



**UNIVERSIDAD MICHOACANA
DE SAN NICOLÁS DE HIDALGO**



**DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA**

**Optimización de plantas de potencia
convencionales acopladas con procesos de
captura de CO₂ y con procesos de utilización de
energías residuales considerando aspectos
energéticos y ambientales**

Tesis presentada por:

Mc. Gerardo Geovanni Esquivel Patiño

A la División de Estudios de Posgrado de la Facultad de Ingeniería
Química como requisito para obtener el grado de:

DOCTOR EN CIENCIAS EN INGENIERÍA QUÍMICA

Asesor: Dr. Fabricio Nápoles Rivera

Morelia, Michoacán



Febrero 2021

ÍNDICE

RESUMEN.....	iv
ABSTRACT	vi
Lista de Tablas	viii
Lista de Figuras	x
Lista de Abreviaturas	xiii
Agradecimientos.....	xv
Capítulo I. INTRODUCCIÓN.....	1
1.1. Justificación.....	7
1.2. Objetivo General.....	7
1.3. Hipótesis.....	8
Capítulo II. ANTECEDENTES	9
Capítulo III. Marco Teórico	12
3.1 Procesos de generación de energía eléctrica.....	12
3.1.1 Centrales de Energías convencionales	12
3.1.1.1 Central de ciclo Combinado	13
3.1.1.2 Central Termoeléctrica convencional	14
3.2 Procesos de captura de CO ₂	15
3.3 Análisis del ciclo de vida.....	17
3.4 Integración Térmica.....	18
3.5 Tecnologías de aprovechamiento de energía residual.....	19
3.6 Algoritmos Genéticos	20
3.7 Análisis exergético.	21
3.8 Procesos de utilización de CO ₂	22
Capítulo IV. Planta de ciclo combinado	24
4.1 Simulaciones.....	24

4.2	Integración térmica.....	27
4.3	Análisis del GWP y la energía eléctrica generada.....	29
Capítulo V. Planta carboeléctrica		43
5.1	Simulación.....	43
5.2	Integración Térmica.....	49
5.3	Análisis ambiental y económico.....	55
Capítulo VI. Planta de ciclo combinado con Biogás		59
6.1	Simulación.....	59
6.2	Análisis energético.....	63
6.3	Análisis exergético.....	66
Capítulo VII. Procesos de Utilización de CO₂.....		75
7.1	Simulaciones.....	75
7.2	Evaluación energética y ambiental para el acople de los procesos de utilización de CO ₂ con la PCCB y con el CRO.....	83
Capítulo VIII. Conclusiones.....		87
Capítulo IX. Referencias		91
Apéndice A.....		105

RESUMEN

Optimización de plantas de potencia convencionales acopladas con procesos de captura de CO₂ y con procesos de utilización de energías residuales considerando aspectos energéticos y ambientales

M.C. Gerardo Geovanni Esquivel Patiño, Febrero 2021

Dirigida por: Dr. Fabricio Nápoles Rivera

Entidad: Posgrado de la Facultad de Ingeniería Química

Las tecnologías actuales de generación de energía eléctrica son en su mayoría procesos con altas emisiones de gases de efecto invernadero debido al uso de combustibles fósiles, es por esto que se han propuesto alternativas para disminuir dichas emisiones ya que los procesos de energía limpia aún están lejos de lograr remplazar a los procesos convencionales. Una de las alternativas son los procesos de captura en conjunto con la integración térmica, disminuyendo las emisiones y disminuyendo el impacto energético de acoplar los sistemas de captura. En este trabajo se analizan diferentes tecnologías de generación de energía tomando en cuenta las tecnologías convencionales, las tecnologías de disminución de emisiones de CO₂, los procesos de aprovechamiento de energía residual en la integración térmica para la obtención de parámetros de costos, eficiencia, potencia generada y emisiones para posteriormente realizar análisis energéticos, económicos y ambientales que determinen los tipos de tecnologías a instalar para satisfacer la demanda energética y disminuir las emisiones de CO₂ contemplando diversos escenarios.

En el capítulo IV las redes de intercambio de calor obtenidas pueden aumentar la eficiencia térmica de la planta al 50,94%, mientras que la implementación del CRO puede aumentar la producción de energía hasta 1.651 MWe utilizando la energía residual de la planta. El potencial de calentamiento global (GWP) disminuye un 78% debido a la implementación del PCC en comparación con el caso sin captura. Se aborda además el cálculo del GWP y la producción neta de energía en función de

la cantidad de CO₂ capturado, considerando tres casos de estudio. Para el caso 1 (CECC + PCC + CRO), la energía eléctrica neta (NP) es de 381.2 MW con una captura de 42.43 kg/s de CO₂ y una producción de 2,02 MW en el CRO con un GWP de 94.75 e-CO₂ g/kWh. Para el caso 2, se consideró la recirculación de gases de escape (EGR). Para este caso, la producción de energía es de 386.52 MW, con 1.905 MW producidos en el CRO. Para el caso 3 con integración térmica para el PCC con la CECC y EGR, la potencia neta de salida es 391,42 MW.

En el capítulo V, en primera instancia, el mejor resultado en términos de energía neta producida fue de 374.26 MWe, con una reducción del 84,3% en el potencial de calentamiento global en comparación con una central sin captura de carbono; este resultado se obtuvo para un tren de compresión de ocho etapas con compresores centrífugos. Posteriormente, con la integración térmica, la configuración de los compresores supersónicos de ondas de choque presentó las mejores condiciones para la transferencia de calor entre corrientes frías y calientes, logrando una reducción del 84,65% en el potencial de calentamiento global y una potencia neta de 382,9 MWe.

En el capítulo VI, el acople entre las dos tecnologías puede generar un aumento de 104-114 kW dependiendo del fluido de trabajo seleccionado y el R-134a tiene la mayor producción de energía. La mayor destrucción de la exergía se produce en la cámara de combustión y la selección del fluido de trabajo también tiene un impacto directo en este aspecto. El uso del biogás en la central de ciclo combinado resultó en una reducción considerable del GWP de 0.013-0.0143 e-CO₂ kg/kWh para los casos de las dos tecnologías acopladas en comparación con el caso base sin CRO.

En el capítulo VII, el acople de la PCCB + CRO + PCC + PPSyn RSM muestra el mejor resultado energético al producir una potencia neta de 5249.45 MWe, la cual es mayor incluso a la del caso de estudio de PCCB + CRO + PCC y además con el beneficio de generar como producto 1.703 kg/s de gas de síntesis.

ABSTRACT

Current electricity generation technologies are mostly processes with high greenhouse gas emissions due to the use of fossil fuels, which is why alternatives have been proposed to reduce these emissions since clean energy processes are still far away to succeed in replacing conventional processes. One of the alternatives is the capture processes in conjunction with thermal integration, reducing emissions and reducing the energy impact of coupling the capture systems. In this work, the different energy generation technologies will be analyzed taking into account conventional technologies, technologies for reducing CO₂ emissions, the processes for making use of residual energy in thermal integration to obtain parameters of costs, efficiency power, and generated emissions to later propose a model with which to estimate what type of technologies would have to be installed satisfying energy demand and reducing CO₂ emissions considering various scenarios.

In Chapter IV, the results show that the exchange networks obtained increase the thermal efficiency to 50.94% while the implementation of the CRO can increase the energy production up to 1.651 MWe using the waste energy of the plant. The global warming potential (GWP) decreases by 78% due to the implementation of the PCC compared to the case without capture. It also was addressed the calculation of the GWP and the net energy production based on the amount of CO₂ captured, considered three scenarios. For case 1 (CECC + PCC + CRO), the net power (NP) is 381.2 MW with a capture of 42.43 kg/s of CO₂ and a production of 2.02 MW in the CRO with a GWP of 94.75 e-CO₂ g/kWh. For case 2, exhaust gas recirculation (EGR) was considered for this case, power production is 386.52 MW, with 1,905 MW produced at the CRO. For case 3 with thermal integration for the PCC with the CECC and EGR, the net power output is 391.42 MW.

In Chapter V, the best result in terms of net power produced was 374.26 MWe, with an 84.3% reduction in the global warming potential compared to a plant without carbon capture; this result was obtained for an eight-stage compression train with centrifugal compressors. Later, with thermal integration, the configuration of the shock wave supersonic compressors presented the best conditions for heat transfer between hot and cold streams, achieving an 84.65% reduction in global warming potential and a net power 382.9 MWe.

In Chapter VI, the match between the two technologies can generate an increase of 104-114 kW depending on the selected working fluid and R-134a has the highest energy production. The greatest exergy destruction occurs in the combustion chamber and the selection of the working fluid also has a direct impact on this aspect. The use of biogas in the combined cycle plant resulted in a considerable reduction of the GWP of 0.013-0.0143 e-CO₂ kg/kwh for the cases of the two padded technologies compared to the base case without CRO.

In Chapter VII, the coupling of the PCCB + CRO + PCC + PPSyn RSM shows the best energy result by producing a net power of 5249.45 MWe which is even higher than that of the PCCB + CRO + PCC case study and also with the benefit of generating as a product 1.703 kg/s of syngas.

Palabras Clave: Plantas de energía eléctrica convencionales, captura de CO₂, ciclo Rankine orgánico, integración térmica, optimización.

Lista de Tablas

Tabla 1. Tipos de Tecnologías de generación de energía eléctrica.....	12
Tabla 2. Parámetros de las simulaciones de la CECC, PCC y CRO	25
Tabla 3. Resultados energéticos para los 3 casos de estudio ...	27
Tabla 4. Resultados ambientales para los 3 casos de estudio	28
Tabla 5. Resultados energéticos y ambientales	31
Tabla 6. Resultados para los 3 casos de estudio	40
Tabla 7. Principales parámetros de la simulación de procesos CFPP, PCC y CRO	45
Tabla 8. Resultados energéticos y ambientales de la simulación de la CFPP	47
Tabla 9. Resultados de las simulaciones para los 4 casos de estudio	48
Tabla 10. Corrientes calientes y frías para cada escenario estudiado	51
Tabla 11. Resultados de la integración térmica	54
Tabla 12 Resultados económicos	58
Tabla 13. Resultados de la simulación de la planta de biogás	62
Tabla 14. Selección de refrigerantes por temperaturas	63
Tabla 15. Resultados del acople de la planta de ciclo combinado de Biogás con el CRO	65
Tabla 16. Entalpías y entropías de las corrientes para 1 atm y 25°C	69
Tabla 17. Resultados de la exergía específica de cada corriente.....	70
Tabla 18. Resultados de la exergía específica de cada corriente del CRO	71
Tabla 19. Destrucción de la exergía y eficiencia para cada equipo del proceso	72
Tabla 20. Parámetros principales de la simulación de la PPAF	77

Tabla 21. Parámetros principales de la simulación de la PMM	79
Tabla 22. Parámetros principales de la simulación de la (PPSyn) mediante hidrogenación de CO ₂	81
Tabla 23. Parámetros principales de la simulación de la (PPSyn) mediante reformado en seco con metano	83
Tabla 24. Resultados de la simulación del acople de la PCCB con el PCC	84
Tabla 25. Resultados energéticos y ambientales	86

Lista de Figuras

Figura 1. Capacidad instalada en 2015 del sector eléctrico Mexicano.....	4
Figura 2. Generación de energía por tecnología en 2014 y 2015.....	5
Figura 3. Central de ciclo Combinado	13
Figura 4. Diagrama de proceso de captura y compresión de CO ₂	16
Figura 5. Fases del ACV	17
Figura 6. Superestructura de la integración térmica para 2 corrientes frías y dos calientes	18
Figura 7. Diagrama del proceso CRO	20
Figura 8. Principales rutas de reacción para la utilización de CO ₂	23
Figura 9. Diagrama del proceso global con las corrientes frías y calientes..	26
Figura 10. Diagrama de flujo de la simulación del PCC con SCC y CRO	26
Figura 11. Esquema de cálculo del GWP y potencia	30
Figura 12. Potencia generada en cada turbina del proceso (MWe) y para los casos de estudio	32
Figura 13. GWP contribución (e-CO ₂ g/kWh) para cada etapa del proceso y para los casos de estudio	33
Figura 14. Esquema de análisis de los casos de estudio en Aspen Plus.	34
Figura 15. Resultados energéticos y ambientales del caso 1	37
Figura 16. Resultados energéticos y ambientales del caso 2.....	38
Figura 17. Gráficos del Porcentaje de CO ₂ capturado vs GWP y NP y NP vs GWP para el caso 1	41

Figura 18. Gráficos del Porcentaje de CO ₂ capturado vs GWP y NP y NP vs GWP para el caso 2.....	42
Figura 19. Gráficos del Porcentaje de CO ₂ capturado vs GWP y NP y NP vs GWP para el caso 3.....	42
Figura 20. Simulación del CFPP con el proceso de captura de CO ₂	44
Figura 21. Simulación de las turbinas de vapor	44
Figura 22. Simulación del proceso de captura de CO ₂ con diferentes trenes de compresión.	46
Figura 23. Gráfico de porcentaje de captura contra GWP	48
Figura 24. GWP y potencia neta para cada caso de estudio	49
Figura 25. Esquema de la integración térmica	50
Figura 26. Red de intercambio de calor para el caso I	51
Figura 27. Red de intercambio de calor para el caso II	52
Figura 28. Red de intercambio de calor para el caso III	53
Figura 29. Diagrama de flujo de la configuración SSWC con integración térmica	55
Figura 30. Esquema del cálculo del GWP y de la energía eléctrica neta producida	56
Figura 31. Potencia neta vs. GWP para los CTC variando el nivel de captura	58
Figura 32. Diagrama de Flujo de la planta de ciclo combinado con Biogás	61
Figura 33. Diagrama de flujo del CRO	62
Figura 34. Diagrama de Flujo de la planta de ciclo combinado con Biogás y con el CRO	64
Figura 35. Flujo de Biogás alimentado vs Composición de CH ₄	66
Figura 36. Corrientes de la PCCB y el CRO para el análisis de exergía	66
Figura 37. Destrucción de la exergía para los equipos de la PCCB	73
Figura 38. Destrucción de la exergía del CRO para cada fluido de trabajo	74

Figura 39. GWP para cada uno de los casos de estudio.....	74
Figura 40. Diagrama de flujo de la PPAF	76
Figura 41. Diagrama de flujo de la PPM	78
Figura 42. Simulación de la PPSyn mediante hidrogenación de CO ₂	81
Figura 43. Simulación de la PPSyn mediante reformado en seco con metano	82
Figura 44. Simulación de la PCCB con el PCC.....	84
Figura 45. Simulación del acople de las plantas PCCB + PCC + CRP + PPSyn mediante hidrogenación de CO ₂	85
Figura 46 Simulación del acople de las plantas PCCB + PCC + CRP + PPM	85
Figura 47. Simulación del acople de las plantas PCCB + PCC + CRP + PPSyn mediante reformado en seco con metano.	85
Figura 48. Simulación del acople de las plantas PCCB + PCC + CRP + PPAF.....	85

Lista de Abreviaturas

ACV	Análisis de ciclo de vida
CECC	Central eléctrica de ciclo combinado
CFPP	Central eléctrica de carbón
CRO	Ciclo Rankine orgánico
CTC	Configuración de tren de compresión
DOE/NETL	Departamento de Energía de EE.UU. Y el Laboratorio Nacional de Tecnología Energética
EGR	Recirculación de gases de combustión
e-CO₂ g	Gramos de CO ₂ equivalentes (e-CO ₂ g)
GWP	Global warming potential (potencial de cambio climático)
HEN	Red de intercambio de calor
IEAGHG	Agencia internacional de energía
IPCC	Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático
LP	Vapor de baja presión
MEA	Monoetanolamina

NP	Energía eléctrica neta
PCC	Proceso captura de CO ₂
PCCB	Planta de ciclo combinado con biogás
PPAF	Planta de producción de ácido fórmico
PPAF	Planta de producción de metanol
PPSyn	Planta de producción de syngas
SSWC	Compresores de ondas de choque supersónicos avanzados

Agradecimientos

A mi familia

Gracias a mis padres, hermanos, tíos y primos por el apoyo y cariño incondicional durante mi desarrollo profesional y durante toda mi vida y por estar conmigo en todo momento.

A mis amigos

Por el apoyo que me han brindado en seguir estudiando y por cada uno de los momentos que hemos vivido juntos a través de los años. Gracias a, Eric, Javier, China, Gera, Osben, Vladimir, Carlos, Nidia, Maricruz, Paul, Fany, Gera, Marlene, Ales, Sahid, Luis, Vilchis, Paco, Armando, Profe Gabriel, Profe Rafa, Balta, Saúl, Popoka, Punzo.

Al Dr. Fabricio

Por su asesoría, enseñanzas y consejos durante los últimos años de mi licenciatura, en los dos años como director de mi tesis de maestría y en los 4 años de doctorado.

A mi comité tutorial: Dra. Janett Betzabe González Campos, Dr. José María Ponce Ortega, Dr. Agustín Jaime Castro Montoya y Dr. Rafael Huirache Acuña.

Al CONACyT

Por el apoyo económico recibido a lo largo de mis estudios de doctorado

Capítulo I. INTRODUCCIÓN

Actualmente, el crecimiento de la población mundial, así como el desarrollo de la tecnología demandan un incremento en el uso de la energía eléctrica, la cual se produce en su mayoría mediante procesos que utilizan combustibles fósiles (centrales termoeléctricas, de ciclo combinado, carboeléctricas y duales) y en menor medida mediante tecnologías limpias (eólica, hidroeléctrica, solar, biocombustibles, geotérmica). Se sabe que la generación de energía a partir de combustibles fósiles resulta en una emisión considerable de gases de efecto invernadero y que el CO₂ es el gas emitido en mayor proporción al medio ambiente [1], y además que estas plantas son la mayor fuente de emisiones de CO₂ del mundo [2]. Las CEC generan el 70% de la energía total producida por estos procesos [3]; tales centrales eléctricas pueden lograr eficiencias energéticas de aproximadamente el 45% [4]. Estos procesos generan la mayor proporción de energía eléctrica y emisiones entre todas las tecnologías. Las CECC con gas natural producen alrededor de la mitad de las emisiones que las centrales eléctricas de carbón, una CECC genera emisiones de CO₂ de aproximadamente 190-600 kg/MW para una CECC con una capacidad de generación de aproximadamente 390-1600 MWe [5], una cantidad considerable que debe reducirse. El CO₂ podría usarse como materia prima en otros procesos o almacenarse; por ejemplo, se ha propuesto utilizar el CO₂ durante el proceso de producción de metanol [6], sin embargo, incluso si el consumo de carbón se sustituye por gas natural, la reducción no sería suficiente para alcanzar los objetivos de emisiones globales establecidos en los acuerdos internacionales [7]. Por tanto, es necesario buscar alternativas sostenibles para hacer frente a las demandas energéticas mundiales y al mismo tiempo ayudar a reducir el impacto en el medio ambiente (reduciendo las emisiones de gases de efecto invernadero). Entre las alternativas que se pueden encontrar para reducir las emisiones de gases de efecto invernadero, se han propuesto los PCC [8-10], los cuales son una buena alternativa para reducir las emisiones de gases de efecto invernadero en la industria química y de procesamiento. Este proceso ha sido estudiado para su aplicación en todo tipo

de industrias como la producción de cemento [11], siderurgia [12], centrales eléctricas [13], etc. Sin embargo, el desafío en la aplicación de esta tecnología es el impacto energético y económico que conlleva su implementación. Se han estudiado diversos métodos o procesos de captura de CO₂ para determinar la mejor configuración como la precombustión, oxcombustión (donde la central sufre una penalización energética en función de la combustión convencional) [14-15], y postcombustión, además del análisis de diferentes materiales para su captura como membranas [16-17], líquidos iónicos [18-19], el proceso rectisol [20], captura basada en CaO que tiene altos niveles de captura de CO₂ en un proceso de lecho fluidizado [21-22] y procesos que utilizan microalgas [23]. No obstante, la captura de carbono en poscombustión mediante absorción química que incluye un absorbedor y un desorbedor en el que los gases de las centrales eléctricas se tratan con absorbentes [24] es la tecnología estudiada madura [25]. Se han analizado además para este tipo de procesos de absorción/desorción, sus ventajas y desventajas al utilizar diferentes tipos de absorbentes como aminas alcohólicas como monoetanolamina (MEA) [26], dietanolamina y trietanolamina [27-31], amoníaco [32], glicerol como absorbente verde [33], carbonato de potasio acuoso [34] y se han realizado muchas investigaciones sobre este tipo de aminas en soluciones acuosas [35] y en mezclas de dos o más aminas. En estos estudios, la cinética y la termodinámica de las aminas se estudiaron mediante simulaciones y plantas piloto [36-38], acopladas con centrales eléctricas de gas natural [39] y también con centrales eléctricas de carbón [40]. Plantas piloto de este tipo de procesos están en funcionamiento alrededor del mundo, lo que demuestra la aplicabilidad y operatividad de diversas tecnologías de captura [41], sin embargo y aunque se han analizado diferentes tipos de absorbentes y alternativas, la principal limitación para la implementación de estas tecnologías es el impacto perjudicial del PCC en la eficiencia neta de la energía producida en las plantas de generación de energía (incluida la energía utilizada en el proceso de regeneración de aminas, bombas, ventiladores y el tren de compresión) [42], es un problema considerable que afecta al costo de la electricidad, con una reducción en la eficiencia que algunos autores han estimado en torno al 8% [43], con una reducción de hasta un 11% en la producción de energía debido a la

extracción de vapor de baja presión (LP) para una CECC, para la regeneración del absorbente y también debido a los requerimientos energéticos del tren de compresión de CO₂ [44]. El impacto energético producido por el PCC podría reducirse utilizando una EGR, que aumenta la concentración de CO₂ durante el proceso de absorción y disminuye la energía requerida [45]. A pesar de estos esfuerzos, la eficiencia de la CECC sigue siendo baja en comparación con la planta sin captura. En esta materia se han realizado otros estudios como el análisis termodinámico [46], y el uso de diferentes tecnologías de captura con cogeneración de energía [47], con el objetivo de encontrar una forma sostenible de mejorar la eficiencia térmica con una alta recuperación de CO₂ en el PCC. Sin embargo, existen otras alternativas que deben estudiarse para rentabilizar estos procesos y reducir las emisiones de gases de efecto invernadero que podrían ayudar a alcanzar el objetivo de limitar el aumento de la temperatura media global a 2°C en 2050 [48]. Estas alternativas son la integración másica, la integración térmica y el uso de ciclos termodinámicos para la generación de energía utilizando calor de baja calidad. El calor de baja calidad o energía residual de todo tipo de proceso puede ser utilizada en ciclos de potencia que operan a bajas temperaturas como lo es el caso del ciclo Rankine orgánico (CRO), dicho ciclo pueden operar utilizando fuentes de calor de baja temperatura tales como calor solar, salmueras geotérmicas o calor residual industrial [49]. Esas fuentes de baja temperatura transfieren el calor a un fluido orgánico cuyas propiedades permiten generar vapor a bajas temperaturas que posteriormente genera trabajo de flecha mediante una turbina. En este caso en la mayoría de los casos de estudio de este trabajo se utilizó como fluido de trabajo R245fa, cuya aplicación principal es el calor residual recuperación del calor a baja temperatura del medio en el CRO [50].

La capacidad instalada en 2015 del sector eléctrico se incrementó 4.0% respecto a la registrada en 2014, para ubicarse en 68,044.0 MW, equivalente a 2,519 MW de nueva capacidad. En este periodo, las tecnologías limpias presentan un incremento de 6.9%, asociado al rápido crecimiento de las tecnologías eólica y geotérmica. Por

su parte, el crecimiento anual de las tecnologías convencionales fue de 2.8% impulsado principalmente por la expansión de centrales de ciclo combinado [51].

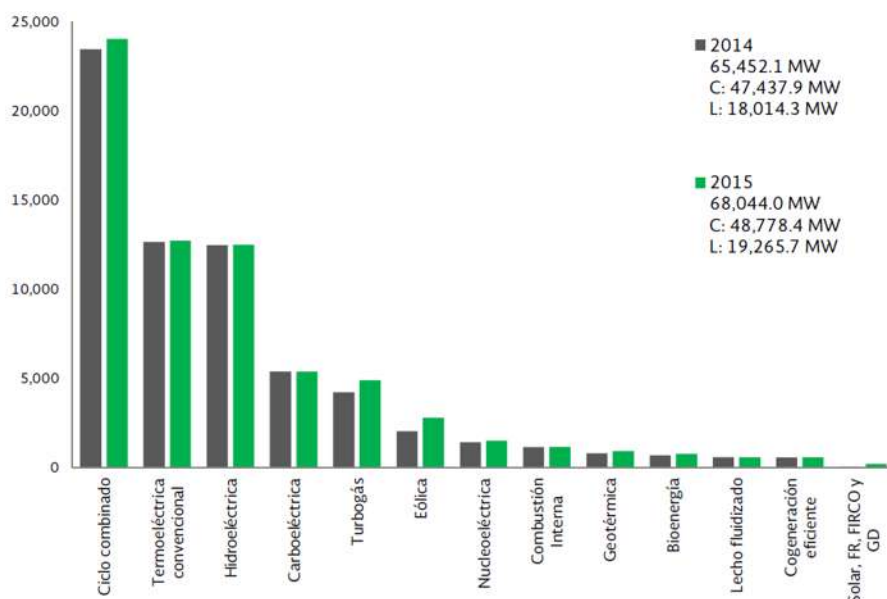


Figura 1. Capacidad instalada en 2015 del sector eléctrico Mexicano.

Del total del parque de generación (68,044.0 MW), 71.7% corresponde a centrales con tecnologías convencionales y 28.3% a tecnologías limpias.

En México, las tecnologías de generación eléctrica se clasificadas en convencionales, que son aquellas que operan con combustibles fósiles: centrales de ciclo combinado, combustión interna, termoeléctrica convencional, turbogás y lecho fluidizado, y las tecnologías limpias las cuales emplean fuentes de energía con pocas o nulas emisiones de CO₂ y que operan mediante la fuerza del viento, la radiación solar, la energía producida por las olas en los océanos, los mares, los ríos, los yacimientos geotérmicos, las bioenergéticas (biomasa y biogás), el metano y otros gases asociados a residuos sólidos u orgánicos, la energía nuclear y la generada por las centrales de cogeneración eficiente.

Al cierre de 2015, la generación de energía eléctrica se ubicó en 309,552.8 GWh, incluyendo la generación reportada a la secretaria de energía por los generadores

particulares, lo que representó un incremento de 2.7%, equivalente a 8,090.3 GWh, respecto al año previo. Las tecnologías convencionales presentaron un aumento en su generación de 4.4%, caso contrario con las tecnologías limpias, que presentan un decremento de -3.7% que se explica por la reducción de generación proveniente de hidroeléctricas y solar [52].

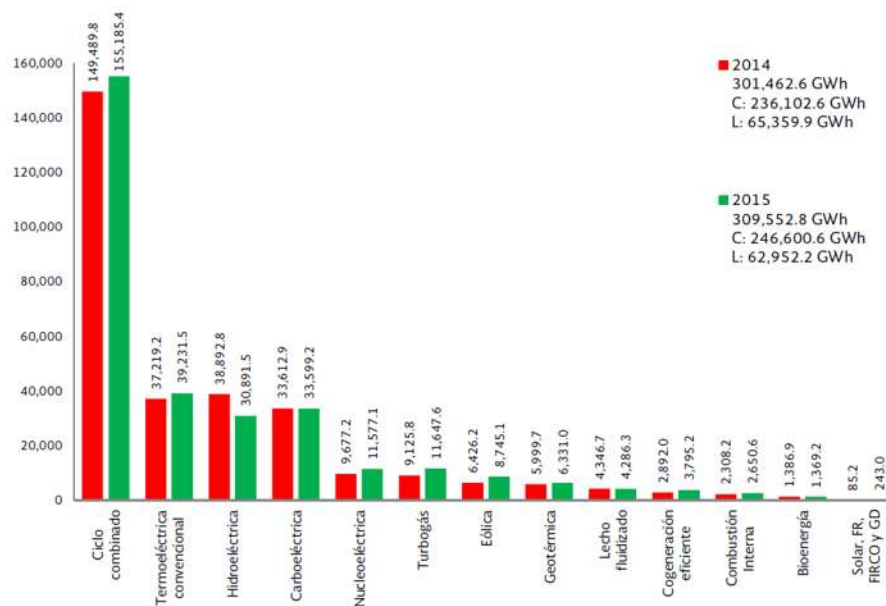


Figura 2. Generación de energía por tecnología en 2014 y 2015.

En base a lo anterior en este trabajo se analizaron diferentes tecnologías de generación de energía eléctrica, acopladas con procesos de captura de CO₂ y ciclos Rankine orgánicos. Para los diferentes acoples de los casos de estudio de estas tecnologías se consideró la integración térmica mediante modelos matemáticos y los análisis energéticos, exergéticos y ambientales, partiendo con casos base y con datos obtenidos mediante simulaciones en ASPEN PLUS. Se realizaron las simulaciones para las plantas de generación de energía eléctrica de ciclo combinado con gas natural y biogás y para la planta termoeléctrica convencional con carbón como combustible, para el proceso de captura de CO₂ con diferentes tipos de trenes de compresión y para el ciclo Rankine orgánico con diferentes tipos de fluido de trabajo. De las simulaciones se obtienen todos los datos energéticos y las condiciones de las corrientes frías y calientes para la realización de los diferentes

análisis. En el capítulo VI se propone la integración térmica de una central eléctrica de ciclo combinado (CECC) con gas natural de 453 MWe integrada con un proceso captura de CO₂ (PCC) y con el ciclo Rankin orgánico (CRO). Con el objetivo de encontrar una red de intercambiadores de calor (HEN) que disminuya el impacto energético del PCC. En primera instancia se simulan los procesos en ASPEN PLUS[®] para obtener todos los inventarios del proceso. Luego, la integración térmica se realiza utilizando el modelo SYNHEAT con una delta mínima de temperatura de 10°C para todos los casos de estudio de cada capítulo. En el capítulo V se realizó el análisis mediante simulaciones e integración térmica de diferentes configuraciones de trenes de compresión en una central eléctrica de carbón (CFPP) con PCC y CRO para reducir el impacto energético del proceso de captura. Cada configuración de tren de compresión ofrece diferentes niveles de temperatura en los flujos del proceso, produciendo diferentes redes de intercambiadores de calor. En el capítulo VI se propone un análisis de energía y exergía para una CECC con Biogás y su acople con el CRO con diferentes fluidos de trabajo, con el fin de aumentar la producción neta de potencia con la transferencia de calor de los gases de combustión y los fluidos de trabajo. Y finalmente en el capítulo VII se realizaron las simulaciones de Aspen Plus para las plantas de producción de ácido fórmico (PPAF) mediante la hidrogenación de CO₂, de producción de metanol (PPM) mediante hidrogenación de CO₂ y para la producción de syngas (PPSyn) mediante hidrogenación de CO₂ y mediante reformado en seco de metano. Posteriormente se realizó una evaluación energética para el acople de estas plantas con la PCCB con PCC y con el CRO.

1.1. Justificación.

Las emisiones de gases de efecto invernadero en su mayoría provienen de procesos de generación de energía eléctrica, es por esto que es necesaria la investigación de diferentes alternativas que ayuden a reducir el impacto ambiental que causan dichos procesos, y que además garanticen la producción de energía necesaria para satisfacer la demanda de la sociedad ya que las tecnologías de generación de energía limpias aún están muy lejos de remplazar a las tecnologías convencionales y la demanda de energía sigue aumentando. Los estudios de los procesos de disminución de emisiones tales como los PCC, en este caso se convierten en prioridad, ya que estos pueden hacer que se reduzcan las emisiones de una manera considerable ayudando a disminuir el impacto al medio ambiente, en ese sentido la investigación del acople de los PCC y la integración energética con los procesos de generación como se convierte en una importante alternativa para además de reducir el impacto ambiental y reducir también el impacto energético de los PCC en los procesos de generación de energía eléctrica en conjunto con las tecnologías de aprovechamiento de energía residual.

1.2. Objetivo General

Optimizar las tecnologías de generación de energía convencionales mediante configuraciones que satisfagan la demanda energética de México, con cantidades menores de emisiones de CO₂.

Objetivos particulares

- Determinar los inventarios de las diferentes tecnologías de generación de electricidad mediante simulaciones.
- Sintetizar redes de intercambio de calor óptimas que reduzcan el impacto energético de la implementación de los procesos de reducción de emisiones.

- Validar la factibilidad de la red mediante la simulación del proceso térmicamente integrado.
- Cuantificar el aumento o disminución de emisiones de CO₂ de las tecnologías convencionales al añadir el PCC con y sin integración térmica.
- Proponer modelos de optimización que consideren aspectos económicos, energéticos y ambientales para satisfacer la demanda energética y reducir emisiones de CO₂.

1.3. Hipótesis

La optimización mediante el uso de modelos matemáticos de las diferentes tecnologías de generación de energía eléctrica integradas con procesos de disminución de emisiones y procesos de utilización de energías residuales permitirá obtener nuevas configuraciones de los procesos que tengan cantidades menores de emisiones de CO₂, manteniendo la producción de energía necesaria para satisfacer la demanda social.

Capítulo II. ANTECEDENTES

Diversos trabajos se han realizado para el estudio del acople, análisis y optimización de los procesos de captura con plantas de generación de energía eléctrica [53]. En el trabajo realizado por Biliyok y colaboradores uno de los resultados fue que al implementar el PCC, la producción neta de la central eléctrica cambiaría de 400 MW_e a 376 MW_e, lo cual supone un incremento en el costo de la energía eléctrica notable lo que hace poco factible que las industrias de energía puedan llevarlo a cabo sin una investigación más amplia que pueda mejorar dicha factibilidad, además en el campo de la integración másica se ha estudiado en este trabajo el uso de una recirculación de los gases de combustión que puede aumentar la concentración de CO₂ mejorando la transferencia de masa de CO₂ en el absorbedor, lo que puede reducir las demandas de vapor del desorbedor del proceso de captura para los gases de combustión de una CECC [54]. Otros autores han propuesto la integración de calor mediante reglas empíricas para mejorar la eficiencia neta de la planta [55]. Algunos autores han considerado el análisis ambiental para las CECC calculando el GWP, por ejemplo, en el trabajo realizado por Snoke y colaboradores se realiza un análisis del ciclo de vida de la generación de energía en los Estados Unidos [56], Bernier y colaboradores realizaron una optimización para encontrar la emisión óptima de gases de efecto invernadero en la CECC considerando diferentes escenarios de sistemas de captura y un análisis del ciclo de vida [57]. Se han estudiado también los análisis termodinámicos y económicos de la CECC con PCC, en los cuales se ha analizado como el utilizar esas alternativas de acoples afectan el proceso en aspectos ambientales, eficiencias, demanda de agua de enfriamiento, etc., para mejorar la eficiencia de la planta [58-59].

La implementación del CRO se ha estudiado para reducir las penalizaciones energéticas resultantes de la captura de carbono [60]. En este estudio, se consideró un CRO (que consiste en un ciclo Rankine convencional que usa R245fa como fluido de trabajo en lugar de agua) que utiliza la energía residual del proceso para generar energía adicional [61]. Parvareh y cols. revisaron exhaustivamente la integración de

la energía solar para una CFPP con PCC en donde el objetivo principal del uso de energía solar es reducir la penalización energética por el uso de tecnologías de captura de carbono [62]. Farajollahi y cols. propusieron el uso de CROs para aumentar la eficiencia térmica de la planta; sin embargo, el acople entre las corrientes de los procesos se realizó de forma heurística [63]. Sánchez del Río y cols. propusieron la integración de una CFPP con el PCC utilizando una caja de viento de turbina de gas, en esta configuración, solo se propone una única transferencia de calor entre las corrientes de los procesos [64]. Oh y cols. propusieron un enfoque de integración de sistemas para reducir la penalización energética de los procesos de captura en una CFPP y compararon sus resultados con los de una planta piloto [65].

Aunque estudios anteriores han abordado la integración de procesos de una CFPP con el PCC, ninguno de ellos implicó el uso de técnicas formales de optimización para identificar los intercambios de calor óptimos entre las corrientes de los procesos; en los mejores casos, se utilizaron enfoques heurísticos y se consideraron un máximo de tres corrientes en la integración de calor.

Se han propuesto métodos para la integración térmica más formales para redes de intercambiadores de calor. Por ejemplo, Khalilpour y Abbas realizaron un análisis de punto de pliegue para una CEC de 227 MW. Sin embargo, es importante mencionar que el análisis de punto de pliegue es un enfoque secuencial en el que el número de intercambiadores de calor y el área no están optimizados [66]. Hanak y cols. realizaron una integración de calor y un análisis de exergía para una CEC con PCC y con un tren de compresión de nueve etapas de compresión [67].

En el caso de una planta de ciclo combinado con biogás, su acople con el CRO fue estudiado previamente por Yağlı y cols. [68], en ese trabajo analizaron el acople de un motor combinado de calor y potencia (CHP) con un CRO subcrítico y supercrítico con R245fa como fluido de trabajo, obtenido a partir de un análisis de energía y exergía una mejor salida de potencia y eficiencia térmica para el caso supercrítico. Los análisis de exergía son importantes para este trabajo debido a que una alta eficiencia de exergía en un sistema de recuperación de energía puede reducir el uso de combustibles fósiles y con ello se reduce el impacto ambiental de sus

emisiones de gases de efecto invernadero [69-70]. Baccioli y cols. estudiaron el emparejamiento de una micro turbinas de gas con el CRO encontraron que podría ser posible una recuperación de energía térmica del 77% [71]. Dumont y cols. hicieron una optimización para diferentes fluidos de trabajo y con su estudio encontraron que se podían lograr ahorros de energía de hasta 600 MWh al año para ese esquema [72]. Baccioli y cols. realizaron un estudio para el acople entre una micro turbina de biogás de 600 kWe y tres CROs de diferentes tamaños comerciales (30, 40 y 50 kW) [73].

Estos análisis nos llevan a la conclusión de que se debe seguir investigación en este tipo de tecnologías para encontrar una forma de que sean llevadas a nivel industrial y así lograr los objetivos que se tienen en el aspecto ambiental. De esta manera se tiene una base sólida de investigación con los estudios previos para poder seguir avanzando en la búsqueda de una solución factible y sostenible de los PCC para lograr los objetivos mundiales del sector energético en materia ambiental y así mismo seguir satisfaciendo la demanda energética de la sociedad.

Capítulo III. Marco Teórico

3.1 Procesos de generación de energía eléctrica.

En la Tabla 1 se muestran las diferentes tecnologías de generación de energía eléctrica en México, las cuales se dividen en convencionales y limpia.

Tabla 1

Tipos de Tecnologías de generación de energía eléctrica.

Tecnologías de Generación de energía eléctrica	
Energías convencionales	Energías limpias
Ciclo Combinado	Hydroeléctrica
Termoeléctrica convencional	Nucleoeléctrica
Carboeléctrica	Eólica
Turbogas	Geotérmica
Lecho Fluidizado	Cogeneración eficiente
Combustión Interna	Bioenergía
	Solar

3.1.1 Centrales de Energías convencionales

Las centrales convencionales tienen en su mayoría el mismo principio de funcionamiento el cual es generar energía eléctrica mediante vapor utilizando la transferencia de calor con gases de combustión de combustibles fósiles, tal es el caso de las centrales termo eléctricas y carboeléctricas y de lecho fluidizado. Por otro lado, las centrales de turbogás no generan vapor, sino que utilizan los gases de combustión para generar la energía en las llamadas turbinas de gas. Existen también combinaciones de estos diferentes procesos los cuales se combinan para mejorar la eficiencia térmica y generar una mayor cantidad de energía eléctrica.

3.1.1.1 Central de ciclo Combinado



Figura 3. Diagrama de proceso de una central de ciclo combinado.

La turbina de gas consta de un compresor de aire, una cámara de combustión y la cámara de expansión. El compresor comprime el aire a alta presión para mezclarlo posteriormente en la cámara de combustión con el gas. En esta cámara se produce la combustión del combustible en unas condiciones de temperatura y presión que permiten mejorar el rendimiento del proceso, con el menor impacto ambiental posible.

A continuación, los gases de combustión se conducen hasta la turbina de gas (2) para su expansión. La energía se transforma, a través de los álabes, en energía mecánica de rotación que se transmite a su eje. Parte de esta potencia es consumida en arrastrar el compresor (aproximadamente los dos tercios) y el resto mueve el generador eléctrico (4), que está acoplado a la turbina de gas para la producción de electricidad.

El rendimiento de la turbina aumenta con la temperatura de entrada de los gases, que alcanzan unos 1300°C, y que salen de la última etapa de expansión en la turbina a unos 600°C. Por tanto, para aprovechar la energía que todavía tienen, se conducen a la caldera de recuperación (7) para su utilización.

La caldera de recuperación tiene los mismos componentes que una caldera convencional (precalentador, economizador, etc.), y en ella, los gases de escape de la turbina de gas transfieren su energía a un fluido, que en este caso es el agua, que circula por el interior de los tubos para su transformación en vapor de agua. A partir de este momento se pasa a un ciclo convencional de vapor/agua.

Por consiguiente, este vapor se expande en una turbina de vapor (8) que acciona, a través de su eje, el rotor de un generador eléctrico (9) que, a su vez, transforma la energía mecánica rotatoria en electricidad de media tensión y alta intensidad. A fin de disminuir las pérdidas de transporte, al igual que ocurre con la electricidad producida en el generador de la turbina de gas, se eleva su tensión en los transformadores (5), para ser llevada a la red general mediante las líneas de transporte (6).

El vapor saliente de la turbina pasa al condensador (10) para su licuefacción mediante agua fría que proviene de un río o del mar. El agua de refrigeración se devuelve posteriormente a su origen, río o mar (ciclo abierto), o se hace pasar a través de torres de refrigeración (11) para su enfriamiento, en el caso de ser un sistema de ciclo cerrado. Cabe señalar que el desarrollo actual de esta tecnología tiende a acoplar las turbinas de gas y de vapor al mismo eje, accionando así conjuntamente el mismo generador eléctrico [74].

3.1.1.2 Central Termoeléctrica convencional

En las centrales térmicas convencionales, los combustibles fósiles (carbón, fuelóleo, gas) son quemados en una caldera generando, así, una energía calorífica que evapora el agua que, a su vez, circula por una serie de conductos dentro de la caldera. Este vapor de agua a alta presión acciona las palas de una turbina de vapor, convirtiendo la energía calorífica en energía mecánica, la cual da lugar, a continuación, a la generación de energía eléctrica [75].

3.2 Procesos de captura de CO₂.

Los procesos para disminución de emisiones se basan en la captura del CO₂ mediante diversos compuestos tales como aminas primarias, secundarias, terciarias, selexol, rectisol, carbón activado, alúminas, zeolitas y soluciones de sal alcalina.

Los procesos de captura de CO₂ se basan en separar el CO₂ que se produce al usar combustibles fósiles, para no emitirlo a la atmósfera y confinarlo de manera permanente y consta de dos componentes principales: 1. La captura del CO₂ en algún punto del proceso de oxidación de los combustibles y, 2. El secuestro o confinamiento de forma permanente [76].

Dichos procesos pueden ser de 4 tipos: pre-combustión, post-combustión, oxi-combustión y de calcinación/carbonatación. El sistema de captura y compresión en post-combustión consiste en tres etapas: pre-tratamiento, proceso de captura de CO₂ y de tren de compresión de CO₂. En el pre-tratamiento los gases de combustión de la caldera de recuperación se enfrían en un enfriador de contacto directo mediante una corriente de agua a 33°C, a continuación, la corriente de gas entra a la columna de absorción en donde inicia el proceso de captura. El proceso de captura se lleva a cabo en un absorbedor en el que se utiliza una solución de 35% de MEA como solvente para capturar el CO₂, del absorbedor se obtiene una corriente rica de CO₂ y una corriente de aire con una pequeña cantidad de CO₂ la cual se emite a la atmósfera. Más tarde el CO₂ se separa del solvente en una columna de regeneración y también se regenera ahí la corriente de amina que se recircula al absorbedor.

De acuerdo con la agencia internacional de energía (IEAGHG), la corriente concentrada de CO₂ a la salida del separador puede ser comprimida y secuestrada dentro campos de petróleo o gas agotados o depósitos salinos profundos [77], con lo cual el siguiente paso es la compresión del CO₂ a una presión adecuada para la

actual operación en tuberías, que es mantener la presión muy por encima de la presión crítica, por lo que la presión de entrada a la red de tuberías de CO₂ podría ser tan alta como 110-150 bar [78].

Hay una gran cantidad de alternativas para el almacenamiento de CO₂ por ejemplo, estudios recientes muestran que el almacenamiento permanente en acuíferos salinos profundos es factible [79], pero el principal reto consiste en encontrar maneras de utilizar el CO₂ en algún otro proceso para que se pueda utilizar como una fuente de ingresos.

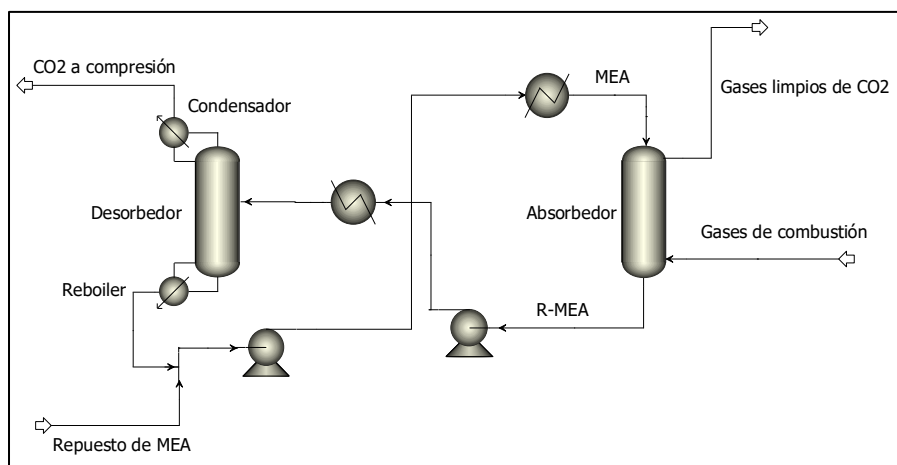


Figura 4. Diagrama de proceso de captura y compresión de CO₂

3.3 Análisis del ciclo de vida

El análisis de ciclo de vida (ACV) es una técnica utilizada para evaluar aspectos ambientales y los potenciales impactos asociados a un producto, proceso o servicio [80], dicha técnica consiste en el desarrollo de cuatro etapas:

- **Objetivo y alcance (goal and scope):** define y describe el producto, proceso o actividad. Establece el contexto en el que la evaluación debe ser hecha e identificar los límites y efectos ambientales que serán revisado en la evaluación.
- **Análisis de inventario (inventory analysis):** Identifica y cuantifica la energía, el consumo de agua y los materiales y las emisiones ambientales (por ejemplo, emisiones atmosféricas, residuos sólidos, vertidos de aguas residuales).
- **Evaluación del impacto (impact assessment):** Evalúa los potenciales efectos ecológicos y sociales de la energía, el agua, y el uso de materiales y las liberaciones ambientales identificados en el análisis de inventario.
- **Análisis de resultados (interpretation):** Evalúa los resultados del análisis de inventario y de la evaluación de impacto para seleccionar el producto preferido, proceso o servicio con una clara comprensión de la incertidumbre y los supuestos utilizados para generar los resultados.



Figura 5. Fases del ACV [81].

3.4 Integración Térmica

La integración térmica de procesos es un análisis técnico y económico, que tiene el objetivo de lograr un mejor aprovechamiento de la energía en los procesos industriales, lo que ha incentivado una significativa investigación en esta área, debido a los múltiples retos que la industria moderna debe afrontar en el corto plazo en cuanto a materia energética y ambiental se refiere, bajo los escenarios económicos y políticos que prevalecen [82].

Existen diversas metodologías de integración térmica las cuales pueden ser secuenciales o simultáneas. En este trabajo de investigación se utilizó el modelo SYNHEAT, el cual implementa una metodología simultánea la cual consiste en un modelo de programación mixta entera no lineal (MINLP) que puede generar redes donde el costo de servicios externos, áreas de intercambiadores y el acoplamiento de corrientes frías y calientes están optimizados simultáneamente.

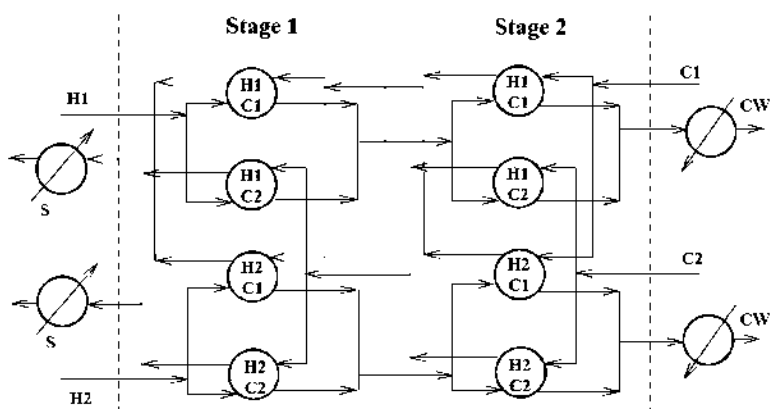


Figura 6. Superestructura de la integración térmica para 2 corrientes frías y dos calientes.

El modelo se basa en la representación por etapas en donde a través de cada etapa, pueden ocurrir posibles intercambios entre cada corriente caliente y fría.

Una simplificación asume utilizar las temperaturas de etapa para calcular el área de transferencia de calor por divisiones de corrientes que permiten que el espacio factible se defina por un conjunto de restricciones lineales. Como resultado, el modelo es robusto y se puede resolver con relativa facilidad [83].

3.5 Tecnologías de aprovechamiento de energía residual.

Entre las diferentes tecnologías de aprovechamiento de energía residual están el ciclo Rankine orgánico y los transformadores de calor de absorción, los cuales aprovechan las fuentes de calor residual en los procesos industriales para utilizarlo para otras aplicaciones tales como generar energía eléctrica.

Un transformador de calor de absorción (TCA) es un dispositivo que puede suministrar calor a una temperatura más alta que la temperatura del fluido por el que se alimenta. Los sistemas de transformadores térmicos de absorción son atractivos porque utilizan calor residual procedente de procesos industriales y fuentes de energía renovables como la solar y la geotérmica. Además, pueden usarse para mejorar el calor residual a baja temperatura al de temperaturas más altas que se emplearán en un proceso secundario. La integración de los TCA con diferentes ciclos termodinámicos juega un papel importante en la recuperación del calor rechazado por ellos o incluso el aumento de la eficiencia energética de todo el sistema [84].

El ciclo Rankine orgánico (CRO) tiene el mismo principio de un ciclo de Rankine ordinario con la única diferencia de que utiliza una sustancia orgánica de bajo punto de ebullición como un fluido de trabajo. En el CRO el calor es transferido desde la fuente de energía desperdiciada a un líquido orgánico en un evaporador. Como resultado, el fluido de trabajo se vaporiza o incluso es sobrecalentado de acuerdo con la cantidad de calor que se necesite.

En la siguiente etapa, el vapor saturado o sobrecalentado se expande a través de una turbina y produce electricidad por un generador eléctrico. Después, el vapor expandido se enfría mediante un condensador para licuar y por último, para completar el ciclo, el fluido de trabajo es bombeado al evaporador [85].

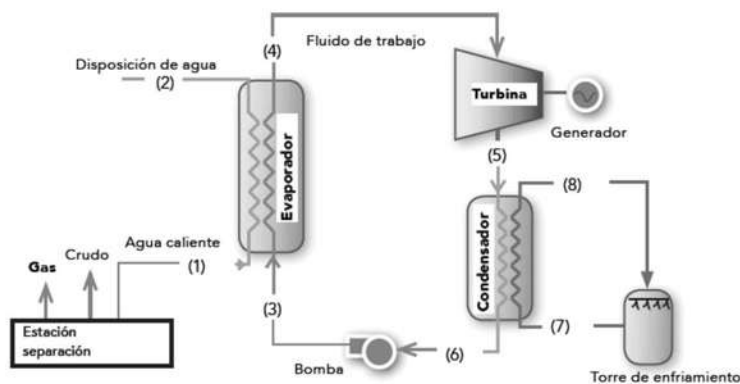


Figura 7. Diagrama del proceso CRO.

3.6 Algoritmos Genéticos

Los Algoritmos Genéticos son métodos adaptativos, generalmente usados en problemas de búsqueda y optimización de parámetros, basados en la reproducción sexual y en el principio de supervivencia del más apto [86].

Más formalmente, y siguiendo la definición dada por Goldberg, “los Algoritmos Genéticos son algoritmos de búsqueda basados en la mecánica de selección natural y de la genética natural. Combinan la supervivencia del más apto entre estructuras de secuencias con un intercambio de información estructurado, aunque aleatorizado, para constituir así un algoritmo de búsqueda que tenga algo de las genialidades de las búsquedas humanas” [87].

Para alcanzar la solución a un problema se parte de un conjunto inicial de individuos, llamado población, generado de manera aleatoria. Cada uno de estos individuos representa una posible solución al problema. Estos individuos evolucionarán tomando como base los esquemas propuestos por Darwin sobre la selección

natural, y se adaptarán en mayor medida tras el paso de cada generación a la solución requerida [88].

Los Algoritmos Genéticos trabajan sobre una población de individuos. Cada uno de ellos representa una posible solución al problema que se desea resolver. Todo individuo tiene asociado un ajuste de acuerdo a la bondad con respecto al problema de la solución que representa (en la naturaleza el equivalente sería una medida de la eficiencia del individuo en la lucha por los recursos). Una generación se obtiene a partir de la anterior por medio de los operadores de reproducción

3.7 Análisis exerético.

La exergía hace referencia a la utilidad potencial de una determinada fuente de energía. Se puede definir como el trabajo máximo teórico que podría obtenerse de la interacción entre un determinado sistema termodinámico y el ambiente de referencia. Si el estado de una cantidad de materia es diferente al del ambiente, existirá la posibilidad de producir trabajo. Conforme el sistema evolucione hacia el equilibrio con el ambiente, dicha posibilidad se reducirá. El ambiente de referencia hace alusión a una porción de entorno cuyas propiedades intensivas no cambian significativamente como resultado de cualquier proceso que se considere. Se considerará como tal un sistema simple compresible de enormes dimensiones con presión P_0 y temperatura T_0 uniformes y constantes [89].

Conviene tener en cuenta algunos aspectos adicionales de la exergía:

- La exergía es una propiedad de los sistemas cerrados.
- El valor de la exergía no puede ser negativo. Las transferencias de exergía asociadas a flujos de energía en tránsito (en forma de calor o trabajo) pueden tener uno u otro signo dependiendo del sentido y naturaleza de dichos flujos.
- La exergía no se conserva, sino que se destruye a causa de las irreversibilidades.

El análisis exergético es una metodología que permite analizar los mecanismos básicos de la eficiencia exergética de cualquier sistema, mediante la aplicación de las leyes de la termodinámica. Por ello, es considerada una herramienta de análisis y diagnóstico de sistemas útil en el diseño de soluciones alternativas que busquen reducir la utilización innecesaria de recursos, y por ende los impactos potenciales generados por la misma, orientando así hacia la búsqueda del desarrollo sostenible.

3.8 Procesos de utilización de CO₂

La captura y almacenamiento de CO₂ son alternativas importantes para reducir la cantidad de emisiones de gases de efecto invernadero y mitigar el cambio climático. Por otra parte, la captura y utilización de CO₂ podría ser una mejor opción ya que se obtendrían beneficios que podrían minimizar o abatir los efectos económicos negativos que surgen a raíz de la implementación de los procesos de captura para las plantas de generación de energía eléctrica. Aunque es un enfoque atractivo, el mercado para la utilización del CO₂ capturado es relativamente pequeño (11-17%) en comparación con la producción total de CO₂ [90-91]. Sin embargo, con esta alternativa además de reducir las emisiones de CO₂ se puede también producir combustibles y productos químicos valiosos [92]. Una integración de ambas propuestas podría conducir a ventajas de los enfoques respectivos, mejorando los incentivos tanto ambientales como económicos. En este contexto, el dióxido de carbono es un residuo que se puede valorizar y es una molécula clave para reducir el consumo de combustibles fósiles y asegurar la eficiencia energética de los procesos. Además, la conversión de CO₂ en materia prima para la industria química de procesos es una forma eficaz de introducir las energías renovables en la cadena química [93]. Los principales productos, que se muestran en la Fig. 2, que pueden obtenerse con CO₂ son: metano, gas de síntesis, hidrocarburos, metanol, etanol, ácido fórmico, dimetiléter (DME) [94].

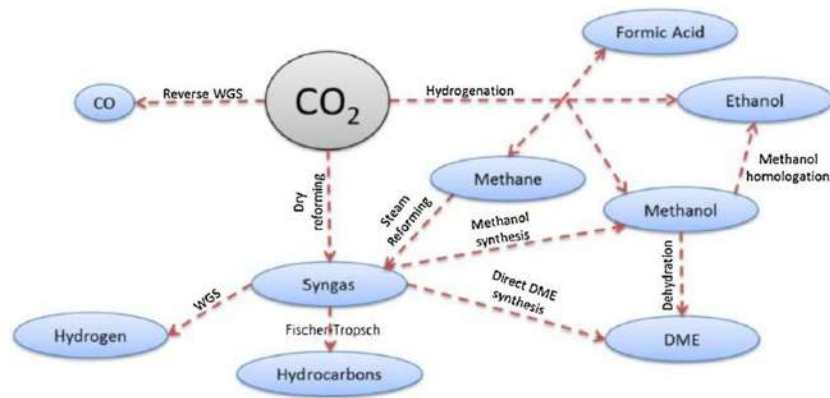


Figura 8. Principales rutas de reacción para la utilización de CO₂.

Capítulo IV. Planta de ciclo combinado

Para los diferentes análisis realizados y los diferentes casos de estudio de la planta de ciclo combinado con gas natural se utilizó la siguiente metodología:

- Los procesos (CECC, PCC y CRO) se simularon en Aspen Plus para obtener los inventarios de procesos.
- Se simuló también la CECC con PCC y con recirculación de gases de combustión (EGR).
- La integración de calor se realiza utilizando el modelo SYNHEAT.
- Se calcula el potencial de calentamiento global de todos los estudios de caso.
- Luego, se realizó un análisis del GWP y la energía eléctrica generada en los siguientes escenarios:

Caso 1: CECC + PCC + CRO y una cantidad variable de gases de combustión durante el proceso de captura

Caso 2: CECC + PCC + CRO con EGR y una cantidad variable de gases de combustión durante el proceso de captura

Caso 3: CECC + PCC + CRO con integración térmica EGR y PCC-CECC y cantidad variable de gases de combustión durante el proceso de captura.

4.1 Simulaciones.

La simulación de la CECC de 453 MWe se realizó tomando como referencia los parámetros, flujos y datos de equipos del informe de la Agencia Internacional de Energía (IEAGHG) [95] y Lou y colaboradores [55], la simulación del PCC con MEA como absorbente se llevó a cabo con los parámetros del artículo de Zhang y colaboradores [41] y la simulación del CRO se realizó con los parámetros de Filiz y colaboradores [96]. En la Tabla 2 se muestran todos los parámetros utilizados en las 3 simulaciones.

Tabla 2

Parámetros de las simulaciones de la CECC, PCC y CRO.

Parámetro	Valor
Flujo de gas natural (kg/s)	16.62
Flujo de aire (kg/s)/composición	656.94
Presión descarga turbina de Gas (bar)	1.039
Condiciones de entrada turbina HP (bar/°C)	172.6/601.7
Condiciones de entrada turbina MP (bar/°C)	41.5/601
Condiciones de entrada turbina LP (bar/°C)	5.8/293.1
Condensador condiciones (bar/°C)	0.039/29
Condiciones de agua de pretratamiento (bar/°C)	4.043/ 30
Temperatura de los gases a la entrada del absorbedor (°C)	33
Condiciones del solvente a la entrada del absorbedor (bar/°C)	5.0033/34.95
Presión del absorbedor (bar/etapas)	1.5/10
Condiciones a la entrada del absorbedor (bar/°C)	9.8133/ 105
Presión del regenerador (bar/etapas)	2.4/10
Calor del rehervidor del desorbedor (MW)	186.805
Flujo de gas al tren de compresión (kg/s)	43.4103
Enfriador C-3 temperatura/presión (bar/°C)	15.57/ 30
Enfriador C-4 temperatura/presión (bar/°C)	110.91/30
Flujo de R245FA (kg/s)	13.4
Presión de descarga de la bomba (bar)	8
Temperatura de salida de la corriente caliente (°C)	48
Temperatura de salida del evaporador (°C)	90
Presión de salida de la turbina CRO (bar)	2.805

Los resultados más importantes de la simulación fueron comparados, obteniendo una energía eléctrica generada de 379.2 MW con una captura de 42.43 kg/s y un calor del rehervidor del desorbedor de 186.782 MW para este estudio, que se aproxima demasiado a los 379.85 MW, 41.11 kg/s y los 186.8 MW obtenidos por Luo y colaboradores. También se comparó la potencia de salida para una simulación base del CRO, obteniendo 0.2602 MW en comparación con los 0.2604 MW de Filiz y colaboradores. La Figura 9 muestra la simulación de la CECC con PCC en la cual se identificaron las corrientes calientes y frías disponibles. La Figura 10 muestra el

diagrama de todos los procesos acoplados simulados para una integración arbitraria del CRO en donde se utiliza agua caliente a la salida del rehervidor del proceso de captura para evaporar el fluido de trabajo.

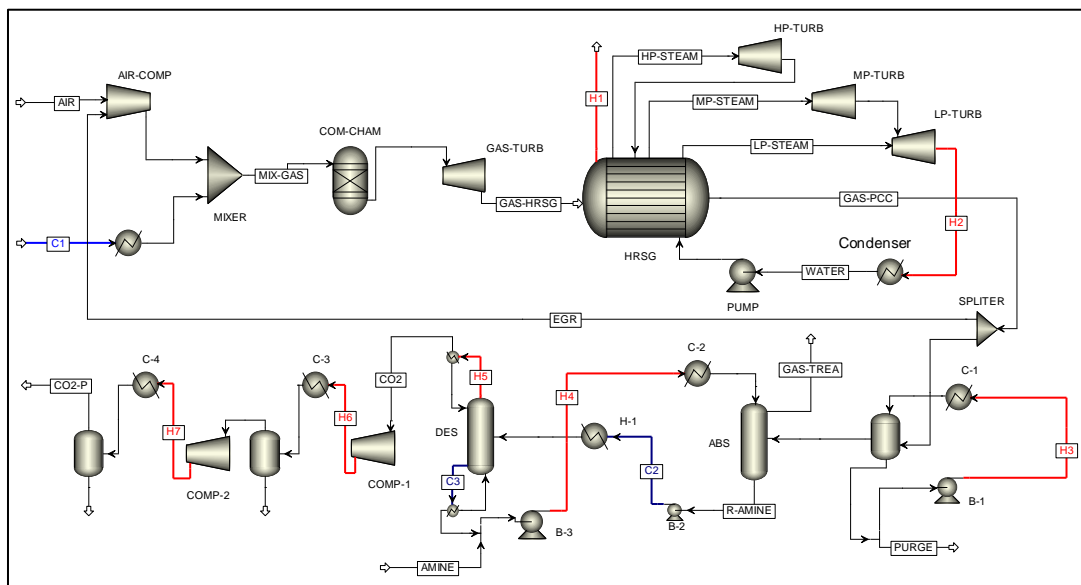


Figura 9. Diagrama del proceso global con las corrientes frías y calientes.

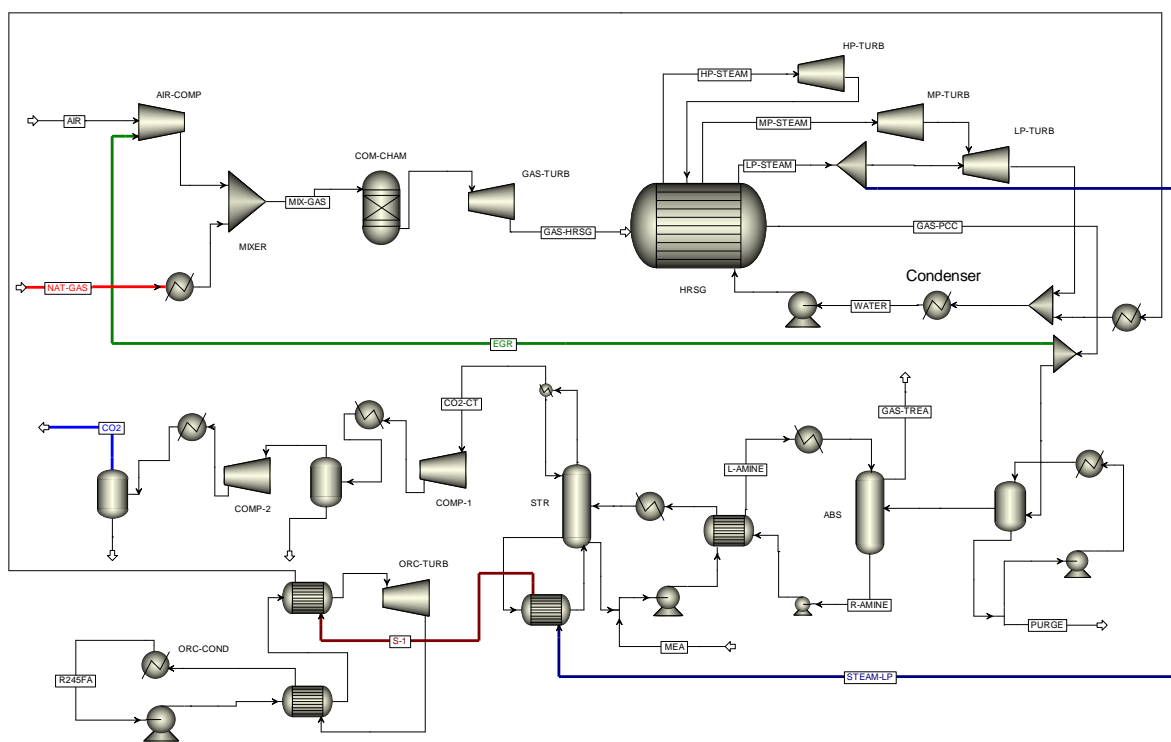


Figura 10. Diagrama de flujo de la simulación del PCC con SCC y CRO.

El caso base consiste en solo la planta de ciclo combinado cuyos resultados de potencia, eficiencia y GWP son el punto de comparación con respecto a los demás casos de estudio, además con este caso también fueron identificadas cada una de las corrientes frías y calientes de cada uno de los procesos considerados en los tres casos de estudio. Una vez que los resultados de la simulación fueron consistentes con los resultados de los autores anteriormente citados, se realizó el análisis energético y ambiental considerando tres escenarios en primera instancia.

4.2 Integración térmica.

El primer caso de estudio es la integración térmica entre las corrientes de la CECC con el PCC, en el segundo caso se agrega a la integración el CRO con una potencia fija de 0.2602 MW y por último en el tercer caso de estudio se deja como variable la potencia del CRO para ver si se puede generar una mayor cantidad de energía utilizando la energía residual de las corrientes de la CECC y el PCC. La Tabla 3 muestra los resultados energéticos de los 3 casos de estudio.

Tabla 3

Resultados energéticos para los 3 casos de estudio.

Resultado	CECC	CECC + PCC	CECC + PCC + CRO _F	CECC + PCC + CRO _V
Potencia de la turbina de gas (MW _e)	295.78	295.78	295.78	295.78
Potencia de la turbina de vapor (MW _e)	171.695	126.571	126.571	126.571
Energía consumida por el tren de compresión (MW _e)	-	14.89	14.89	14.89
Potencia de la turbina del CRO (MW _e)	-	-	0.2602	1.3753
Potencia neta de la planta (MW _e)	451.743	391.729	391.989	393.364
Eficiencia neta de la Planta (%)	58.47	50.7	50.73	50.9

En el análisis ambiental se calculó el GWP ya que muestra la cantidad de emisiones de gases de efecto invernadero por kWh producido en una planta de energía. En este caso, se calculó el GWP para la planta de ciclo combinado sin ninguna modificación y para los procesos modificados. Para el cálculo de GWP se consideraron el transporte y la extracción de gas natural y las emisiones en la planta.

También se consideró que en el proceso de extracción se pierde el 1.4% del gas natural requerido en la CECC [97]. Los valores del Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático (IPCC) en gramos de CO₂ equivalentes (e-CO₂ g) para el cálculo de GWP para cada una de las especies en el proceso son 21 para CH₄, 310 para N₂O y 1 para el CO₂ [98]. En la Tabla 4 se muestran los resultados del cálculo del GWP para los 3 casos de estudio.

Tabla 4

Resultados ambientales para los 3 casos de estudio.

Gas de efecto invernadero	Emisiones (g/kWh)				IPCC valores (e-CO ₂ g)	GWP (e-CO ₂ g/kWh)			
	CECC	CECC + PCC	CECC + PCC + CRO _F	CECC + PCC + CRO _V		PCC	CECC + PCC	CECC + PCC + CRO _F	CECC + PCC + CRO _V
CO ₂	379.014	47.279	47.247	47.0822	1	379.014	47.279	47.247	47.0922
CH ₄	1.8175	2.1384	2.13701	2.1295	21	38.1675	44.91	44.877	44.7195
N ₂ O	0.000714	0.0008234	0.0008228	0.000821	310	0.22	0.2553	0.2551	0.25451
Total						417.402	92.444	92.38	92.066

Con el primer caso de estudio se obtiene una red de intercambio de calor que reduce el impacto energético de la captura de CO₂ y el proceso de compresión, esto se logra mediante el acoplamiento de las corrientes en el tren de compresión, con la entrada de gas natural disminuyendo así el uso de agua caliente y el uso de vapor en la unidad de desorción, esto da como resultado una eficiencia térmica del proceso global del 50.69%, que ofrece una mejor alternativa que el proceso convencional sin integración formal. La segunda configuración que considera un CRO fijo (basado en una planta operativa) con una potencia de salida de 260 kW para el uso del calor residual de las corrientes de proceso produce una eficiencia del 50,73%. Finalmente, cuando se usa un CRO con una salida de potencia variable, la eficiencia puede aumentarse a 50.91%, lo que se traduce en ahorros de 1.651 MWe en comparación con el proceso no integrado. Estas alternativas efectivamente reducen el impacto del proceso de captura, sin embargo, todavía hay una gran brecha entre los procesos sin tecnologías de captura y con la captura de CO₂.

En la parte ambiental se puede ver que el proceso modificado tiene el potencial de reducir hasta el 78% el GWP, esto se debe principalmente a la reducción de las emisiones de CO₂. Las modificaciones propuestas podrían producir una mejora de 1.651 MW y una reducción de 0.378 e-CO₂ g/kWh entre el caso I y el caso III con mayor potencia de salida, este resultado calculado en gramos de CO₂ equivalentes por año (considerando 8000 horas de operación), resulta para la planta de ciclo combinado en 1508,5 kton de e-CO₂/año, con una reducción del 80,79% en el caso I con 289,7 equivalentes kton de e-CO₂/año y con una cantidad similar de emisiones para el caso II y III puede producir una reducción para el ciclo de vida considerado en este trabajo de 1218,8 kton de e-CO₂/año.

4.3 Análisis del GWP y la energía eléctrica generada.

Con la evaluación de la integración térmica con el CRO se propusieron ahora otros tres escenarios para la evaluación de energía eléctrica generada y el GWP esta vez añadiendo la producción de MEA en el ciclo de vida y considerando una EGR: primero para los procesos CECC, PCC y CRO; segundo, para el mismo proceso, pero con EGR; y finalmente la CECC, PCC y CRO con EGR e integración térmica (TI) realizada usando SYNHEAT.

La Figura 11 muestra una representación esquemática del problema. El cálculo de la potencia de salida para el caso base es la suma de la energía eléctrica producida en la turbina de gas, la turbina de vapor y la turbina del CRO considerando una reducción de esa energía debido a la energía utilizada para la operación de la planta, el vapor extraído para regenerar la amina y la energía utilizada en el tren de compresión. El cálculo de GWP involucra tres etapas: el impacto resultante de la producción de gas natural (NGP), las emisiones en la CECC y finalmente la producción de MEA (MEAP) que se incluyó como parte del análisis del ciclo de vida para obtener un análisis más completo. Para las emisiones en la NGP, se consideró que el 1,4% de la alimentación de gas natural a la CECC se emitió al medio ambiente, la cantidad de gas natural fue de 16,62 kg/s con una composición de metano del 84%. Como resultado, las emisiones en la planta de NGP fueron

constantes e iguales a 31.404 e-CO₂ kg/h que se utilizó en el cálculo del GWP para esa etapa del proceso global que varía en función de la potencia neta obtenida en cada caso. Para la etapa MEAP, solo se consideró la emisión de CO₂ según los datos obtenidos en Ecoinvent [99]; el impacto de esta etapa varió de acuerdo con el MEA necesario y la producción de energía en cada estudio de caso. Finalmente, para las emisiones en la CECC en el caso base, son las emisiones que salen están del absorbedor. Para las tres etapas se tomaron los valores del IPCC en gramos equivalentes de CO₂ para todas las especies. Para el MEAP GWP, se consideró que el 1.2% del flujo inicial de MEA debe ser alimentado para regenerar el solvente pobre. Por lo tanto, para el cálculo de GWP, se utilizó una cantidad aproximada que incluye la suma de la alimentación inicial de MEA y la MEA necesaria durante 1 año para regenerar el solvente pobre y se dividió en 8000 horas de operación.

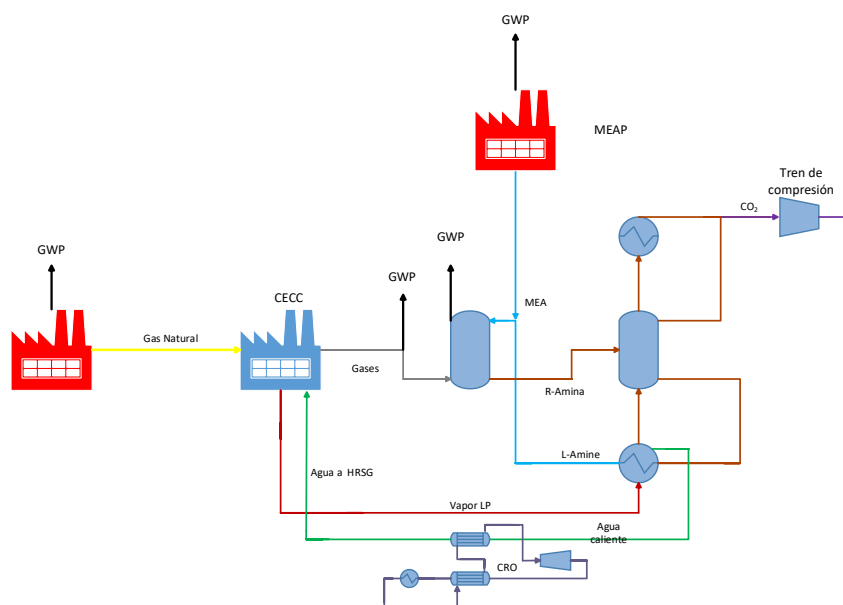


Figura 11. Esquema de cálculo del GWP y potencia.

Los resultados de los tres escenarios muestran que para el caso 1 la potencia de salida es de 381,2 MW con una captura de 42,43 kg/s de CO₂ y una producción de 2,02 MW en el CRO con un GWP de 94,75 e-CO₂ g/kWh. En el caso 2 con EGR es de 386,52 MW con 1,905 MW producidos en el CRO y un GWP de 92,27 e-CO₂ g/kWh. Para el caso 3, con la integración térmica, se produjeron 391,42 MW con

1,73 MW producidos en el CRO y un GWP de 91,11 e-CO₂ g/kWh Para cada caso el número de etapas se fijó en 8. Todos los resultados energéticos y ambientales se muestran en Tabla 5.

Tabla 5

Resultados energéticos y ambientales.

Resultados	CECC +	CECC +	CECC +
	PCC + CRO	PCC + CRO + EGR	PCC + CRO + EGR + TI
Potencia de la turbina de gas (MW _e)	295.12	294.76	294.76
Potencia de la turbina de vapor (MW _e)	113.38	116.69	121.74
Vapor de baja presión extraído (kg/s)	76.382	72.04	65.42
Calor del rehedidor (MW)	186.782	176.18	176.18
Energía consumida por el tren de compresión (MW _e)	13.58	13.19	13.19
Potencia de la turbina del CRO (MW _e)	2.02	1.905	1.73
Potencia neta (MW _e)	381.2	386.52	391.41
GWP (e-CO ₂ g/kWh)	94.75	92.27	91.11

En la Figura 12 se muestra la energía eléctrica neta (NP) en cada turbina las cuales son: la turbina de gas (GT) la cual tiene una disminución de 0.12% en el caso de la EGR en comparación con el primer caso y para las turbinas de vapor inicialmente hay una reducción del 33,9% cuando el PCC está acoplado.

Finalmente, cuando se utilizan EGR e integración térmica, se observó que a medida que disminuye el vapor LP necesario para desorber el CO₂, aumenta la producción de potencia de las turbinas de vapor. La potencia de salida de la turbina de ciclo Rankine orgánico (CROT) es de 2,02 MWe y depende de la cantidad de agua caliente en la salida del rehedidor del desorbedor; a medida que disminuye el vapor LP en el PCC, la salida de potencia CROT también disminuye.

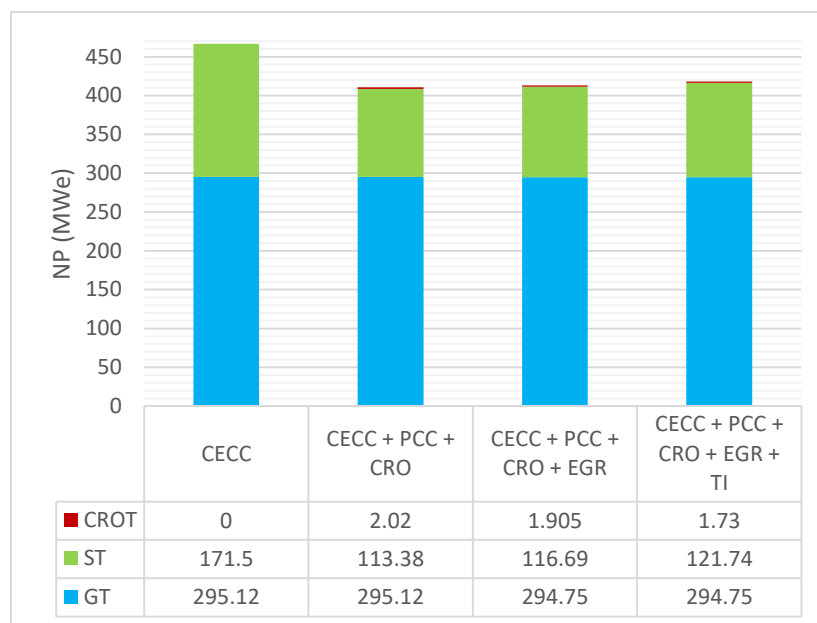


Figura 12. Potencia generada en cada turbina del proceso (MWe) y para los casos de estudio.

La contribución de GWP para cada etapa del proceso se muestra en la Figura 13. Se puede ver que el GWP cambió en todos los escenarios con respecto al caso base. Inicialmente, hay una reducción en el GWP resultante de la implementación del PCC y el CRO que reduce las emisiones de CO₂ en la CECC; el cambio de GWP es considerablemente mayor en comparación con el incremento de GWP asociado con la adición del proceso MEAP. Entonces, en el caso de EGR, el GWP disminuye debido a la reducción en el calor de regeneración de la amina y con esto un aumento en la potencia de salida de la turbina LP. Finalmente, en el último caso, la disminución del GWP es causada por la TI entre las corrientes en el tren de compresión que precalientan la corriente del rehervidor, disminuyendo la cantidad de vapor LP y obteniendo una mayor potencia neta de salida. Debido a la modificación mencionada anteriormente, el impacto del GWP durante la etapa CECC se reduce entre 3.47 y 3.53% para los tres escenarios en comparación con la CECC sin captura. El GWP de la etapa NGP aumenta porque la potencia neta de salida se reduce mientras que el consumo de gas natural es el mismo. La etapa MEAP tiene un impacto menor en comparación con las otras etapas porque la cantidad de alimentación de MEA para regenerar la corriente de amina pobre es de solo 2140.08 kg/h, lo que corresponde a 0.086 kg de CO₂/s emitidos al medio.

ambiente según el cálculo realizado utilizando los datos de kg-CO₂/kg-MEA reportados por ECOINVENT.

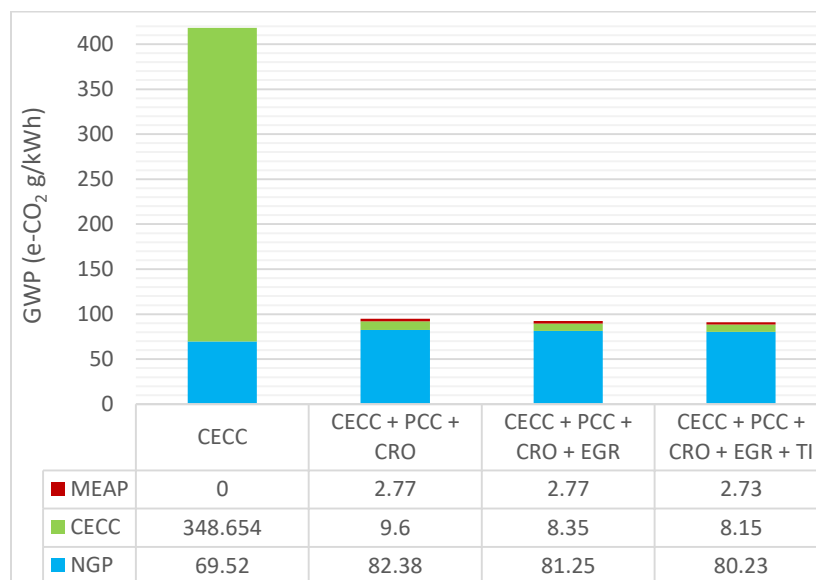


Figura 13. GWP contribución (e-CO₂ g/kWh) para cada etapa del proceso y para los casos de estudio.

El objetivo principal del análisis del GWP y la potencia neta es observar la variación en la producción de potencia en las turbinas de vapor TV y del CRO, el vapor de baja presión extraído para la desorción, el calor en el rehervidor del desorbedor, la captura de CO₂, el GWP en las etapas consideradas, GWP global y la producción de potencia neta, todo esto variando la cantidad de gases de combustión enviados a los SCC. Al principio, como se puede ver en la Figura 14, usando una unidad de separación en el SCC para garantizar que al mismo tiempo que los gases de combustión enviados al SCC varían, la corriente de amina también varíe, manteniendo un alto nivel de captura y la relación LCO₂/GAS-PCC, para obtener eso se especificó la fracción de división en la unidad de separación para el flujo GAS-PCC (ver Figura 14).

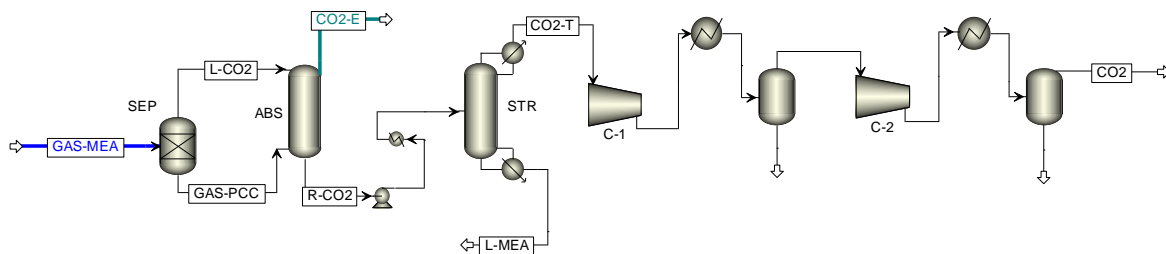


Figura 14. Esquema de análisis de los casos de estudio en Aspen Plus.

Al principio, como resultado del caso base, se obtuvo que el flujo combinado de la corriente de amina y los gases de combustión es 42.0021 kmol/s para el caso 1 y 30.681 kmol/s para el caso 2, esto porque la recirculación del caso 2 disminuye el flujo de los gases de combustión enviados a los SCC pero con casi la misma cantidad de CO₂ debido al incremento en la concentración de CO₂. El número de etapas para el absorbedor y el desorbedor fue 10 para ambos casos. Posteriormente, se realizó un análisis de sensibilidad en donde se varió el flujo combinado “amina-gases” para los dos casos y al mismo tiempo el número de etapas de 2 a 15 en el absorbedor. Los resultados del primer análisis muestran que la relación LCO₂/GAS-PCC es constante, así como también para cada punto la composición de las corrientes de gases de combustión y de amina, también se observó que para cada punto la simulación es inviable cuando el número de etapas es menor que 6 y que la cantidad de CO₂ tiene un cambio despreciable cuándo el número de etapas varía de 6 a 15. Como resultado del primer análisis, las etapas del absorbedor se fijaron en 10 y ahora el número de etapas en el desorbedor se variaron de 2 a 15 para ver el efecto en el calor de su rehervidor y en la captura de carbono, se observó que con menos de 5 etapas para la mayoría de los puntos la captura de CO₂ se vuelve 0 y la simulación presenta varios errores y advertencias, y que el calor del rehervidor tiene un considerable cambio con 5 etapas en comparación con las etapas 6-15. Para los dos análisis también se obtuvo que en los puntos bajo los 12 kmol/s la simulación tenía errores y problemas de convergencia para ambos casos.

Finalmente, con los resultados y conclusiones anteriores, para el análisis de los tres casos de estudio, se varió la corriente de GAS-MEA al mismo tiempo que el número de etapas del separador (5-10) y, al obtener los mejores resultados para cada punto, se consideró seleccionar el correcto número de etapas en el separador tomando como comparación principal la captura de carbono y el calor en el rehervidor. Los resultados necesarios para el GWP y el cálculo de la potencia neta fueron el flujo de MEA, el carbono emitido al ambiente, el carbono capturado, el calor del rehervidor y la potencia de compresión en los SCC, también se calcula el vapor de baja presión que debe ser extraído, la potencia de salida de la turbina de baja, la potencia de salida del CRO, el GWP de las estepas PMEA, PGN y PCC para los tres casos de estudio.

En los resultados obtenidos, se observó que la cantidad máxima de captura de carbono para el caso 1 fue de 43.45 kg/s, pero también con la máxima cantidad de calor requerida en el proceso de desorción con 211.89 MW y con 15 etapas, con esto tendrían que extraerse 86.64 kg/s de vapor afectando la producción neta de potencia obteniendo solo 373.53 MWe que comparado con la planta sin captura corresponde a una disminución de 17.2% que es una cantidad considerable comparada con la disminución en el caso base de 15.45% con una captura de 42.43 kg, debido a esa variación de los resultados, el caso base se tomó como el punto superior para cada caso de estudio, también para tener una mejor comparación entre ellos. Para el flujo combinado mínimo de GAS-MEA para el primer caso, se obtuvo que la cantidad mínima de CO₂ que podía capturarse estaba entre 11.29-11.49 kg/s según el diferente número de etapas en el separador. Con este nivel de captura, la potencia neta tuvo una penalización de 3.6-4.9% y para el caso 2 la captura mínima fue 14.93-15.21 kg/s, este incremento en comparación con el caso 1 se debe a la concentración del aumento de CO₂ en el absorbedor causado por la recirculación.

Caso 1

En la Figura 15 se muestran los resultados de la variación del flujo Gas-MEA, el número de etapas se tomó como 6 para un flujo de 12-24 kmol/s, 7 para 24-36 kmol/s y 8 para 36-42 kmol/s, debido al análisis en los cambios en el calor en el rehervidor del desorberdor y en el nivel de captura en kg/s. El máximo de CO₂ fue el mismo del caso base con 42,43 kg/s con un mínimo de 11,35 kg/s para 6 etapas en el separador. Los resultados ambientales energéticos que se muestran en la Figura 15 son: el calor del rehervidor (STQR), la potencia necesaria en el tren de compresión (CTP), el vapor extraído (SE), la potencia de salida de las turbinas de vapor (STP), la potencia del CRO salida (CROP), la contribución de GWP en la etapa de producción de MEA (GWP MEAP), la contribución de GWP en la etapa de producción de gas natural (GWP NGP), la contribución de GWP en la etapa de la planta de ciclo combinado (GWP CECC) y el flujo de carbono capturado (CC).

Como puede verse en la Figura 15 si los gases de combustión enviados al absorbedor disminuyen se tienen un efecto de incremento en la potencia de la turbina de baja porque el vapor extraído reduce sus requerimientos, y en la contribución del GWP en la etapa CECC causada por mayores emisiones de CO₂. El GWP en la MEAP y en la NGP disminuye porque la salida de potencia neta va aumentando desde el punto máximo al mínimo causado por la disminución de los requerimientos energéticos del proceso de captura que tiene un efecto en el vapor de baja, la potencia de la turbina de baja y la potencia del CRO.

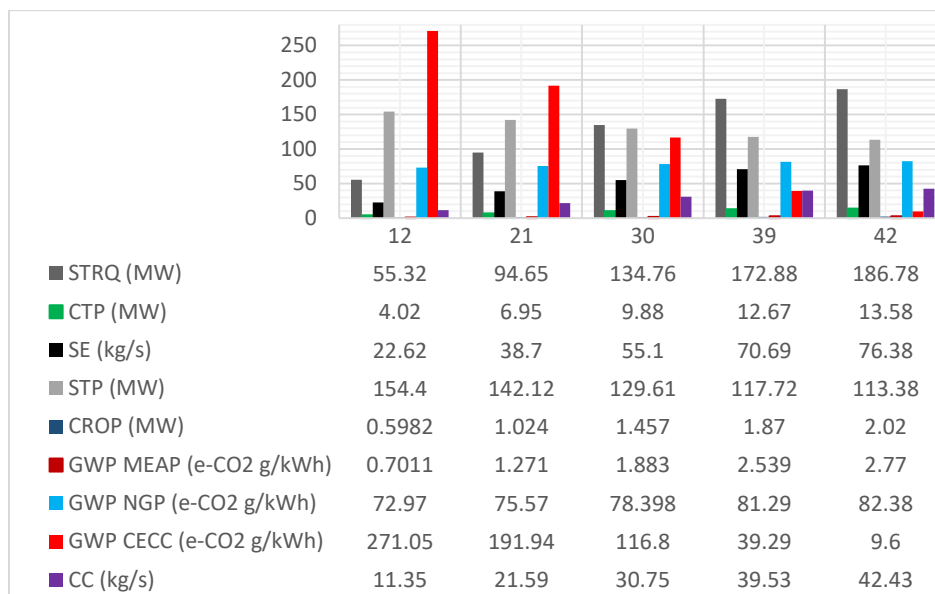


Figura 15. Resultados energéticos y ambientales del caso 1.

Caso 2

Como el flujo combinado Gas-MEA cambia en el segundo caso debido a la recirculación para los resultados mostrados en la Figura 16 de variación del flujo Gas-MEA, el nivel de captura para los tres puntos centrales del caso 1 se mantuvieron constante para la comparación con este caso, también el número de etapas se tomó igual para cada punto en el caso 1. Para el caso 2, el máximo de CO₂ fue el mismo del caso base con 41.205 kg/s con un mínimo de 15.06 kg/s. Los resultados del Caso 2 tienen el mismo comportamiento de incremento o decremento del caso 1, pero con las siguientes diferencias:

- El nivel máximo de captura para este caso es menor que el caso 1, el cual se debe a la disminución del servicio de calentamiento del rehervidor.
- El nivel mínimo de captura es más grande que el caso 1 porque la concentración de CO₂ es más grande debido a la recirculación.

- Como se puede ver a medida que el nivel de captura es reducido, el calor del rehervidor va teniendo una menor reducción (debido a la recirculación) al comparar cada punto de la case 2 con los puntos en el caso 1.
- El vapor de baja se reduce alrededor del 2-5% en los puntos comparables entre los casos 1 y 2 gracias a la recirculación, con esto la potencia de la turbina del CRO también se reduce.
- El GWP de cada etapa es casi el mismo en los dos casos debido a los pequeños cambios en la potencia neta y en la amina alimentada en el absorbedor.

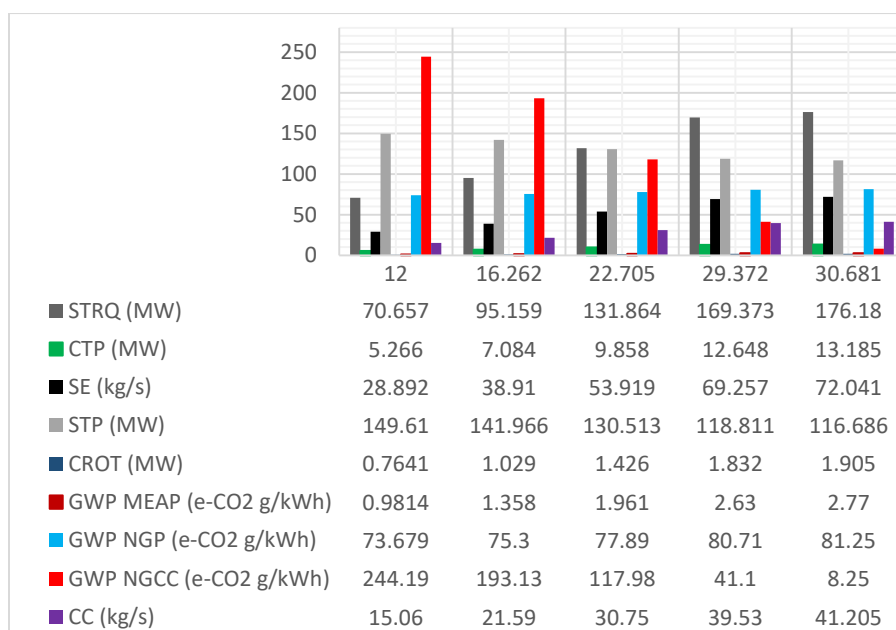


Figura 16. Resultados energéticos y ambientales del caso 2.

Caso 3

Para este caso, los resultados dependerán únicamente de la reducción del vapor de baja necesario en el desorbedor causado por la implementación de la integración térmica entre las corrientes del tren de compresión y el rehervidor del desorbedor. El flujo de captura de carbono, el calor del rehervidor y la potencia requerida por el tren de compresión son los mismos que en el caso 2, y también para este caso y la

contribución de GWP por etapa, tiene una variación baja en comparación con el caso dos. En la integración térmica hecha para el caso base, la reducción en el vapor fue de 72.04 a 65.42 kg/s comparando el caso de la recirculación con el caso con integración térmica, lo que correspondería a una reducción de 9.19%. En la Tabla 6 se muestran los resultados finales de GWP y de la producción neta de potencia de los tres casos. En la Tabla 6, la potencia neta para el nivel mínimo de captura es mayor para el caso 1 en comparación con el caso 2 y 3 porque en esos casos el nivel de captura es mayor en comparación con el caso 1 que causa un mayor uso de vapor baja con lo que el impacto energético en la potencia de la turbina de baja es menor para el caso 2 y 3 en el primer punto.

En los puntos en donde el nivel de captura es el mismo para los 3 casos, se puede ver que la producción de potencia aumenta a medida que disminuye la captura de CO₂ y con la implementación de la recirculación y la integración térmica. Para el GWP, el Caso 2 tiene un nivel más pequeño que el caso 1 porque con la recirculación aumenta el flujo de MEA en el absorbedor, mientras que para el caso 3, el GWP disminuye los tanques a la potencia generada.

La penalización energética de la implementación de los SCC para el caso base tiene como consecuencia una reducción del 16.1% en la producción de energía neta en comparación con el PCC sin captura, para el primer caso esa reducción es de aproximadamente 4.7-15.6% gracias al uso del CRO y en la reducción del nivel de captura de carbono, para el caso 2 la reducción es 5.58-14.44% y finalmente para el caso 3 5.21-13.4%.

En la parte ambiental, el menor valor de GWP que podría obtenerse es en el caso 3 para el nivel máximo de captura con 91.11 e-CO₂ g/kWh, que corresponde a una reducción del 78.21% en comparación con el GPW del PCC independiente.

Tabla 6

Resultados para los 3 casos de estudio.

Resultado	Caso 1	Caso 2	Caso 3
MIN CO₂ capturado (11.35 kg/s caso 1, 15.05 kg/s caso 2 y 3)			
Potencia neta generada (MW _e)	430.36	426.24	428.19
GWP (e-CO ₂ g/kWh)	344.72	318.85	317.39
21.59 kg/s CO₂ capturado			
Potencia neta generada (MW _e)	415.58	417.04	419.67
GWP (e-CO ₂ g/kWh)	268.78	269.80	268.10
30.75 kg/s CO₂ capturado			
Potencia neta generada (MW _e)	400.57	403.21	406.86
GWP (e-CO ₂ g/kWh)	197.08	197.83	196.05
39.53 kg/s CO₂ capturado			
Potencia neta generada (MW _e)	386.30	389.12	393.81
GWP (e-CO ₂ g/kWh)	123.12	124.43	122.95
MAX CO₂ capturado (42.43 kg/s caso 1, 41.205 kg/s caso 2 y 3)			
Potencia neta generada (MW _e)	381.2	386.52	391.41
GWP (e-CO ₂ g/kWh)	94.75	92.27	91.11

Para obtener los paretos de las Figuras 17, 18 y 19 en donde se puede observar cómo el GWP y el NP cambian a medida que varía la cantidad de CO₂ capturado, se realizó una programación mediante el acople de AspenPlus, Matlab y Visual Basic. En Visual Basic se programan las funciones objetivo tanto ambiental como energética de las ecuaciones (1) y (2), en donde se maximiza la potencia neta y se minimizan las emisiones de CO₂. Para esto se toman los datos de la simulación de las potencias de las turbinas menos los gastos de energía en los procesos e igualmente los datos de las emisiones totales menos las emisiones evitadas con el proceso.

$$nP = \text{Potencia bruta} - (\text{Consumo de energía}) \quad (1)$$

$$\text{Emisiones} = \text{Emisiones totales} - (\text{CO}_2 \text{ capturado}) \quad (2)$$

Posteriormente en Matlab se programa la función que ejecuta los algoritmos genéticos en donde se selecciona el número de variables, tamaño de población y número de generaciones, se programan también las funciones de llamada de las funciones, así como de ejecución del archivo de Visual Basic y finalmente se programa la función para que Matlab de como resultados todos los cálculos de las funciones y los gráficos de Pareto.

Como resultado del GWP y la Np se puede ver que ambos disminuyen a medida que aumenta el porcentaje de captura, lo que tendría un impacto ambiental positivo al disminuir la cantidad de emisiones de este gas por cada kWh que se produce, por otro lado, también tendría un impacto económico que daría lugar a un aumento en el costo de la energía eléctrica mediante el aumento de los costos de producción mediante la implementación de la tecnología de captura. Para cada uno de los casos, existe un comportamiento similar, pero con una cierta diferencia ya que el GWP y el NP se ven favorecidos a medida que se implementan las diferentes alternativas de cada caso, se puede observar en el punto donde el GWP es el mínimo corresponde a un 94-96% de captura según el caso y que se puede reducir desde el caso donde no hay captura, que GWP es 418.174 e-CO₂ g/kWh se reduce a 78.21% para el caso 3 con GWP mínimo. Cada uno de los puntos de los gráficos GWP vs NP representa una solución única que puede implementarse en la PCC.

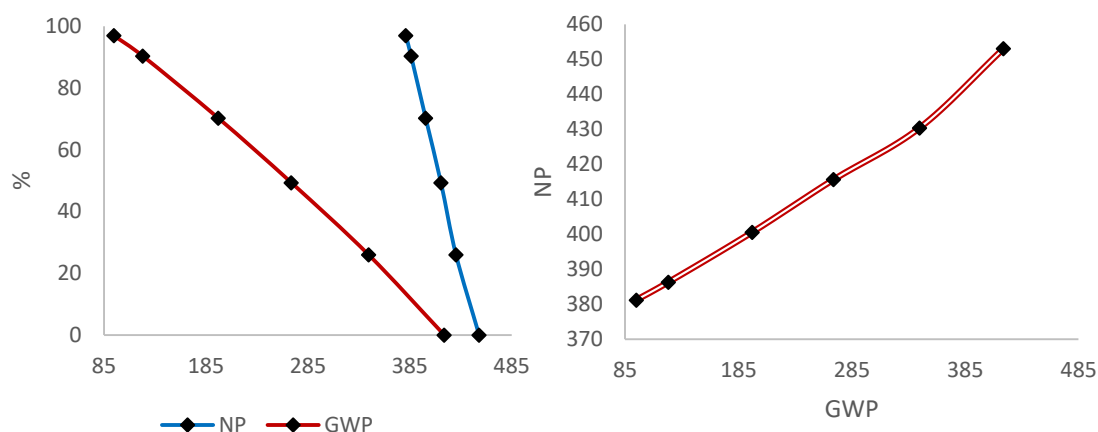


Figura 17. Gráficos del Porcentaje de CO₂ capturado vs GWP y NP y NP vs GWP para el caso 1.

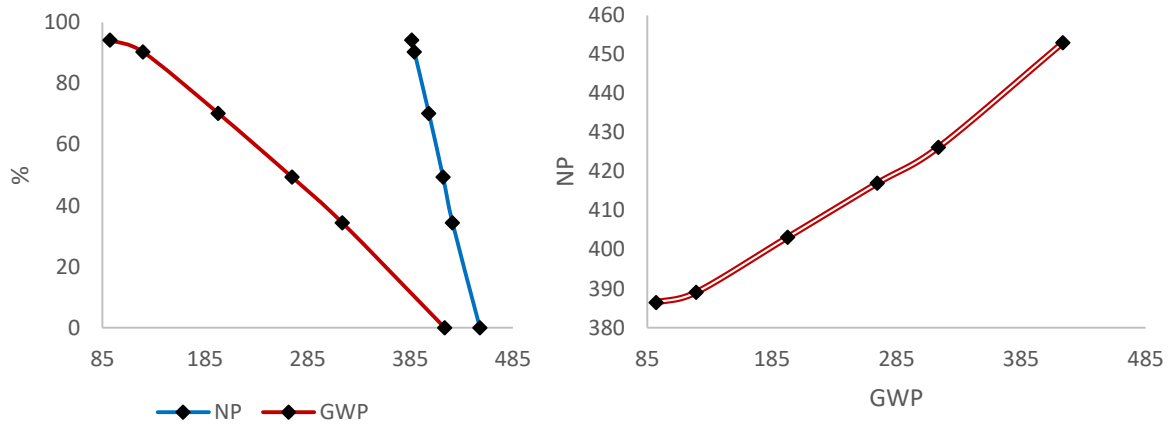


Figura 18. Gráficos del Porcentaje de CO₂ capturado vs GWP y NP y NP vs GWP para el caso 2.

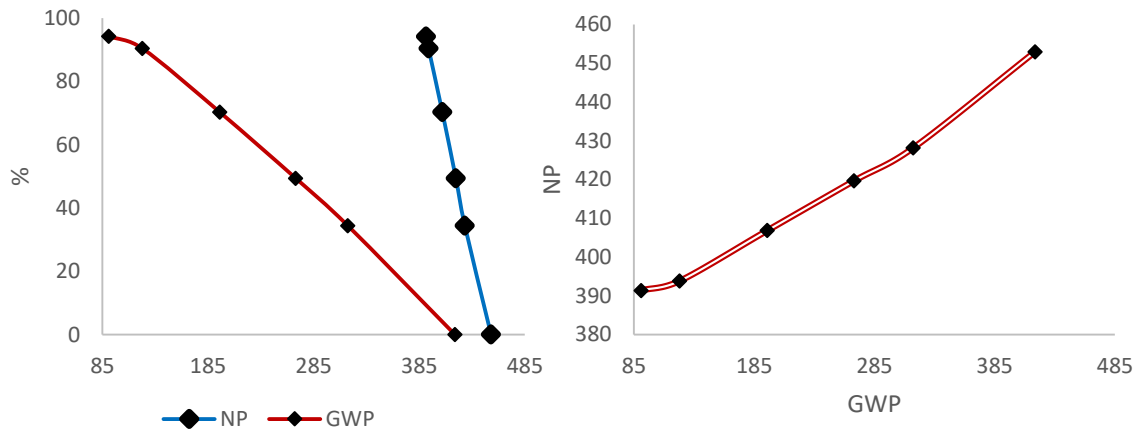


Figura 19. Gráficos del Porcentaje de CO₂ capturado vs GWP y NP y NP vs GWP para el caso 3.

Capítulo V. Planta carboeléctrica

Para los diferentes análisis realizados y los diferentes casos de estudio de la planta carboeléctrica (CFPP) se realizó la siguiente metodología:

Se realizaron las siguientes simulaciones para calcular los parámetros:

- Una CFPP de 550 MW.
- Un proceso basado en PCC MEA con diferentes trenes de compresión.
- Un CRO con R245FA como fluido de trabajo.

Cuando se obtuvieron todos los parámetros, la integración térmica se realizó utilizando SYNHEAT. En este estudio, modificamos principalmente el número de corrientes frías y calientes y sus condiciones operativas de acuerdo con cada configuración de tren de compresión (CTC) para obtener la HEN óptima para cada escenario estudiado.

Finalmente, se calcula el GWP y la producción de energía neta para los casos de estudio con una cantidad fija de captura de CO₂ (90%). Luego, realizamos un análisis de sensibilidad con diferentes cantidades de captura de CO₂ utilizando las herramientas de análisis de modelos de AspenPlus, así como también un análisis económico para cada uno de los casos de estudio.

5.1 Simulación.

La simulación que se muestra en la Figura 20 se realizó para una CFPP con una capacidad de 550 MW utilizando los parámetros del artículo de Oh y colaboradores [65] y en el Caso 11 de una planta de energía supercrítica publicado en un informe del Departamento de Energía de EE.UU. y el Laboratorio Nacional de Tecnología Energética (DOE/NETL) [100]. Así, se obtuvieron todos los datos necesarios para la integración térmica, como las temperaturas de la corriente y las capacidades caloríficas, para el proceso de captura, en el que se alimentaba al absorbedor el

flujo de gases de combustión de la planta termoeléctrica. La simulación de las turbinas de vapor con tres niveles de presión se realiza por separado con los parámetros del informe DOE/NETL, la turbina HP (24,23 MPa/593°C), la turbina IP (4,52 MPa/593°C) y el condensador con una temperatura de salida de 39°C (ver Figura 21), el vapor extraído para regenerar el absorbente se extrae del punto de cruce IP/LP del ciclo de vapor.

La simulación también se realizó para obtener los parámetros para el cálculo de la potencia neta y GWP, como el calor del calderín, la potencia requerida en el tren de compresión, el vapor extraído, la potencia de salida de las turbinas de vapor, la potencia del CRO, el aporte de GWP en la producción de MEA, aporte de GWP en la etapa de la CFPP y flujo de CO₂ capturado. La Tabla 7 presenta los principales parámetros para la simulación del CFPP, el PCC y el CRO.

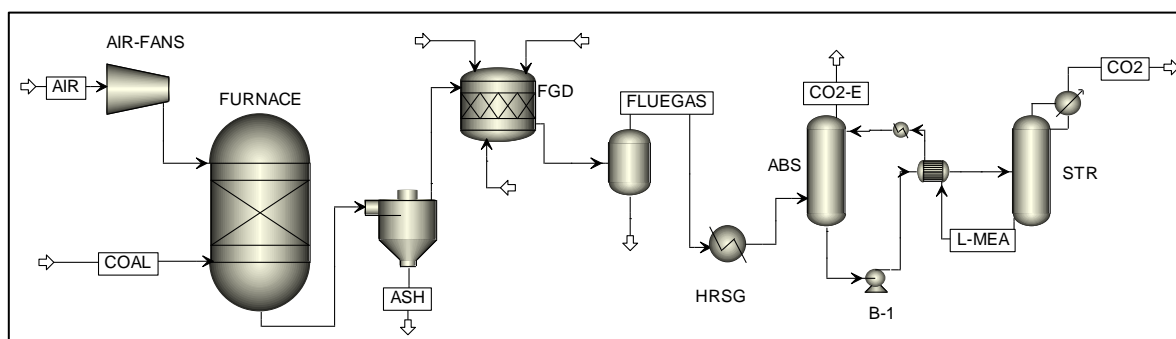


Figura 20. Simulación del CFPP con el proceso de captura de CO₂.

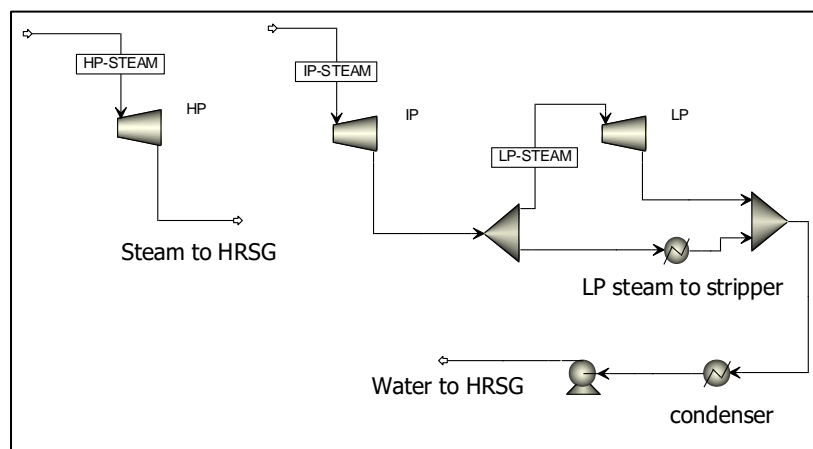


Figura 21. Simulación de las turbinas de vapor.

Tabla 7

Principales parámetros de la simulación de procesos CFPP, PCC y CRO.

Parámetro	Valor	Referencia
Flujo de carbón (kg/h)	185,759	Oh et al. (2018)
Condiciones del carbón (°C/bar)	15/ 1.01325	DOE/NETL (2013)
Flujo de aire (kg/h)	1,748,073	DOE/NETL (2013)
Condiciones de alimentación de la MEA (bar/°C)	5.0033/34.95	Zhang et al. (2009)
Absorbedor condiciones de operación (bar/etapas)	1.5/20	Zhang et al. (2009)
Condiciones de entrada de la amina rica en CO ₂ (bar/°C)	9.8133/ 105	Zhang et al. (2009)
Condiciones de operación del desorberdor (bar/etapas)	2.4/20	Zhang et al. (2009)
Calor requerido por el rehervidor (MW)	431.94	Zhang et al. (2009)
Flujo de R245FA (kg/s)	13.4	Filiz-Ozdil-Tumen et al.
Presión de descarga de la bomba (bar)	8	Filiz-Ozdil-Tumen et al.
Corriente caliente temperatura de salida (°C)	48	Filiz-Ozdil-Tumen et al.
Temperatura a la salida del evaporador (°C)	90	Filiz-Ozdil-Tumen et al.
Presión de descarga de la turbine del CRO (bar)	2.805	Filiz-Ozdil-Tumen et al.
Temperatura de condensación en el CRO (°C)	30	Filiz-Ozdil-Tumen et al.
SSWC CTC presiones por etapa(bar)	15.57/153	Witkowski and Majkut
CC-4 CTC presiones por etapa (bar)	4.9/16.5/50/153	Witkowski and Majkut
CC-6 CTC presiones por etapa (bar)	4.3/9.6/21.5/44.9/82.7/153	Witkowski and Majkut
CC-8 CTC presiones por etapa (bar)	2.775/4.924/8.734/15.55/27.45/48.64/86.27/153	Witkowski and Majkut
Enfriadores temperatura de salida (°C)	30	Witkowski and Majkut

La Figura 22 muestra una simulación del proceso de captura y diferentes tipos de trenes de compresión en la que se utilizó un duplicador de flujo para mantener el mismo flujo desde el separador hasta los compresores. El equipo antes del absorbedor B2 es un separador que asegura que las relaciones entre el solvente pobre y los gases de combustión permanezcan constantes para todos los puntos considerados en el análisis. Los parámetros de simulación para todas las configuraciones de compresión se obtuvieron del estudio de Witkowski y Majkut [101]. La primera CTC en la Figura 22 corresponde a los compresores de ondas de choque supersónicos avanzados (SSWC), y los otros tres corresponden a un compresor centrífugo (CC), con un número de etapas de compresión que varía de 4 a 8.

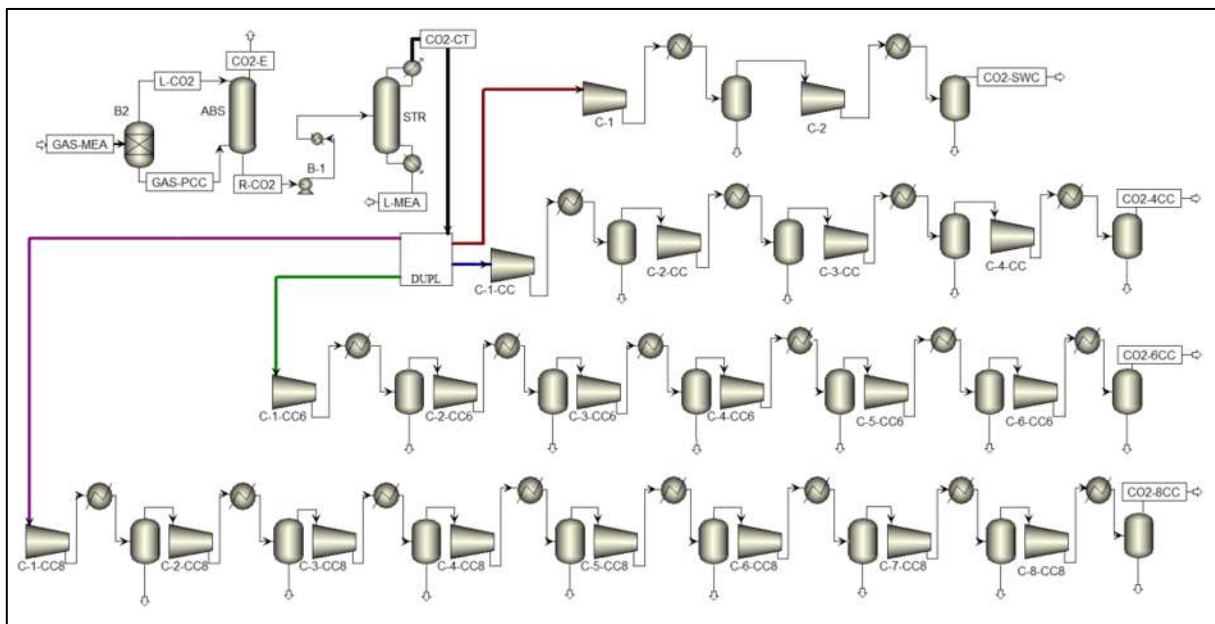


Figura 22. Simulación del proceso de captura de CO₂ con diferentes trenes de compresión.

Los parámetros del Caso 11 en el informe DOE/NETL se compararon para el flujo de gases de combustión (corriente 18 en el informe DOE/NETL). Utilizando los parámetros de los estudios de Oh sobre la relación de amina pobre (mol de CO₂/mol de MEA) y una recuperación de CO₂ del 90%, estimamos el flujo de la corriente de amina pobre. En este estudio, analizamos el impacto de acoplar la captura de carbono a la CFPP con la misma alimentación de carbón que en el Caso 11.

Los resultados más importantes de la simulación fueron comparados, obteniendo una potencia de salida de 550.06 MW con un calor específico del rehervidor de 3.573 GJ/tCO₂ y con una relación L/G (kg/kg) de 3.074 para este estudio que se aproxima a los 550 MW, 3.57 GJ/tCO₂ y los 3.08 obtenidos por Se-Young y colaboradores. También se comparó la potencia de salida para una simulación base del CRO, obteniendo 0.2602 MW en comparación con los 0.2604 MW de Filiz y colaboradores. Los resultados para la CFPP como caso base para comparación también se obtuvieron de la simulación. Inicialmente, se calculó el GWP para un CFPP sin captura. La emisión fue de 802,15 e-CO₂ g/kWh, y de una simulación de las turbinas de vapor se obtuvo una potencia bruta de 580,46 MW. Con esta información y los datos sobre el consumo de energía en los servicios auxiliares de la planta en el informe DOE/NETL, se calculó la potencia neta de salida.

Con la simulación además de obtener las condiciones de operación para el caso base se obtuvieron también cada uno de los resultados para diferentes niveles de captura, teniendo como principal resultado la variación en las emisiones y en la energía neta generada del proceso global. En la Tabla 8 se muestran los resultados obtenidos para la planta termoeléctrica primero sin captura y después con una captura con recuperación del CO₂ del 90% en donde se puede observar que se tiene una reducción energética de 42.1% debido a la extracción de vapor para la desorción del CO₂ y la energía requerida por el tren de compresión, con la energía generada en el CRO esa disminución cambia a 41.05%. En el aspecto ambiental el GWP tiene una disminución de 81.8% al acoplar el proceso de captura y además debido a que también depende de la cantidad de energía generada disminuye también con la ayuda de la energía generada por el CRO.

Tabla 8

Resultados energéticos y ambientales.

Resultado	PT	PT + PCC + CRO
Calor del rehervidor QR (MW)	-	545.64
Energía consumida por el tren de compresión PTC (MW)	-	45.65
Potencia de la turbina del PCRO (MW _e)	-	5.9
GWP producción de MEA GWP PMEA (e-CO ₂ g/kWh)	-	13.89
GWP planta termoeléctrica GWP PT (e-CO ₂ g/kWh)	1111.58	188.56
CO ₂ capturado (kg/s)	-	152.84
Potencia neta de la planta (MW _e)	550	324.28
GPW total (e-CO ₂ g/kWh)	1111.58	202.45

Se realizó con la ayuda de las herramientas de análisis de ASPENPLUS un análisis de la variación del porcentaje de captura para ver como cambiaba GWP al cambiar la cantidad de CO₂ capturado. En la Figura 23 se muestra la variación del GWP contra el porcentaje de CO₂ capturado, con esto se puede llegar a una configuración del proceso en el cual se disminuya el impacto ambiental sin tener una afectación demasiado alta en la generación de energía.

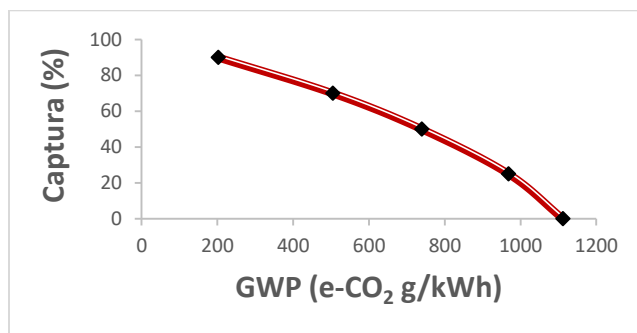


Figura 23. Gráfico de porcentaje de captura contra GWP.

La Tabla 9 y la Figura 24 presentan los resultados de las simulaciones para una CFPP con PCC para todas las CTC, para un nivel de captura de 90% de recuperación de CO₂. La producción de energía neta de cada escenario difería de la del CFFP sin captura. El primer escenario correspondió a los SSWC avanzados, y los escenarios posteriores correspondieron a los compresores centrífugos (CC-4, -6 y -8).

Tabla 9

Resultados de las simulaciones.

Resultados	CFPP	CFPP +	CFPP +	CFPP +	CFPP +
		PCC + SSWC	PCC + CC-4	PCC + CC-6	PCC + CC-8
Calor del rehervidor (MW)	-	431.94	431.94	431.94	431.94
Energía consumida por el tren de compresión (MW)	-	46.12	42.18	38.45	37.12
Potencia neta de la planta (MW _e)	550	365.26	369.2	372.93	374.26
CO ₂ capturado (kg/s)	110.3	110.3	110.3	110.3	110.3
GWP (e-CO ₂ g/kWh)	802.15	129.07	127.7	126.42	125.97
Eficiencia de la planta (HHV)	39.3%	26.1%	26.38%	26.64%	26.74%

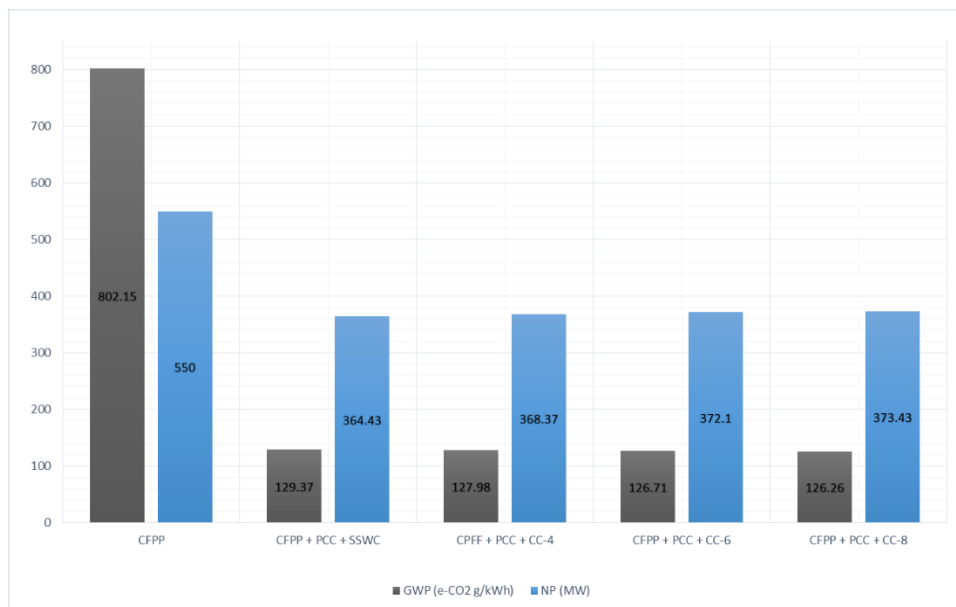


Figura 24. GWP y potencia neta para cada caso de estudio.

La producción de energía neta tiene una disminución de 34-31% para cada caso en comparación con el CFPP sin captura de carbono y sin integración térmica y el potencial de GWP tiene una disminución de 83-84% para cada caso. Los mejores resultados en la potencia neta y el GWP se obtuvieron para los compresores centrífugos con engranaje integral de ocho etapas (CC-8) con una potencia neta de 374.26 MWe y una disminución del 84.3% del GWP en comparación con la central eléctrica sin captura de carbono. Esto debido a la configuración de CC-8 tiene un menor consumo de energía. La configuración de SSWC tiene menos salida de potencia neta debido a la energía consumida para comprimir el CO₂, por el orden de que su GWP es mayor que las configuraciones de CC.

5.2 Integración Térmica.

En la Figura 25 se muestra el esquema de integración térmica en el que se considera la posibilidad de intercambio de calor entre las corrientes calientes de la sección del tren de compresión con las corrientes frías en el proceso de regeneración del absorbente y también con un ciclo Rankine orgánico, esas corrientes calientes tienen diferentes niveles de temperatura de acuerdo con cada

configuración de compresión y también se considera que la corriente de agua caliente en la salida del proceso de captura podría utilizarse en la CRO para generar energía. Esa corriente se genera como resultado de la condensación de una corriente de vapor LP utilizada en el extractor para regenerar la amina y luego, como agua líquida caliente, todavía tiene una temperatura de aproximadamente 151°C y también porque tiene una cantidad considerable De flujo de masa para el caso sin integración térmica (179.36 kg/s), su flujo tiene una disminución de acuerdo con la integración térmica de cada caso que reduce la cantidad de vapor que se utiliza en el hervidor de extracción. Esa coincidencia se toma como una integración fija con el CRO, lo que da una potencia de aproximadamente 4,67 MW para cada caso, esta cantidad se agrega a los resultados obtenidos en la integración térmica realizada en SYNHEAT.

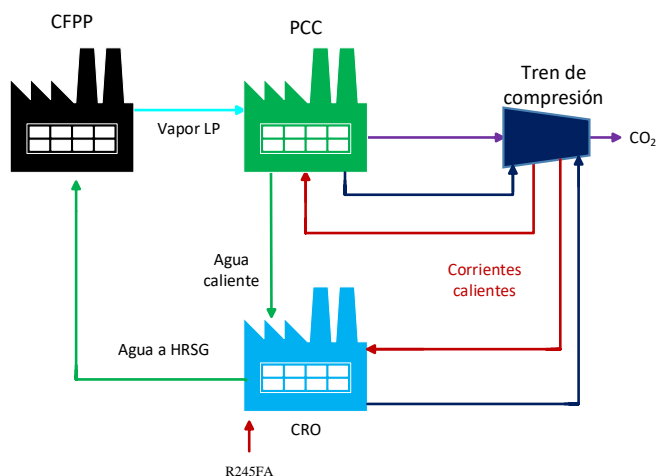


Figura 25. Esquema de la integración térmica.

La Tabla 10 presenta las corrientes frías y calientes consideradas para todas las integraciones térmicas para cada CTC. Las corrientes frías fueron las mismas para cada escenario estudiado. C1 era la corriente en la entrada del calderín separador y sus condiciones de temperatura se obtuvieron de las simulaciones de Aspen Plus. C2 es la corriente que se alimentaba al evaporador del CRO y las corrientes calientes eran las corrientes del tren de compresión de cada escenario.

Tabla 10

Corrientes caliente y fría para cada escenario estudiado.

Caso de estudio	Corrientes frías y calientes (°C in/out)			
CFPP + PCC +	H1 (254/38)	H2 (273/38)	C1 (108/118.7)	C2 (48/90)
CFPP + PCC + CC-4	H1 (136/38)	H2 (155/38)	H3 (151/38)	H4 (154/38)
	C1 (108/118.7)	C2 (48/90)		
CFPP + PCC + CC-6	H1 (121/38)	H2 (110/38)	H3 (113/38)	H4 (110/38)
	C1 (108/118.7)	C2 (48/90)	H5 (98/38)	H6 (80/38)
CFPP + PCC + CC-8	H1 (83/38)	H2 (89/38)	H3 (91/38)	H4 (92/38)
	H5 (93/38)	H6 (95/38)	H7 (95/38)	H8 (71/38)
	C1 (108/118.7)	C2 (48/90)		

La capacidad calorífica de cada corriente caliente y fría se calculó a partir de los resultados de la simulación y para el escenario de la corriente C2 del evaporador del CRO, cuyo caudal de capacidad calorífica se calculó inicialmente para un CRO de 0,2602 MW. Para cada escenario estudiado, el valor de la capacidad calorífica se incrementó en la integración térmica en SYNHEAT hasta que la corriente comenzó a consumir servicios de calentamiento en lugar de utilizar las corrientes calientes del tren de compresión. Por lo tanto, se mantuvo la cantidad máxima transferida al flujo C1 en el escenario analizado sin el CRO.

Las Figuras 26, 27 y 28 muestran las redes de intercambiadores de calor del caso 1, 2 y 3 que tienen como principales resultados los siguientes puntos:

Caso I

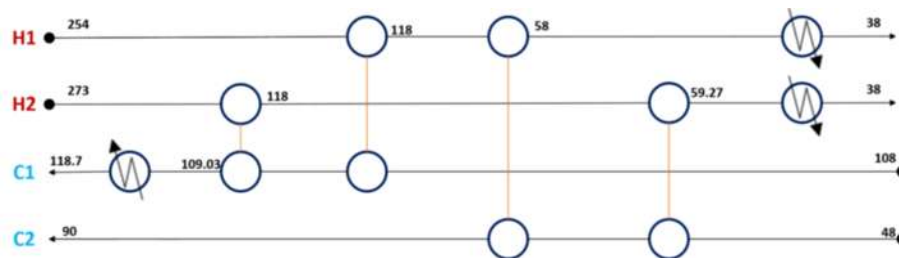


Figura 26. Red de intercambio de calor para el caso I.

- Con el intercambio de calor entre H1 y H2 con C1, se transfiere una cantidad de 41.578 MW que reducirá el vapor LP extraído para el hervidor, cuya cantidad de calor ahora será de 390.361 MW.
- Las corrientes H1 y H2 se utilizan para evaporar el fluido de trabajo en el CRO que puede producir 1.526 MW.
- El consumo necesario de servicios de enfriamiento para las corrientes del tren de compresión sin integración térmica fue de 64.249 MW, con la obtención de una HEN que se reduce a 21.184 MW.

Caso II

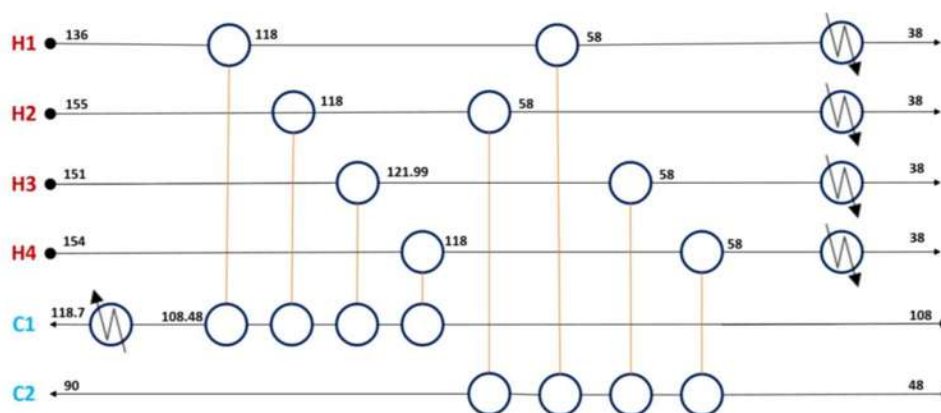


Figura 27. Red de intercambio de calor para el caso II.

- Con el intercambio de calor entre H1, H2, H3 y H4 con C1, se transfiere una cantidad de 19.409 MW que reducirá el vapor LP extraído para el hervidor, cuya cantidad de calor ahora será de 412.53 MW.
- Las corrientes H1, H2, H3 y H4 se utilizan para evaporar el fluido de trabajo en el CRO que puede producir 3.43 MW.
- El consumo necesario de servicios de enfriamiento para las corrientes del tren de compresión sin integración térmica fue de 69.635 MW, con la obtención una HEN que se reduce a 46.852 MW.

Caso III

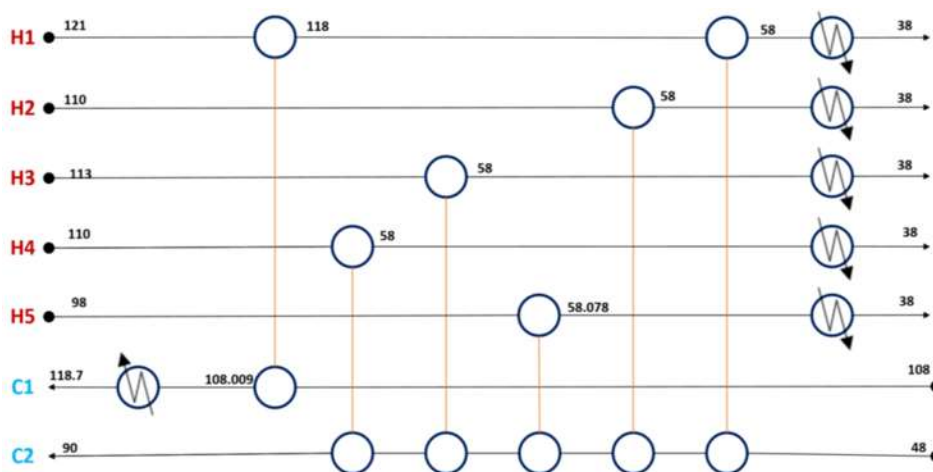


Figura 28. Red de intercambio de calor para el caso III.

- Con el intercambio de calor entre H1 y C1, se transfiere una cantidad de 0.357 MW que reducirá el vapor LP extraído para el hervidor, cuya cantidad de calor ahora será de 431.58 MW.
- Las corrientes H1, H2, H3, H4 y H5 se utilizan para evaporar el fluido de trabajo en el CRO que puede producir 3.243 MW.
- El consumo necesario de servicios de enfriamiento para las corrientes del tren de compresión sin integración térmica fue de 64.791 MW, con la obtención de una HEN que se reduce a 61.269 MW.

Caso IV

Para el caso 4, ninguna de las corrientes calientes se utiliza para transferir calor a C1 o C2, esto se debe a que todas las corrientes tienen una temperatura muy baja de menos de 100°C, de ese modo el calor consumido por el rehervidor y el consumo de servicios de enfriamiento se mantienen con el mismo valor tanto con integración como sin integración, así como también las corrientes del tren de compresión permanecen teniendo el mismo valor. Solo en el caso de reducir la relación flujo-Cp

de la corriente C2 en la integración térmica, se encuentra un intercambio con la corriente H6, pero al hacerlo requeriría consumir servicios de calentamiento en el CRO que además agregando el su consumo de servicios de enfriamiento para condensar el fluido de trabajo y con una producción de energía de solo 0.1 MW, no causa un impacto considerable en el proceso global. El único intercambio de calor para este caso es entre la corriente de agua caliente en la salida del hervidor con el CRO que podría generar 4,67 MWe que se agregan a la producción de energía global del CFPP.

Los resultados para la salida de potencia neta y el GWP se muestran en la Tabla 11 para todos los casos con integración térmica.

Tabla 11
Resultados de la integración térmica.

Resultados	CFPP	CFPP + PCC	CFPP + PCC	CFPP + PCC	CFPP + PCC
		+ SSWC	+ CC-4	+ CC-6	+ CC-8
Calor del rehervidor (MW)	-	390.4	412.53	431.58	431.94
Vapor LP extraído (kg/s)	-	162.1	171.3	179.21	179.36
Energía consumida por el tren de compresión (MW)	-	46.12	42.18	38.45	37.12
Potencia de la turbina del CRO (MW _e)	-	5.8	7.9	7.91	4.67
Potencia neta de la planta (MW _e)	550	382.9	382.64	380.9	378.3
CO ₂ capturado (kg/s)	110.3	110.3	110.3	110.3	110.3
GWP (e-CO ₂ g/kWh)	802.15	123.12	123.21	123.35	124.42
Eficiencia de la planta (HHV)	39.3%	27.4%	27.34%	27.22%	27.03%

A diferencia del caso sin la integración térmica, donde la configuración del CC-8 ofrece los mejores resultados energéticos y ambientales, con la integración térmica la configuración del SSWC tiene una salida de potencia neta mayor de 382.9 MWe, un GWP más bajo que se reduce en un 84.65% en comparación con el Caso sin captura de carbono, y también tiene el menor consumo de servicios de enfriamiento en el tren de compresión, todo esto gracias a que sus corrientes calientes alcanzan una temperatura superior a 200 °C que permite la integración térmica con el hervidor y el CRO arrojando mejores resultados en contraste con el resto de las configuraciones cuyas corrientes tienen temperaturas por debajo de 150 °C.

La Figura 29 muestra un diagrama de flujo de un CFPP con captura de carbono y una configuración SSWC con una integración térmica inicial entre las corrientes calientes H1 y H2 del tren de compresión, con el rehervidor separador y las corrientes del fluido de trabajo utilizado en el CRO.

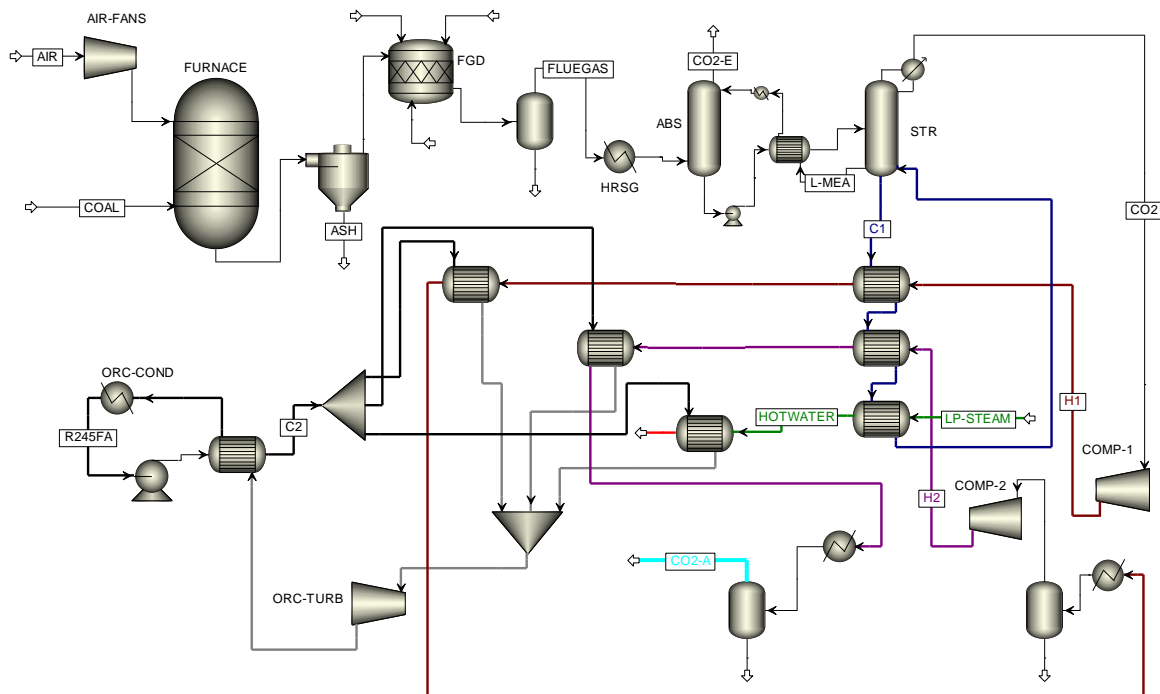


Figura 29. Diagrama de flujo de la configuración SSWC con integración térmica.

5.3 Análisis ambiental y económico.

En la Figura 30 se muestra un esquema del análisis del GWP y la producción neta de potencia. El objetivo principal fue observar la variación en los parámetros antes mencionados de acuerdo con la disminución del nivel de captura, lo que afectó directamente la cantidad de gases de efecto invernadero emitidos, cantidad de absorbente alimentado, cantidad de vapor LP extraído para la desorción, cantidad de calor en el rehervidor del desorbedor, GWP en las etapas consideradas, GWP global y producción de energía. A partir de los resultados de la simulación, se calculó la energía neta generada del proceso y el GWP para cada punto del análisis de

sensibilidad para cada CTC, considerando para el GWP las emisiones debidas a la producción del absorbente y las emisiones en el CFPP, el La potencia se calcula en la ecuación (3), con la potencia bruta generada en las turbinas de vapor y el CRO menos el consumo de energía auxiliar (Paux), compresión (Pcomp) y captura (Pcap) que depende del vapor LP extraído de la caldera de recuperación al PCC. La eficiencia de CFPP se calcula con la ecuación (4) en donde el valor de HHV se toma de Oh y colaboradores artículo e igual a 27,113 KJ/kg, Fcoal es el caudal de carbón al CFPP. Se utilizaron como parámetros los valores en gramos equivalentes de CO₂ del IPCC y para las emisiones del absorbedor se utilizaron datos de la base de datos ECOINVENT. Los puntos considerados en el análisis fueron para niveles de captura de 90%, 70%, 50% y 25%, y se realizó la integración térmica para la configuración SSWC para obtener el GWP y la potencia neta de salida para cada punto.

$$nP = \text{Gross power} - (P_{aux} + P_{cap} + P_{compr}) \quad (3)$$

$$n = \frac{nP}{HHV * F_{coal}} \quad (4)$$

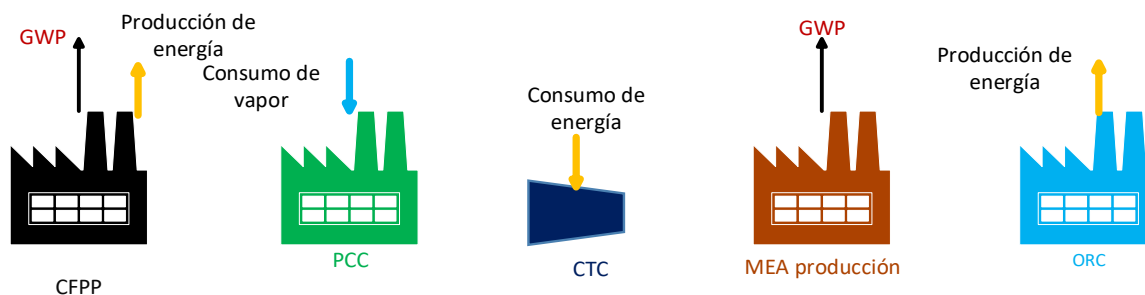


Figura 30. Esquema del cálculo del GWP y de la energía eléctrica neta producida.

Para obtener otro criterio de decisión para los CTC, se realizó un análisis económico en Aspen Plus, en el cual se calcularon el costo del equipo, el costo de capital y el costo anual de operación y mantenimiento en simulaciones separadas para cada CTC. Con estos datos, se calculó el costo de la energía eléctrica (COE) para cada CTC considerado. El COE del CFPP sin captura fue idéntico para todos los casos y se calculó utilizando la ecuación (5).

$$COE = \frac{CCF*TOC+OCFIX+OCVAR}{CF*MWH} \quad (5)$$

Dónde: COE representa el costo de la energía eléctrica (\$/MWh); CCF = 0,124 representa el factor de exigencia de capital; TOC representa el capital total a un día (en dólares del año base); OCFIX representa la suma de todos los costos operativos anuales fijos (en dólares del año base); OCVAR representa la suma de todos los costos operativos anuales variables, incluido el combustible a un factor de capacidad del 100% (en dólares del año base); CF representa el factor de capacidad de la planta, que se supuso constante (85%) durante el período operativo; y MWH representa los megavatios-hora netos anuales de energía generada a un factor de capacidad del 100%.

De acuerdo con el análisis de la variación en el nivel de captura, se obtuvieron el GWP y la potencia neta para diferentes niveles de captura que van desde 0% a 90% para cada CTC. La variación del GWP frente a la potencia neta se muestra en la Figura 31 para la configuración SSWC, ya que fue el CTC con integración térmica el que exhibió el mejor resultado energético. La producción de energía neta aumentó a medida que disminuyó la cantidad de carbono capturado; Los tomadores de decisiones pueden usar esto para observar las compensaciones entre el impacto ambiental y la generación de energía. El valor mínimo de GWP obtenido para los cuatro CTC fue de 123,12 e-CO₂ g/kWh, que correspondió al escenario de la configuración SSWC con un nivel de captura e integración térmica del 90%.

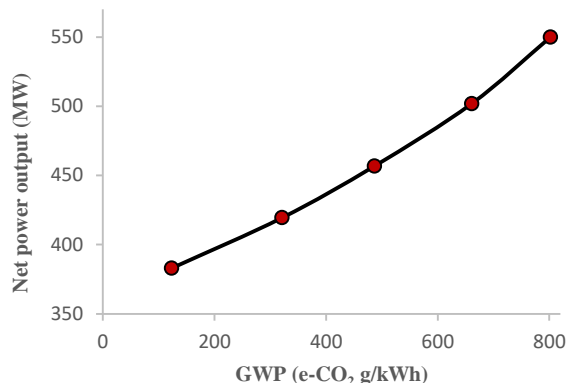


Figura 31. Potencia neta vs. GWP para los CTC variando el nivel de captura.

En cuanto al aspecto económico, la Tabla 12 presenta los resultados para el cálculo del COE para cada caso estudiado. La CTC con menor COE en este estudio fue C-4 (114,84 \$/MWh), y el COPE presentó un incremento de 95,05% -97,09% para cada caso, en comparación con el de la planta autónoma. Los resultados económicos, energéticos y ambientales difirieron entre los casos. Los resultados pueden ayudar a los tomadores de decisiones a identificar la mejor opción de acuerdo con el escenario que mejor se adapte a sus necesidades, lo que depende de diferentes factores, como las regulaciones de los países o los objetivos ambientales relacionados con la reducción de las emisiones de gases de efecto invernadero y los recursos económicos disponibles, para realizar la inversión en las tecnologías necesarias para lograr esos objetivos.

Tabla 12.

Resultados económicos.

Resultado	CFPP	CFPP +	CFPP +	CFPP +	CFPP +
		PCC + SSWC	PCC + CC-4	PCC + CC-6	PCC + CC-8
TOC (\$) ×1000	1,113,445	1,522,778	1,515,271	1,519,078	1,529,272
Costos totales de operación (\$/año)	53,267,785	81,295,885	81,453,485	81,121,885	80,535,485
Costo del combustible (\$/año)	58,217,892	58,217,892	58,217,892	58,217,892	58,217,892
COE (\$/MWh)	58.9	115.08	114.89	115.46	116.09

Capítulo VI. Planta de ciclo combinado con Biogás

Para todos los estudios realizados para la planta de ciclo combinado con biogás (PCCB) se realizó la siguiente metodología:

- Se propuso una simulación de Aspen Plus para una PCCB de 6.3 MW y para un CRO con R1324yf, R227EA, R290, R134A y R717 como fluidos de trabajo con el fin de obtener todos los datos de proceso necesarios para el análisis energético y exergético.
- Se realizó una integración térmica y una evaluación energética para obtener la salida de potencia neta para la planta sin CRO y luego para el acople de los dos procesos PCCB-CRO y se compararon los resultados del análisis para todos los fluidos de trabajo involucrados.
- Se realizó un análisis de exergía en el que se calculó la exergía específica de cada corriente para la planta PCCB-CRO y también la destrucción de exergía para el equipo principal. Todos los resultados de este análisis también se compararon para cada fluido de trabajo.

6.1 Simulación.

El impacto ambiental provocado por las centrales eléctricas que utilizan combustibles fósiles para su funcionamiento debido a la gran cantidad de gases de efecto invernadero emitidos, ha hecho que el uso de energías renovables aumente a lo largo de los años. En todo el mundo existen gran cantidad de proyectos para construir plantas de energía renovable como solar, eólica, biomasa o biogás, el uso de energías renovables es una de las herramientas más importantes para combatir el calentamiento global [102]. Esta parte del trabajo está enfocado en la producción de energía eléctrica a partir de biogás, conocido como portador energético sostenible y versátil [103], cuya versatilidad permite su uso de diversas formas, como materia prima industrial o como fuente de energía eléctrica o térmica [104] y

también se puede utilizar en el sector del transporte [105]. Es por eso que el biogás juega un papel importante porque puede ayudar a cumplir diferentes objetivos ambientales y energéticos en todo el mundo. Hay diferentes fuentes para producirlo, como desechos agrícolas, aguas residuales, vertederos y muchas más fuentes de desechos industriales [106-108]. Los rellenos sanitarios como fuente de producción de biogás son importantes porque son la opción más utilizada para la disposición de residuos sólidos urbanos en muchos países y por representar la tercera fuente de emisiones antropogénicas de metano (12%) [109], por lo que se hace necesario utilizar mejor ese metano para solucionar el problema que pueden representar los vertederos por su producción de gases de efecto invernadero [110]. De esta manera, el biogás producido por los vertederos, así como el biogás de las aguas residuales, tienen muchas fuentes potenciales de energía [111]. Todas las fuentes mencionadas anteriormente producen biogás con una composición diferente que tiene una composición de ~65% vol de metano y ~35% de dióxido de carbono como componentes principales [112]. Las centrales eléctricas de ciclo combinado utilizan combustibles fósiles como combustibles para la producción de energía eléctrica y existe una tecnología bien establecida que tiene mejores eficiencias térmicas de producción de energía y menos emisiones de carbono equivalentes en comparación con los ciclos individuales de turbina de gas o turbina de vapor [113]. En este caso la CECC utiliza biogás para la producción de energía eléctrica en donde también se considera la posibilidad de emparejarla con un CRO.

La simulación del proceso de biogás se llevó a cabo con los datos de los artículos de Jun Young Kang y colaboradores [114], en el cual se analiza una planta de biogás para un ciclo combinado de 6.3 MW, en la figura 32 se muestra el diagrama de flujo de la simulación en ASPENPLUS, en donde se pueden observar cada uno de los equipos en el ciclo Brayton y el ciclo Rankine, la corriente WATER2 es una corriente de agua de calentamiento que se alimenta a la planta de digestión anaerobia en donde se produce el biogás.

Las condiciones de temperatura de entrada de agua a la caldera de recuperación fueron calculadas en ASPENPLUS ya que no se contaba con dicha información en el artículo consultado, utilizando los parámetros de flujo de agua y presiones de salida de la turbina de vapor y del condensador se obtuvo la temperatura de entrada al ECON y fijando la temperatura de entrada al EVAP en 90° así como también la temperatura de entrada en el intercambiador de calor (HUX), se calculó también el flujo de gases requerido para satisfacer la demanda de calor requerida en el HUX la cual es la misma del artículo consultado con valor de 2.092 MW.

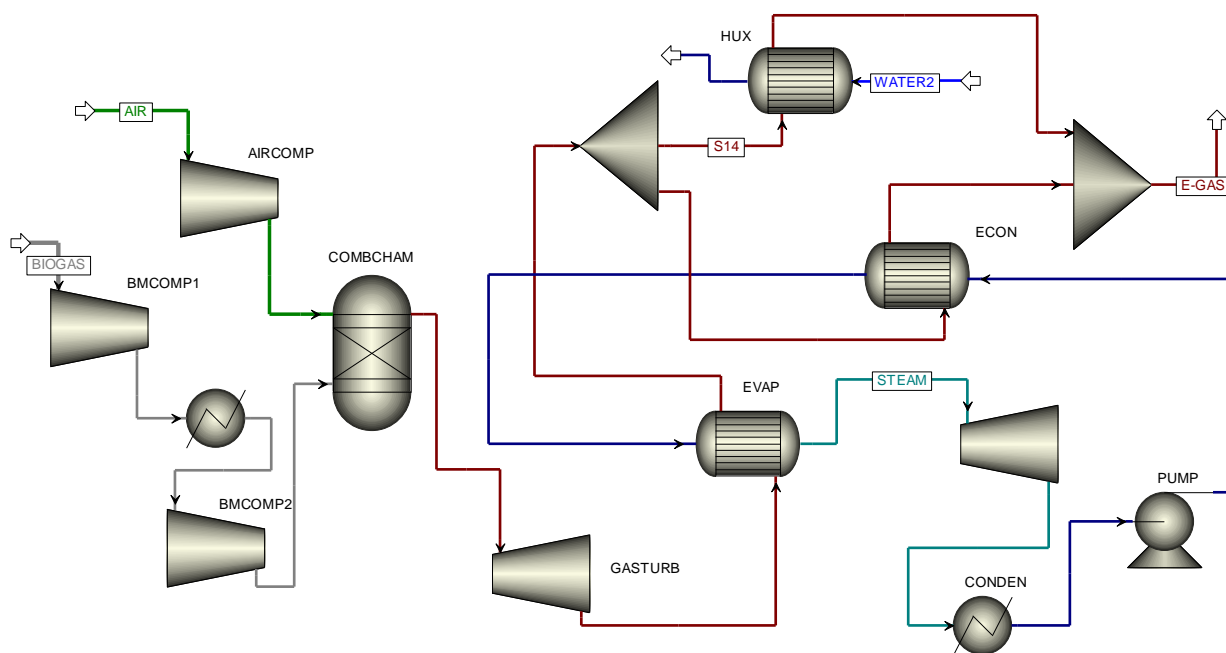


Figura 32. Diagrama de Flujo de la planta de ciclo combinado con Biogás.

En la Tabla 13 se muestran los resultados obtenidos en la simulación comparados con los obtenidos por Jun Young Kang y colaboradores, en donde se obtuvieron 5.11 MW en la turbina de gas, 1.24 MW en la turbina de vapor para los mismos flujos y condiciones de operación y comparados con su trabajo con una generación de 5.24 MW y 1.165 MW teniendo una muy pequeña variación con lo cual se procedió luego a realizar diversos análisis.

Tabla 13

Resultados de la simulación de la planta de biogás.

Resultados	Este trabajo	[114]
Flujo de Biogás (kg/s)	0.8346	0.8346
Flujo de aire (kg/s)	21.19	21.19
Temperatura de los gases a la salida del combustor (°C)	1017.5	1104
Potencia neta de la turbina de Gas (MW _e)	5.02	5.24
Potencia neta de la turbina de vapor (MW _e)	1.241	1.165
Potencia de la planta de ciclo combinado (kg/s)	6.261	6.405
Eficiencia de la planta (HHV)	37.2%	38.0%

Para la simulación del CRO se fijó la temperatura de condensación a 30°C y se seleccionó 80°C como temperatura de evaporación, los fluidos de trabajo contemplados en la simulación fueron R1324yf, R227EA, R290, R134A y R717, se seleccionaron de acuerdo con la Tabla presentada por Kajurek y colaboradores [115] en donde sugieren los fluidos de trabajo en función de la temperatura de la fuente, que en este caso es menor a 100°C. En la Figura 33 se muestra el diagrama de flujo del CRO que fue simulado para cada uno de los fluidos de trabajo. Los CROs consisten en una bomba, un evaporador, un condensador y una turbina de gas, los parámetros utilizados para cada equipo y para la simulación de cada fluido de trabajo (temperaturas, presión) fueron tomados del trabajo de Kajurek y cols., y se simuló el proceso para cada fluido de trabajo para obtener 1 MW en el CRO.

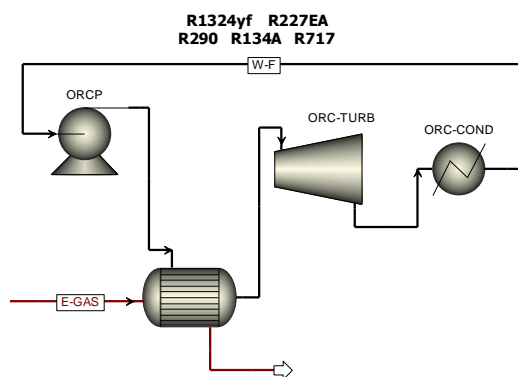


Figura 33. Diagrama de flujo del CRO.

6.2 Análisis energético.

Posteriormente se realizó el acople del ciclo Rankine Orgánico ya que los gases de combustión aun contaban con una temperatura de 92°C con lo cual podría ser transferido ese calor a diferentes fluidos de trabajo para generar una mayor cantidad de energía eléctrica. Para el CRO se seleccionaron solamente algunos de los fluidos de trabajo de la Tabla 14 ya que para poder acoplar el CRO fue requerido disminuir un poco el flujo de agua a la caldera de recuperación para que los gases de combustión al final tuvieran una temperatura de 100°C y se vio con diversos análisis que si quería una mayor temperatura el aumento en la generación de energía eléctrica no era tan grande comparado con solamente disminuir un poco el flujo de agua. Se mantuvieron fijas las temperaturas de evaporación y condensación (80°C, 30°C) para cada uno de los fluidos de trabajo y cada uno con sus diferentes presiones de operación para con los análisis calcular el flujo necesario de cada uno de los fluidos, así como la generación de energía eléctrica de cada uno.

Tabla 14

Selección de refrigerantes por temperaturas.

Temperatura de la fuente °C	Refrigerante recomendado
<100	R32, R125, R134a, R143a
100-120	R124, R227ea, R290, R1234yf, R1270
120-160	R114, R141b, R123, R124, R245fa, R601a, R1243ze
160-200	R123, R141b, R1234ze, RC218, R236fa, R236ea, R600
>200	Benceno, paraxileno, tolueno, hexano

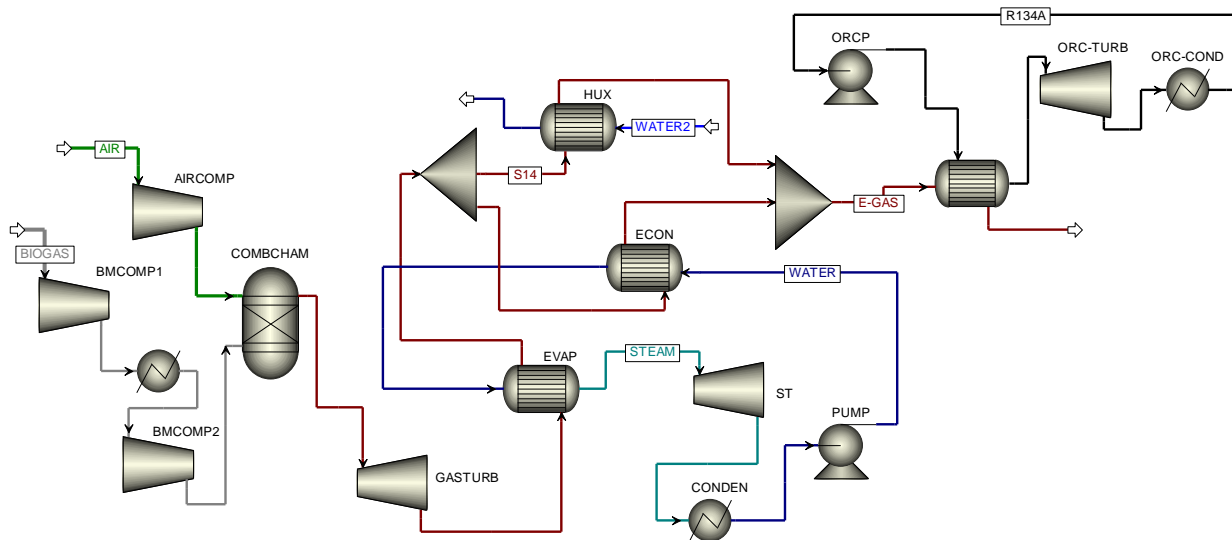


Figura 34. Diagrama de Flujo de la planta de ciclo combinado con Biogás y con el CRO.

Al acoplar el CRO (ver Figura 34) se obtienen diferentes resultados en la generación de energía eléctrica para cada uno de los fluidos de trabajo manteniendo fija la generación en las turbinas de gas y de vapor.

En la Tabla 15 se muestran los resultados para cada uno de los fluidos de trabajo en donde se puede observar que al acoplar el CRO se aumenta un poco la generación de energía eléctrica comparada con solo tener la planta de ciclo combinado teniendo un aumento de 104-114 kW dependiendo de cada fluido de trabajo. De los 5 fluidos de trabajo analizados para este trabajo el R134a es el que presenta una mayor generación de energía eléctrica con 114.44 kW y el de menor generación es el R717 con 106.86 kW. El flujo de fluidos de trabajo necesario para obtener la potencia neta de salida del CRO se calculó con un análisis de sensibilidad en el que su flujo varía para obtener la cantidad mínima de fluido de trabajo que permita que la simulación converja sin error en el intercambiador de calor y en el Equipo CRO con la mayor potencia neta de salida, que se calcula con un balance energético en el CRO, y con la máxima transferencia de energía de los gases de combustión al fluido de trabajo.

Tabla 15

Resultados del acople de la planta de ciclo combinado de Biogás con el CRO.

Resultados	R1324yf	R227EA	R290	R134A	R717
Flujo del fluido de trabajo (kg/s)	7.2	8.8	3.2	6	0.8
Potencia de la turbina de gas (kW _e)	5020	5020	5020	5020	5020
Potencia de la turbina de vapor (kW _e)	1241	1241	1241	1241	1241
Potencia de la turbina del CRO (kW _e)	106.86	109.05	107.95	114.44	104.38
Potencia neta de la planta (kW _e)	6367.86	6370.05	6367.95	6375.44	6365.38

Posteriormente se realizó un análisis en donde se varió la composición del biogás para diferentes procesos de obtención de este ya que dependiendo del proceso se tendrá una diferente composición y por lo tanto se tendrá una variación en la producción de energía eléctrica para cada una de las composiciones. Del artículo de DO Won Kang y colaboradores [116] se tomaron los datos de composiciones para los siguientes procesos: Landfill gas 45-65%, Agricultural waste 50-80%

En la Figura 35 se muestra el flujo necesario de Biogás para cada una de las composiciones molares de metano manteniendo la misma generación de energía tanto en la turbina de gas como en la turbina de vapor, a media que la composición de metano sea más baja, será necesario alimentar una mayor cantidad de Biogás ya que mantener el mismo nivel de flujo del caso base (0.65 %mol CH₄) resultaría en una menor producción de energía eléctrica en la turbina de gas y además la energía de la corriente de gases de combustión no sería suficiente para generar el vapor necesario para mantener la generación de potencia en la turbina de vapor.

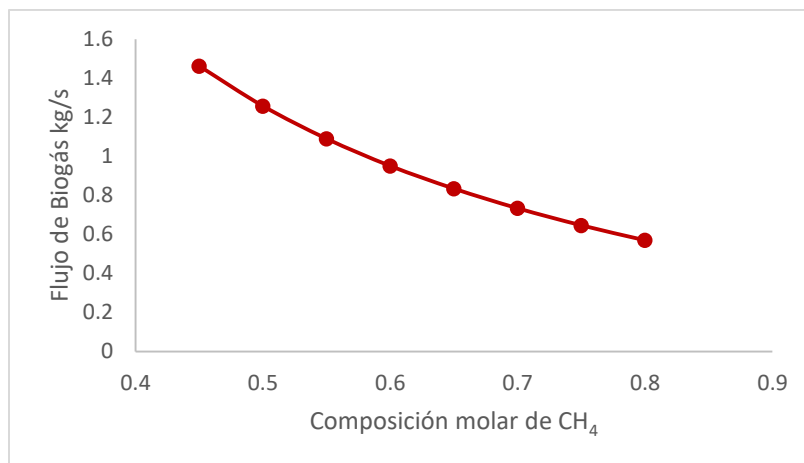


Figura 35. Flujo de Biogás alimentado vs Composición de CH₄.

6.3 Análisis exergético.

Se realizó un análisis de exergía para la planta de ciclo combinado de biogás junto con el CRO para cada uno de los fluidos de trabajo considerados. La Figura 36 muestra el diagrama de flujo donde se enumeran cada una de las corrientes del proceso. Para estas corrientes se obtuvieron todas las propiedades (presión, temperatura, valores de entalpía y entropía) utilizando Aspen Plus, con el fin de realizar el análisis exergético.

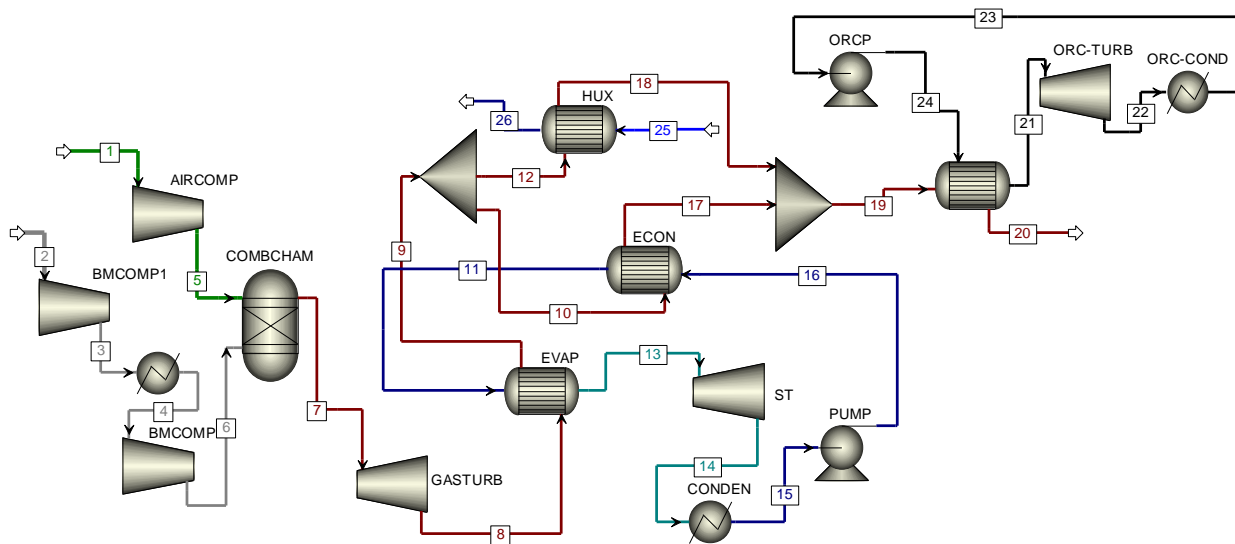


Figura 36. Diagrama de Flujo de la planta de ciclo combinado con Biogás y con el CRO.

El análisis de exergía se lleva a cabo mediante balances de materia y energía para cada uno de los equipos del proceso de la Figura 36, primero se realiza el cálculo de la exergía específica de cada corriente del proceso para la planta de ciclo combinado ya que sus valores de exergía serán constantes para cada uno de los fluidos de trabajo considerados, en este sentido solo las corrientes 21, 22, 23 y 24 tendrán valores diferentes de presión, temperatura, flujo, y exergía ya que estas varían de acuerdo con el fluido de trabajo.

Para un proceso en estado estable, el balance de masa para un volumen de control se puede escribir como:

$$\sum_i \dot{m}_i = \sum_0 \dot{m}_0 \quad (6)$$

El balance de energía para un volumen de control se describe en la ecuación (7) como la sumatoria de la energía térmica de entrada al sistema más el calor igual a la salida de energía más el trabajo:

$$\sum_i \dot{E}_i + Q = \sum_0 \dot{E}_0 + \dot{W} \quad (7)$$

El balance de exergía de un volumen control se describe en la ecuación (8) el cual varía para el cálculo de la exergía para cada uno de los equipos del proceso considerados en este estudio.

$$\sum_i \dot{E}x_i + \sum_k \left(1 - \frac{T}{T_k}\right) \dot{Q}_k = \sum_0 \dot{E}x_0 + \dot{W} + \dot{E}x_d \quad (8)$$

Donde la tasa de exergía de una corriente es:

$$\dot{E}_x = \dot{m}(e_x) \quad (9)$$

$$\dot{m}(e_x) = \dot{m}(e_x^{tm} + e_x^{ch}) \quad (10)$$

La Tabla 17 se muestra los resultados de la exergía específica para cada una de las corrientes de la planta de ciclo combinado las cuales son calculadas mediante la ecuación (11).

$$e_x^{tm} = (h - h_o) - T_o(S - S_o) \quad (11)$$

Para el cálculo de la exergía química de la corriente 7 es necesaria la exergía química estándar de todos los compuestos y se tomó de las tablas del libro de Kotas [117] y se utilizó en la ecuación (12) para los productos de la combustión del biogás en la cámara de combustión.

$$e_x^{ch} = (xe_0^{ch}) + RT_o(x \ln x) \quad (12)$$

Los valores de referencia de entalpia y entropía fueron estimados en Aspen Plus para cada una de las corrientes para una presión de 1 atm y una temperatura de 25°C (ver Tabla 16). Los modelos termodinámicos utilizados en Aspen Plus fueron la ecuación de estado de Peng Robinson con la modificación de Boston-Mathias sugerido por el artículo de Luo y colaboradores para la combustión de gas natural y el modelo STEAMNBS para la parte del ciclo Rankine convencional el cual utiliza tablas de vapor para el cálculo de todas las propiedades termodinámicas para la PCCB y Refprop como sugerencia del asistente de métodos de Aspen plus para el CRO.

Tabla 16

Entalpías y entropías de las corrientes para 1 atm y 25°C.

corriente	ho (J/Kg)	To (K)	So (J/Kg-K)
Aire	-282.5066	298.15	139.1885
Biogás	-7208000		-1782.841
Cgases	-1084800		-14.91182
Agua	-15962000		-9304.819
R134A	-8780900		-2267.598
R227EA	-9129000		-2350.022
R290	-2376500		-6112.404
R1324yf	-964460		-1966.821
R717	-2698400		-5816.61

Tabla 17

Resultados de la exergía específica de cada corriente.

Corriente	h (J/Kg)	P (bar)	S (J/Kg-K)	T (°C)	m (Kg/s)	ei (Kw/Kg)	E (KW)
1	-10390.95	1.013	104.7773	15.05	21.19	0.15125588	3.2051121
2	-7186700	1.05	-1724.704	40	0.8346	3.96645345	3.31040205
3	-6927700	5	-1565.813	204.6963	0.8346	215.593102	179.934003
4	-7204600	5	-2281.671	30	0.8346	152.126165	126.964497
5	379197	14.4859	196.7298	389.9567	21.19	362.323568	7677.63641
6	-6931900	27	-2115.071	207.1836	0.8346	375.154375	313.103841
7	102151	31	783.6963	1017.952	22.0246	948.845989	20897.9534
8	-520790	1.07	1149.731	502.3104	22.0246	216.771743	4774.31094
9	-794040	1.07	726.687	256.4463	22.0246	69.6523118	1534.06431
10	-794040	1.07	726.687	256.4463	4.40492	69.6523118	306.812861
11	-15667000	9.8	-8413.898	90	2.4	29.3719038	70.4925692
12	-794040	1.07	726.687	256.4463	17.61968	69.6523118	1227.25145
13	-13160000	9.8	-2765.661	180	2.4	852.350042	2045.6401
14	-13599000	0.1275	-2040.837	53.00682	2.4	197.243767	473.38504
15	-15836000	0.1275	-8899.966	53.00682	2.4	5.29307805	12.7033873
16	-15833000	9.8	-8895.643	53.3815	2.4	7.0041756	16.8100214
17	-884480	1.07	540.7029	171.9779	4.40492	34.6634712	152.689818
18	-923020	1.07	450.3755	135.5738	17.61968	23.0545855	406.21442
19	-915310	1.07	469.0684	142.8721	22.0246	25.1912974	554.828249
20	-1019000	1.07	184.715	44.10216	22.0246	6.28126362	138.342319
25	-15759000	3	-8670.623	70	25	13.9144626	347.861565
26	-15668000	3	-8413.161	90	25	28.1521673	703.804183

En la Tabla 18 se muestran los resultados de la exergía específica para cada una de las corrientes del CRO las cuales de igual manera son calculadas mediante la ecuación (11) para cada uno de los fluidos de trabajo considerados.

Tabla 18

Resultados de la exergía específica de cada corriente del CRO.

Corriente	h (J/Kg)	P (bar)	S (J/Kg-K)	T (°C)	m (Kg/s)	ei (Kw/Kg)	E (KW)
R134a							
21	-8770500	26.38553	-2465.584	80	6	69.4295259	416.58
22	-8792500	7.6978	-2459.858	29.98119	6	45.722319	274.33
23	-8964200	7.701963	-3026.162	30	6	42.8658566	257.19
24	-8962300	26.38553	-3025.232	31.29873	6	44.4885771	266.93
R227ea							
21	-9104900	18.5827	-2397.348	80	8.8	38.2102469	336.25
22	-9119100	5.4	-2394.446	44.5379	8.8	23.1450156	203.68
23	-9240900	5.284244	-2794.29	30	8.8	20.5585042	180.91
24	-9239800	18.5827	-2793.716	30.93952	8.8	21.4873661	189.09
R290							
21	-2371600	31.3188	-6655.075	80	3.2	166.697359	533.43
22	-2412300	10.92	-6647.97	30.48752	3.2	123.879003	396.41
23	-2728200	10.92	-7688.595	30	3.2	118.241347	378.37
24	-2723300	31.3188	-7686.099	31.85348	3.2	122.397164	391.67
R1324yf							
21	-953200	25	-2131.189	80	7.2	60.2663192	433.92
22	-970810	7.92	-2126.422	32.35102	7.2	41.2350382	296.89
23	-1114400	7.92	-2599.422	30	7.2	38.6699882	278.42
24	-1112500	25	-2598.444	31.43214	7.2	40.2783975	290.01
R717							
21	-2710200	41	-7519.015	80	0.8	495.772051	396.62
22	-2853600	11.8	-7471.046	30.36738	0.8	338.070093	270.46
23	-3906000	11.67197	-10938.15	30	0.8	319.387151	255.51
24	-3900200	41	-10935.27	30.99209	0.8	324.328479	259.46

Posteriormente se calcula la destrucción de la exergía para cada uno de los equipos del proceso la cual es calculada con el balance de exergía de la ecuación (8) y que depende de cada tipo de proceso.

En la Tabla 19 se muestran los resultados para la destrucción y la eficiencia de la exergía para cada uno de los equipos del proceso.

Para los compresores la eficiencia se calcula con la ecuación (13), para las turbinas la ecuación (14), para los condensadores y enfriadores la ecuación (15) y para los intercambiadores de calor la ecuación (16):

$$\varepsilon = \frac{\dot{E}_2 - \dot{E}_1}{\dot{W}} \quad (13)$$

$$\varepsilon = \frac{W}{\varepsilon_1 - \varepsilon_2} \quad (14)$$

$$\varepsilon = \frac{Qb(1 - T_o / T_b)}{\varepsilon_1 - \varepsilon_2} \quad (15)$$

$$\varepsilon = \frac{\dot{E}_{2f} - \dot{E}_{1f}}{\dot{E}_{3c} - \dot{E}_{4c}} \quad (16)$$

Tabla 19

Destrucción de la exergía y eficiencia para cada equipo del proceso.

	Ed (kW)	eficiencia
AIRCOM	580.928306	0.92963016
BMCOMP1	39.5387553	0.81708769
BMCOMP2	41.4774109	0.81777523
Cooler	91.4835205	-1.0767029
Gas-Turb	2403.70993	0.82480162
EVAP	2492.35054	0.60956704
ECON	100.440496	0.34830968
ST	518.559221	0.50786631
CONDEN	3297.22066	-4.4997287
PUMP	2.43221888	0.62803585
EVAP	119.688639	0.71262261
CROP	2.71738805	0.87663803
CROTURB	33.1135281	0.86701514
CROCOND	1113.20665	-27.376893

La Figura 37 muestra la tasa de destrucción de exergía para los equipos principales de la PCCB, la mayor tasa de destrucción de exergía se obtuvo para la cámara de combustión esto se debe a la irreversibilidad del proceso de reacción. En el CRO la mayor destrucción de exergía se obtiene en la turbina por cada fluido de trabajo y el R1324yf tiene la mayor cantidad y el R-227EA la menor (ver Figura 38). Ambientalmente el GWP tiene una pequeña reducción para los casos con el CRO comparado con el caso de solo tener la PCCB, esto debido a la energía generada en el CRO y porque se asumió que no hay pérdidas de fluido de trabajo en el CRO y se utiliza en un ciclo cerrado, por lo que el GWP causado por la producción y el transporte del fluido de trabajo podría desprejarse. Los resultados del GWP se presentan en la Figura 39, el potencial tiene una reducción de 0.013-0.0143 e-CO₂ kg/kwh para los casos con las dos tecnologías en comparación con el caso del caso base con la PCCB independiente.

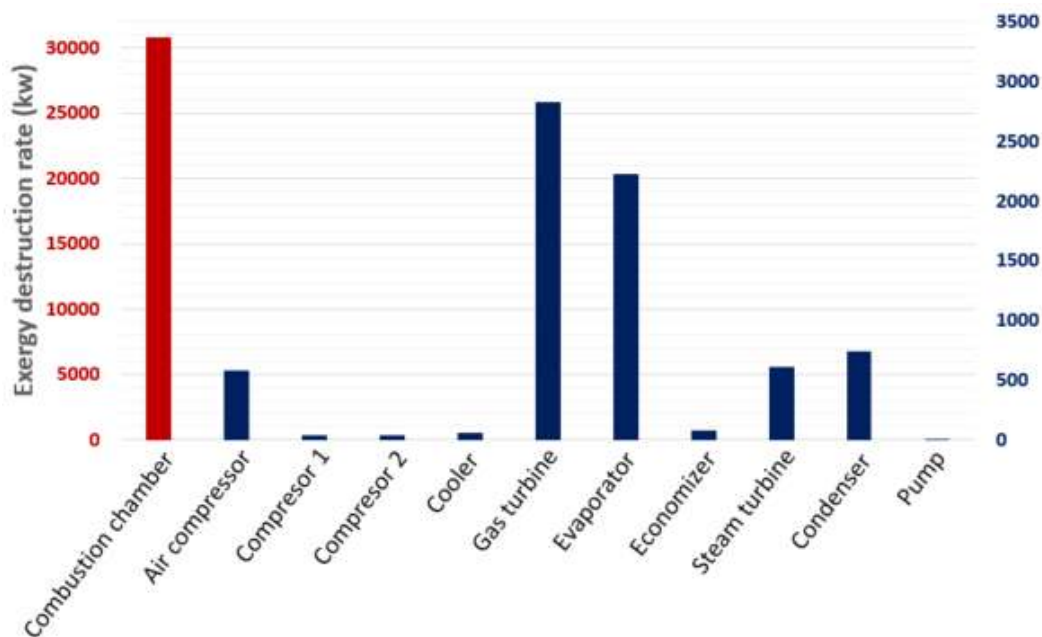


Figura 37. Destrucción de la exergía para los equipos de la PCCB.

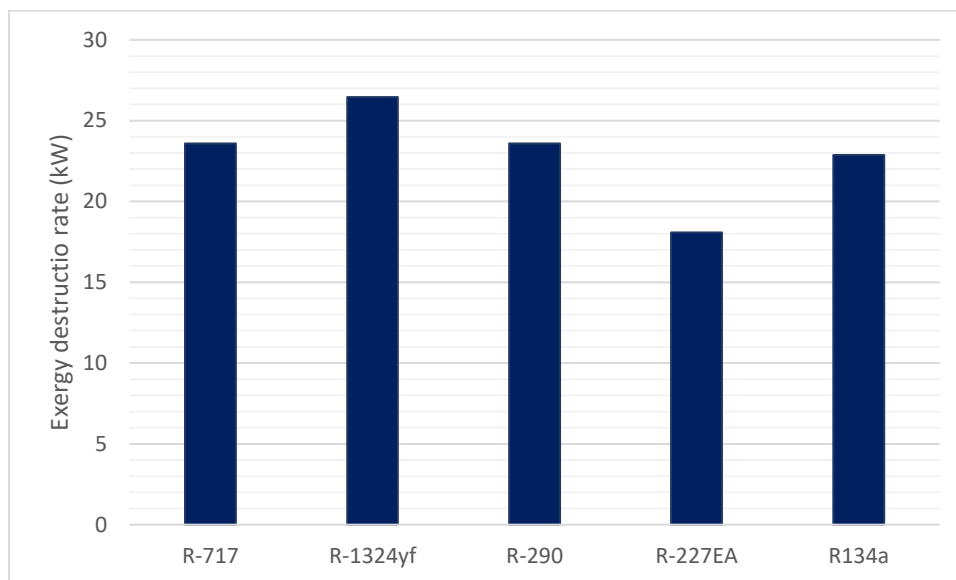


Figura 38. Destrucción de la exergía del CRO para cada fluido de trabajo.

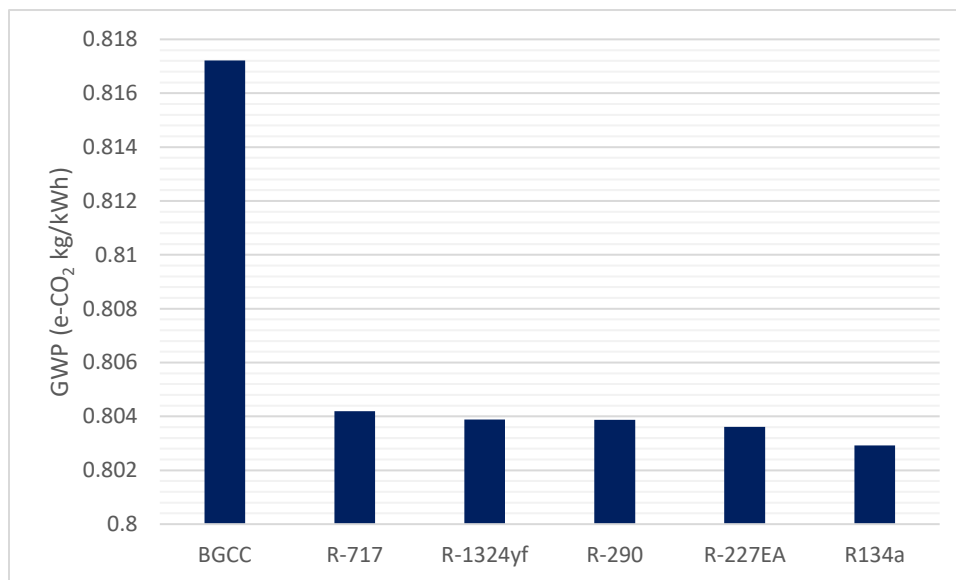


Figura 39. GWP para cada uno de los casos de estudio.

Capítulo VII. Procesos de Utilización de CO₂

Para todos los estudios realizados en esta parte del trabajo se realizó la siguiente metodología:

- Se realizó una simulación de Aspen Plus para una planta de producción de ácido fórmico (PPAF) mediante la hidrogenación de CO₂, para una planta de producción de metanol (PPM) mediante hidrogenación de CO₂ y para una planta de producción de Syngas (PPSyn) mediante hidrogenación de CO₂ y mediante reformado en seco de metano.
- Se realizó una evaluación energética y ambiental para el acople de los procesos de utilización de CO₂ con la PCCB y con el CRO.

7.1 Simulaciones.

Planta de producción de ácido Fórmico (AF) mediante hidrogenación de CO₂.

En la Figura 40 se muestra la simulación del proceso de la PPAF el cual consiste en una reacción catalítica homogénea de CO₂ con H₂ en presencia de una amina terciaria (NR₃) y un solvente polar, para producir un producto intermedio de AF/amina, que luego se disocia térmicamente para dar el producto y regenerar la amina, según a las siguientes ecuaciones (R1) y (R2):



La amina sirve como base para mejorar la termodinámica desfavorable de la reacción de hidrogenación, mientras que se sabe que el aditivo disolvente polar acelera la velocidad de reacción.



En general la ecuación de producción de AF es la reacción R3 la cual es agregada a la simulación para un reactor estequiométrico en donde se alimentan CO₂ y H₂ puros, posteriormente la corriente a la salida del reactor es alimentada a un separado flash, en donde se separan una corriente líquida la cual contiene el AF y una gaseosa la cual se purga y posteriormente se recircula al reactor. Las corrientes 12, 13 y 14 contienen la trietanolamina, el metanol y agua que se usan para catalizar la reacción. En este caso, así como en el artículo consultado no se realiza la simulación de la reacción de manera rigurosa. La corriente de la mezcla de reacción es enfriada hasta 25 °C y posteriormente es separada en un separador de tres fases, la fase gaseosa contiene CO₂ e hidrogeno los cuales son emitidos a la atmosfera, la corriente líquida uno contiene en su mayoría la amina que es recirculada al proceso junto con el destilado de la primer torre y la corriente líquida dos se alimenta a la primer torre de destilación en donde se separan como productos en el destilado la trietanolamina y en los fondos el AF con metanol. Por último, la corriente de fondos de la primera torre se alimenta a la segunda torre de destilación en donde se obtiene como producto de estilado el AF con una composición de aproximadamente 85% y en el fondo el metanol con agua el cual es recirculado.

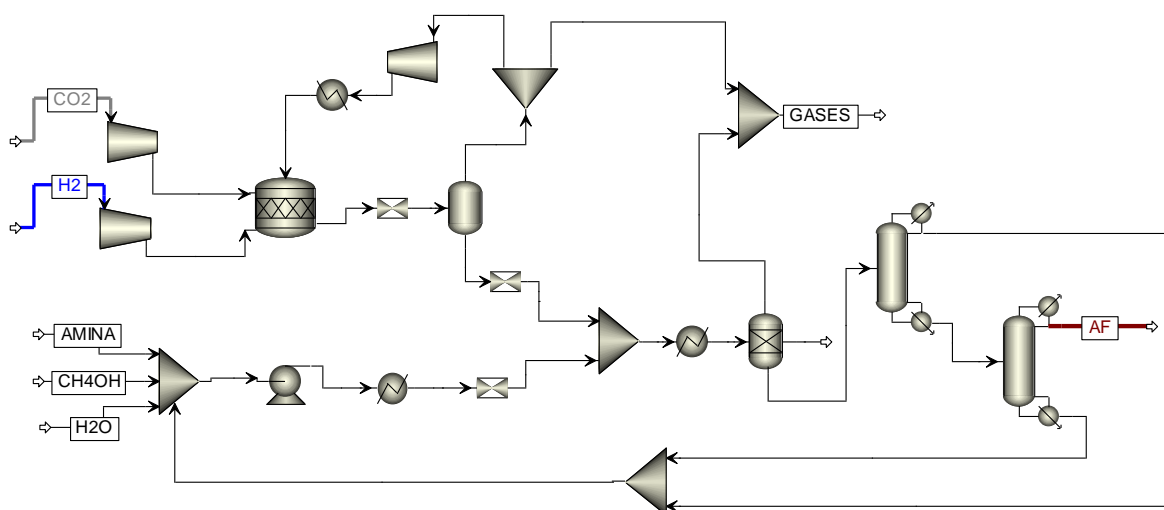


Figura 40. Diagrama de flujo de la PPAF.

Los parámetros utilizados para la simulación se obtuvieron del artículo de Barbera y colaboradores [118], los principales parámetros utilizados se muestran en la Tabla 20.

Tabla 20

Parámetros principales de la simulación de la PPAF.

Parámetro	valor
Flujo de CO ₂ (kg/h)	729.526
Flujo de H ₂ (kg/h)	40.604
Flujo de Trietilamina (kg/h)	4233.43
Flujo de metanol (kg/h)	205.63
Presión de salida de compresores (bar)	105
Conversión del reactor (%)	0.4291
Condiciones de operación del Flash (bar/°C)	(100/60.16)
Condiciones de operación de la torre de destilación (etapas/r)	(20/1.1)
Condiciones de operación de la torre de destilación (etapas/r)	(10/0.7)

Se obtuvo como resultado principalmente un flujo de AF como producto de 672.33 kg/h con una composición de 0.92, que comparado con su trabajo con un flujo de 655 kg/h y con una composición de 0.906, se obtiene un resultado muy parecido.

Planta de producción de metanol (PPM) mediante hidrogenación de CO₂.

En la Figura 41 se muestra la simulación del proceso de la PPM el cual consiste en la hidrogenación del CO₂ mediante las siguientes reacciones:



El proceso de síntesis de metanol consta de 3 etapas: en la primera etapa los gases de alimentación (H₂ y CO₂) se comprimen hasta la presión de alimentación del reactor, utilizando varias etapas de compresión con inter-enfriamiento; En la segunda etapa la alimentación presurizada se calienta y se alimenta al reactor y finalmente en la tercera etapa el metanol se separa del agua en una columna de destilación que funciona a presión ambiente, el H₂ y el CO₂ que no reaccionaron se purgan en un separador flash [119].

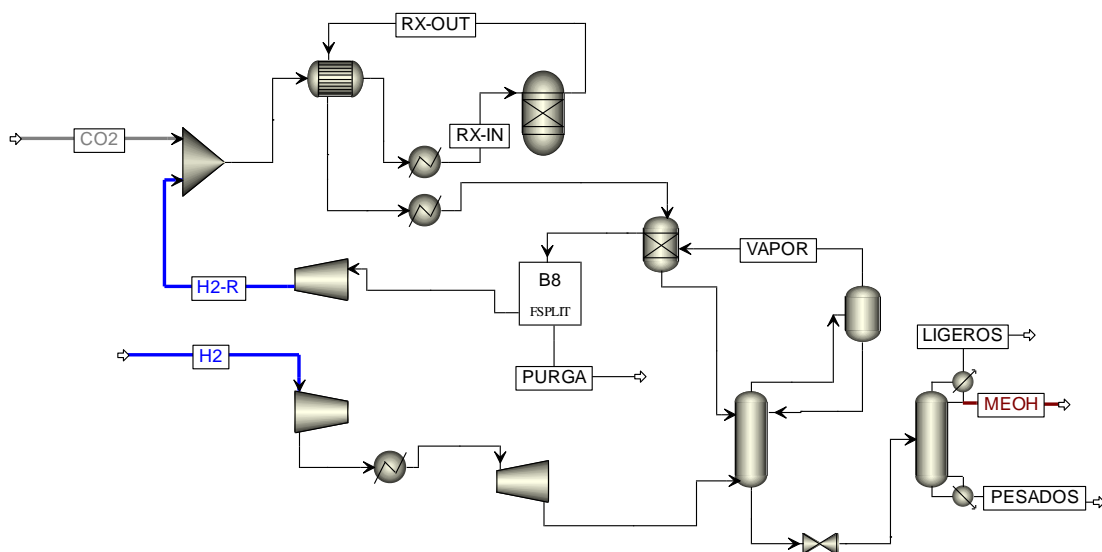


Figura 41. Diagrama de flujo de la PPM.

Los parámetros utilizados para la simulación se obtuvieron del artículo de Kiss y colaboradores [120] y se muestran en la Tabla 21.

Tabla 21

Parámetros principales de la simulación de la PMM.

Parámetro	valor
Flujo de CO ₂ (kg/h)	17209.15
Flujo de H ₂ (kg/h)	2658.87
Condiciones de operación del reactor (bar/°C)	50/250
Presión de salida del compresor (bar)	50
Presión de salida de compresores (bar)	45
Condiciones de operación del Flash (bar/°C)	(45/30)
Condiciones de operación del desorbedor (etapas/r)	(4/0.659)
Condiciones de operación de la torre de destilación (etapas/r)	(30/0.934)

En la simulación para la etapa de reacción los reactivos se llevan a la temperatura y presión requeridas y luego se alimentan juntos a un reactor de Gibbs que funciona a 250 °C y 50 bar, obteniendo como productos una mezcla gaseosa de metanol y agua, así como por reactivos no convertidos. Esta mezcla gaseosa después se enfría para separar los productos condensables de los reactivos no condensables, que se recirculan al reactor. A continuación, los componentes se separan en dos pasos, primero en un desorbedor y posteriormente en una torre de destilación en donde se obtienen como productos una corriente líquida de agua en el fondo y metanol como destilado.

Se obtuvo como resultado principalmente un flujo de metanol como producto de 390.44 kmol/h con una composición de 0.993, que comparado con su trabajo con un flujo de 390.43 kg/h y con una composición de 1, se obtiene un resultado muy parecido.

Planta de producción de SynGas (PPSyn) mediante hidrogenación de CO₂.

La producción de SynGas (PPSyn) mediante hidrogenación de CO₂ se lleva a cabo mediante la siguiente reacción (R6):



En la Figura 42 se muestra la simulación del PPSyn mediante hidrogenación de CO₂. Primero se alimentan de CO₂ puro (25 C y 1 bar) y una corriente de recirculación que contiene en su mayoría hidrogeno con las cuales se logra la composición en la mezcla gaseosa de 23% en moles de CO₂ y 77% en moles de H₂. La mezcla se precalienta en una serie de tres intercambiadores de calor integrados con la corriente RXout a la salida de reactor y posteriormente en un calentador hasta la temperatura de reacción igual a 530°C. La mezcla gaseosa entonces se alimenta a un reactor estequiométrico que opera a 1 bar y 530°C. La estequiometria de la reacción es la de la Ecuación (R1). La conversión de CO₂ se varía hasta obtener los mismos resultados de flujo y composición molar de Barbera y colaboradores e igual a 0.959. La corriente de producto que contiene gas de síntesis, CO₂ sin reaccionar y agua, se enfría en el tren de intercambiadores y posteriormente es comprimido a 7 bar la presión de operación del absorbedor. Antes de alimentar la corriente de producto se enfría primero con el primer intercambiador del tren de intercambiadores y posteriormente con un enfriador hasta 25°C. El absorbedor se modela como una columna RadFrac sin condensador ni rehervidor y 12 etapas de equilibrio al cual también se alimenta una corriente de agua a 33.11 °C y 7 bar con un flujo en contracorriente de 45,077.69 kmol/h para capturar el 97,5% del CO₂. El gas purificado a la salida en el domo de la torre se seca en una unidad de separación, obteniendo como producto el syngas con una composición de 70,33% en moles de H₂, 29,63% en moles de CO y 0,04% en moles de CO₂. La corriente rica de CO₂ del fondo de la torre se alimenta posteriormente al desorbedor que opera a 1 bar y 2 etapas. El gas que sale de la torre de desorción que contiene

principalmente H₂, CO₂ extraído, CO y H₂O se seca y luego se recircula para mezclarlo con la alimentación de CO₂. La corriente líquida de agua se recircula a la torre de absorción, pero antes se purga y se lleva a las condiciones de operación de la torre.

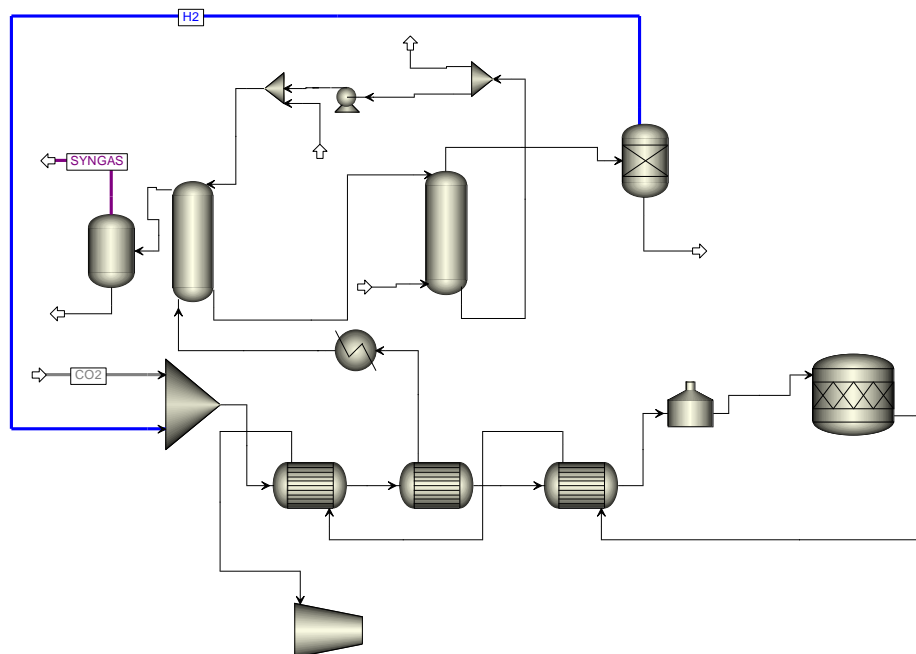


Figura 42. Simulación de la PPSyn mediante hidrogenación de CO₂.

Los parámetros utilizados para la simulación se obtuvieron del artículo de Barbera y colaboradores [118] y se muestran en la Tabla 22.

Tabla 22

Parámetros principales de la simulación de la (PPSyn) mediante hidrogenación de CO₂.

Parámetro	valor
Flujo de CO ₂ (kmol/h)	35.61
Flujo de H ₂ en la alimentación (kmol/h)	160.82
Condiciones de operación del reactor (bar/°C)	1/530
Flujo de H ₂ al desorbedor (kmol/h)	125.21
Temperatura de salida del primer intercambiador °C	361.7
Temperatura de salida del segundo intercambiador °C	443.7
Temperatura de salida del tercer intercambiador °C	515

Se obtuvo como resultado principalmente un flujo de metanol como producto de 553.44 kmol/h, que comparado con su trabajo con un flujo de 572.70 kg/h se obtiene un resultado muy parecido.

Planta de producción de SynGas (PPSyn) mediante reformado en seco con metano.

El reformado en seco de metano es una reacción altamente endotérmica entre el metano y CO₂ con la cual se produce gas de síntesis (R7):



Al proceso mostrado en la Figura 43 se alimentan CO₂ y metano los cuales se calientan hasta la temperatura de reacción de 873°K. En seguida la mezcla gaseosa caliente se alimenta al reformador. El efluente del reactor se enfría a temperatura ambiente y luego se envía a un separador flash en donde se separa el agua formada durante la reacción.

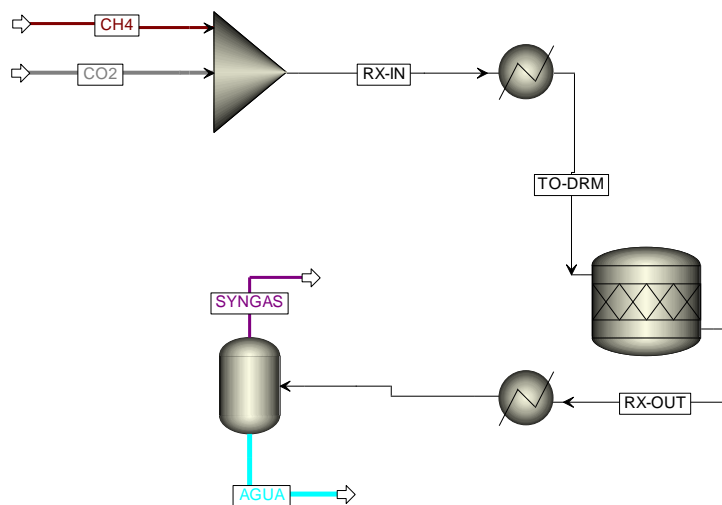


Figura 43. Simulación de la PPSyn mediante reformado en seco con metano.

Los parámetros utilizados para la simulación se obtuvieron del artículo de Gangadharan y colaboradores [121] y se muestran en la Tabla 23.

Tabla 23

Parámetros principales de la simulación de la (PPSyn) mediante reformado en seco con metano.

Parámetro	valor
Flujo de CO ₂ (kmol/h)	141.69
Flujo de CH ₄ (kmol/h)	142.54
Condiciones de operación del reactor (bar/°C)	1.97/873
Condiciones de operación del separador flash (bar/°C)	1/25

Se obtuvo como resultado principalmente un flujo de metanol como producto de 553.44 kmol/h, que comparado con su trabajo con un flujo de 572.70 kg/h se obtiene un resultado muy parecido.

7.2 Evaluación energética y ambiental para el acople de los procesos de utilización de CO₂ con la PCCB y con el CRO.

En esta parte del trabajo se realizó el acople de los procesos de utilización de CO₂ con la central eléctrica de ciclo combinado del capítulo seis con biogás como combustibles, específicamente para el caso en acoplado con el CRO con R134a como fluido de trabajo y además con el PCC.

En primera instancia se realizó el acople del PPC a la PCCB para el caso con el CRO con R134a, se consideró de igual manera que en los estudios anteriores un porcentaje de captura de 90%, y para este caso en particular sin procesos de utilización de CO₂ se consideró un tren de compresión de tipo SSWC. En la Figura 44 se muestra el diagrama de flujo y en la Tabla 24 se muestran los resultados de la simulación de este acople comparados con la PCCB sin captura.

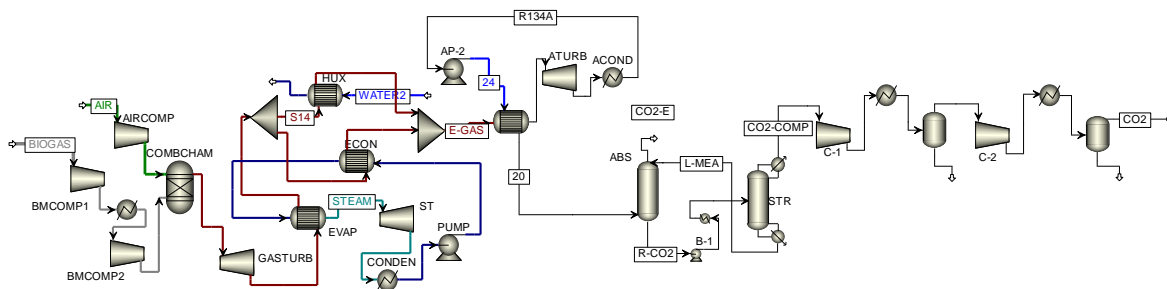


Figura 44. Simulación de la PCCB con el PCC.

Tabla 24

Resultados de la simulación del acople de la PCCB con el PCC.

Resultados	PCCB +CRO	PCCB + CRO+
		PCC
Potencia de la turbina de gas (kW _e)	5020	5020
Potencia de la turbina de vapor (kW _e)	1241	477.53
Potencia de la turbina del CRO (kW _e)	114.44	114.44
Energía consumida por el tren de compresión (kW _e)	-	425.67
Potencia neta de la planta (kW _e)	6375.44	5186.3
Emisiones de CO ₂ (kg/s)	1.423	0.179

Como resultados se obtiene que la potencia neta de la planta sufre una disminución de 18% cuando se acopla el proceso de captura con un efecto positivo ambientalmente con una disminución de 1.244 kg/s de emisiones de CO₂.

Posteriormente se llevaron a cabo las simulaciones de los procesos en donde se utiliza el CO₂ como materia prima para la producción de diversos productos tales como metanol, gas de síntesis y ácido fórmico. En las Figuras 41, 42, 43 y 45 se muestran los diagramas de flujo para cada uno de los procesos de utilización de CO₂ acoplados con PCCB.

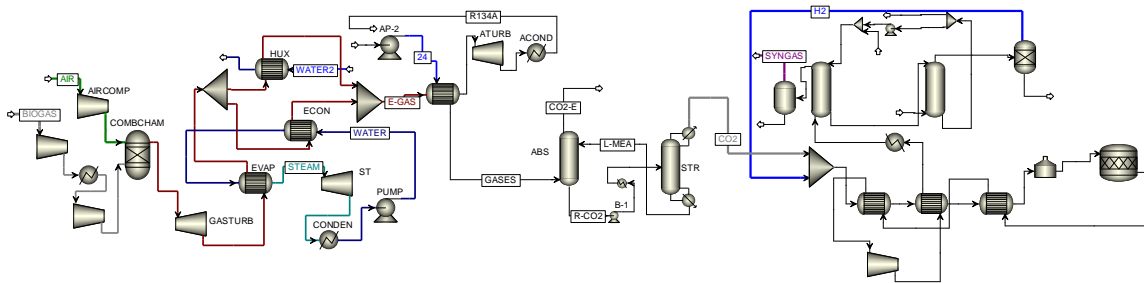


Figura 45. Simulación del acople de las plantas PCCB + PCC + CRP + PPSyn mediante hidrogenación de CO₂.

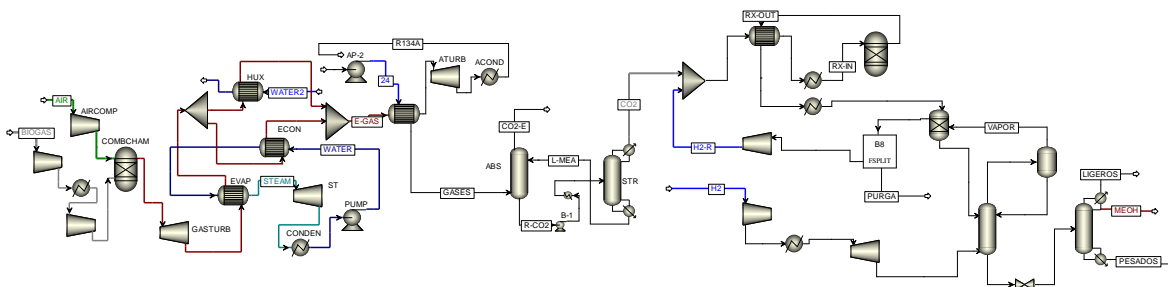


Figura 46. Simulación del acople de las plantas PCCB + PCC + CRP + PPM.

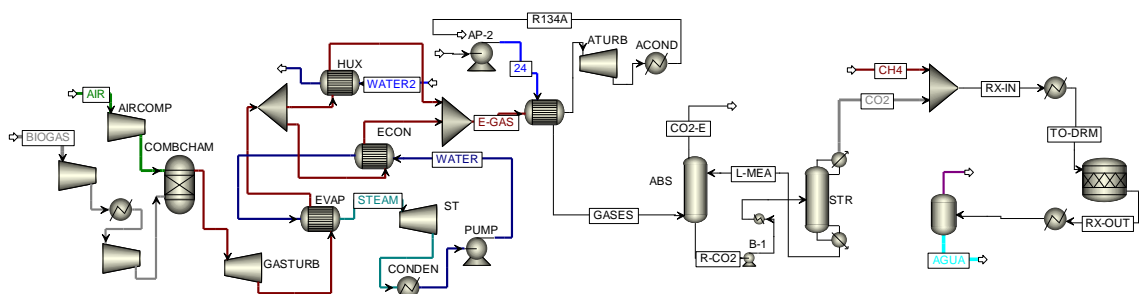


Figura 47. Simulación del acople de las plantas PCCB + PCC + CRO + PPSyn mediante reformado en seco con metano.

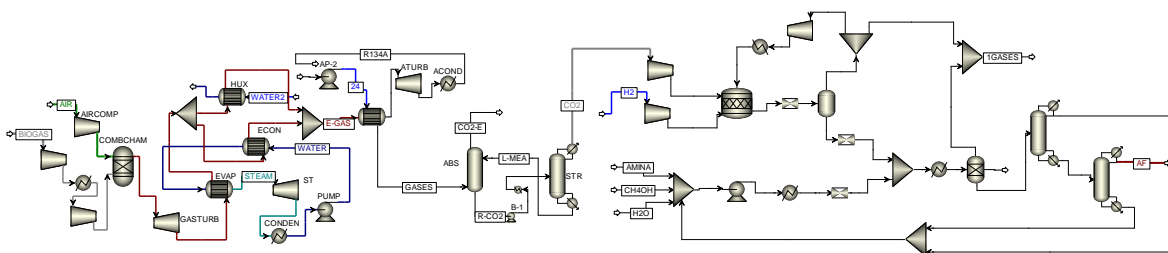


Figura 48. Simulación del acople de las plantas PCCB + PCC + CRP + PPAF.

Se acoplaron cada una de las tecnologías y se realizó el ajuste de los parámetros de las simulaciones mediante análisis de sensibilidad para obtener los resultados para una captura del 90% del CO₂ de los gases de combustión de la PPCB, esa corriente capturada de CO₂ se alimentó a cada uno de los procesos de utilización de CO₂ e igualmente mediante análisis de sensibilidad se ajustaron los parámetros de cada uno de los equipos para obtener como resultado el flujo de cada uno de los productos (syngas, metanol, ácido fórmico) manteniendo los porcentajes de recuperación eficiencias y composiciones de las simulaciones de cada uno de los procesos pero ahora para el flujo de CO₂ de este caso de estudio. La Tabla 25 muestra los resultados energéticos y ambientales para cada uno de los casos analizados.

Tabla 25

Resultados energéticos y ambientales.

Parámetro	PCCB	PCCB + CRO	PCCB + CRO + PCC	PCCB + CRO + PCC + PPM	PCCB + CRO + PCC + PPAF	PCCB + CRO + PCC + PPSyn RSM	PCCB + CRO + PCC + PPSyn HC
Potencia de la turbina de gas (kW _e)	5020	5020	5020	5020	5020	5020	5020
Potencia de la turbina de vapor (kW _e)	1241	1241	477.53	477.53	477.53	477.53	477.53
Potencia de la turbina del CRO (kW _e)	-	114.44	114.44	114.44	114.44	114.44	114.44
Energía consumida por el tren de compresión (kW _e)	-	-	425.67	-	-	-	-
Energía consumida en la planta de utilización de CO ₂ (kW _e)	-	-	-	2160	1824	362.52	1403
Potencia neta de la planta (kW _e)	6261	6375.44	5186.3	3451.97	3787.97	5249.45	4208.97
Emisiones de CO ₂ (kg/s)	1.423	1.423	0.179	0.179	0.23	0.179	0.179
Flujo de metanol (kg/s)	-	-	-	0.9048	-	-	-
Flujo de ácido fórmico (kg/s)	-	-	-	-	0.9503	-	-
Flujo de Syngas (kg/s)	-	-	-	-	-	1.703	1.022

Para los casos de los acoples con las plantas de utilización de CO₂ la potencia neta se calculó con la suma de la energía eléctrica de las turbinas de gas, vapor y la turbina del CRO menos la energía consumida por los equipos de todos los procesos. El acople de la PCCB + CRO + PCC + PPSyn RSM muestra el mejor resultado energético al producir una potencia neta de 5249.45 MWe la cual es mayor incluso a la del caso de estudio de PCCB + CRO + PCC y además con el beneficio de generar como producto 1.703 kg/s de gas de síntesis.

Capítulo VIII. Conclusiones

Planta de ciclo combinado con gas natural.

En este trabajo se propone la integración formal de calor de una CECC con un PCC y CRO. Se sintetizaron tres HEN's, con la primera se logra una reducción en el impacto energético del proceso de captura y compresión de CO₂ al acoplar las corrientes en el tren de compresión con la entrada de gas natural y el rehervidor del desorbedor, disminuyendo así el uso de agua caliente y el uso de vapor en la unidad de absorción, esto se traduce en una eficiencia térmica del proceso global de 50,69% dando una mejor alternativa que el proceso convencional sin integración formal. La segunda configuración que considera un proceso CRO fijo con una potencia de salida de 260 kW para el aprovechamiento del calor residual de las corrientes de proceso, este acople arroja una eficiencia del 50,73%. Finalmente, cuando se utiliza un CRO con una salida de potencia variable, la eficiencia se puede aumentar al 50,91%, lo que se traduce en una generación de 1,651 MWe en comparación con el proceso no integrado. Estas alternativas reducen efectivamente el impacto del proceso de PCC, sin embargo, todavía existe una gran brecha entre los procesos sin tecnologías de captura y con captura de CO₂. Posteriormente se analizó el acoplamiento de la CECC con PCC y CRO variando la corriente de gases de combustión enviados al proceso de absorción y agregando EGR y TI en tres casos de estudio. Se encontró, en el caso base con el CRO, que la penalización energética podría reducirse debido a la potencia generada en la turbina del CRO utilizando la corriente de agua caliente a la salida del rehervidor. En el caso 2, con un alto nivel de captura, la EGR tiene un impacto considerable en la reducción del servicio de calentamiento del rehervidor, pero a medida que el nivel de captura disminuye, esta reducción también disminuye. La máxima reducción de la penalización energética se obtuvo para la CECC con EGR y TI fue del 4,7% y correspondió al primer caso con un nivel de captura de 11,35 kg/s y un GWP de 344,72 e-CO₂ g/kWh, produciendo una potencia de salida de 430,36 MWe. Este

nivel de captura significa una reducción del 74,1% del CO₂ total emitido por la CECC, que en 1 año sería una reducción de 326,88 kt de CO₂. Además, la reducción del nivel de captura también afectaría en la disminución del costo del equipo del PCC y, a su vez, también ayudaría a reducir el incremento en el costo de la energía producido por la captura de carbono. La reducción máxima del GWP es la del tercer caso con un nivel de captura de 41.205 kg/s y un GWP de 91.11 e-CO₂ g/ kWh, produciendo una potencia neta de 391.41 MWe.

Planta Carboeléctrica.

En esta parte del trabajo se analizaron diferentes CTCs para el acople de una CFPP con PCC y CRO. Al principio la configuración CC-8 produjo los mejores resultados energéticos teniendo la menor reducción en la producción de energía del 31.95% en comparación con la configuración SSWC que tiene una reducción del 33.58% que corresponde a una cantidad de 9 MWe de diferencia entre las dos configuraciones. Para el caso base sin integración térmica, se observó que a medida que aumentan las etapas de compresión, la energía requerida para su operación disminuye y, con esto, la salida de potencia neta de planta cambia para cada configuración. Además, con la integración térmica a medida que las configuraciones con menos etapas de compresión alcanzan niveles de temperatura más altos, logran mejores resultados de la potencia neta, obteniendo como resultado para la configuración SSWC la mayor producción de energía debido a que tiene menor penalización de energía gracias al intercambio de calor entre las corrientes calientes de los compresores con el hervidor. La diferencia de los resultados en la potencia neta entre la configuración con la potencia más alta (SSWC) y la configuración con la potencia más baja (CC-8) para el caso con integración térmica fue de 4.6 MWe. Con todo el análisis realizado se pudo ver que, según cada CTC, la integración térmica o la disminución del nivel de captura, la penalización energética podría reducirse considerablemente gracias a la reducción del vapor extraído y con la ayuda de la energía generada por el CRO, también el hecho de reducir el nivel de

captura afectaría aspectos económicos y de diseño en los compresores, las torres de absorción, y todos los equipos equipo del CRO y del proceso de captura.

Planta de ciclo combinado con Biogás.

En este trabajo se realizó un análisis de energía y exergía para una PCCB y su acople con un CRO con diferentes fluidos de trabajo. La producción de potencia neta y la destrucción de exergía se calcularon con balances de energía y exergía para todo el sistema y para todos los casos de estudio. De los resultados obtenidos se puede apreciar que la potencia neta aumenta entre 104-114 kW cuando el CRO se acopla a la PCCB en función de cada fluido de trabajo, lo que corresponde a un incremento del 1,84-2,1%. Esta cantidad de energía eléctrica podría traducirse en la satisfacción del consumo energético de 426-490 personas/año debido a que el consumo de energía en México es de 2157 kWh per cápita [28], y la energía total generada en conjunto por ambas tecnologías tiene el potencial de satisfacer el consumo de un máximo de 23.645 personas/año. En el análisis de exergía se encontró que la máxima pérdida por destrucción de exergía ocurrió en la cámara de combustión para la PPCB y en la turbina de gas para el CRO y que el R-227EA tenía la menor destrucción de la exergía para todos los fluidos de trabajo analizados en este trabajo. A los beneficios sociales de satisfacer la demanda de energía con el uso del Biogás producido por residuos agrícolas, aguas residuales, vertederos, residuos industriales, etc. se puede sumar también un beneficio ambiental, las emisiones de e-CO₂ se reducen 178,389 e-CO₂ t/año procedente del caso de emisión de metano a la atmósfera y el caso de su utilización en la central. Para un trabajo futuro se podría realizar un estudio económico en donde algunos de los principales aspectos como la concentración de metano, el flujo de agua a la turbina de vapor, la temperatura de los gases de combustión a la salida del generador de vapor, etc. varíen con el fin de optimizar la eficiencia energética y exergética de la planta.

Procesos de utilización de CO₂.

En este trabajo se propone el acople de una PCCB con CRO, PCC y que la corriente de salida del proceso de captura se utilice como materia prima para diferentes procesos de producción de combustibles y químicos valiosos. Las emisiones de CO₂ tienen una disminución de 1.423 a 0.179 kg/s con el acople de la captura los que supondría una reducción anual de 480 t. de las cuatro plantas de utilización de CO₂ consideradas en este trabajo, el acople de la PCCB + CRO + PCC + PPSyn RSM muestra el mejor resultado energético al producir una potencia neta de 5249.45 MWe y el acople de la PCCB + CRO + PCC + PPAF la menor con 3787.97 MWe, esto debido a los altos requerimientos energéticos de compresión necesarios para la alimentación de las materias primas para la condición de operación del reactor. 3 de los casos de estudio mantiene el mismo nivel de emisiones de CO₂ ya que el CO₂ alimentado se convierte en su mayoría en los reactores por las altas conversiones de reacción, solo para el caso del acople con la PPAF se obtienen emisiones de 0.23 kg/s. Con los acoples se pueden obtener como productos 0.9048 kg/s de metanol en la PPM, 0.9503 kg/s de syngas en la PPSyn, 1.703 kg/ de ácido fórmico en la PPAF y 1.022 kg/s de syngas en la PPSyn.

Capítulo IX. Referencias

- 1) IPCC (2014) Intergovernmental Panel on Climate Change IPCC's Fifth Assessment Report. Cambridge University Press, United Kingdom.
- 2) Freund P (2003) Making deep reductions in CO₂ emissions from coal-fired power plant using capture and storage of CO₂. Proc Inst Mech Eng, Part A: J Power Energy 217(1):1-7.
- 3) Hanak DP, Kolios AJ, Bilyok C, Manovic V (2015) Probabilistic performance assessment of a coal-fired power plant. Applied Energy 139:350-64. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2014.10.079>
- 4) Li H, Zhang Y, Yang Y, Han W, Yao M, Bai W, Zhang L (2019) Preliminary design assessment of supercritical CO₂ cycle for commercial scale coal-fired power plants. Applied Thermal Engineering 158:113785. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2019.113785>
- 5) Martín-Gamboa M, Iribarren D, Dufour J (2018) Environmental impact efficiency of natural gas combined cycle power plants: a combined life cycle assessment and dynamic data envelopment analysis approach. Sci. Total Environ. 615:29-37.
- 6) Milani D, Khalilpour R, Zahedi G, Abbas A (2015) A model-based analysis of CO₂ utilization in methanol synthesis plant. Biochem. Pharmacol 10:12-22.
- 7) Intergovernmental Panel on Climate Change (2007) Contribution of Working Group III to the Fourth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change. Cambridge, United Kingdom and New York, United States: Cambridge University Press.
- 8) Desideri U, Antonelli M (2014) A simplified method for the evaluation of the performance of coal-fired power plant with carbon capture. Applied Thermal Engineering 64:263-272. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2013.12.012>

- 9) Pacala SW, Socolow R (2004) Stabilization Wedges: Solving the Climate Problem for the Next 50 Years with Current Technologies. *Science* 305(5686):968-972. <https://doi.org/10.1126/science.1100103>
- 10) Zhai R, Qi J, Zhu Y, Zhao M, Yang Y (2017) Novel system integrations of 1000 MW coal-fired power plant retrofitted with solar energy and CO₂ capture system. *Applied Thermal Engineering* 125:1133-1145. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2017.07.093>
- 11) Cormos AM, Cormos CC (2017) Reducing the carbon footprint of cement industry by post-combustion CO₂ capture: techno-economic and environmental assessment of a CCS project in Romania. *Chem. Eng. Res. Des.* 123:230-239.
- 12) Cormos CC (2016) Evaluation of reactive absorption and adsorption systems for post-combustion CO₂ capture applied to iron and steel industry. *Appl. Therm. Eng.* 105:56-64.
- 13) Kanniche M, Gros-Bonnivard R, Jaud P, Valle-Marcos J, Amann, JM, Bouallou C (2010) Pre-combustion, post-combustion and oxy-combustion in thermal power plant for CO₂ capture. *Appl. Therm. Eng.* 30:53-62.
- 14) Xiong J, Zhao H, Zheng C (2011) Exergy Analysis of a 600 MWe Oxy-combustion Pulverized-Coal-Fired Power Plant. *Energy and fuels* 35:3854-3864. <https://doi.org/10.1021/ef200702k>
- 15) Amann JM, Kanniche M, Bouallou C (2009) Natural gas combined cycle power plant modified into an O₂/CO₂ cycle for CO₂ capture. *Energy Convers Manage* 50(3):510-21.
- 16) Gong X, Wang Y, Kuang T (2017) ZIF-8-Based Membranes for Carbon Dioxide Capture and Separation. *ACS Sustainable Chem. Eng.* 5(12):11204-11214. <https://doi.org/10.1021/acssuschemeng.7b03613>
- 17) Khalilpour R, Mumford K, Zhai H, Abbas A, Stevens G, Rubin ES (2015) Membrane-based carbon capture from flue gas: a review. *J. Clean. Prod.* 103:286-300.

- 18) Farahipour R, Karunanithi AT (2014) Life Cycle Environmental Implications of CO₂ Capture and Sequestration with Ionic Liquid 1-Butyl-3-methylimidazolium Acetate. ACS Sustainable Chem. Eng. 2(11):2495-2500. <https://doi.org/10.1021/sc400274b>
- 19) Valencia-Marquez D, Flores-Tlacuahuac A, Vasquez-Medrano R (2017) An optimization approach for CO₂ capture using ionic liquids. J. Clean. Prod. 168:1652-1667.
- 20) Sharma I, Hoadley AFA, Mahajani SM, Ganesh A (2016) Multi-objective optimization of a Rectisol™ process for carbon capture. J. Clean. Prod. 119:196-206.
- 21) Wang Y, Chao Z, Jakobsen HA (2011) Numerical study of hydrogen production by the sorption-enhanced steam methane reforming process with online CO₂ capture as operated in fluidized bed reactors. Clean Techn Environ Policy 13:559–565. <https://doi.org/10.1007/s10098-011-0368-y>
- 22) Petrescu L, Cormos CC (2017) Environmental assessment of IGCC power plants with pre-combustion CO₂ capture by chemical & calcium looping methods. J. Clean. Prod. 158:233-244.
- 23) Sarat-Chandra T, Maneesh-Kumar M, Mukherji S, Chauhan VS, Sarada R, Mudliar SN (2018) Comparative life cycle assessment of microalgae-mediated CO₂ capture in open raceway pond and airlift photobioreactor system. Clean Techn Environ Policy 20, 2357–2364 (2018). <https://doi.org/10.1007/s10098-018-1612-5>
- 24) Sreedhara I, Nahar T, Venugopal A, Srinivas B (2017). Carbon capture by absorption-Path covered and ahead. Renew. Sustain. Energy Rev. 76:1080-1107.
- 25) Araújo OQF, de Medeiros JL (2017) Carbon capture and storage technologies: present scenario and drivers of innovation. Curr. Opin. Chem. Eng. 17:22-34. <https://doi.org/10.1016/j.coche.2017.05.004>
- 26) Zhang W, Jin X, Tu W, Ma Q, Mao M, Cui C (2017). Development of MEA-based CO₂ phase change absorbent. Applied Energy 195:316-323. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2017.03.050>

- 27) Suleiman B, Abdulkareem AS, Abdulsalam YO, Musa U, Kovo AS, Mohammed IA (2016) Thermo-economic analysis of natural gas treatment process using triethanolamine (TEA) and diethanolamine (DEA) as gas sweeteners. *Journal of Natural Gas Science and Engineering* 36:184-201. <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2016.10.023>
- 28) Boucif N, Favre E, Roizard D (2008) CO₂ capture in HFMM contactor with typical amine solutions: A numerical analysis. *Chem. Eng. Sci.* 63(22):5375-5385. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2008.07.015>
- 29) Nuchitprasittichai A, Cremaschi S (2013) Optimization of CO₂ Capture Process with Aqueous Amines-A Comparison of Two Simulation-Optimization Approaches. *Industrial & Engineering Chemistry Research* 52(30):10236-10243. <https://doi.org/10.1021/ie3029366>
- 30) Cormos A, Dinca C, Cormos C (2018) Energy efficiency improvements of post-combustion CO₂ capture based on reactive gas-liquid absorption applied for super-critical circulating fluidized bed combustion (CFBC) power plants. *Clean Techn Environ Policy* 20:1311-1321. <https://doi.org/10.1007/s10098-018-1560-0>
- 31) Wang Y, Chao Z, Jakobsen HA (2011) Numerical study of hydrogen production by the sorption-enhanced steam methane reforming process with online CO₂ capture as operated in fluidized bed reactors. *Clean Techn Environ Policy* 13:559-565. <https://doi.org/10.1007/s10098-011-0368-y>
- 32) Linnenberg S, Darde V, Oexmann J, Kather A, van Well WJM, Thomsen K (2012) Evaluating the impact of an ammonia-based post-combustion CO₂ capture process on a steam power plant with different cooling water temperatures. *Int. J. Greenhouse Gas Control* 10(463):1-14. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2012.05.003>
- 33) Flowers BS, Mittenthal MS, Jenkins AH, et al. (2017) 1,2,3-Trimethoxypropane: A Glycerol-Derived Physical Solvent for CO₂ Absorption. *ACS Sustainable Chem. Eng.* 5(1):911-921. <https://doi.org/10.1021/acssuschemeng.6b02231>

- 34) Ghosh UK, Kentish SE, Stevens GW (2009) Absorption of carbon dioxide into aqueous potassium carbonate promoted by boric acid. *Energy Procedia* 1:1075-1081. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2009.01.142>
- 35) Pacheco MA, Kaganoi S, Rochelle GT (2000) CO₂ absorption into aqueous mixtures of diglycolamine and methyldiethanolamine. *Chem Eng Sci* 55:5125-40.
- 36) Choi WJ, Seo JB, Jang SY, Jung JH, Oh KJ (2009) Removal characteristics of CO₂ using aqueous MEA/AMP solutions in the absorption and regeneration process. *J. Environ. Sci.* 21:907-913. [https://doi.org/10.1016/S1001-0742\(08\)62360-8](https://doi.org/10.1016/S1001-0742(08)62360-8)
- 37) Zhang X, Zhang CF, Liu Y (2002) Kinetics of absorption of CO₂ into aqueous solution of MDEA blended with DEA. *Ind. Eng. Chem. Res.* 41:1135-1141. <https://doi.org/10.1021/ie010605j>
- 38) El-Hadri N, Viet-Quang D, Goetheer ELV, Abu-Zahra MRM (2016) Aqueous amine solution characterization for post-combustion CO₂ capture process. *Applied Energy* 185:1433-1449. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2016.03.043>
- 39) Aroonwilas A, Veawab A (2007) Integration of CO₂ capture unit using single- and blended amines into supercritical coal-fired power plants: Implications for emission and energy management. *Int J Greenhouse Gas Control* 1:143-50.
- 40) Marchioro Ystad PA, Bolland O, Hillesta M (2012) NGCC and hard-coal power plant with CO₂ capture based on absorption. *Energy Procedia* 23:33-44.
- 41) Zhang Y, Chen H, Chen CC, Plaza JM, Dugas R, Rochelle GT (2009) Rate-based process modeling study of CO₂ capture with aqueous monoethanolamine solution. *Ind Eng Chem Res* 48(20):9233-46.
- 42) Goto K, Yogo K, Higashii T (2013). A review of efficiency penalty in a coal-fired power plant with post-combustion CO₂ capture. *Applied Energy* 111:710-720. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2013.05.020>

- 43) Marchioro Ystad PA, Lakew AA, Bolland O (2013) Integration of low-temperature transcritical CO₂ Rankine cycle in natural gas-fired combined cycle (NGCC) with postcombustión CO₂ capture. *Int J Greenhouse Gas Control* 12:213-9.
- 44) Carapellucci Roberto, Giordano Lorena, Vaccarelli M (2016) The use of biomass to reduce power derating in combined cycle power plants retrofitted with post-combustion CO₂ capture. *Energy Convers Manage* 107(1):52–9.
- 45) Li H, Ditaranto M, Berstad D (2011) Technologies for increasing CO₂ concentration in exhaust gas from natural gas-fired power production with post-combustion, amine-based CO₂ capture. *Energy* 36:1124-1133.
- 46) Zhai R, Li C, Qi J, Yang Y (2016) Thermodynamic analysis of CO₂ capture by calcium looping process driven by coal and concentrated solar power. *Energy Convers Manage* 117:251–63. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2016.03.022>
- 47) Li S, Jin H, Gao L, Zhang X, Ji X (2014) Techno-economic performance and cost reduction potential for the substitute/synthetic natural gas and power cogeneration plant with CO₂ capture. *Energy Convers Manage* 85:875–87.
- 48) IEA (2015). *Energy Technology Perspectives*. Paris: International Energy Agency.
- 49) Velez F, Segovia JJ, Martín M Carmen, Antolín G, Chejne F, Quijano A (2012) A technical, economical and market review of organic Rankine cycles for the conversion of low-grade heat for power generation. *Renew Sustain Energy Rev* 16:4175-89.
- 50) Quoilin S, van Den Broek M, Declaye S, Dewallef P, Lemort V (2013) Techno-economic survey of organic rankine cycle (orc) systems. *Renew Sustain Energy Rev* 22:168-86.
- 51) SENER (2016a). *Prospectiva del Sector Eléctrico 2016-2030*. 2016:47
- 52) SENER (2016b). *Prospectiva del Sector Eléctrico 2016-2030*. 2016:47

- 53) Gingerich DB, Mauter MS (2018) Retrofitting the Regulated Power Plant: Optimizing Energy Allocation to Electricity Generation, Water Treatment, and Carbon Capture Processes at Coal-Fired Generating Facilities. *ACS Sustainable Chem. Eng.* 6(2):2694-2703. <https://doi.org/10.1021/acssuschemeng.7b04316>
- 54) Biliyok C, Yeung H (2013) Evaluation of natural gas combined cycle power plant for post-combustion CO₂ capture integration. *Int J Greenhouse Gas Control* 19:396-405. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2013.10.003>
- 55) Luo X, Wang M, Chen J (2015) Heat integration of natural gas combined cycle power plant integrated with post-combustion CO₂ capture and compression. *Fuel* 151:110-7.
- 56) Skone TJ, Krynockmichelle M, Jamieson M (2017) Life-Cycle Analysis of Thermoelectric Power Generation in the United States. *Encyclopedia of Sustainable Technologies. Reference Module in Earth Systems and Environmental Sciences* 303-15.
- 57) Etienne B, Maréchal F, Samson R (2012) Optimal greenhouse gas emissions in NGCC plants integrating life cycle assessment. *Energy* 37(1):639-48. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2011.10.037>
- 58) Gharaie M, Jobson M, Panjeshahi MH, Zhang N, Smith R (2013) Techno-economic optimization of IGCC integrated with utility system for CO₂ emissions reduction- Maximum power production in IGCC. *Chemical Engineering Research and Design* 91:1403-1410. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2013.06.007>
- 59) Hu Y, Xu G, Xu C, Yang Y, (2017) Thermodynamic analysis and techno-economic evaluation of an integrated natural gas combined cycle (NGCC) power plant with post-combustion CO₂ capture. *Appl. Therm. Eng.* 111:308-316.
- 60) Romeo LM, Lara Y, Gonzalez A (2011) Reducing energy penalties in carbon capture with organic Rankine cycles. *Appl. Therm. Eng.* 31:2928-2935.

- 61) Schuster A, Karellas S, Kakaras E, Spliethoff H (2009) Energetic and economic investigation of organic Rankine cycle applications. *Appl. Therm. Eng.* 29:1809-1817. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2008.08.016>
- 62) Parvareh F, Sharma M, Qadir A, Milani D, Khalilpour R, Chiesa M, Abbas A (2014) Integration of solar energy in coal-fired power plants retrofitted with carbon capture: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 38:1029-1044. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.07.032>
- 63) Farajollahi H, Hossainpour S (2017) Application of organic Rankine cycle in integration of thermal power plant with post-combustion CO₂ capture and compression. *Energy* 118:927-936. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.energy.2016.10.124>
- 64) Sanchez del Rio M, Gibbins J, Lucquiaud, M (2017) On the retrofitting and repowering of coal power plants with post-combustion carbon capture: An advanced integration option with a gas turbine windbox. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 58:299-311. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2016.09.015>
- 65) Oh S-Y, Yun S, Kim J-K (2018) Process integration and design for maximizing energy efficiency of a coal-fired power plant integrated with amine-based CO₂ capture process. *Applied Energy* 216:311-322. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2018.02.100>
- 66) Khalilpour R, Abbas A (2011) HEN optimization for efficient retrofitting of coal-fired power plants with post-combustion carbon capture. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 5(2):189-199. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2010.10.006>
- 67) Hanak DP, Biliyok C, Yeung H, Bialecki R (2014) Heat integration and exergy analysis for a supercritical high-ash coal-fired power plant integrated with a post-combustion carbon capture process. *Fuel* 134:126-139. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2014.05.036>
- 68) Yağlı H, Koç Y, Koç A, Gorgülü A, Tandiroğlu A (2016) Parametric optimization and exergetic analysis comparison of subcritical and supercritical organic Rankine cycle

- (ORC) for biogas fueled combined heat and power (CHP) engine exhaust gas waste heat. *Energy* 111:923-932. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2016.05.119>.
- 69) Fujii M, Dou Y, Sun L, Ohnishi S, Maki S, Dong H, Dong L, Chandran R (2019) Contribution to a low-carbon society from improving exergy of waste-to-energy system by upgrading utilization of waste, *Resources, Conservation & Recycling* 149:586-594. <https://doi.org/10.1016/j.resconrec.2019.06.038>.
- 70) Filiz-Tumen-Ozdil N and Tantekin A (2016) Exergy and exergoeconomic assessments of an electricity production system in a running wastewater treatment plant, *Renewable Energy* 97:390-398. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2016.05.039>.
- 71) Baccioli A, Ferrari L, Vizza F, Desideri U (2019) Potential energy recovery by integrating an ORC in a biogas plant, *Applied Energy* 256:113960. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2019.113960>.
- 72) Dumont O, Dickes R, De Rosa M, Douglas R, Lemort V (2018) Technical and economic optimization of subcritical, wet expansion and transcritical Organic Rankine Cycle (ORC) systems coupled with a biogas power plant, *Energy Conversion and Management* 157:294-306. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2017.12.022>.
- 73) Baccioli A, Ferrari L, Vizza F, Desideri U (2019) Feasibility analysis of coupling an ORC to a mGT in a biogas plant, *Energy Procedia* 158:2311-2316. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2019.01.268>.
- 74) UNESA (2015) Obtenido de: <http://www.unesa.es/sector-electrico/funcionamiento-de-las-centrales-electricas/1343-central-ciclo-combinado>.
- 75) UNESA (2015) Obtenido de: <http://www.unesa.es/sector-electrico/funcionamiento-de-las-centrales-electricas/1351-central-termica>.
- 76) González SJM (2010) Captura de CO₂ en postcombustión, una opción para mitigar el cambio climático. Instituto de Investigaciones Eléctricas. Pág. 140. Obtenido de: <http://www.iie.org.mx/boletin042010/tenden.pdf>

- 77) IEA (2006) Putting Carbon Back into the Ground; IEA Greenhouse Gas R&D Programme: Paris.
- 78) Roussanaly S, Bureau-Cauchois G, Husebye J (2013) Costs benchmark of CO₂ transport technologies for a group of various size industries. Int J Greenhouse Gas Control 12:341-50.
- 79) Kumar A, Ozah RC, Noh M, Pope GA, Bryant SL, Sepehrnoori K, Lake LW (2005) Reservoir Simulation of CO₂ Storage in Deep Saline Aquifers. Soc. Pet. Eng. J. 10:336-348.
- 80) EPA (2015) Life Cycle Assessment (LCA). Obtenido de: <http://www.epa.gov/nrmrl/std/lca/lca.html>,
- 81) Internacional Standard (ISO 14040, 1997)
- 82) Mejía-Suárez DA, Zamora-Mata JM, Serna-González M, Lugo-Leyte R, Ponce-Ortega JM (2010) Síntesis de diseños alternativos en la reconfiguración de redes de intercambio de calor. Revista Mexicana de Ingeniería Química 9(1):1665-2738.
- 83) Yee TF, Grossmann IE, Kravanja Z (1990) Simultaneous optimization models for heat integration-I. Area and energy targeting and modeling of multi-stream exchangers. Computers & Chemical Engineering 14(10):1151-1164. [https://doi.org/10.1016/0098-1354\(90\)85009-Y](https://doi.org/10.1016/0098-1354(90)85009-Y)
- 84) Parham K, Khamooshi M, Kenfack-Tematio DB, Yari M, Atikol U (2014) Absorption heat transformers – A comprehensive review. Renewable and Sustainable Energy Rev 34:430-452.
- 85) Tchanche BF, Lambrinos G, Frangoudakis A, Papadakis G (2011) Low-grade heat conversion into power using organic Rankine cycles-a review of various applications. Renew Sustain Energy Rev 15(39):63-79.
- 86) Fogel, DB (2000). What is evolutionary computation? Spectrum, IEEE, 37(2), 26, 28-32.

- 87) Goldberg DE (1989). Genetic Algorithms in Search, Optimization and Machine Learning. Addison-Wesley Longman Publishing Co., Inc., Boston, MA, USA.
- 88) Darwin C (2007). Descent of Man: Nuvision Publications.
- 89) Fundamentos de Termodinámica Técnica. 2^a ed. (4^a ed. original) M. J. Moran, H. N. Shapiro. Ed. Reverté. (Capítulo 7. Análisis exergético).
- 90) Aresta M, (2010) Carbon Dioxide as a Chemical Feedstock, Wiley-VCH Verlag GmbH & Co., KGaA.
- 91) Styring P, Jansen D, Coninck H, Armstrong K (2011) Carbon Capture and Utilisation in the Green Economy: <http://co2chem.co.uk/wp-content/uploads/2012/06/CCU%20in%20the%20green%20economy%20report.pdf>.
- 92) Aresta M, Dibenedetto A, Angelini A (2014) Catalysis for the valorization of exhaust carbon: from CO₂ to chemicals, materials, and fuels. Technological use of CO₂, Chem. Rev. 114:1709-1742.
- 93) Centi G, Quadrelli EA, Perathoner S (2013) Catalysis for CO₂ conversion: a key technology for rapid introduction of renewable energy in the value chain of chemical industries, Energy Environ. Sci. 6:1711-1731.
- 94) Schakel W, Oreggioni G, Singh B, Strømman A, Ramírez A (2016) Assessing the techno-environmental performance of CO₂ utilization via dry reforming of methane for the production of dimethyl ether, J. CO₂ Util. 16:138-149.
- 95) IEAGHG (2012). CO₂ capture at gas fired power plants. International Energy Agency.
- 96) Filiz-Ozdil-Tumen N, Ridvan-Segmen M (2016) Investigation of the effect of the water phase in the evaporator inlet on economic performance for an Organic Rankine Cycle (ORC) based on industrial data. Appl Therm Eng 100:1042-51.
- 97) Harrison MR, Shires TM, Wessels JK, Cowgill RM (1997) Methane Emissions from the Natural Gas Industry. Project Summary. United States Environmental Protection

Agency. Report #600/SR-96/080. Research Triangle Park, NC: National Risk Management Research Laboratory.

- 98) IPCC (2017). https://www.ipcc.ch/publications_and_data/ar4/wg1/en/ch2s2-10-2.html. (Accessed 20 August 2017).
- 99) Ecoinvent (2017). 3.3 Dataset Documentation. Ethanolamine Production. GLO.
- 100) DOE/NETL (2013) Cost and performance baseline for fossil energy plants volume 1: bituminous coal and natural gas to electricity, revision 2a. U.S. Department of Energy, National Energy Technology Laboratory.
- 101) Witkowski AS, Majkut M (2012) The impact of CO₂ compression systems on the compressor power required for a pulverized coal-fired power plant in post-combustion carbon dioxide sequestration. *Archive of Mechanical Engineering* 59(3):343-360. <https://doi.org/10.2478/v10180-012-0018-x>
- 102) Deublein D and Steinhauser A (2011) *Biogas from waste and renewable resources: an Introduction*, 2nd ed, Weinheim: Wiley VCH Verlag.
- 103) Dzene I and Romagnoli F (2015) Assessment of the potential for balancing wind power supply with biogas plants in Latvia, *Energy Procedia* 72:250–255. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2015.06.036>
- 104) Dzene I, Romagnoli F, Seile G, Blumberga D (2014) Comparison of Different Biogas Use Pathways for Latvia: Biogas Use in CHP vs. Biogas Upgrading. In: *Proceedings of the 9th International Conference "Environmental Engineering"*, Lithuania, Vilnius, 22-23 May, 2014. Vilnius: Technika, 1-10. e-ISBN 978-609-457-640-9. e-ISSN 2029-7092. <https://doi:10.3846/enviro.2014.017>
- 105) Shabanikia A and Taleghani G Benefit and application of biogás, Iran, AEOI, Center for Renewable Energy Researc hand Application, Report No. 58:35-42.
- 106) Agustini CB, Spier F, da Costa M, Gutterres M (2018) Biogas production for anaerobic co-digestion of tannery solid wastes under presence and absence of the tanning agent, *Resources, Conservation and Recycling* 130:51-59.

<https://doi.org/10.1016/j.resconrec.2017.11.018>

- 107) Fiore S, Ruffino B, Campo G, Roati C, Zanetti MC (2016) Scale-up evaluation of the anaerobic digestion of food-processing industrial wastes, *Renewable Energy* 96:949-959. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2016.05.049>
- 108) Patricio J, Kalmykova Y, Rosado L (2020) A method and databases for estimating detailed industrial waste generation at different scales-With application to biogas industry development, *Journal of Cleaner Production* 246:118959. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.118959>
- 109) dos Santos IFS, Vieira NDB, Barros RM, Filho GLT, Soares DM, Alves LV (2016) Economic and CO₂ avoided emissions analysis of WWTP biogas recovery and its use in a small power plant in Brazil, *Sustainable Energy Technologies and Assessments* 17 (2016) 77-84. <https://doi.org/10.1016/j.seta.2016.08.003>
- 110) Surita SC, Tansel B (2015) Preliminary investigation to characterize deposits forming during combustion of biogas from anaerobic digesters and landfills, *Renewable Energy* 80:674-681. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2015.02.060>
- 111) Desideri U, Di Maria F, Leonardi D, Proietti S (2003) Sanitary landfill energetic potential: a real case study, *Energy Convers Manage* 44(12):1969-81. [https://doi.org/10.1016/S0196-8904\(02\)00224-8](https://doi.org/10.1016/S0196-8904(02)00224-8)
- 112) Li H, Tan Y, Ditaranto M, Yan J, Yu Z (2017) Capturing CO₂ from biogas plants, *Energy Procedia* 114:6030-6035. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.03.1738>
- 113) Aliyu M, AlQudaihi AB, Said SAM, Habib MA (2020) Energy, Exergy and Parametric Analysis of a Combined Cycle Power Plant, *Thermal Science and Engineering Progress* 15:100450. <https://doi.org/10.1016/j.tsep.2019.100450>
- 114) Kang JK, Kang DW, Kim TS, Hur KB (2014) Comparative economic analysis of gas turbine-based power generation and combined heat and power systems using biogas fuel, *Energy* 67:309-318. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2014.01.009>

- 115) Kajuek J, Rusowicz A, Grzebielec A, Bujalski W, Futyma K, Rudowicz Z (2019) Selection of refrigerants for a modified organic Rankine cycle, *Energy* 168:1-8. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.11.024>
- 116) Kang DW, Kim TS, Hur KB, Park JK (2011) The effect of firing biogas on the performance and operating characteristics of simple and recuperative cycle gas turbine combined heat and power systems, *Applied Energy* 93:215-228. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2011.12.038>
- 117) Kotas TJ (1985) *The exergy method of the thermal plant analysis*, 2nd edition, Exergon Publishing Company, UK Ltd London.
- 118) Barbera E, Mantoan F, Bertucco A, Bezzo F (2019) Hydrogenation to convert CO₂ to C1 chemicals: Technical comparison of different alternatives by process simulation, *The Canadian Journal of Chemical Engineering* 9(98):1893-1906. <https://doi.org/10.1002/cjce.23755>
- 119) Pérez-Fortes A, Schöneberger JC, Boulamanti A, Tzimas E (2016) Methanol synthesis using captured CO₂ as raw material: Techno-economic and environmental assessment, *Applied Energy* 161:718-732. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2015.07.067>
- 120) Kiss AA, Pragt JJ, Vos HJ, Bargeman G, de Groot MT (2016) Novel efficient process for methanol synthesis by CO₂ hydrogenation, *Chemical Engineering Journal* 284:260-269. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2015.08.101>
- 121) Gangadharan P, Kanchi KC, Lou HH (2012) Evaluation of the economic and environmental impact of combining dry reforming with steam reforming of methane, *Chemical Engineering Research and Design* 90:1956-1968.
- 122) IEA (2020):
2020 <<https://data.worldbank.org/indicator/EG.USE.ELEC.KH.PC?view=map&year=2020>> [accessed April 2020].

Apéndice A

Productos de investigación:

Energy Conversion and Management 151 (2017) 334–342

Contents lists available at ScienceDirect

Energy Conversion and Management

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

Thermal integration of natural gas combined cycle power plants with CO₂ capture systems and organic Rankine cycles

Gerardo Geovanni Esquivel-Patiño, Medardo Serma-González, Fabricio Nápoles-Rivera*

Chemical Engineering Department, Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo, Morelia, Michoacán 58060, Mexico

ARTICLE INFO

Keywords:
NGCC power plant
CO₂ capture and compression
Thermal integration
Organic Rankine cycle
Global warming potential

ABSTRACT

In this paper, the thermal integration of a natural gas combined cycle (NGCC) power plant integrated with post-combustion carbon capture (PCC) and CO₂ compression is proposed. With the objective of finding a heat exchanger network (HEN) that decrease the energy impact of the PCC process, which reduce the power output of the turbines as it requires a large amount of steam for its operation and it uses part of the power generated by the NGCC power plant. Also, the possibility of implementing an Organic Rankine Cycle (ORC) to generate electricity with the wasted energy of the process is analyzed. This study consists of a 453 MW_e NGCC power plant with an MEA-based PCC process, and the option to consider a fixed 260 kW_e ORC or an ORC with variable power output, which are simulated in ASPEN PLUS® to obtain all the process inventories. Then the thermal integration is performed using the SYNHEAT model. Results show that the proposed HENs can reduce the use of steam in the strip reboiler in 65.43 kg/s and it can also reduce the use of hot water to heat the input of natural gas producing a 128.571 MW_e power output of the steam turbines increasing the thermal efficiency to 50.94% whereas the implementation of the ORC can increase the power output up to 1.651 MW_e using the wasted energy of the plant and also the global warming potential (GWP) decrease 78% due to the reduction in CO₂ emission and the generation of more power in comparison with the stand alone NGCC.

1. Introduction

Currently world population growth and the widespread use of technology, demand an increase in the use of energy which is produced mostly by processes that use fossil fuels for its operation (power plants, combined cycles, coal-fired power plants and dual plants, etc.). These different processes of power generation produce a large amount of greenhouse gas emissions, which make power generation from fossil fuel fired power plants the largest single source of CO₂ emissions in the world [1]. NGCC power plants produce around half the emissions than coal-fired power plants, however even if coal consumption is replaced with natural gas, the reduction would not be enough to achieve the global emission targets set in international agreements [2]. Thus, it becomes necessary to search sustainable alternatives to cope with the world energy demands and at the same time to help reduce the impact in the ecosystem (by reducing the greenhouse gas emissions). Among the alternatives that can be found to reduce the greenhouse gas emissions, coupling power cycles with CO₂ capture and compression systems has been proposed, where the capture with amines is one of the most studied process, in which it has been analyzed the advantages and disadvantages of using different types of amines [3], in aqueous mixtures [4] coupled with NGCC power plants [5] and also with coal fired power plants [6], actually a number of pilot-plants around the world are in operation proving the applicability and operability of various capture technologies [7], however the main limitation for the implementation of these technologies is the detrimental impact of the PCC processes in the net efficiency of the NGCC power plants with a reduction which some authors have estimated around 8% [8] with up to 11% reduction in the power output due to the extraction of 1P steam of the NGCC for the regeneration of the absorbent and also due to the energy requirements of the CO₂ compression train [9].

Other studies have been done in this matter such as the analysis of O₂/CO₂ cycles for CO₂ capture [10], thermodynamic analysis [11], and the use of different capture technologies with power cogeneration [12], with the objective to find a sustainable way to improve thermal efficiency with a high CO₂ recovery in the PCC process. However, there are other alternatives that must be studied to make these processes profitable and reduce the greenhouse gas emissions that might help to achieve the target of limiting average global temperature increase to 2 °C in 2050 [13]. These alternatives are the mass integration, thermal integration and use of thermodynamic cycles for power generation using low grade heat. For example in the mass integration field it has

* Corresponding author.
E-mail addresses: esquivel_gg@hotmail.com (G.G. Esquivel-Patiño), fabricio.napoles@yamail.com.mx (F. Nápoles-Rivera).

<http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2017.06.003>
Received 27 May 2017; Received in revised form 24 August 2017; Accepted 1 September 2017
0196-8904/ © 2017 Published by Elsevier Ltd.



Global warming potential and net power output analysis of natural gas combined cycle power plants coupled with CO₂ capture systems and organic Rankine cycles



Gerardo Geovanni Esquivel Patiño, Fabricio Nápoles Rivera*

Química Engineering Department, Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo, Morelia, Michoacán, 58060, Mexico

ARTICLE INFO

Article history:
Received 19 June 2018
Received in revised form 8 October 2018
Accepted 9 October 2018
Available online 30 October 2018

Keywords:
NGCC power plant
Post-combustion carbon capture
Organic Rankine cycle
Global warming potential

ABSTRACT

The objective of this study was to analyze the environmental and energetic analysis of a natural gas combined cycle (NGCC) power plant integrated with post-combustion carbon capture (PCC) and an organic Rankine cycle (ORC) as an alternative to increase net power output using thermal integration between the three processes. This study consisted of the calculation of the global warming potential (GWP) and the net power output as a function of the amount of CO₂ captured. For the analysis, the base was taken as the simulation of a 453-MW_e NGCC power plant with a monoethanolamine-based PCC process and an ORC. The base case shows that the ORC could generate a considerable amount of energy using a stream of hot water to evaporate the working fluid; this stream was previously extracted from the low pressure turbine and used in the stripper reboiler. Then three study cases were considered. For case 1 (NGCC + PCC + ORC), the power output is 381.2 MW with a capture of 42.43 kg/h of CO₂ and a production of 2.02 MW in the ORC with a GWP of 94.75 g CO₂e/kWh. For case 2, exhaust gas recirculation (EGR) was considered. For this case, the energy production is 386.52 MW, with 1.905 MW produced in the ORC. For case 3 with PCC and NGCC thermal integration, the net power output is 391.42 MW. These three cases were analyzed and the amount of combusted gases were varied to determine the effect on the power output, CO₂ captured, and the GWP of these processes. The results show the tradeoffs between the considered goals and set an objective framework for policymakers to better operate these types of systems.

© 2018 Elsevier Ltd. All rights reserved.

1. Introduction

The carbon capture process is a good alternative for reduction of greenhouse gas emissions in the chemical and processing industries. This process has been studied for its application in all types of industries such as cement production (Cormos and Cormos, 2017), iron and steel (Cormos, 2016), power plant (Kanniche et al., 2010), etc. However, among the challenges in applying this technology is the energetic and economic impact which in the case of a power plant results from matching both technologies. Several capture technologies such as pre-, oxy-, and post-combustion and the analysis of different materials for capture as membranes (Khalilpour et al., 2015), ionic liquids (Valencia-

Marquez et al., 2017), the rectisol process (Sharma et al., 2016), calcium looping methods (Petrescu and Cormos, 2017), etc. have been completed. Nevertheless, post-combustion carbon capture (PCC) using chemical absorption that includes an absorber and a stripper in which gases from power plants are treated with lean solutions (Sreedhara et al., 2017) is among the most studied and mature technologies (Araújo and de Medeiros, 2017). Although different types of absorbents have been analyzed, the energetic penalty of CO₂ capture (including the energy used in the amine regeneration process, pumps, vents and compression train) remains a considerable issue affecting the electricity cost. The energetic impact for the PCC could be reduced using exhaust gas recirculation (EGR), which increases the CO₂ concentration during the absorption process and decreases the required energy (Li et al., 2011). Despite these efforts, natural gas combined cycle (NGCC) plant efficiency remains low in comparison to the stand-alone plant.

The thermodynamic and economic analysis of an NGCC power

* Corresponding author.
E-mail addresses: espajo_91@hotmail.com (G.G. Esquivel Patiño), fnapol@umich.mx (F. Nápoles Rivera).

<https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2018.10.058>
0959-6526/© 2018 Elsevier Ltd. All rights reserved.