.000
Flujo De Caja Anual (USD)	71.500.000	71.500.000	71.500.000	71.500.000	71.500.000	71.500.000	71.500.000	71.500.000	71.500.000
Flujo De Caja Acumulado (USD)	1.330.500.000	1.402.000.000	1.473.500.000	1.545.000.000	1.616.500.000	1.688.000.000	1.759.500.000	1.831.000.000	1.902.500.000

Tiempo Estimado (Años)	36	37	38	39	40
Capex, Inversión					
Inicial (USD)					
Opex (USD)	35.000.000	35.000.000	35.000.000	35.000.000	35.000.000
Energía (USD)	100.000.000	100.000.000	100.000.000	100.000.000	100.000.000
Egresos					
Brutos Anuales (USD)	135.000.000	135.000.000	135.000.000	135.000.000	135.000.000
Acumulado (USD)	4.860.000.000	4.995.000.000	5.130.000.000	5.265.000.000	5.400.000.000
Venta De Co2 (USD)	227.500.000	227.500.000	227.500.000	227.500.000	227.500.000
Co2 Evitado (USD)	17.500.000	17.500.000	17.500.000	17.500.000	17.500.000
Ingresos					
Brutos Anuales (USD)	245.000.000	245.000.000	245.000.000	245.000.000	245.000.000
Acumulado (USD)	8.820.000.000	9.065.000.000	9.310.000.000	9.555.000.000	9.800.000.000
Utilidad (USD)	110.000.000	110.000.000	110.000.000	110.000.000	110.000.000
Impuesto (35%) (USD)	38.500.000	38.500.000	38.500.000	38.500.000	38.500.000
Utilidad después de Impuesto (USD)	71.500.000	71.500.000	71.500.000	71.500.000	71.500.000
Flujo De Caja Anual (USD)	71.500.000	71.500.000	71.500.000	71.500.000	71.500.000
Flujo De Caja Acumulado (USD)	1.974.000.000	2.045.500.000	2.117.000.000	2.188.500.000	2.260.000.000

Una de las principales alternativas para reducir las emisiones de CO₂, es la captura y almacenamiento geológico de CO₂. Según el Informe del Panel Intergubernamental para el Cambio Climático de Naciones Unidas (IPCC) esto contribuiría entre el 15% y el 55% al esfuerzo mundial de mitigación del cambio climático acumulativo hasta el 2100. Por esto implementar una técnica para la recuperación de hidrocarburos a partir de la inyección de CO₂ (EOR) es una opción que plantea beneficios a largo plazo ya que al ser capturado de fuentes de emisión aledañas en este caso la refinería y posteriormente inyectado en pozos cercanos a esta, el CO₂ por sus condiciones

físicas y químicas es gran parte adsorbido por la roca, permitiendo desplazar el hidrocarburo y a su vez permanece almacenado.

Teniendo en cuenta lo anterior, se diseñaron dos nuevos casos de estudio en donde la disposición final de CO₂ capturado es para implementación en proyectos de tipo EOR.

Para el primer escenario se dispuso el 100% del CO₂ capturado para proyectos EOR, en donde el precio de venta de la tonelada de CO₂ utilizado fue el reportado por (Godec, 2014) proyectado al año 2020 (50 USD), sin embargo para esta opción no hay rentabilidad del proyecto con los parámetros establecidos como se observa en la Tabla 22. Por este motivo en el segundo caso se planteó una distribución del CO₂ capturado en donde el 70% era dirigido para proyectos de EOR y el 30% destinado para la venta final, adicional a esto y teniendo en cuenta el proceso de transición energética que adelanta Ecopetrol desde hace varios años se propone la autogeneración del 30% de la energía necesaria para la planta de captura con el fin de reducir los gastos de energía, en estas condiciones el escenario dos mostró rentabilidad como se evidencia en la Tabla 22. Los flujos de caja de cada uno de los casos de estudio se presentan en el Apéndice K.

Tabla 22.

Resultados de los escenarios propuestos para disposición de CO₂ en proyectos EOR

Indicadores Financieros		
Casos De Estudio	Caso 1	Caso 2
Inversión (Usd)	\$ 600.000.000	\$ 600.000.000
Pay Out (Años)	17	9
Periodo De Evaluación (Años)	40	40
Tio (%) *	11	11

Indicadores Financieros		
Vpi (Usd)	\$ 1.723.077.282	\$ 1.864.056.333
Vpe (Usd)	\$ 1.208.391.860	\$ 939.860.336
Costo-Inversion (Usd)	\$ 1.808.391.860	\$ 1.539.860.336
Vpn (Usd)	- \$ 265.454.476	\$ 727.398
Tir (%)	5	11
Tvr (%)	9	13
Relacion Beneficio/Costo	0,95	1,21
Efi	-0,44	0,0012

En caso de que no se lleve a cabo el proyecto de captura de CO₂ en la Refinería de Barrancabermeja el potencial costo que esta debería pagar por la emisión de GEI durante los 40 años del estudio, estará en el orden de los 700 millones de dólares, esto sin tener en cuenta el aumento del impuesto al carbono que se puede dar en años siguientes o el riesgo a futuro de contar con normatividades o regulaciones más exigentes que puedan conllevar al cese de operaciones debido a la emisiones de CO₂.

El valor correspondiente al pago por emisiones es mayor al VPN determinado para el modelo base de estudio, lo que indica que hay un mayor beneficio al ejecutar un proyecto de captura de dióxido de carbono con aminas (MEA) que la posibilidad de no realizar ninguna acción de mitigación de GEI.

En conclusión, el modelo base en donde la disposición del gas capturado es para la venta, es el escenario que presenta una mayor rentabilidad en este estudio, seguido del caso 2 en donde se dispondría de un porcentaje de CO₂ para proyectos de tipo EOR teniendo en cuenta que en el

flujo de caja de este no están incluidos los barriles incrementales de petróleo que se pueden obtener tras un proceso de recobro y que seguramente en caso de implementarse el proyecto EOR aumentaría los valores de rentabilidad de la propuesta y finalmente el caso 1 en donde aplicaría la misma premisa anteriormente mencionada.

7. Conclusiones

La captura de gases de chimenea y de los subprocesos de la refinería de Barrancabermeja es una alternativa viable técnica y económicamente para la reducción de emisiones que busca mitigar el cambio climático y avanzar en la transición energética, todo esto enmarcado en la agenda de sostenibilidad del Grupo Ecopetrol, cuya meta es de cero emisiones netas de carbono para 2050 para los alcances 1 y 2.

La Gerencia General Refinería Barrancabermeja (GRB) emitió en el año 2019, 3.233.740 toneladas de CO₂ producto de las más de 534 unidades que posee entre las que se caracterizan hornos, calderas, unidades de craqueo catalítico, plantas de parafinas y plantas generadoras de hidrógeno como principales fuentes de emisiones de GEI, también produjo alrededor de 4.720 toneladas de CH₄ y 27 toneladas de N₂O, estos datos en unidades de CO₂equivalentes corresponden a 3.359.661 toneladas.

Dentro de los sistemas de captura de CO₂ se identificaron las tecnologías de precombustión, oxicomustión y postcombustión, haciendo énfasis en la última categoría al conocer que las mayores emisiones de la GRB correspondían a procesos de combustión. Dentro de esta se analizaron los sistemas por absorción, adsorción, membranas y procesos criogénicos que hacen parte de los métodos más estudiados y utilizados a nivel mundial.

La tecnología seleccionada para el análisis económico fue la captura de CO₂ a partir de Monoetanolamina (MEA) por absorción en proceso de postcombustión, esto dado a su alta aplicabilidad en diferentes plantas. Esta emplea un absorbedor con un solvente acuoso con una fracción en masa de 30% de MEA y una torre de regeneración (stripper); siendo este disolvente ampliamente empleado en la industria con una disposición suficiente de especificaciones del producto en el mercado. El análisis mostró que es económicamente rentable la implementación de

una planta de captura de CO₂ en la GRB con las características anteriormente mencionadas, con una capacidad para 3.5 Millones de toneladas de CO₂ al año y generando una disposición final del gas para la venta; por otro lado, en uno de los escenarios planteados también se determinó que es factible el uso de un porcentaje del CO₂ capturado para proyectos de EOR, teniendo en cuenta que no se incluyeron los barriles incrementales que se pueden obtener si se llevaran a cabo proyectos de recobro mejorado lo que aumentaría considerablemente la rentabilidad de los proyectos.

8. Recomendaciones

Se recomienda que, a partir de este proyecto conceptual, se realice un análisis encaminado a un estudio detallado de toda la ingeniería que conlleva la captura de CO₂ dado los posibles beneficios económicos, ambientales y sociales que se pueden llegar a lograr.

Se recomienda a partir de la misma metodología, continuar realizando estudios técnicos y económicos que incluya el almacenamiento, transporte y uso del CO₂ con el propósito de abarcar toda la cadena de valor referente a las tecnologías de captura de CO₂.

Se recomienda actualizar la data referente a la cuantificación volúmenes actuales de emanación de gases de chimenea y de los subprocesos de la refinería de Barrancabermeja para futuros proyectos enfocados a la captura de CO₂.

Se recomienda a medida que surjan nuevas tecnologías de captura de CO₂ con nivel de confiabilidad entre moderado y alto, considerar nuevos escenarios que permitan determinar la viabilidad de proyectos en Colombia encaminados a la reducción de emisiones de gases.

Se recomienda replicar la metodología realizada para la refinería de Cartagena, Floreña y Orito con el fin de tener un panorama ampliado de alternativas de reducción de emisión de gases en el sector Refinación en Colombia.

Se recomienda profundizar a nivel académico y práctico en la factibilidad del uso del CO₂ en proyectos enfocados para recobro mejorado, con el fin de aumentar el factor de recobro y así aumentar las reservas de hidrocarburos de Colombia.

Referencias Bibliográficas

- Alvarez, N. (2016). Procesos De Adsorción Para La Captura De Co2 En Corrientes De Biogás [Universidad de Oviedo]. <https://dialnet.unirioja.es/servlet/tesis?codigo=207740>
- Baade, W., Farnand, S., Hutchison, R., & Welch, K. (2015). Rotating bed adsorber system for carbon dioxide capture from flue gas. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 32, 172–188. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2014.10.020>
- Ban, Z., Lau, K., & Azmi, M. (2014). Physical absorption of CO2 capture: A review. *Advanced Materials Research*, 917, 134–143. <https://doi.org/10.4028/www.scientific.net/AMR.917.134>
- Banco Finandina. (2019). ¿Cómo calcular el retorno de la inversión (ROI)? Blog Del Banco Finandina. <https://www.bancofinandina.com/finanblog/noticias/2019/10/18/como-calcular-mejor-el-roi>
- Basile, A., Gugliuzza, A., Iulianelli, A., & Morrone, P. (2011). Membrane technology for carbon dioxide (CO2) capture in power plants. *Advanced Membrane Science and Technology for Sustainable Energy and Environmental Applications*, 113–159. <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/B9781845699697500059>
- Belaissaoui, B., Willson, D., & Favre, E. (2012). Post-combustion Carbon Dioxide Capture using Membrane Processes: A Sensitivity Analysis. *Procedia Engineering*, 44, 1191–1195. <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1877705812037332>
- Berghout, N., van den Broek, M., & Faaij, A. (2013). Techno-economic performance and challenges of applying CO2 capture in the industry: A case study of five industrial plants. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 17(2013), 259–279.

<https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2013.04.022>

Blanco, E. A., & Ortega, F. M. (2019). *Tecnologías de captura de CO₂ en procesos de postcombustión de gas natural*. 22–33.

https://www.cdtdegas.com/images/Descargas/Nuestra_revista/MetFlu14/7_CapturaCO2.pdf

Bnamericas. (2020). *Ecopetrol logra nueva verificación de reducción de 687.000t en emisiones de CO₂*. <https://www.bnamericas.com/es/noticias/ecopetrol-logra-nueva-verificacion-de-reduccion-de-687000t-en-emisiones-de-co2>

Burr, B., & Lyddon, L. (2008). A Comparison Of Physical Solvents For Acid Gas Removal. *Bryan Research & Engineering, Inc. Bryan, Texas, U.S.A.* <https://bre.com/PDF/A-Comparison-of-Physical-Solvents-for-Acid-Gas-Removal-REVISED.pdf>

Clodic, D., & Bill, A. (2005). CO₂ capture by anti-sublimation Thermo-economic process evaluation. *Conferencia Anual Sobre Captura y Secuestro de Carbono, May 2005*, 1–12. https://www.researchgate.net/publication/239554694_CO2_capture_by_anti-sublimation_Thermo-economic_process_evaluation

Costa, J. (1983). *Curso de Ingeniería Química*. https://www.google.com/books/edition/Curso_de_ingeniería_química/XZNYpvnO_V8C?hl=es&gbpv=0

De Roldan, Z. (2017). *TIR, VPN, TIO, y Costo Promedio De Capital WACC*. <http://zusideroldan.blogspot.com/2017/11/tir-vpn-tio-y-costo-promedio-de-capital.html>

Dufour, J. (2012). *Captura de CO₂ mediante separación criogénica*. Fundacion Para El Conocimiento de Madrid.

<https://www.madrimasd.org/blogs/energiasalternativas/2012/05/22/131542>

ECOPETROL S.A. (2021). MITIGACIÓN. Responsabilidad Corporativa-Dimensión Ambiental.

<https://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/Home/es/ResponsabilidadEtiqueta/Medioambiente/cambio-climatico-et>

- EPA. (2018). *Descripción general de los gases de efecto invernadero*. Agencia de Protección Ambiental de Estados Unidos. <https://espanol.epa.gov/la-energia-y-el-medioambiente/descripcion-general-de-los-gases-de-efecto-invernadero>
- Feder, J. (2019). Industry Continues to Make Progress on Carbon Capture. *Journal of Petroleum Technology*, 71(11), 24–30. <https://doi.org/10.2118/1119-0024-jpt>
- Figuerola, J. D., Fout, T., Plasynski, S., McIlvried, H., & Srivastava, R. D. (2008). Advances in CO2 capture technology-The U.S. Department of Energy's Carbon Sequestration Program. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2(1), 9–20. [https://doi.org/10.1016/S1750-5836\(07\)00094-1](https://doi.org/10.1016/S1750-5836(07)00094-1)
- Fundación para Estudios sobre la Energía. (2008). Tecnologías de captura y almacenamiento de CO2. *El Futuro Del Carbón En La Política Energética Española*. <http://www.greenfacts.org/es/captura-almacenamiento-co2/1-2/1-secuestro-carbono.htm>
- Ghasem, N. (2020). CO2 removal from natural gas. *Advances in Carbon Capture*, 479–501. <https://doi.org/10.1016/b978-0-12-819657-1.00021-9>
- Gimeno, M. P., Mayoral, M. C., & Andrés, J. M. (2013). *Los líquidos iónicos como una alternativa a la captura de CO2 en post*. 4. <https://dialnet.unirioja.es/descarga/articulo/5074914.pdf>
- Godec, M. L. (2014). *Carbon Dioxide Enhanced Oil Recovery*. The American Oil & Gas Reporter. <https://www.aogr.com/magazine/editors-choice/industrial-co2-supply-crucial-for-eor>
- IBERDROLA. (2021). *Informe de gases de efecto invernadero (Huella de carbono)*. INVENTARIO DE GASES DE EFECTO INVERNADERO (GEI). <https://www.iberdrola.com/sostenibilidad/medio-ambiente/gestion->

medioambiental/inventario-gases-efecto-invernadero

IDEAM. (2016). *Inventario Nacional y Departamental de Gases Efecto Invernadero - Colombia*.

Tercera Comunicación Nacional de Cambio Climático de Colombia.

<http://documentacion.ideam.gov.co/openbiblio/bvirtual/023634/INGEI.pdf>

IDEAM, PNUD, MADS, DNP, & CANCELLERÍA. (2015). *Inventario Nacional de Gases de Efecto invernadero (GEI) de Colombia* (p. 36). Tercera Comunicación Nacional de Cambio

Climático de Colombia.

http://documentacion.ideam.gov.co/openbiblio/bvirtual/023421/cartilla_INGEI.pdf

Inhobe S.A. (2013). *7 Metodologías para el cálculo de emisiones de gases de efecto Invernadero*. 1–31.

https://www.euskadi.eus/contenidos/documentacion/7metodologias_gei/es_def/adjuntos/7METODOLOGIAS.pdf

International Energy Agency. (2020). *IEA, CCUS in Clean Energy Transitions*.

<https://www.iea.org/reports/ccus-in-clean-energy-transitions>

Jiang, K., & Ashworth, P. (2021). The development of Carbon Capture Utilization and Storage (CCUS) research in China: A bibliometric perspective. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 138(December 2019), 110521. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2020.110521>

Kohl, A., & Nielsen, R. (1976). Gas purification. In *Chemical Engineering Progress* (Vol. 72, Issue 10). http://www.pacificcrn.com/Upload/file/201612/12/20161212220906_20398.pdf

Leung, D. Y. C., Caramanna, G., & Maroto-Valer, M. M. (2014). An overview of current status of carbon dioxide capture and storage technologies. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 39, 426–443. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.07.093>

MADS. (2015). *SIAC Sistema de información Ambiental de Colombia, IDEAM*. Cambio

Climático, GEI. <http://www.siac.gov.co/climaticogei>

- Martinez, A. (2018). *Estudio Sobre El Impacto De La Actividad Petrolera En Las Regiones Productoras De Colombia. Caracterización Departamental Santander* (Primera Ed). https://www.repository.fedesarrollo.org.co/bitstream/handle/11445/3669/CDF_No_66_Septiembre_2018.pdf?sequence=1&isAllowed=y
- Mejia, I., Kathleen, S., Canales, R., & Brennecke, J. F. (2013). On the High-Pressure Solubilities of Carbon Dioxide in Several Ionic Liquids. *Journal of Chemical & Engineering*. <https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/je400542b>
- Metz, B., Davidson, O., De Coninck, H., Loos, M., & Meyer, L. (2005). Carbon Dioxide Capture and Storage. In *Distillation Design and Control Using AspenTM Simulation*. <https://doi.org/10.1002/9781118510193.ch14>
- Miller, D. C., Syamlal, M., Mebane, D. S., Storlie, C., Bhattacharyya, D., Sahinidis, N. V., Agarwal, D., Tong, C., Zitney, S. E., Sarkar, A., Sun, X., Sundaresan, S., Ryan, E., Engel, D., & Dale, C. (2014). Carbon capture simulation initiative: A case study in multiscale modeling and new challenges. *Annual Review of Chemical and Biomolecular Engineering*, 5, 301–323. <https://doi.org/10.1146/annurev-chembioeng-060713-040321>
- Ministerio para la Transición Ecológica. (2018). Guía para el cálculo de la huella de carbono y para la elaboración de un plan de mejora de una organización. *Gobierno de España*, 52. https://www.miteco.gob.es/es/cambio-climatico/temas/mitigacion-politicas-y-medidas/guia_huella_carbono_tcm30-479093.pdf
- Morales, H., & Torres, C. (2008). *Tecnologías de captura y secuestro de CO2 Índice de contenidos*. 52. [http://hrudnick.sitios.ing.uc.cl/alumno08/co2capture/Informe captura y secuestro de CO2.pdf](http://hrudnick.sitios.ing.uc.cl/alumno08/co2capture/Informe%20captura%20y%20secuestro%20de%20CO2.pdf)

- Moreno Sanz, S., & Vega Borrero, F. (2019). *Estudio de sistemas de captura de CO2 y métodos de concentración de CO2 en corrientes gaseosas aplicados a ciclos combinados* [Universidad de Sevilla]. <https://idus.us.es/handle/11441/100929>
- Muñoz, C., Mora, P., & Recalde, J. (2011). Estado del arte de las tecnologías de captura y almacenamiento de CO. In *Ficem.Org*. <http://ficem.org/CIC-descargas/espania/Estado-del-arte-de-las-tecnologias-de-captura-y-almacenamiento-de-CO2-en-la-industria-del-cemento.pdf>
- Naciones Unidas. (2015). United Nations Framework Convention on Climate Change Paris Agreement. *Cop21*, *21930*, 18. http://unfccc.int/resource/docs/2015/cop21/spa/109s.pdf%5Cnhttps://unfccc.int/files/meetings/paris_nov_2015/application/pdf/paris_agreement_spanish_.pdf
- ONU. (1998). PROTOCOLO DE KYOTO DE LA CONVENCION MARCO DE LAS NACIONES UNIDAS SOBRE EL CAMBIO CLIMÁTICO. *ORGANIZACIÓN DE LAS NACIONES UNIDAS*, 61702, 25. <https://doi.org/10.1145/115790.115803>
- Rackley, S. A. (2017a). Absorption capture systems. In *Carbon Capture and Storage* (pp. 115–149). <https://doi.org/10.1016/b978-0-12-812041-5.00006-4>
- Rackley, S. A. (2017b). Adsorption capture systems. In *Carbon Capture and Storage* (pp. 151–185). <https://doi.org/10.1016/b978-0-12-812041-5.00007-6>
- Rackley, S. A. (2017c). Carbon capture from power generation. In *Carbon Capture and Storage* (pp. 75–101). <https://doi.org/10.1016/b978-0-12-812041-5.00004-0>
- Rackley, S. A. (2017d). Low temperature and distillation systems. In *Carbon Capture and Storage* (pp. 227–252). <https://doi.org/10.1016/b978-0-12-812041-5.00009-x>
- Rackley, S. A. (2017e). Membrane separation systems. In *Carbon Capture and Storage* (pp. 187–

225). <https://doi.org/10.1016/b978-0-12-812041-5.00008-8>

Ramdin, M., De Loos, T. W., & Vlugt, T. J. H. (2012). State-of-the-art of CO₂ capture with ionic liquids. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 51(24), 29. <https://doi.org/10.1021/ie3003705>

Robinson, P. J., & Luyben, W. L. (2010). Integrated Gasification Combined Cycle Dynamic Model: H₂S Absorption/Stripping, Water–Gas Shift Reactors, and CO₂ Absorption/Stripping. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. <https://pubs.acs.org/action/showCitFormats?doi=10.1021%2Fie901549s&href=/doi/10.1021%2Fie901549s>

Romeo, L., & Bolea, I. (2015). Captura de CO₂ en procesos postcombustión. *Boletín Del Grupo Español Del Carbón*, 35, 8–11. http://www.gecarbon.org/boletines/articulos/BoletinGEC_035_art2.pdf

Roussanaly, S., Anantharaman, R., Lindqvist, K., & Hagen, B. (2018). A new approach to the identification of high-potential materials for cost-efficient membrane-based post-combustion CO₂ capture. *Royal Society of Chemistry*, 1225–1243. <https://pubs.rsc.org/en/content/articlehtml/2018/se/c8se00039e>

Roussanaly, S., Anantharaman, R., Lindqvist, K., Zhai, H., & Rubin, E. (2016). Membrane properties required for post-combustion CO₂ capture at coal-fired power plants. *Journal of Membrane Science*, 511, 250–264. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2016.03.035>

Ruiz, E., Maroño, M., & Sanchez-Hervás, J. M. (2010). *Estudio de Adsorbentes para la Captura de CO₂ en Postcombustión. Contribución de CIEMAT al Módulo 4 del Proyecto CENITCO₂*. 63. <http://www.060.es>

, J. A. (2015). <http://tangara.uis.edu.co/biblioweb/tesis/2015/160248.pdf>

- Sáchica, J. A., & Niño, Y. A. (2005). Factibilidad técnico-económica del uso del CO₂ de la Gerencia Complejo de Barrancabermeja para recobro terciario de petróleo en los campos Yariguí – Cantagallo y “San Silvestre – Gala – Llanito”. *ACIPET*, 1–7. https://www.researchgate.net/publication/237761345_FACTIBILIDAD_TECNICO-ECONOMICA_DEL_USO_DEL_CO2_DE_LA_GERENCIA_COMPLEJO_DE_BARRANCABERMEJA_EN_EL_RECOBRO_TERCARIO_DE_PETROLEO_DE_LOS_CAMP OS_YARIGUI-CANTAGALLO_Y_SAN_SILVESTRE_GALA_LLANITO
- Saldívar, S., Cabrera, J., & Reta, J. (2017). Tecnologías de captura y almacenamiento de dióxido de carbono. *Revista de Ciencias Naturales y Agropecuarias*, 4(12), 22–34. www.ecorfan.org/bolivia%0Ahttps://www.ecorfan.org/bolivia/researchjournals/Ciencias_Naturales_y_Agropecuarias/vol4num12/Revista_de_Ciencias_Naturales_y_Agropecuarias_V4_N12_4.pdf
- Schlumberger. (n.d.). *Oilfield Glossary*. <https://www.glossary.oilfield.slb.com/es/terms/a/amines>
- Shannon, M. S., & Bara, J. E. (2011). Properties of Alkylimidazoles as Solvents for CO₂ Capture and Comparisons to Imidazolium-Based Ionic Liquids. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. <https://pubs.acs.org/doi/10.1021/ie200259h>
- Silvestre Albero, J., Silvestre Albero, A., Casco, M., & Rodríguez Reinoso, F. (2014). Retos actuales para la captura y almacenamiento de CO₂. *Anales de La Real Sociedad Española de Química*, 110(1), 30–34. <https://core.ac.uk/download/pdf/32322797.pdf>
- Song, C., Liu, Q., Deng, S., Li, H., & Kitamura, Y. (2019). Cryogenic-based CO₂ capture technologies: State-of-the-art developments and current challenges. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 101(October 2017), 265–278. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2018.11.018>

- Sreenivasulu, B., Gayatri, D., Sreedhar, I., & Raghavan, K. (2015). A journey into the process and engineering aspects of carbon capture technologies. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, *41*, 1324–1350. <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1364032114008028>
- Stewart, M., & Ken, A. (2011). *Gas Sweetening and Processing Field Manual*. <https://www.elsevier.com/books/gas-sweetening-and-processing-field-manual/stewart/978-1-85617-982-9>
- The university of Edinburgh. (2018). *Carbon Capture, Current Research Projects*. <https://www.carboncapture.eng.ed.ac.uk/projects>
- TrnasAlta, Enbridge, & Capital Power Corporation. (2013). *FINAL REPORT ON PROJECT PIONEER*. <https://www.globalccsinstitute.com/archive/hub/publications/98046/project-pioneer-summary-report.pdf>
- Tuinier, M., Van Sint Annaland, M., Kramer, G., & Kuipers, J. (2010). Cryogenic CO₂ capture using dynamically operated packed beds. *Chemical Engineering Science*, *65*(1), 114–119. <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0009250909000852>
- Tuinier, M., Van Sint Annaland, M., & Kuipers, J. (2011). A novel process for cryogenic CO₂ capture using dynamically operated packed beds—An experimental and numerical study. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, *5*(4), 694–701. <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1750583610001829?via%3Dihub>
- UNCC. (2021). *UNFCCC Sites and platforms*. The Paris Agreement. <https://unfccc.int/es/process-and-meetings/the-paris-agreement/el-acuerdo-de-paris>
- University of Brighton. (n.d.). Cryogenic Carbon Capture. *University of Brighton*. <https://www.brighton.ac.uk/business-services/consultancy/cryogenics/cryogenic-carbon->

capture.aspx

UPME. (2001). *Refinación Y Petroquímica* (p. 49). Documento UPME para discusión.

<https://bdigital.upme.gov.co/handle/001/1243>

Van den Broek, M., Veenendaal, P., Koutstaal, P., Turkenburg, W., & Faaij, A. (2011). Impact of international climate policies on CO₂ capture and storage deployment. Illustrated in the Dutch energy system. *Energy Policy*, 39(4), 2000–2019.

<https://doi.org/10.1016/j.enpol.2011.01.036>

Vásquez, H. (2012). Hidratos De Gas. *Revista Universidad EAFIT*, 87–96.

<https://publicaciones.eafit.edu.co/index.php/revista-universidad-eafit/article/view/1207>

White, C. (2009). Background guide: Carbon capture and storage around the world. *The Guardian*.

<https://www.theguardian.com/environment/2009/feb/25/carbon-capture-storage-emissions-coal>

Wilberforce, T., Olabi, A. G., Sayed, E. T., Elsaid, K., & Abdelkareem, M. A. (2021). Progress in carbon capture technologies. *Science of the Total Environment*, 761(xxxx), 143203.

<https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2020.143203>

World Business Council for sustainable Development, World Resources Institute, & México, S.

de M. A. y R. N. (2005). Protocolo De Gases De Efecto Invernadero. *Journal of Chemical Information and Modeling*, 53(9), 1–138.

https://ghgprotocol.org/sites/default/files/standards/protocolo_spanish.pdf

Yañez, M., Freitas, M., Semeco, K., & Agüero, M. A. (2012). Metodología de Optimización de Secuencia de Intervenciones a Pozos. *Sistemas, Cibenética e Informática*, 9(2), 1–6.

http://www.iiis.org/CDs2012/CD2012ADII/ATIC_2012/PapersPdf/AT851NR.pdf

Zhang, W., Ye, L., & Jiang, J. (2015). CO₂ capture with complex absorbent of ionic liquid,

surfactant and water. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 3(1), 6.

<https://doi.org/10.1016/j.jece.2014.07.020>

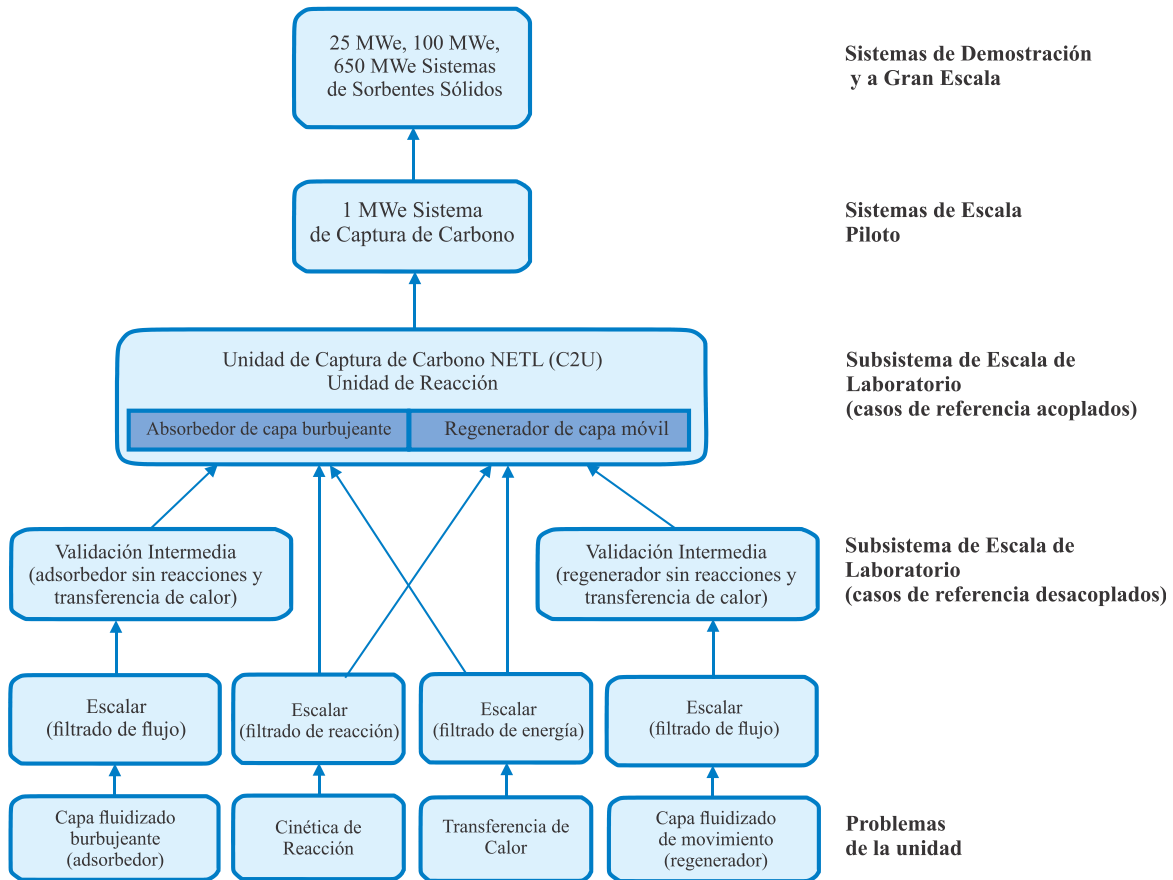
Apéndices

Apéndice A. Estudios actuales realizados por diferentes universidades en el mundo.

La Universidad de Edimburgo, Escocia realizó una reciente investigación en el proceso de 'absorción de la capa humectante' (WLA), haciendo uso de un material poroso para soportar regiones líquidas de solvente y así absorber el gas de interés. Se implementaron disolventes físicos y químicos para las aplicaciones de captura de CO₂. El proceso tuvo una alta capacidad, alta selectividad y altas tasas de transferencia de masa, así como una reducción significativa del uso de solventes tóxicos y corrosivos. Teniendo en cuenta las recomendaciones del Comité de Cambio Climático del Reino Unido (CCC), esta misma universidad tiene el enfoque de realizar la tecnología de captura para modernizar las plantas de centrales eléctricas existentes. Se desarrolla una tecnología de captura mejorada, el cual, el tamaño de la planta se reducirá mediante nuevos adsorbentes avanzados y la optimización de la regeneración térmica de ciclo rápido utilizando adsorbedores de rueda giratoria. El reto está en que la captura de postcombustión en las centrales eléctricas de gas es la baja concentración de CO₂ en el gas de combustión, tan solo 4% en volumen. Esto significa que los procesos de amina convencionales tendrán una gran penalización de energía y la presencia de oxígeno en alta concentración conducirá a altas tasas de desactivación de amina. Los nuevos adsorbentes y procesos de adsorción tendrán el potencial de mejorar la eficiencia del proceso de separación. Dada la muy baja presión parcial de CO₂ en el gas de combustión, la selección de nuevos adsorbentes es muy diferente del enfoque equivalente para las centrales eléctricas de carbón. Los adsorbentes tendrán una selectividad muy alta para lograr una buena capacidad de captura con mezclas diluidas. Como resultado, estos materiales se basarán en una fisisorción o quimisorción muy fuerte y la regeneración se realizará mediante ciclos térmicos. Esto plantea el desafío de ingeniería de desarrollar un proceso que logre cambios térmicos rápidos del

orden de unos pocos minutos, lo que es más rápido en un orden de magnitud que los procesos tradicionales de adsorción por cambio térmico (TSA) de lecho fijo. El proyecto es un ambicioso programa de trabajo que abordará el desarrollo de materiales y procesos para la captura de carbono de las centrales eléctricas de gas (The university of Edinburgh, 2018).

El modelado y la simulación avanzados de múltiples escalas tienen el potencial de reducir drásticamente el tiempo y el costo para desarrollar nuevas tecnologías de captura de carbono. Por esto en el año 2014 se realizó esta investigación en conjunto entre laboratorios nacionales, la industria y universidades como la West Virginia, de Princeton y de Boston para desarrollar, demostrar e implementar un conjunto de tales herramientas, incluidos submodelos de datos básicos, modelos de procesos dinámicos y de estado estacionario, herramientas de optimización de procesos y cuantificación de la incertidumbre, un marco de control de procesos dinámico avanzado, submodelos de dinámica de fluidos computacionales (CFD) filtrados de alta resolución, dispositivos de alta fidelidad validados Escala modelos CFD con incertidumbre cuantificada y un marco de análisis de riesgos visto en la figura A.1. Estas herramientas y modelos permiten que los submodelos de datos básicos, incluida la termodinámica y la cinética, se utilicen en modelos de proceso detallados para sintetizar y optimizar un proceso. El proceso resultante informa el desarrollo de sistemas de control de procesos y simulaciones más detalladas de equipos potenciales para mejorar el diseño y reducir el riesgo de ampliación, además, la cuantificación y propagación de la incertidumbre a través de escalas es una parte esencial de estas herramientas y modelos (Miller et al., 2014)

Apéndice A.1 Jerarquía de validación en CCS - CFD

Nota: Adaptado de *Carbon capture simulation initiative: A case study in multiscale modeling and new challenges* (p. 315), por D. Miller, M. Syamlal, D. Mebane et al., 2014, Annual Review of Chemical and Biomolecular Engineering.

En 2020 la Universidad de Aston, Universidad de Sharjah, Universidad de Minia y la Universidad de Texas A&M, desarrollaron una revisión exhaustiva de las diversas tecnologías que se pueden aprovechar para capturar dióxido de carbono. En esta investigación se discute el costo asociado con la captura, transporte y almacenamiento del dióxido de carbono. También se presentan los aspectos socioeconómicos de las tecnologías de captura y almacenamiento de carbono. Además, teniendo en cuenta que los factores que influyen en la conciencia pública sobre

la tecnología y las percepciones asociadas con la captura y almacenamiento de carbono deben ser un punto para considerar en las futuras actividades de investigación relacionadas con estas nuevas tecnologías, esto, en efecto, asegurará una comunicación eficaz del conocimiento experto al público en general y fomentará la aceptación social de esta tecnología (Wilberforce et al., 2021).

La Universidad de Queensland analiza actualmente 1.202 artículos científicos únicos de Web of Science relacionados con CCUS de China ya que recientemente el tema ha atraído una atención significativa del gobierno, la industria y la academia China en relación con su investigación, desarrollo y despliegue (Jiang & Ashworth, 2021).

Apéndice B: Normatividad Colombiana respecto a la Captura de Gases de efecto invernadero

NORMATIVIDAD SOBRE CAPTURA DE GASES DE EFECTO INVERNADERO

Ley 629 de 2000	Aprobación del protocolo de Kioto y adquisición de compromisos en la reducción de emisiones de Gases de efecto invernadero e investigación, promoción, desarrollo y aumento del uso de formas nuevas de tecnologías de captura del dióxido de carbono que sean ecológicamente racionales.
Resolución 2733 de 2010	Adopta los requisitos y evidencias de contribución al desarrollo sostenible del país, se establece el procedimiento para la aprobación nacional de programas de actividades bajo el Mecanismo de Desarrollo Limpio (MDL) y se reglamenta la autorización de las entidades coordinadoras. El Mecanismo de Desarrollo Limpio contempla la realización de proyectos de reducción o de captura de

NORMATIVIDAD SOBRE CAPTURA DE GASES DE EFECTO INVERNADERO

gases efecto invernadero en países en desarrollo como Colombia.

**CONPES 3700 de
2011**

Estrategia institucional para la articulación de políticas y acciones en materia de cambio climático del consejo nacional de política económica y social de la República de Colombia, que pertenece al departamento nacional de planeación, en donde se establece que la adaptación y mitigación de las emisiones de GEI en Colombia requieren del desarrollo de estrategias de articulación tanto a nivel sectorial como en los ámbitos nacional y territorial, con el fin de generar una gestión compartida y coordinada.

Decreto 1076 de 2015

Modificaciones introducidas al Decreto Único Reglamentario del Sector Ambiente y Desarrollo Sostenible, haciendo mención del organismo de verificación y características de las reducciones de emisiones y remociones de GEI y aclara el pago por servicios ambientales de reducción y captura de gases efecto invernadero.

Ley 1753 de 2015

Expide el PLAN NACIONAL DE DESARROLLO 2014-2018 “Todos por un nuevo país” y en donde se crea el Registro Nacional de Reducción de las Emisiones de Gases de Efecto Invernadero (GEI).

**Plan de acción de
mitigación del sector
energético**

Enmarcado en el Plan Nacional de Desarrollo 2014-2018, es el conjunto de medidas de mitigación clasificadas como políticas, programas, acciones y subacciones que permitirán reducir las

NORMATIVIDAD SOBRE CAPTURA DE GASES DE EFECTO INVERNADERO

hidrocarburos	emisiones de GEI frente a una línea base de emisiones proyectadas en el corto, mediano y largo plazo en la industria de los hidrocarburos.
Ley 1819 de 2016	Impuesto Nacional al carbono, un gravamen que recae sobre el contenido de carbono de todos los combustibles fósiles, incluyendo todos los derivados de petróleo y todos los tipos de gas fósil que sean usados con fines energéticos, siempre que sean usados para combustión.
Decreto 298 de 2016	Establece la organización y funcionamiento del Sistema Nacional de Cambio Climático con fin coordinar, articular, formular, hacer seguimiento y evaluar las políticas, normas, estrategias, planes, programas, proyectos, acciones y medidas en materia de adaptación al cambio climático y de mitigación gases efecto invernadero.
Decreto 1625 de 2016	Reglamenta el procedimiento para hacer efectiva la no causación del impuesto nacional al carbono, entre los que se destacan la cancelación voluntaria de las reducciones de emisiones o remociones de GEI.
Ley 1844 de 2017	Aprueba el “Acuerdo de París”, adoptado el 12 de diciembre de 2015, en París, Francia y en el cual se establecen obligaciones asociadas a la mitigación de GEI.
Resolución 1447 de 2018	Reglamenta el sistema de monitoreo, reportes y verificación de las acciones de mitigación a nivel nacional del cambio climático del que

NORMATIVIDAD SOBRE CAPTURA DE GASES DE EFECTO INVERNADERO

trata el artículo 175 de la ley 1753 de 2015.

Resolución 40807 de 2018 Adopta el Plan Integral de Gestión del Cambio Climático para el Sector Minero Energético (PIGCC), que se constituye como un instrumento a través del cual el Ministerio de Minas y Energía (MME) identifica, evalúa y orienta la incorporación de estrategias de mitigación de gases de efecto invernadero (GEI).

Ley 1931 de 2018 Establece directrices para la gestión del cambio climático en las decisiones de las personas públicas y privadas, la concurrencia de la nación, departamentos, municipios, distritos, áreas metropolitanas y autoridades ambientales principalmente en las acciones de adaptación al cambio climático, así como en mitigación de gases efecto invernadero.

Resolución 774 de 2018 Actualiza el factor marginal de emisión de gases de efecto invernadero del Sistema Interconectado Nacional - 2017, para realizar el cálculo de las reducciones de emisiones de gases de efecto invernadero de los proyectos aplicables al Mecanismo de Desarrollo Limpio-MDL.

Ley 1955 de 2019 Expide el PLAN NACIONAL DE DESARROLLO 2018-2022 “Pacto por Colombia, Pacto por la equidad” en donde se incluyen los Objetivos de desarrollo sostenible (ODS) al 2030.

Apéndice C. Características principales de las aminas

TIPO DE SOLVENTE	EJEMPLO	CARACTERÍSTICAS
AMINA PRIMARIA	MEA	<ul style="list-style-type: none"> • Su peso molecular es 61, siendo el menor entre las aminas. Su energía de regeneración es de aproximadamente 1950 kJ/kgCO₂. • Considerada la más reactiva entre las etanolaminas, se emplea como un agente para el endulzamiento de gas con el fin de acondicionar el gas a las especificaciones estandarizadas. • Utilizada en procesos no selectivos del CO₂ y del H₂S. No se recomienda en presencia de impurezas como el COS, CS₂ u oxígeno, ya que forma sales estables que no permiten la regeneración de la amina. • Logra concentraciones muy bajas de CO₂ /H₂S, y es útil en aplicaciones donde la presión parcial del gas ácido a la entrada es baja. • Presenta problemas de corrosión en áreas con concentraciones altas de gases ácidos, en interfases calientes de gas y líquido, y en áreas de altas concentraciones de calor. • Existe la posibilidad de formación de espumas causadas por materiales resultantes de la condensación de hidrocarburos, degradación, sólidos, exceso de inhibidores de calor, entre otros. • Su porcentaje en peso es limitado al 15% de solución debido a la demanda calórica.

TIPO DE SOLVENTE	EJEMPLO	CARACTERÍSTICAS
AMINA SECUNDARIA	DEA	<ul style="list-style-type: none"> • Sus reacciones son reversibles, siempre y cuando se modifique la temperatura del sistema; calentando la amina a aproximadamente 245°F a 10 psi en la columna de separación. A temperaturas mayores de 245°F produce sales estables que consumen la MEA del proceso. • Tiene el punto de ebullición más bajo y la presión de vapor más alta en comparación a los otros tipos de aminas. • Las perdidas en el gas de entrada son de 1-3 lbs/MMSCF. • Su peso molecular es de 105, y su entalpia de regeneración es de alrededor de 1520 kJ/kgCO₂. • Menos corrosiva que la MEA, sin embargo, es menos alcalina. • También es usada para tratamiento de gas natural a especificaciones de tuberías. Sin embargo, a altas concentraciones, la solución se vuelve viscosa. • Al interactuar con COS y CS₂ causa menores perdidas de amina debido a su reacción más lenta, además puede regenerarse en la columna de separación en presencia de estos contaminantes. • Presenta menos perdidas de solución de amina por evaporación puesto que tiene una presión de vapor más baja. • Funciona bien con absorbedores de baja presión. • Se emplea en corrientes de gas natural con un total del 10% o más de gases ácidos a presiones de operación de unos 2.4 kg/cm² o mayores. • A altas concentraciones de CO₂ se puede generar degradación de DEA resultando en oxazolidinonas.

TIPO DE SOLVENTE	EJEMPLO	CARACTERÍSTICAS
AMINA Terciaria	MDEA	<ul style="list-style-type: none"> • Su peso molecular es de 119, mayor capacidad de absorción por unidad absorbente, menor degradación por corrosividad, su entalpía de regeneración es de alrededor de 1210 kJ/kgCO₂. • Empleada para el endulzamiento en las corrientes de gas natural. • Su mejor aplicación es la remoción de H₂S en presencia de CO₂. No reaccionan directamente con el CO₂, sino que forman un ion bicarbonato por hidrólisis. • Por medio de separación flash puede regenerar la solución rica en cuanto a remoción de CO₂. • Reduce costos de tratamiento cuando no se requiere reducir la concentración de CO₂. • Menores requerimientos de calor en el proceso de regeneración, lo que disminuye el costo en el capital. • A presiones entre 800 a 1000 psi se pueden reducir los niveles de H₂S a valores estandarizados y al mismo tiempo entre el 40-60% del CO₂ fluye por el contacto sin tratamiento.

Nota: Adaptado de *Gas Sweetening and Processing Field Manual* (p. 33-39), por M. Stewart, A. Ken, 2011.

Apéndice D. Sistemas basados en aminas de uso comercial

PROCESO	DESCRIPCIÓN	CONDICIONES OPERACIONES / LIMITES DE APLICACIÓN	ÁREAS DE ENFOQUE A DESARROLLAR
Kerr-McGee/ABB Lummus Crest	Utilizada para recobro de CO ₂ en los calentadores de gases de combustión, turbinas de gas y escapes de motor, y gases residuales que contienen oxígeno. Emplea entre un 15-20% en porcentaje peso de MEA para la absorción de CO ₂ . La capacidad diaria llega a los 400 t-CO ₂ /día por columna de absorción, este proceso emplea dos columnas en paralelo.	<ul style="list-style-type: none"> • Tolerancia hasta 100 ppm de presencia de SO₂. • Requiere de calor para proceso de regeneración y caudales de flujo del solvente elevados. • Baja tolerancia al oxígeno en cuanto a la degradación del solvente. 	<ul style="list-style-type: none"> • Mayores concentraciones de solvente. • Procesos de mejoría para reducir la degradación del disolvente en presencia de oxígeno.
Fluor ECONAMINE FG Plus TM	Tecnología para la remoción de CO ₂ del gas natural y gases de combustión del petróleo. Su producto resultante es empleado en procesos de recobro mejorado (EOR) Este proceso está basado en la utilización de la MEA con una	<ul style="list-style-type: none"> • La tolerancia al oxígeno mejora con bajos niveles de corrosividad. • Mayor consume de disolvente (2.5-2.0 kg/t-CO₂). • Baja tolerancia de SO₂ (<10 ppm). 	<ul style="list-style-type: none"> • Mejorar la fórmula del solvente para incrementar la velocidad de reacción y reducir la altura de la torre. • Aumentar la capacidad de

PROCESO	DESCRIPCIÓN	CONDICIONES OPERACIONES / LIMITES DE APLICACIÓN	ÁREAS DE ENFOQUE A DESARROLLAR
	concentración de hasta 35% en peso mezclado con un inhibidor para resistir la corrosión del acero. Está especialmente diseñado para corrientes de gas con contenidos de oxígeno de 1 a 15%. La capacidad máxima de absorción de CO ₂ es de hasta 320 t-CO ₂ diarios.		interacción del disolvente en caudales de flujo bajos y reducir los costos de la energía requerida en la regeneración. • Mejorar procesos a escalas industriales.
Kansai Electric Power Co. y Mitsubishi Heavy Industries, Ltd	Este proceso se basa en la utilización de aminas que son estéricamente impedidas. La capacidad de absorción de CO ₂ es de 500 t-CO ₂ diarias empleando el solvente KS-1. Se trata de una tecnología muy asentada con altos rendimientos y pureza del CO ₂ separado, siendo especialmente interesante para bajas presiones parciales de CO ₂ .	<ul style="list-style-type: none"> • Requiere bajos niveles de calor en el proceso de regeneración. • Bajos caudales de solvente, degradación y pérdidas. • Precios más elevados por solvente respecto a la MEA. • Baja tolerancia de SO₂ (<10 ppm). 	<ul style="list-style-type: none"> • Reducir otros procesos que requieran de calor. • Reducir las pérdidas de solvente. • Mejorar el proceso en demostraciones a escalas industriales.

PROCESO	DESCRIPCIÓN	CONDICIONES OPERACIONESLES / LIMITES DE APLICACIÓN	ÁREAS DE ENFOQUE A DESARROLLAR
Shell Cansolv®	Es el primer proceso a nivel mundial de escala comercial para proceso de captura y almacenamiento de carbono desarrollado en Canadá en la planta de energía Boundary Dam de SaskPower.	<ul style="list-style-type: none"> Niveles bajos de energía requeridos en regeneración y mayor cinética comparada con aminas convencionales. Mayor capacidad de absorción. Mejora en la oxidación y resistente a la degradación térmica. 	Optimizar el proceso a escala de nivel plantas.

Nota: Adaptado de *The Kerr-McGee/ABB Lummus Crest technology for the recovery of CO₂ from stack gases* (p. 333-340), por R. Barchas, R. Davis, 1992, Energy Conversion and Management; *Econamine FG PlusSM*, por Fluor corporation, 2021, Technologies; *Cansolv SO₂ Capture*, por Shell Global, 2021, Emissions. & *CO₂ Recovery Plants: Coal Fired Demonstration Experiences*, por Mitsubishi Heavy Industries LTD, 2018, Environment.

Apéndice E. Aminas usadas como adsorbentes.

Adsorbente	Ventajas	Desventajas / Observaciones
MDEA	Carga de CO ₂ mejorada, resistente a la corrosión y a la degradación, costos de regeneración reducidos, capacidad de captura de carbono de 99%.	Menores tasas de adsorción. No polimeriza a diferencia de las aminas primarias y secundarias.
MEA +	Menor necesidad de energía de	Usado en plantas piloto.

Adsorbente	Ventajas	Desventajas / Observaciones
metanol	regeneración.	
MEA + glicerol	Baja presión y bajas concentraciones - capacidad de adsorción mayor.	Requiere altas presiones y alta concentración de glicerol - disminuye la solubilidad del CO ₂
MEA + PL	Mayor capacidad de adsorción que la MEA únicamente.	-
MMEA + PZ	Fácil disponibilidad, bajo costo, baja corrosividad debido a una alcalinidad más débil, baja tasa de circulación. Capacidad de adsorción de 0,49 mol/L.	-
DEAE + PZ	La tasa de absorción se multiplica por 3.	La viscosidad aumenta con el aumento de la carga de CO ₂ y la disminución de la temperatura.
PZ + Ni (II)	Formación de complejos, reducción del escape de NH ₃ . Capacidad de captura de carbono de 72 %.	Usado en reactor de burbujeo
AMP + PZ	Capacidad de captura de carbono de 90%.	Usado en planta piloto con un lecho empacado de 22 wt% de AMP + 8 wt% de PZ.
DETA (20%) + sulfolano	Mayor reactividad, menor calor de reacción, alta transferencia de masa, menor	Se produce la separación de fases

Adsorbente	Ventajas	Desventajas / Observaciones
(40%) + H₂O (40%)	calor de regeneración, estabilidad y resistencia a la corrosión.	
AMP + PZ + MEA (50%)	Altas capacidades cíclicas, bajas capacidades de calor	Se mantiene al 50% del disolvente para evitar la precipitación
IL + aminas	Mejor rendimiento de adsorción, capacidad de captura de Carbono de 99% y capacidad de adsorción de 0,5 mol/mol	Alta viscosidad, costos elevados. Adecuado para la investigación de laboratorio
IL + tensioactivo no iónico	Buena reproducibilidad, baja viscosidad, bajo costo, se vuelve a utilizar tras la descomposición capacidad de captura de Carbono de 99% y capacidad de adsorción de 0,798 mol/L	Potencial para comercializar
PEI sobre soporte SiO₂	Alta eficiencia de adsorción, alta desorción	-
PEI+Fe₃O₄	Menor consumo de energía, síntesis sencilla, totalmente regenerado a bajas temperaturas, estable a lo largo de repetidas absorciones-desorciones capacidad de adsorción de 0,373 mol/L	-
	Capacidad de adsorción de 0,87 mol/mol	La carga de CO ₂ disminuye al

Adsorbente	Ventajas	Desventajas / Observaciones
MCHA + Tween80		aumentar la temperatura a la misma presión parcial.
DMPD + Tween80	Capacidad de adsorción de 0,72 mol/mol	Energía de activación más baja que la alcanolamina.
CaO sobre tejido de alúmina	Mejora de la integridad estructural, se consigue un 55% de carbonización	Se degrada tras 12 ciclos debido a la formación de $\text{Ca}_{12}\text{Al}_{14}\text{O}_{33}$
CaO sobre tejido de itria	Integridad estructural mejorada, 59% de carbonización conseguida	-

Nota: Adaptado de *Carbon capture by absorption – Path covered and ahead* (p. 1089), por I. Sreedhar, T. Nahar, A. Venugopal et al, 2017, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*.

Convenciones

Metildietanolamina = MDEA	Líquido iónico = IL
Monoetanolamina = MEA	Polietilenimina = PEI
Lisinato de potasio = PL	Fe_3O_4 = Óxido de Hierro
Metil Monoetanolamina = MMEA	N-metilciclohexilamina = MCHA
Amina cíclica Piperazina = PZ	2,6-Dimetilpiperidina = DMPD
2-Dietilaminoetanol = DEAE	Tween 80 = Emulsionante tween 80
Aditivo de ion metálico = Ni (II)	CaO = Óxido de Calcio
Mezclas acuosas = AMP	$\text{Ca}_{12}\text{Al}_{14}\text{O}_{33}$ = Mayenita
Dietilentriamina = DETA	NH_3 = Amoníaco

Apéndice F. Tecnologías existentes de procesos de absorción en precombustión**Apéndice F.1 Tecnologías de absorción física**

TECN. DE ABS.	TIPO DE SOLVENTE	VENTAJAS	DESVENTAJAS
FLUOR	CARBONATO DE PROPILENO	<ul style="list-style-type: none"> • Probada a nivel comercial por más de 50 años. • Alta selectividad de CO₂ en presencia de metano. • Es un solvente no corrosivo. 	<ul style="list-style-type: none"> • Baja tolerancia en las corrientes de gas de alimentación. • La corriente de gas de alimentación debe ser previamente deshidratada debido a la alta solubilidad del agua. • Reacción irreversible del contacto CO₂ y agua a 90°C no permite oscilaciones de temperatura en el proceso de regeneración.
RECTISOL	METANOL	<ul style="list-style-type: none"> • Alta selectividad de los gases H₂S y CO₂. • Remueve distintos tipos de contaminantes en un solo proceso. • Solvente de bajo costo. • Se ha empleado por mucho tiempo a nivel comercial en proyectos de gasificación. 	<ul style="list-style-type: none"> • Altos costos en el gasto de energía de refrigeración. • Solvente altamente volátil y generador de emisiones. • Preferencia selectiva hace el H₂S sobre el CO₂. • La corriente de gas de alimentación debe ser previamente deshidratada debido a la alta solubilidad del agua.

TECN. DE ABS.	TIPO DE SOLVENTE	VENTAJAS	DESVENTAJAS
SELEXOL	ÉTER DIMETPILICO DE POLIETIL-ENGLICOL (DMEPG)	<ul style="list-style-type: none"> • Probada a nivel comercial por más de 30 años. • El solvente tiene baja presión de vapor y en su estado químicamente inerte no está sujeto a degradación. • En procesos de doble etapa puede capturar el CO₂ y H₂S del syngas. 	<ul style="list-style-type: none"> • Requiere de una alta presión parcial de CO₂. • Alta viscosidad del solvente. • Solvente costoso

Nota: Adaptado de *Absorption capture systems*, por S. Rackley, 2017, Carbon Capture and Storage.

Además de las tecnologías de solventes físicos mencionados anteriormente relacionados con la separación de CO₂ de corrientes de gas, otros aspectos han sido abordados permitiendo así mayores esfuerzos que abarcan las fases de investigación, diseño y desarrollo (siglas en ingles RD&D), a la hora de realizar propuestas que involucren proyectos de captura de CO₂. Esta constante búsqueda se enfatiza en la optimización en la fase de gasificación del sistema con el fin de emplear menos vapor (catalizadores, configuraciones en el flujo y la integración del calor), el desarrollo de turbinas de gas alimentadas con las corrientes de H₂ restantes del proceso de pre-combustión, combinación física, energética y operacional en procesos de captura en las plantas de energía de IGCC, y por último la implementación de la gasificación con procesos de captura del CO₂ (Rackley, 2017c).

Existen sistemas para la producción de H₂ que involucran captura de CO₂ que se han desarrollado y otras emergentes como lo son: reformado con vapor de gas natural e hidrocarburos

livianos (SMR), oxidación parcial de gas natural e hidrocarburos livianos (POX), reformado autotérmico de gas e hidrocarburos livianos (ATR), gasificación de carbón, residuos de petróleo y biomasa, adsorción de presión swing (PSA), reactores de membrana para la producción de hidrógeno con captura de CO₂, reformado en micro canales, entre otros (Metz et al., 2005).

Apéndice F.2 Sistemas de captura de CO₂ pre-combustión.

SISTEMA DE CAPTURA	CARACTERÍSTICAS
REFORMADO CON VAPOR DE GAS NATURAL E HIDROCARBUROS LIVIANOS (SMR)	<p>Tecnología dominante para la producción de hidrógeno proveniente del fluido combustible.</p> <p>Normalmente se emplea gas natural como combustible de alimentación.</p> <p>Previo a su procesamiento se debe eliminar el contenido de azufre de la corriente evitando así el envenenamiento del catalizador base níquel.</p> <p>Emplea catalizadores de hierro-cromo o también base cobre con el fin de reducir la concentración de CO.</p>
OXIDACIÓN PARCIAL DE GAS NATURAL E HIDROCARBUROS LIVIANOS (POX)	<p>El gas de síntesis es obtenido a través de la reacción parcial entre el combustible y oxígeno puro.</p> <p>No necesita de una fuente de calor externa al sistema debido a que todo el calor requerido es obtenido por la combustión parcial del fluido combustible.</p> <p>Proceso exotérmico a altas temperaturas (1250 y 1400 °C)</p>

SISTEMA DE CAPTURA	CARACTERÍSTICAS
	<p>En procesos de captura de CO₂ donde se emplee en las turbinas de gas H₂, requiere de la dilución de este componente con N₂ o vapor evitando así temperaturas indeseadas en la cámara de combustión y posibles emisiones de NO_x.</p> <p>Las unidades de separación de aire ASU de donde se distribuye el oxígeno del proceso POX tienen un alto consumo de energía y sus costos con elevados, sin embargo, se compensa con el aumento del rendimiento de la reacción por oxidación parcial.</p>
<p>REFORMADO AUTOTÉRMICO DE GAS E HIDROCARBUROS LIVIANOS (ATR)</p>	<p>Proceso que combina tanto el reformado como la oxidación parcial.</p> <p>El calor requerido es aportado por la oxidación parcial empleando oxígeno o aire.</p> <p>El reactor de este sistema requiere menos inversión que una planta SMR y no genera emisiones de CO₂.</p>
<p>GASIFICACIÓN DE CARBÓN, RESIDUOS DE PETRÓLEO Y BIOMASA, ADSORCIÓN DE</p>	<p>Consiste en la oxidación parcial de los combustibles.</p> <p>Pueden ser de lecho fijo, lecho fluido o de flujo arrastrado; siendo la de flujo arrastrado la más empleada.</p> <p>Comercialmente se han desarrollado tecnologías de gasificación para la producción industrial de amoníaco, poligeneración industrial y centrales IGCC.</p>

SISTEMA DE CAPTURA	CARACTERISTICAS
PRESIÓN SWING (PSA)	
REACTORES DE MEMBRANA PARA LA PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO CON CAPTURA DE CO₂	<p>Se emplea la capacidad de membranas inorgánicas para mezclar procesos de reacción y separación a altas temperaturas.</p> <p>El CO₂ puede recuperarse sin necesidad de una unidad de separación.</p> <p>Existen diversos tipos de membranas selectivas de hidrógeno aptas para trabajar a alta presión y temperatura como las membranas micro porosas cerámicas y de carbono, zeolitas y metálica.</p> <p>Con esta tecnología se pueden reducir las temperaturas de reformado a 500-600 °C.</p>
REFORMADO EN MICROCANALES	<p>La tecnología de micro reactores se emplea para llevar a cabo procesos de SMR o POX de baja temperatura.</p>

**SISTEMA DE
CAPTURA**
CARACTERÍSTICAS

En la actualidad estas unidades se desarrollan a pequeña escala para la producción de H₂ en celdas de combustible, mostrando un gran potencial para proyectos de a gran escala.

Nota: Adaptado de *Tecnologías de captura y almacenamiento de CO₂*, por Fundación para Estudios sobre la Energía, 2008, El futuro del carbón en la política energética española. & Carbon Dioxide Capture and Storage, por B. Metz, O. Davidson, H. De Coninck et al., 2005, Distillation Design and Control Using Aspen™ Simulation.

Por otro lado, luego de la fundación de la Plataforma Tecnológica Europea para Cero Emisiones de Plantas de Energía de Combustible Fósil con sus siglas en inglés ETP ZEP de la Unión Europea, se han generado diversas actividades relacionadas con RD&D en el área de captura de CO₂ previa a la combustión permitiendo así un despliegue comercial enfocado al objetivo general de la fundación con el fin de demostrar la viabilidad comercial de los proyectos a plazo de 2020 para luego así obtener el respaldo para el despliegue luego de la fecha establecida (Rackley, 2017c).

Apéndice F.3 Proyectos de R&D enfocados para captura por pre-combustión en IGCC.

PROYECTO	OBJETIVOS
ENCAP (socio líder, Vattenfall AB) 2004-7	<ul style="list-style-type: none"> • Optimización de la conversión shift de CO de la corriente de gas. • Modelamiento del proceso de combustión rica en H₂ con su respectiva validación experimental.

PROYECTO	OBJETIVOS
OORIVA (socio líder, TU Frieberg)	<ul style="list-style-type: none"> • Desarrollar y poner a prueba los quemadores de combustión ricos en H₂ de las turbinas de gas del sistema. • Estudiar y demostrar la compatibilidad del hidrógeno con los componentes de la turbina de gas. • Desarrollar las especificaciones para las plantas de captura de pre-combustión. • Hacer una revisión de la experiencia operativa de los distintos IGCC, enfocándose en problemas operativos, corrosión y taponamiento, e integración de plantas. • Analizar el potencial de optimización. • Identificar los requisitos de desarrollo tecnológico para el proceso de purificación de la gasificación y gas de síntesis. • Estudiar la viabilidad para un IGCC optimizado de cero emisiones (ZEIGCC).
CAESAR (FP6) (socio líder, ECN) 2008-12	<ul style="list-style-type: none"> • Promover un mayor desarrollo del SEWGS a partir del proyecto CACHET (FP6). • Reducir la penalización energética y el costo por tonelada de CO₂. • Optimizar el uso de materiales absorbentes. • Optimizar del diseño de reactores y procesos • Realizar una integración inteligente de la unidad SEWGS en una plante de energía de IGCC.

PROYECTO	OBJETIVOS
DECARBIT (socio líder, SINTEF) 2008-12	<ul style="list-style-type: none"> • Identificar y desarrollar nuevas técnicas para captura de en la fase de precombustión. • Desarrollar tecnologías que involucren la producción avanzada de oxígeno. • Desarrollar aún más las tecnologías en proyectos anteriores (FP6)

Nota: Adaptado de *Absorption capture systems*, por S. Rackley, 2017, Carbon Capture and Storage.

Así mismo, otros proyectos de captura de pre-combustión a escala comercial incluidos aquellos que se encuentran en la fase de demostración, también se han anunciado con la expectativa de estar operativos para 2020 (Rackley, 2017c).

Apéndice F.4 Proyectos de pre-combustión en fase de demostración e inicios de desarrollo.

Proyecto; operador y socios.	Descripción	Puesta en marcha
Edwardsport IGCC; Duke Energy, USA.	618 MW en IGCC con captura empleando procesos de absorción.	2012 (2013, por inconvenientes de adecuación de la planta CCS)
Kemper County IGCC; Mississippi Power, USA.	582 MW en IGCC empleando lignito con el fin de obtener 3.5 Mt-CO ₂ /año para destinarse a EOR.	2016

Proyecto; operador y socios.	Descripción	Puesta en marcha
Huaneng GreenGen; Peabody Energy, China.	IGCC de carbón obteniendo 2 Mt-CO ₂ /año para destinarse a EOR onshore; segunda etapa en escala de 100 MW y tercera etapa 400 MW.	2016 (Primera etapa) 2020 (Segunda Etapa)
Quintanna, Great Northern Power Development, USA.	175 MW de IGCC de carbón con una producción de 2.1 Mt-CO ₂ /año para destinarse a EOR onshore.	2018
Dongguan Taiyangshou Power Corp., China.	800 MW de IGCC de carbón con una producción de 1 Mt-CO ₂ /año para destinarse a EOR o almacenarlo en yacimientos de gas depletados.	2019
Nuon Magnum; Vattenfall/Nuon, Shell.	1.2 GW de una planta multicomcombustible para almacenamiento de CO ₂ en el en los campos de petróleo y gas del Mar del Norte.	2020

Nota: Adaptado de *Absorption capture systems*, por S. Rackley, 2017, Carbon Capture and Storage

Apéndice G. Emisiones Gases De Efecto Invernadero GRB 2019

	Año	Tipo de Contaminante			
	2019	CO ₂ eq (toneladas)	CO ₂ (toneladas)	CH ₄ (toneladas)	N ₂ O (toneladas)
GRB	Ecopetrol - Emission by Source	3.359.661	3.233.740	4.720	27
	Alcance 1: Directas	3.359.057	3.233.137	4.720	27
	Combustión	2.381.676	2.372.517	51	26
	Fugitivas	28.200	62	1.125	0
	Teas	5.377	5.260	4	0
	Venteos	943.805	855.298	3.540	-
	Alcance 2: Indirectas	604	604	-	-
EQUIPOS					
Cracking GRB	Ecopetrol - Emission by Source	954.734	856.955	3.902	1
	Alcance 1: Directas	954.131	856.351	3.902	1
	Combustión	51.062	50.800	1	1
	Fugitivas	9.010	-	360	-

	Año	Tipo de Contaminante			
	2019	CO ₂ eq (toneladas)	CO ₂ (toneladas)	CH ₄ (toneladas)	N ₂ O (toneladas)
Fondos	Venteos	894.059	805.552	3.540	-
	Alcance 2: Indirectas	604	604	-	-
	Ecopetrol - Emission by Source	172.009	170.387	37	2
	Alcance 1: Directas	172.009	170.387	37	2
	Combustión	148.512	147.750	2	2
	Fugitivas	860	-	34	-
	Venteos	22.637	22.637	-	-
	Alcance 2: Indirectas	-	-	-	-
MMPP	Ecopetrol - Emission by Source	8.936	8.386	20	0
	Alcance 1: Directas	8.936	8.386	20	0
	Alcance 2: Indirectas	-	-	-	-
Petroquímica	Ecopetrol - Emission by Source	117.363	113.527	145	1
	Alcance 1: Directas	117.363	113.527	145	1

	Año	Tipo de Contaminante			
	2019	CO ₂ eq (toneladas)	CO ₂ (toneladas)	CH ₄ (toneladas)	N ₂ O (toneladas)
	Combustión	86.678	86.418	2	1
	Fugitivas	3.576	-	143	-
	Venteos	27.109	27.109	-	-
	Alcance 2: Indirectas	-	-	-	-
Planta de Tratamiento de Aguas	Ecopetrol - Emission by Source	210	62	5	0
	Alcance 1: Directas	210	62	5	0
	Fugitivas	210	62	5	0
	Alcance 2: Indirectas	-	-	-	-
Servicios Industriales GRB	Ecopetrol - Emission by Source	1.546.336	1.535.133	249	17
	Alcance 1: Directas	1.546.336	1.535.133	249	17
	Alcance 2: Indirectas	-	-	-	-
Teas GRB	Ecopetrol - Emission by Source	5.143	5.027	4	0
	Alcance 1: Directas	5.143	5.027	4	0

	Año	Tipo de Contaminante			
	2019	CO ₂ eq (toneladas)	CO ₂ (toneladas)	CH ₄ (toneladas)	N ₂ O (toneladas)
	Teas	5.143	5.027	4	0
	Ecopetrol - Emission by Source	554.930	544.264	358	6
Topping GRB	Alcance 1: Directas	554.930	544.264	358	6
	Combustión	546.143	544.264	7	6
	Fugitivas	8.787	-	351	-

Nota: Adaptado de Sistema de Gestión de Emisiones Atmosféricas (SIGEA), por ECOPETROL S.A., 2020.

Apéndice H. Medidas de los Costos de Captura

Costo capital

Dentro de los sistemas de captura de CO₂ el costo capital, es asumido como la suma total que se necesita para el proceso que involucra la fase de diseño, adquisición e instalación del sistema. Se reporta normalmente en costo por kW. En este caso particular al reportar estos montos de dineros, no existe un sistema universal que permita emplear una nomenclatura estandarizada, por lo diferentes compañías emplean distintos sistemas contables para especificar elementos propios del estimado del costo capital afectando posibles comparativos de costos entre tecnologías (Metz et al., 2005).

Costo incremental del producto final

El consumo de electricidad de los sistemas de captura es considerado como un aspecto importante dentro de las medidas de costos ya que genera un impacto económico representativo a la hora de poner en marcha los proyectos. Al ser una fuente de emisión de CO₂, las plantas de energía son un foco de interés y este valor que es representado por las iniciales COE se calcula de la siguiente manera:

$$\text{COE} = [(\text{TCR})(\text{FCF}) + (\text{FOM})] / [(\text{CF})(8760)(\text{kW})] + \text{VOM} + (\text{HR})(\text{FC})$$

Ecuación apéndice H.1

Siendo, COE el costo nivelado de energía en (US\$ kWh⁻¹), TCR el total de capital requerido (US\$), FCF o factor de cargo fijo (fracción/año), FOM o también costos fijos de operación (US\$/año), VOM los costos variables de operación (US\$ kWh⁻¹), HR la tasa de calor neta de la planta (kJ kWh⁻¹), FC el costo unitario del combustible (US\$/kJ), CF o factor de capacidad que se representa como fracción, 8760 representando el total de horas típicas durante el

transcurso de un año y por último kW o la potencia neta de la planta siendo esta la misma unidad de medida (kW) (Metz et al., 2005).

Costo por CO₂ evadido

El valor de CO₂ evadido representa el costo promedio de disminución de las emisiones de CO₂ en unidades másicas a la atmósfera por unidad mientras es proporcionado al mismo tiempo el producto de valor final en la planta referencia sin CCS. Es reportado en unidades de US\$/tCO₂ y es determinado como:

$$\text{Costo de CO}_2 \text{ evadido} = \frac{[(\text{COE})_{\text{capturado}} - (\text{COE})_{\text{ref}}]}{[(\text{CO}_2 \text{ kWh}^{-1})_{\text{ref}} - (\text{CO}_2 \text{ kWh}^{-1})_{\text{capturado}}]}$$

Ecuación apéndice H.2

Donde, COE hace referencia al valor previamente calculado, y CO₂ kWh⁻¹ corresponde a la tasa másica de emisión de CO₂ (toneladas por kWh generado). Por otro lado, los subíndices de hacen referencia a la planta sin captura de CO₂ cuando se refiere a “capturado” y, a la planta sin proceso de captura en el caso de “ref” (Metz et al., 2005).

Costo por captura y remoción de CO₂

Por último, esta medición de costo es reportada teniendo en cuenta la captura o remoción de CO₂ masico, y al igual que el valor de CO₂ evadido sus unidades corresponden a US\$/tCO₂.

$$\text{Costo de CO}_2 \text{ capturado} = \frac{[(\text{COE})_{\text{capturado}} - (\text{COE})_{\text{ref}}]}{(\text{CO}_2 \text{ capturado kWh}^{-1})}$$

Ecuación apéndice H.3

En este caso, CO₂ capturado kWh⁻¹ es la masa total de CO₂ capturado (toneladas por kWh neto) en la planta con proceso de captura. Siendo un aspecto esencial que refleja la viabilidad

económica de un sistema de captura permitiendo así dar un valor en el mercado para el CO₂ (Metz et al., 2005).

Apéndice I. Niveles de confiabilidad para estimaciones de costos de tecnología y sistema.

Nivel de confiabilidad	Descripción
Muy alto	Criterio propio de una tecnología madura que cuente con múltiples replicas comerciales; posee una buena experiencia operativa y contiene una data considerable para diversas condiciones de operación.
Alto	Es una tecnología que se ha implementado comercialmente en casos similares a un sistema que se encuentre en etapa de estudio, pero en una escala mejor y/o que presente limitaciones en su experiencia operativa; no cuenta con problemas significativos o contratiempos anticipados para su aplicación; dispone de garantías comerciales.
Moderado	Este sistema no cuenta con una aplicación a nivel comercial y/o escala de interés sin embargo puede ser implementada comercialmente en otros escenarios; los problemas de escalamiento, operación y fiabilidad quedan por demostrar.
Bajo	Tecnología que se encuentra en escala de prueba o pilotos: no cuenta con aplicaciones comerciales o a gran escala; presenta problemas técnicos significativos e incertidumbre en cuanto a costos.
Muy bajo	Considerado un nuevo concepto o un sistema que aún no se ha probado, o simplemente con datos operativos limitados a pequeña escala; presenta

Nivel de confiabilidad	Descripción
	problemas para demostrar su operabilidad, eficacia y capacidad de fabricación a gran escala.

Nota: Adaptado de *Carbon Dioxide Capture and Storage* (p. 162), por B. Metz, O. Davidson, H. De Coninck et al., 2005, *Distillation Design and Control Using Aspen™ Simulation*.

Apéndice J. Indicadores Económicos

VPN (Valor Presente Neto): es el método tradicional de evaluación de un proyecto de inversión y resulta de la suma de los flujos de efectivo (ingresos menos egresos que se producirán durante la vida del proyecto), descontados a la tasa de descuento definida (Yañez et al., 2012).

$$VPN = \sum_{i=1}^n \left(\frac{Ingresos_i - Egresos_i}{(1+r)^i} \right)$$

Ecuación apéndice J.1

Donde;

r = tasa de descuento definida

i = tiempo de operación

n = vida útil

La interpretación del VPN y el criterio de decisión es:

Si $VPN > 0$, el proyecto es rentable.

Si $VPN = 0$; realizar el proyecto es indiferente.

Si $VPN < 0$; el proyecto no es rentable.

VPI (Valor Presente de la Inversión): resulta de la suma de las inversiones descontadas a una tasa de interés establecida (Yañez et al., 2012).

$$VPI = \sum_{i=1}^n \left(\frac{\text{Ingresos}_i}{(1+r)^i} \right)$$

Ecuación apéndice J.2

Donde;

r = tasa de descuento definida

i = tiempo de operación

n = vida útil

VPE (Valor Presente de los Egresos): resulta de la suma de los egresos de efectivo descontados a una tasa de interés estipulada (Yañez et al., 2012).

$$VPI = \sum_{i=1}^n \left(\frac{\text{Egresos}_i}{(1+r)^i} \right)$$

Ecuación apéndice J.3

Donde;

r = tasa de descuento definida

i = tiempo de operación

n = vida útil

TIO (Tasa interna de oportunidad): Es aquella tasa mínima que se está dispuesto a aceptar, es decir aquella rentabilidad mínima que se espera ganar al llevar a cabo una inversión. Esta tasa se define de acuerdo con el conocimiento que se tenga del proyecto y demás análisis que se hagan al respecto (De Roldan, 2017).

TIR (Tasa Interna de retorno): Es el valor que permite medir la rentabilidad promedio por periodo que genera el dinero que permanece invertido en el proyecto a lo largo de su vida útil (Arauco, 2020).

$$0 = \sum_{i=1}^n \left(\frac{\text{Flujo de Caja}_i}{(1 + \rho)^i} \right)$$

Ecuación apéndice J.4

Donde;

ρ = TIR

i = tiempo de operación

n = vida útil

La interpretación de la TIR y el criterio de decisión es:

Si VPN > TIO, el proyecto es rentable.

Si VPN = TIO; realizar el proyecto es indiferente.

Si VPN < TIO; el proyecto no es rentable.

TVR (Tasa Verdadera de Rentabilidad): Incorpora tanto la rentabilidad de los fondos que permanecen invertidos como la de aquellos que se liberan, supone que los fondos que se le liberan son invertidos al TIO hasta el final de la vida útil del proyecto, y que los fondos son retirados al final de dicha vida útil (Arauco, 2020).

$$TVR = \sqrt[n]{\frac{\sum_{i=1}^n (\text{Flujo de Caja}_i * (1 + r)^{n-i})}{inversion}} - 1$$

Ecuación apéndice J.5

Donde;

r = tasa de descuento definida

i = tiempo de operación

n = vida útil

BC (Relación Beneficio/Costo): relaciona el valor presente de los beneficios con el valor presente de los costos (incluyendo la inversión) de un proyecto (Arauco, 2020)

$$BC = \frac{VPI}{VPE + INVERSIÓN}$$

Ecuación apéndice J.6

Si;

BC > 1; Es Rentable

BC = 0; Es indiferente

BC < 1; No es Rentable

EFI (Eficiencia de la inversión) o ROI (Retorno de la inversión): es un indicador que mide la relación entre la ganancia obtenida y la inversión de un negocio. Con el EFI se puede evaluar las finanzas de una empresa; si el valor es positivo, significa que se obtuvo beneficios económicos por la inversión; pero si es menor o igual a cero, su significado se traduce a que la inversión no es rentable (Banco Finandina, 2019).

$$EFI = \frac{VPN}{INVERSIÓN}$$

Ecuación apéndice J.7

Flujo de Caja Acumulado (USD)	- 600.000.000	-562.625.000	-525.250.000	-487.875.000	-450.500.000	-413.125.000	-375.750.000	-338.375.000	-301.000.000
Tiempo Estimado (Años)	9	10	11	12	13	14	15	16	17
Capex, Inversión Inicial (USD)									
Opex (USD)	35.000.000	35.000.000	35.000.000	35.000.000	35.000.000	35.000.000	35.000.000	35.000.000	35.000.000
Energía (USD)	100.000.000	100.000.000	100.000.000	100.000.000	100.000.000	100.000.000	100.000.000	100.000.000	100.000.000
Egresos									
Brutos Anuales (USD)	135.000.000	135.000.000	135.000.000	135.000.000	135.000.000	135.000.000	135.000.000	135.000.000	135.000.000
Acumulado (USD)	1.215.000.000	1.350.000.000	1.485.000.000	1.620.000.000	1.755.000.000	1.890.000.000	2.025.000.000	2.160.000.000	2.295.000.000
Venta de CO₂ (USD)	175.000.000	175.000.000	175.000.000	175.000.000	175.000.000	175.000.000	175.000.000	175.000.000	175.000.000
Co₂ Evitado (USD)	17.500.000	17.500.000	17.500.000	17.500.000	17.500.000	17.500.000	17.500.000	17.500.000	17.500.000
Ingresos									
Brutos Anuales (USD)	192.500.000	192.500.000	192.500.000	192.500.000	192.500.000	192.500.000	192.500.000	192.500.000	192.500.000
Acumulado (USD)	1.732.500.000	1.925.000.000	2.117.500.000	2.310.000.000	2.502.500.000	2.695.000.000	2.887.500.000	3.080.000.000	3.272.500.000
Utilidad (USD)	57.500.000	57.500.000	57.500.000	57.500.000	57.500.000	57.500.000	57.500.000	57.500.000	57.500.000
Impuesto (35%) (USD)	20.125.000	20.125.000	20.125.000	20.125.000	20.125.000	20.125.000	20.125.000	20.125.000	20.125.000
Utilidad después de Impuesto (USD)	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000
Flujo de Caja Anual (USD)	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000
Flujo de Caja Acumulado (USD)	-263.625.000	-226.250.000	-188.875.000	-151.500.000	-114.125.000	-76.750.000	-39.375.000	-2.000.000	35.375.000

Tiempo Estimado (Años)	18	19	20	21	22	23	24	25	26
Capex, Inversión Inicial (USD)									
Opex (USD)	35.000.000	35.000.000	35.000.000	35.000.000	35.000.000	35.000.000	35.000.000	35.000.000	35.000.000
Energía (USD)	100.000.000	100.000.000	100.000.000	100.000.000	100.000.000	100.000.000	100.000.000	100.000.000	100.000.000
Egresos									
Brutos Anuales (USD)	135.000.000	135.000.000	135.000.000	135.000.000	135.000.000	135.000.000	135.000.000	135.000.000	135.000.000
Acumulado (USD)	2.430.000.000	2.565.000.000	2.700.000.000	2.835.000.000	2.970.000.000	3.105.000.000	3.240.000.000	3.375.000.000	3.510.000.000
Venta de CO₂ (USD)	175.000.000	175.000.000	175.000.000	175.000.000	175.000.000	175.000.000	175.000.000	175.000.000	175.000.000
Co₂ Evitado (USD)	17.500.000	17.500.000	17.500.000	17.500.000	17.500.000	17.500.000	17.500.000	17.500.000	17.500.000
Ingresos									
Brutos Anuales (USD)	192.500.000	192.500.000	192.500.000	192.500.000	192.500.000	192.500.000	192.500.000	192.500.000	192.500.000
Acumulado (USD)	3.465.000.000	3.657.500.000	3.850.000.000	4.042.500.000	4.235.000.000	4.427.500.000	4.620.000.000	4.812.500.000	5.005.000.000
Utilidad (USD)	57.500.000	57.500.000	57.500.000	57.500.000	57.500.000	57.500.000	57.500.000	57.500.000	57.500.000
Impuesto (35%) (USD)	20.125.000	20.125.000	20.125.000	20.125.000	20.125.000	20.125.000	20.125.000	20.125.000	20.125.000
Utilidad después de Impuesto (USD)	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000
Flujo de Caja Anual (USD)	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000
Flujo de Caja Acumulado (USD)	72.750.000	110.125.000	147.500.000	184.875.000	222.250.000	259.625.000	297.000.000	334.375.000	371.750.000

Tiempo Estimado (Años)	27	28	29	30	31	32	33	34	35
Capex, Inversión									
Inicial (USD)									
Opex (USD)	35.000.000	35.000.000	35.000.000	35.000.000	35.000.000	35.000.000	35.000.000	35.000.000	35.000.000
Energía (USD)	100.000.000	100.000.000	100.000.000	100.000.000	100.000.000	100.000.000	100.000.000	100.000.000	100.000.000
Egresos									
Brutos Anuales (USD)	135.000.000	135.000.000	135.000.000	135.000.000	135.000.000	135.000.000	135.000.000	135.000.000	135.000.000
Acumulado (USD)	3.645.000.000	3.780.000.000	3.915.000.000	4.050.000.000	4.185.000.000	4.320.000.000	4.455.000.000	4.590.000.000	4.725.000.000
Venta de CO₂ (USD)	175.000.000	175.000.000	175.000.000	175.000.000	175.000.000	175.000.000	175.000.000	175.000.000	175.000.000
Co₂ Evitado (USD)	17.500.000	17.500.000	17.500.000	17.500.000	17.500.000	17.500.000	17.500.000	17.500.000	17.500.000
Ingresos									
Brutos Anuales (USD)	192.500.000	192.500.000	192.500.000	192.500.000	192.500.000	192.500.000	192.500.000	192.500.000	192.500.000
Acumulado (USD)	5.197.500.000	5.390.000.000	5.582.500.000	5.775.000.000	5.967.500.000	6.160.000.000	6.352.500.000	6.545.000.000	6.737.500.000
Utilidad (USD)	57.500.000	57.500.000	57.500.000	57.500.000	57.500.000	57.500.000	57.500.000	57.500.000	57.500.000
Impuesto (35%) (USD)	20.125.000	20.125.000	20.125.000	20.125.000	20.125.000	20.125.000	20.125.000	20.125.000	20.125.000
Utilidad después de Impuesto (USD)	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000
Flujo de Caja Anual (USD)	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000
Flujo de Caja Acumulado (USD)	409.125.000	446.500.000	483.875.000	521.250.000	558.625.000	596.000.000	633.375.000	670.750.000	708.125.000

Tiempo Estimado (Años)	36	37	38	39	40
Capex, Inversión					
Inicial (USD)					
Opex (USD)	35.000.000	35.000.000	35.000.000	35.000.000	35.000.000
Energía (USD)	100.000.000	100.000.000	100.000.000	100.000.000	100.000.000
Egresos					
Brutos Anuales (USD)	135.000.000	135.000.000	135.000.000	135.000.000	135.000.000
Acumulado (USD)	4.860.000.000	4.995.000.000	5.130.000.000	5.265.000.000	5.400.000.000
Venta de CO₂ (USD)	175.000.000	175.000.000	175.000.000	175.000.000	175.000.000
Co₂ Evitado (USD)	17.500.000	17.500.000	17.500.000	17.500.000	17.500.000
Ingresos					
Brutos Anuales (USD)	192.500.000	192.500.000	192.500.000	192.500.000	192.500.000
Acumulado (USD)	6.930.000.000	7.122.500.000	7.315.000.000	7.507.500.000	7.700.000.000
Utilidad (USD)	57.500.000	57.500.000	57.500.000	57.500.000	57.500.000
Impuesto (35%) (USD)	20.125.000	20.125.000	20.125.000	20.125.000	20.125.000
Utilidad después de Impuesto (USD)	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000
Flujo de Caja Anual (USD)	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000	37.375.000
Flujo de Caja Acumulado (USD)	745.500.000	782.875.000	820.250.000	857.625.000	895.000.000

Utilidad después de Impuesto (USD)	67.112.500	67.112.500	67.112.500	67.112.500	67.112.500	67.112.500	67.112.500	67.112.500	67.112.500
Flujo de Caja Anual (USD)	67.112.500	67.112.500	67.112.500	67.112.500	67.112.500	67.112.500	67.112.500	67.112.500	67.112.500
Flujo de Caja Acumulado (USD)	1.212.037.500	1.279.150.000	1.346.262.500	1.413.375.000	1.480.487.500	1.547.600.000	1.614.712.500	1.681.825.000	1.748.937.500

Tiempo Estimado (Años)	36	37	38	39	40
Capex, Inversión					
Inicial (USD)					
Opex (USD)	35.000.000	35.000.000	35.000.000	35.000.000	35.000.000
Energía (USD)	70.000.000	70.000.000	70.000.000	70.000.000	70.000.000
Egresos					
Brutos Anuales (USD)	105.000.000	105.000.000	105.000.000	105.000.000	105.000.000
Acumulado (USD)	3.780.000.000	3.885.000.000	3.990.000.000	4.095.000.000	4.200.000.000
Venta de CO₂ para EOR (USD)	122.500.000	122.500.000	122.500.000	122.500.000	122.500.000
Venta de CO₂ (USD)	68.250.000	68.250.000	68.250.000	68.250.000	68.250.000
Co₂ Evitado (USD)	17.500.000	17.500.000	17.500.000	17.500.000	17.500.000
Ingresos					
Brutos Anuales (USD)	208.250.000	208.250.000	208.250.000	208.250.000	208.250.000
Acumulado (USD)	7.428.750.000	7.637.000.000	7.845.250.000	8.053.500.000	8.261.750.000
Utilidad (USD)	103.250.000	103.250.000	103.250.000	103.250.000	103.250.000
Impuesto (35%) (USD)	36.137.500	36.137.500	36.137.500	36.137.500	36.137.500
Utilidad después de Impuesto (USD)	67.112.500	67.112.500	67.112.500	67.112.500	67.112.500
Flujo de Caja Anual (USD)	67.112.500	67.112.500	67.112.500	67.112.500	67.112.500
Flujo de Caja Acumulado (USD)	1.816.050.000	1.883.162.500	1.950.275.000	2.017.387.500	2.084.500.000