

Trabajo fin de Máster

Máster Sistemas de Energía Térmica

Integración de ciclos de potencia de dióxido de carbono supercrítico con oxicombustión de gas natural

Autor: Giovanni Andrés López Muñoz

Tutor: David Tomás Sánchez Martínez

Co-tutor: Francesco María Crespi

Dpto. Ingeniería Energética
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2023



Trabajo fin de Máster
Sistemas de Energía Térmica

Integración de ciclos de potencia de dióxido de carbono supercrítico con oxidación de gas natural

Autor:

Giovanny Andrés López Muñoz

Tutor:

Prof. David Tomás Sánchez Martínez
Catedrático de Universidad

Co-tutor:

Dr. Francesco Maria Crespi
Profesor Sustituto Interino

Departamento de Ingeniería Energética
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2023

Trabajo fin de Máster: Integración de ciclos de potencia de dióxido de carbono supercrítico con oxidación de gas natural

Autor: Giovanni Andrés López Muñoz

Tutor: David Tomás Sánchez Martínez

Co-tutor: Francesco María Crespi

El tribunal nombrado para juzgar el Proyecto arriba indicado, compuesto por los siguientes miembros:

Presidente:

Vocales:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

Sevilla, 2023

El Secretario del Tribunal

A mamá.

A Sara.

Agradecimientos

A Dios, por su infinito amor.

A mamá, por enseñarme que siempre está permitido soñar y, aún más importante, siempre está permitido trabajar para conseguir esos sueños.

A Juan y Andrés, por enseñarme día a día y nunca dejar de creer en mí.

A Sara, por siempre estar. Sin duda esta etapa no hubiese sido lo mismo sin tu apoyo y comprensión.

A mis tutores, David y Francesco, por su infinita paciencia, su enorme respeto y su incansable disposición a lo largo de todo este proceso.

A mis compañeros de Máster, por hacer más fácil este camino.

Giovanny Andrés López Muñoz

Sevilla, 2023

Resumen

El cambio climático y calentamiento global son conceptos que nos competen a todos y con gran relevancia en el ámbito científico, puesto que cada vez más soluciones son propuestas a fin de mitigar sus efectos mediante el control las emisiones propias de las diferentes industrias. En este sentido, el sector energético no es la excepción, ya que es uno de los sectores que más acapara la atención de investigadores debido a su significativa contribución a las emisiones globales.

Ante este escenario, los ciclos de potencia basados en dióxido de carbono (CO_2) en condiciones supercríticas surgen como una alternativa de gran interés debido a diversos factores como su alta eficiencia térmica y la compactidad de los equipos. Dado el evidente potencial que tiene el desarrollo de esta tipología de ciclos, se ha abarcado su estudio desde diferentes frentes, fomentando la creación de eventos (tales como congresos y simposios) internacionales e incrementando el número de investigaciones y publicaciones al respecto. Producto de este constante intercambio de conocimiento, diversos autores han propuesto distintas configuraciones de ciclos que pretenden no solo primar la eficiencia, sino que también se busca propiciar la viabilidad tecnológica. Dentro de las fuentes de energía que se han considerado para su aplicación, la oxicomustión (combustión en un medio de oxígeno puro en lugar de aire) se perfila como una de las alternativas de mayor interés. Varias razones motivan la integración de estas tecnologías, una de ellas es que el fluido de trabajo (CO_2) es uno de los productos de la reacción química, además, la posibilidad de alcanzar altas temperaturas que beneficien la eficiencia de los ciclos hace que esta fuente de energía capte la atención de la comunidad científica.

Por otra parte, la necesidad de una corriente de oxígeno de alta pureza para llevar a cabo la oxicomustión surge como un desafío a abordar, puesto que el proceso de producción de oxígeno a partir de la separación de aire es altamente demandante energéticamente, lo que termina influyendo negativamente en las prestaciones de los ciclos.

En este contexto, el presente trabajo se enfoca en analizar algunos ciclos de potencia de $s\text{CO}_2$ propuestos para la aplicación de oxicomustión, a fin de realizar una comparación termodinámica de estos que permita develar las ventajas y desventajas de su posible implementación, además de considerar su madurez tecnológica como un factor relevante, bajo la premisa de que, cuanto mayor nivel de madurez tecnológica, mayores desafíos han sido superados previamente y, evidentemente, más cerca se encuentra la implementación del sistema.

En primer lugar, se realiza un estudio de los diferentes procesos de separación de aire para producción de oxígeno utilizados a nivel industrial a fin de definir cuál es el más idóneo, considerando el estado actual de las diversas tecnologías, para ser integrado a los bloques de potencia basados en $s\text{CO}_2$. Posteriormente, se han estudiado tres distintas configuraciones de esta tecnología, buscando definir termodinámicamente los productos de estas, además de considerar el consumo energético de cada una por cada kilogramo de oxígeno producido.

En segundo lugar, se presenta una revisión del estado del arte de ciclos de potencia de $s\text{CO}_2$ basados en oxicomustión de gas natural, clasificándolos según diversos criterios y seleccionando las

configuraciones de mayor interés de acuerdo con los criterios definidos.

En tercer lugar, se realiza la integración de las configuraciones estudiadas en la primera parte del trabajo con los ciclos seleccionados en la segunda parte del trabajo, de manera que se desvelan las posibles integraciones que resultan más beneficiosas en términos de coste energético, es decir, que el rendimiento del ciclo se vea menos penalizado a razón de la producción de oxígeno.

Finalmente, se lleva a cabo un estudio exergético que permite identificar cómo se distribuyen las pérdidas exergéticas en los ciclos seleccionados, permitiendo comparar estas pérdidas entre sí e identificar los equipos que merecen una mayor atención en estos ciclos de cara a la disminución de dichas pérdidas.

Abstract

Climate change and global warming are concepts that concern us all and hold significant relevance in the scientific field, as increasingly more solutions are being proposed to mitigate their effects by controlling the emissions from various industries. In this regard, the energy sector is no exception; it garners substantial attention from researchers owing to its substantial contribution to global emissions.

Given this scenario, power cycles based on supercritical carbon dioxide (CO₂) emerge as a highly interesting alternative due to various factors such as their high thermal efficiency and equipment compactness. Considering the evident potential of developing this type of cycle, its study has been approached from different perspectives, fostering the creation of international events (such as congresses and symposiums) and increasing the number of related research and publications. As a result of this ongoing knowledge exchange, various authors have proposed different cycle configurations aiming not only to prioritize efficiency but also to promote technological feasibility. Among the energy sources considered for their application, oxy-combustion (combustion in a medium of pure oxygen instead of air) stands out as one of the most interesting alternatives. Several reasons motivate the integration of these technologies, one being that the working fluid (CO₂) is one of the products of the chemical reaction. Additionally, the potential to reach high temperatures that benefit cycle efficiency captures the attention of the scientific community.

On the other hand, the need for a high-purity oxygen stream for carrying out oxy-combustion poses a challenge to be addressed, as the oxygen production process from air separation is highly energy-demanding, ultimately negatively impacting the cycle's performance.

In this context, this present study aims to analyze some sCO₂ power cycles proposed for oxy-combustion application. The objective is to conduct a thermodynamic comparison among these cycles to reveal the advantages and disadvantages of their potential implementation, while also considering their technological maturity as a significant factor. The premise is that a higher level of technological maturity signifies that more challenges have been previously overcome and, evidently, the implementation of the system is closer.

Firstly, a study is conducted on different air separation processes for oxygen production used at an industrial level, aiming to define the most suitable method considering the current state of various technologies, to be integrated into sCO₂-based power blocks. Subsequently, three different configurations of this technology have been investigated, seeking to thermodynamically define their products while also considering the energy consumption of each for every kilogram of produced oxygen.

Secondly, a state-of-the-art review of sCO₂-based power cycles using oxy-combustion of natural gas is presented. These cycles are classified according to various criteria, and the configurations of greatest interest are selected based on the defined criteria.

Thirdly, the integration of the configurations studied in the first part of the work with the cycles selected in the second part is carried out. This unveils the most beneficial integrations in terms of

energy cost, ensuring that the cycle's performance is less affected due to oxygen production.

Finally, an exergetic study is conducted to identify the distribution of exergetic losses in the selected cycles. This allows a comparison of these losses among themselves and the identification of the components that deserve more attention in these cycles to reduce such losses.

Agradecimientos	v
Resumen	vi
Abstract	viii
Índice	x
Índice de Tablas	xii
Índice de Figuras	xiv
Notación	xvi
1 Introducción	19
1.1 <i>Marco teórico</i>	21
1.1.1 Ciclos de potencia de CO ₂ supercrítico	21
1.1.2 Oxidación	24
1.1.3 Beneficios y desafíos de la integración	25
1.2 <i>Estructura y objetivos del trabajo de fin de máster.</i>	27
1.2.1 Objetivos específicos	27
2 Procesos de separación de aire	29
2.1 <i>Separación por membrana polimérica</i>	29
2.2 <i>Separación por adsorción</i>	32
2.3 <i>Separación por membrana de transporte de iones</i>	34
2.4 <i>Separación química</i>	36
2.5 <i>Separación por destilación criogénica</i>	38
2.6 <i>Comparación de procesos de separación de aire</i>	40
2.6.1 Coste inicial	41
2.6.2 Coste operativo	42
2.6.3 Consumo energético	42
2.6.4 Pureza del oxígeno	43
2.6.5 Capacidad de producción	44
2.6.6 Madurez tecnológica	45
2.6.7 Criterios puntuados	46
2.7 <i>Descripción de configuraciones de separación criogénica</i>	47
2.7.1 Configuración de dos columnas	47
2.7.2 Configuración de tres columnas	50
3 Ciclos de potencia basados en oxidación	52
3.1 <i>Ciclo Allam</i>	53
3.2 <i>Ciclo AZEP 100%</i>	54
3.3 <i>Ciclo AZEP 85%</i>	56
3.4 <i>Ciclo Matiant</i>	57
3.5 <i>Ciclo CC-Matiant</i>	58
3.6 <i>Ciclo E-Matiant</i>	59
3.7 <i>Ciclo Coolcep-C</i>	60
3.8 <i>Ciclo Coolcep-S</i>	61
3.9 <i>Ciclo Cooperate</i>	62
3.10 <i>Ciclo GRAZ</i>	63

3.11	<i>Ciclo S-GRAZ</i>	64
3.12	<i>Ciclo GRAZ Modificado</i>	65
3.13	<i>Ciclo SCOC-CC</i>	66
3.14	<i>Ciclo Novel O2/CO2</i>	67
3.15	<i>Ciclo REF</i>	68
3.16	<i>Ciclo Quasi-combined</i>	69
3.17	<i>Ciclo S-CES</i>	70
3.18	<i>Ciclo ZEITMOP</i>	71
3.19	<i>Ciclo ZE-SOLRGT</i>	72
3.20	<i>Comparación de ciclos de potencia</i>	74
3.20.1	Temperatura máxima	77
3.20.2	Temperatura mínima	78
3.20.3	Presión máxima	79
3.20.4	Presión mínima	80
3.20.5	Eficiencia térmica	81
3.20.6	Factor de Carnot	82
3.20.7	Huella de carbono	83
3.20.8	TRL	84
3.20.9	Clasificación por ciclo principal	86
3.20.10	Clasificación por proceso de separación de aire	87
3.20.11	Clasificación por fluido de recirculación	88
4	Integración de procesos	90
4.1	<i>Selección de ciclos</i>	90
4.2	<i>Relacionamiento de procesos</i>	91
5	Análisis exergético	97
5.1	<i>Fundamentos del análisis exergético</i>	97
5.2	<i>Exergía destruida</i>	102
6	Conclusiones	105
6.1	<i>Conclusiones generales</i>	105
6.2	<i>Futuras investigaciones</i>	107
	Referencias	108

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Punto crítico de fluidos de interés.	23
Tabla 2. Caracterización sistema de membrana en cascada para producción de oxígeno.	32
Tabla 3. Cuantificación de los criterios considerados para cada tecnología estudiada.	46
Tabla 4. Caracterización de corrientes ASU 1 (dos columnas de destilación y cuatro productos).	48
Tabla 5. Masa molar de los fluidos considerados.	49
Tabla 6. Consumo energético para la ASU 1.	49
Tabla 7. Caracterización de corrientes ASU 2 (dos columnas de destilación y tres productos)	50
Tabla 8. Consumo energético para la ASU 2.	50
Tabla 9. Consumo energético para la ASU 3.	51
Tabla 10. Lista de ciclos estudiados.	52
Tabla 11. Parámetros de los ciclos de potencia estudiados (Parte A).	75
Tabla 12. Parámetros de los ciclos de potencia estudiados (Parte B).	76
Tabla 13. Definición de TRLs.	85
Tabla 14. Clasificación de los ciclos por tipo de ciclo principal.	87
Tabla 15. Clasificación por proceso de separación de aire.	88
Tabla 16. Clasificación por fluido recirculado.	89
Tabla 17. Ciclos en los que el CO ₂ alcanza condiciones supercríticas.	91
Tabla 18. Ciclos seleccionados para llevar a cabo la integración de procesos.	91
Tabla 19. Gasto de oxígeno para los ciclos analizados.	92
Tabla 20. Caracterización de oxígeno producido por las unidades de separación.	92
Tabla 21. Propiedades del oxígeno suministrado a los ciclos.	92
Tabla 22. Energía consumida por kg de O ₂ producido por el sistema.	93
Tabla 23. Potencia consumida por el sistema.	93
Tabla 24. Combinaciones de ASU y ciclos de potencia.	95
Tabla 25. Balance ciclo Allam (parte A).	98
Tabla 26. Balance ciclo Allam (parte B).	99
Tabla 27. Balance ciclo CC-Matiant (Parte A).	99
Tabla 28. Balance ciclo CC-Matiant (Parte B).	100
Tabla 29. Balance ciclo Cooperate.	100
Tabla 30. Balance ciclo S-CES (Parte A).	101
Tabla 31. Balance ciclo S-CES (Parte B).	102

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Posibles escenarios de emisiones globales de gases de efecto invernadero.	20
Figura 2. Consumo global de energía primaria por año.	20
Figura 3. Consumo global de energía primaria por fuente (año 2021).	21
Figura 4. Esquema de un sistema de producción de potencia integrado a oxidación.	25
Figura 5. Diagrama de una membrana de separación de gases.	30
Figura 6. Sistema de membrana en cascada para producción de oxígeno.	31
Figura 7. Esquema de separación PSA.	33
Figura 8. Módulo de membrana de cuatro extremos.	35
Figura 9. Módulo de membrana de tres extremos.	35
Figura 10. Esquema de una membrana tubular, haz y módulo de tres extremos.	36
Figura 11. Esquema del proceso de separación por bucle químico.	37
Figura 12. Procesos de una unidad de separación de aire criogénica.	39
Figura 13. Esquema de una unidad de separación de aire criogénica de dos columnas.	40
Figura 14. Esquema de unidad de separación con dos columnas de destilación y cuatro líneas de productos	48
Figura 15. Esquema de unidad de separación con dos columnas de destilación y tres líneas de productos	50
Figura 16. Esquema de unidad de separación con tres columnas de destilación y cuatro líneas de productos	51
Figura 17. Esquema del ciclo Allam.	54
Figura 18. Esquema del reactor.	55
Figura 19. Esquema del ciclo AZEP 100%.	56
Figura 20. Esquema del ciclo AZEP 85%.	56
Figura 21. Esquema del ciclo Matiant.	57
Figura 22. Esquema del ciclo CC-Matiant.	58
Figura 23. Esquema del ciclo E-Matiant.	59
Figura 24. Esquema del ciclo COOLCEP-C.	60
Figura 25. Esquema del ciclo COOLCEP-S.	61
Figura 26. Esquema del ciclo Cooperate.	62
Figura 27. Esquema del ciclo Graz.	63
Figura 28. Esquema del ciclo S-Graz.	64
Figura 29. Esquema del ciclo Graz Modificado.	65
Figura 30. Esquema del ciclo SCOC-CC.	66
Figura 31. Esquema del ciclo Novel O ₂ /CO ₂ .	67

Figura 32. Esquema del ciclo REF.	68
Figura 33. Esquema del ciclo Quasi-combined.	69
Figura 34. Esquema del ciclo S-CES.	71
Figura 35. Esquema del ciclo ZEITMOP.	72
Figura 36. Esquema del ciclo ZE-SOLRGT.	73
Figura 37. Temperatura máxima por ciclo.	77
Figura 38. Temperatura mínima por ciclo.	78
Figura 39. Presión máxima por ciclo.	80
Figura 40. Presión mínima por ciclo.	81
Figura 41. Eficiencia térmica por ciclo.	82
Figura 42. Factor de Carnot por ciclo.	83
Figura 43. Huella de carbono por ciclo.	84
Figura 44. TRL por ciclo.	86
Figura 45. Potencia consumida debido a la producción y suministro de oxígeno.	94
Figura 46. Consumo energético por componente.	95
Figura 47. Eficiencia de los sistemas integrados de ASU y ciclos de potencia considerados.	96
Figura 48. Desglose de la exergía destruida por componentes para cada ciclo.	104
Figura 49. Pérdidas de eficiencia respecto al ciclo de Carnot.	104

Notación

ASU	Unidad de separación de aire
AZEP	Advanced Zero Emission Power
CAPEX	Coste de capital
C-ASU	Unidad criogénica de separación de aire
CC	Cámara de combustión
CF	Factor de Carnot
CLAS	Separación de aire por bucle químico
CO ₂	Dióxido de carbono
COOLCEP	Cool clean efficient power
COOPERATE	CO ₂ Prevented Recuperative Advanced Turbine Energy
E _D	Exergía destruida
E _{flow}	Exergía de flujo
GNL	Gas natural licuado
H	Entalpía
He	Helio
HPC	Columna de alta presión
HRSG	Caldera de recuperación de calor
HTHX	Sección de intercambio de calor de alta temperatura
ITM	Membrana de transporte de iones
KWh	Kilovatio-hora
LHV	Poder calorífico inferior
LPC	Columna de baja presión
LTHX	Sección de intercambio de calor de baja temperatura
MCM	Membrana conductora mixta
MHX	Intercambiador de calor principal
MPC	Columna de presión intermedia
MW	Mega-vatios
N ₂	Nitrógeno diatómico
NO _x	Óxidos de nitrógeno
OPEX	Coste de operación
P	Presión
P _{cr}	Presión crítica
PSA	Absorción por oscilación de presión
Q _{in}	Calor aportado
S	Entropía
S-CES	Supercritical Clean Energy System
sCO ₂	Dióxido de carbono supercrítico

SCOC-CC	Semi-Closed Oxy-fuel Combustion Combined Cycle
S_{gen}	Entropía generada
sTPD	Toneladas cortas por día
T	Temperatura
T_C	Temperatura mínima
tCO ₂ e	Toneladas equivalentes de CO ₂
T_{cr}	Temperatura crítica
T_H	Temperatura máxima
TRL	Nivel de madurez tecnológica
TSA	Absorción por oscilación de temperatura
ZEITMOP	Zero-emission fuel-fired power plants with ion transport membrane
ZE-SOLRGT	Zero CO ₂ emission hybrid Solar assisted chemically Recuperated Gas Turbine
$\Delta\eta_k$	Reducción de eficiencia respecto a la de Carnot
η_C	Eficiencia de Carnot
η_{th}	Eficiencia térmica del ciclo

1 INTRODUCCIÓN

En las últimas décadas, la creciente preocupación por el cambio climático y la necesidad de reducir las emisiones de gases de efecto invernadero han cobrado relevancia en el ámbito científico internacional, impulsando la investigación y el desarrollo de tecnologías de generación de energía más limpias y sostenibles. Los términos *gases de efecto invernadero* y *calentamiento global* son cada vez más mencionados y considerados mundialmente, lo que ha conllevado a una movilización masiva, generando campañas y promoviendo la implementación de políticas que regulen estos aspectos. Uno de los grandes hitos concebidos en este marco fue la firma del acuerdo de París (2019), el cual se enfoca en la mitigación del calentamiento global abordándolo desde un objetivo general que representa un gran desafío para el sector industrial. En primer lugar, se espera que el incremento de la temperatura media mundial se mantenga por debajo de 2°C respecto a los niveles preindustriales. Además, se acuerda dirigir esfuerzos a limitar este incremento a 1.5°C, con lo que se pretende reducir de manera significativa los efectos del cambio climático.

En este sentido, la Figura 1 muestra posibles escenarios de emisiones de gases de efecto invernadero proyectados hasta el año 2100. El primer escenario contemplado es la no implementación de las políticas de reducción de emisiones por parte de los países. En este primer escenario, se prevén emisiones superiores a 150 GtCO₂e, lo que ocasionará un incremento en la temperatura media mundial entre 4.1 y 4.8°C respecto a los niveles preindustriales. Otro escenario contemplado es si todos los países alcanzan sus objetivos actuales establecidos dentro del Acuerdo de París, con lo cual se esperan emisiones ligeramente inferiores a 50 GtCO₂e, lo que derivará en un aumento de la temperatura media mundial entre 2.5 y 2.9°C.

Esta proyección hace evidente que, pese a que la implementación de las políticas actuales conseguiría alrededor de 100 GtCO₂e respecto a su no implementación, el objetivo de mantener el calentamiento muy por debajo de 2°C se verá ampliamente superado. En tercer lugar, se presenta el escenario en que los países cumplen con los compromisos de reducción adquiridos, lo cual resulta en un incremento de 2.1°C en la temperatura media anual respecto a los niveles preindustriales, con lo cual tampoco se cumpliría con los objetivos trazados en el Acuerdo de París.

Finalmente, el cumplimiento de este Acuerdo es contemplado, presentándose dos posibles escenarios: mantener el incremento de la temperatura media anual en 2°C y limitarlo a 1.5°C, para los cuales se muestra el rango de emisiones compatible con estos objetivos. En ambos escenarios se hace evidente que se requiere tener emisiones negativas para el año 2100, por lo que la ambición de los compromisos actuales dentro del Acuerdo debe aumentarse significativamente.

Por otra parte, la Figura 2 muestra el consumo global de energía primaria desde 1961 hasta 2021, donde se logra evidenciar la tendencia creciente del consumo energético, a razón de la búsqueda de los países por lograr un desarrollo y calidad de vida para sus habitantes. Con la clara relación entre consumo de energía y emisiones, los esfuerzos se concentran en la búsqueda de tecnologías alternativas que consigan disminuir la relación entre consumo y emisiones, puesto que limitar el consumo implicaría limitar el desarrollo, por lo que no es una opción a considerar.

Además, en la Figura 3 se presenta la fracción de consumo de energía primaria por fuentes para el año 2021. Es posible entonces evidenciar que, pese a la creciente penetración de las energías renovables,

el consumo de energía global está representado en un 77.1% por combustibles fósiles, lo que continúa aumentando la tasa de emisiones de CO₂ y otros gases de efecto invernadero.

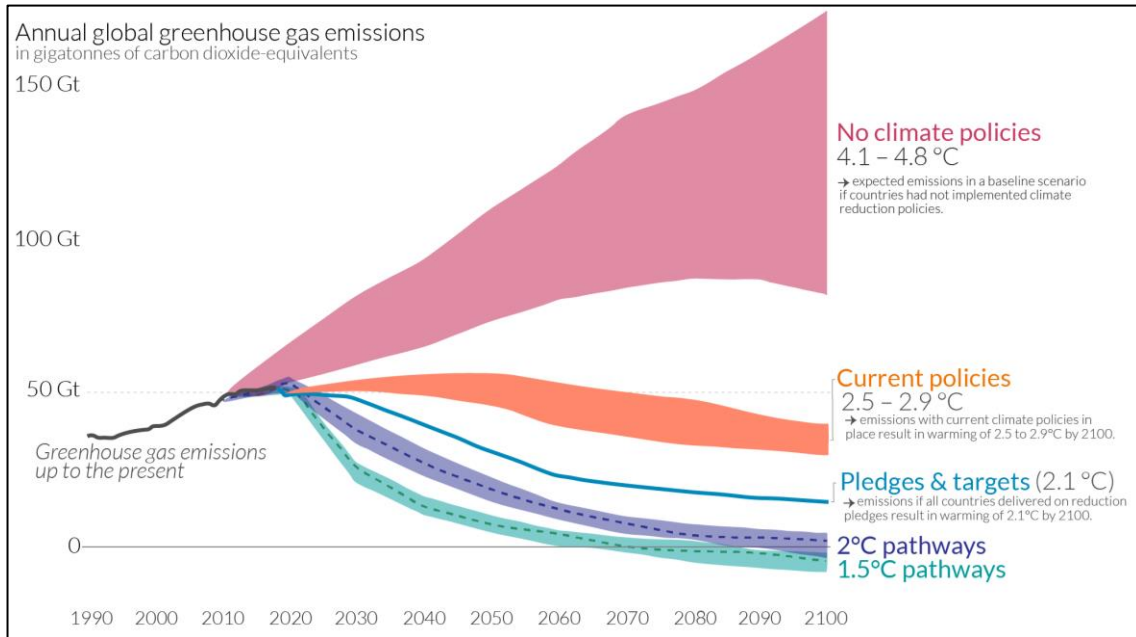


Figura 1. Posibles escenarios de emisiones globales de gases de efecto invernadero. Tomado de [1].

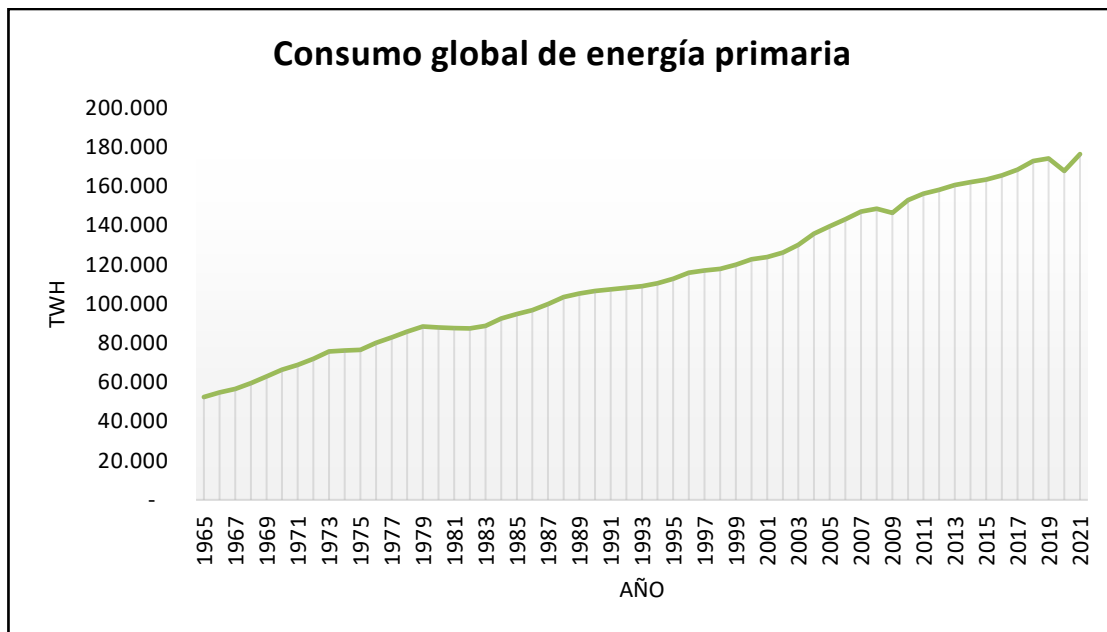


Figura 2. Consumo global de energía primaria por año. Basado en datos de [1].

Esto permite plantear la necesidad de descarbonizar el consumo energético a través del uso de tecnologías eficientes de reducción de carbono en centrales de combustible fósil.

En este contexto, la integración de ciclos de potencia de dióxido de carbono supercrítico (en adelante sCO₂) con oxidación de gas natural ha surgido como una opción prometedora para la producción eficiente de energía con bajas emisiones de CO₂.

El CO₂ supercrítico es un estado en el cual el CO₂ se encuentra por encima de su punto crítico, exhibiendo propiedades que lo hacen adecuado para su uso en ciclos de potencia. Al operar a altas presiones y temperaturas, el CO₂ supercrítico puede utilizarse como fluido de trabajo en ciclos de turbina de gas, aprovechando su alta densidad y capacidad para transferir calor de manera eficiente. Además, el uso de oxidación, que consiste en la combustión de gas natural en una atmósfera enriquecida con oxígeno en lugar de aire, permite obtener una corriente de gas de combustión concentrada en CO₂, lo que facilita la captura y almacenamiento de carbono.

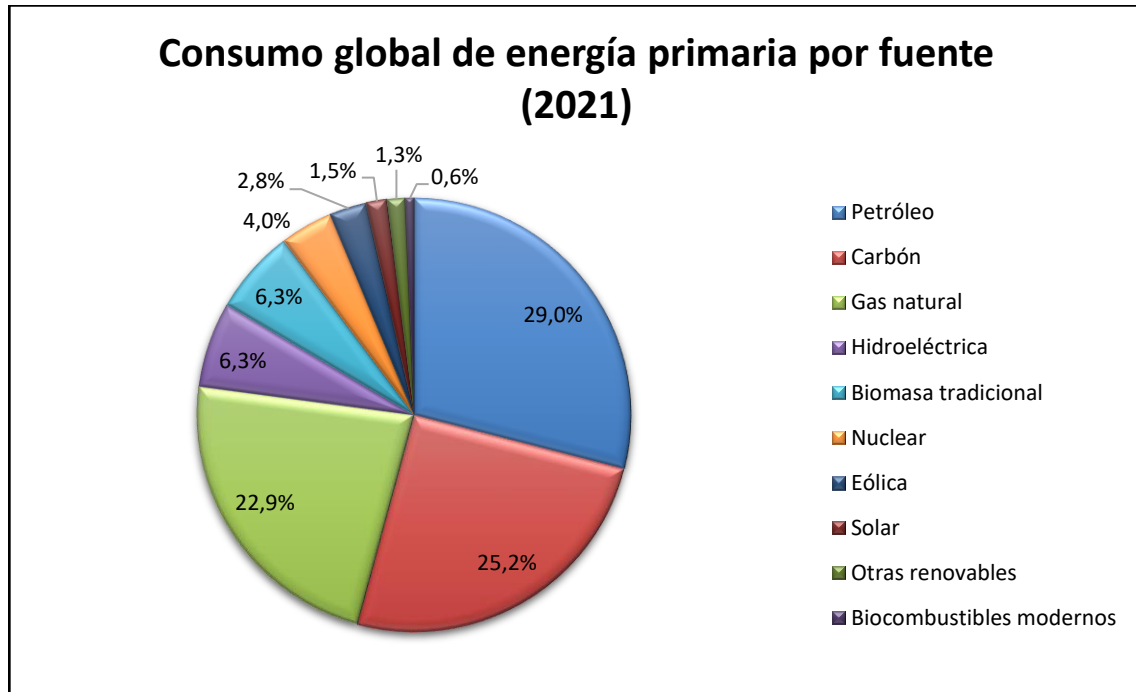


Figura 3. Consumo global de energía primaria por fuente (año 2021). Basado en datos de [1].

El objetivo principal de este trabajo es analizar y evaluar la integración de ciclos de potencia de CO₂ supercrítico con oxidación de gas natural como una alternativa prometedora para la generación de energía con bajas emisiones de CO₂. Este enfoque combina dos tecnologías avanzadas y complementarias, aprovechando las propiedades del CO₂ supercrítico y la oxidación para lograr una mayor eficiencia y reducir significativamente las emisiones de carbono.

Para lograr este objetivo, se llevará a cabo un estudio exhaustivo que abarcará desde la revisión de la literatura existente hasta la caracterización y evaluación de diferentes configuraciones de ciclo de potencia. Se analizarán los principales aspectos termodinámicos, los modelos matemáticos y las tecnologías relevantes para la implementación de estos ciclos. Además, se revisarán y compararán los trabajos de investigación más relevantes realizados hasta la fecha en el campo de la integración de ciclos de CO₂ supercrítico con oxidación, destacando los avances alcanzados y las áreas que requieren mayor investigación.

1.1 Marco teórico

1.1.1 Ciclos de potencia de CO₂ supercrítico

En la constante búsqueda de incrementar el rendimiento de los ciclos termodinámicos para propiciar su viabilidad técnico-económica se han indagado diversas soluciones. Los fluidos en estado

supercrítico presentan propiedades que pueden significar ventajas para su implementación en ciclos de potencia.

Un fluido supercrítico se puede entender como una sustancia que se encuentra en un estado “intermedio” entre el estado gaseoso y el estado líquido [2]. En esta fase, el fluido exhibe propiedades distintivas que lo diferencian de los gases y de los líquidos, presentando un comportamiento híbrido. En general, un fluido se considera supercrítico cuando se encuentra en condiciones superiores a su temperatura crítica (T_{cr}) y su presión crítica (P_{cr}). La temperatura crítica se entenderá como aquella temperatura a partir de la cual, sin importar la presión aplicada, el fluido no existirá en fase líquida. A su vez, la presión crítica se entenderá como la presión necesaria para que, dada una temperatura crítica, el fluido se encuentre en su estado supercrítico.

En este estado, los fluidos tienen una serie de propiedades termodinámicas tales como su alta densidad (bajo volumen específico), baja viscosidad y alta difusividad (mayor energía cinética de las moléculas). Algunas de estas propiedades pueden traducirse en ventajas para trabajar con fluidos en este estado.

Parte de las ventajas del uso de fluidos supercríticos como fluido de trabajo en ciclos de potencia son: amplio rango de temperaturas, lo que brinda flexibilidad y adaptabilidad a distintas fuentes de calor; bajas emisiones y, por lo tanto, menor impacto ambiental; compacidad de los componentes, lo que propicia su modularidad y propicia su integración a diferentes tipos de sistemas.

Teniendo claridad sobre el interés de implementar fluidos supercríticos como fluido de trabajo para ciclos de potencia, se aborda entonces el interrogante sobre el fluido adecuado para llevarlo a condiciones supercríticas y conseguir mantenerlas, dado que, una forma conocida de mejorar la eficiencia de los ciclos termodinámicos es aprovechar las propiedades de los fluidos de forma que favorezcan la aplicación en estudio.

Desde el punto de vista termodinámico, cuanto más baja sea la temperatura a la que el ciclo rechaza calor, la eficiencia del ciclo será mayor, por lo tanto, es deseable trabajar con un fluido cuya temperatura crítica sea baja. Sin embargo, tener una temperatura crítica extremadamente baja, podría dificultar la operación, puesto que se requeriría de un gran consumo energético y el uso de tecnologías como la criogenia para obtener estas características.

Previamente, se han considerado diferentes fluidos para operar en estado supercrítico, principalmente CO_2 y SO_2 , sin embargo, este último tiende a ser descartado debido a toxicidad y corrosividad. Algunos fluidos orgánicos, utilizados previamente para otras aplicaciones, tienen temperaturas críticas interesantes, sin embargo, estos fluidos se suelen caracterizar por su inflamabilidad e inestabilidad, lo que conlleva a que sean descartados pensando en la generación de potencia. Algunos puntos críticos de diferentes posibles fluidos de trabajo fueron estudiados por Feher [3].

En la Tabla 1, se definen los valores de temperatura y presión crítica para algunos fluidos considerados de interés para su implementación en ciclos de potencia, incluyendo los recopilados por Feher [3].

A partir de estas propiedades, además de las razones antes mencionadas, se pueden sacar algunas conclusiones sobre qué fluido es adecuado para la aplicación a considerar. Se observa que, en el caso del N_2 , He y aire, la temperatura crítica es inferior a -140°C , lo que, a priori, implicaría un aporte energético que no sería interesante, puesto que penalizaría en gran medida el rendimiento del ciclo. Contrario a esto, la temperatura crítica del agua es superior a 370°C , lo que en primera instancia representaría un punto a favor para su utilización. Por su parte, la temperatura crítica del CO_2 es aproximadamente de 31°C , la cual se puede considerar suficientemente baja para conseguir buen rendimiento térmico y, a su vez, se puede considerar suficientemente elevada para hacer uso de sistemas de enfriamiento convencionales.

Tabla 1. Punto crítico de fluidos de interés.

Fluid Name	Formula	Tcr [°C]	Pcr [bar]
Air	-	-140,7	37,7
Ammonia	NH ₃	132,89	112,8
Carbon Dioxide	CO ₂	31,3	73,8
Helium	He	-268	2,3
Hexafluorobenzene	C ₆ F ₆	237,78	27,7
Nitrogen	N ₂	-147	34
Perfluoropropane	C ₃ F ₈	71,89	26,8
Sulfur Dioxide	SO ₂	157,5	78,8
Sulfur Hexafluoride	SF ₆	45,56	37,6
Water	H ₂ O	373,9	221
Xenon	Xe	16,61	5,88

Sin embargo, al considerar la presión crítica, la del agua es superior a 220 bar lo cual, al tener en cuenta que el fluido debe estar a esta presión previo al proceso de compresión, resulta impracticable. Por otra parte, la presión crítica del CO₂ toma un valor que permitirá altos valores de densidad, lo que propicia la compacidad de los equipos, además de permitir conseguir temperaturas elevadas previas al proceso de expansión.

Dadas estas características y si, además, se considera su no inflamabilidad, no toxicidad, abundancia, estabilidad química y bajo coste, el CO₂ viene a ser el fluido predilecto para aplicaciones de potencia cuyo fluido de trabajo se encuentre en condiciones supercríticas. Por lo tanto, se tendrá como objeto de estudio los ciclos de potencia de CO₂ supercrítico.

Los ciclos de potencia de CO₂ supercrítico (sCO₂) son una tecnología emergente en la generación de energía debido a su alta eficiencia y baja huella de carbono [4]. En estos ciclos, el CO₂ se utiliza como fluido de trabajo en lugar del vapor de agua en los ciclos de Rankine convencionales. A medida que el CO₂ se calienta y se comprime, pasa por su región supercrítica, donde exhibe propiedades únicas. En particular, el CO₂ supercrítico tiene una densidad elevada y una mayor capacidad para transferir calor en comparación con el vapor de agua, lo que conduce a un mejor rendimiento térmico en los ciclos de potencia.

Para aprovechar al máximo los ciclos de potencia de sCO₂, es esencial comprender y modelar adecuadamente el comportamiento termodinámico del CO₂ en su estado supercrítico. Esto se logra mediante el uso de ecuaciones de estado, como las ecuaciones de Peng-Robinson, Redlich-Kwong o Soave-Redlich-Kwong, que describen las propiedades del CO₂ supercrítico en función de la temperatura, la presión y la composición.

El diseño de los componentes clave en los ciclos de potencia de sCO₂ también es crucial para su rendimiento [5]. Estos componentes incluyen turbinas de expansión de CO₂, compresores de CO₂, intercambiadores de calor y recuperadores de calor. Se han llevado a cabo investigaciones significativas para optimizar el diseño y la eficiencia de estos componentes, considerando aspectos como la geometría, los materiales, los métodos de enfriamiento y los procesos de fabricación.

Además, se han propuesto diferentes configuraciones de ciclos de potencia de sCO₂, llegando a

considerar ciclos simples, ciclos combinados y ciclos regenerativos [6].

Estas configuraciones buscan maximizar la eficiencia del ciclo y aprovechar al máximo el potencial del $s\text{CO}_2$. También se han investigado estrategias de control y operación avanzadas para garantizar un rendimiento óptimo y una operación segura y estable de los ciclos de potencia de $s\text{CO}_2$.

La investigación y el desarrollo en ciclos de potencia de $s\text{CO}_2$ supercrítico se están llevando a cabo a nivel mundial, con un enfoque en la optimización continua de los ciclos y la búsqueda de nuevas aplicaciones [4][5][6]. Se están explorando diversas áreas, como la generación de energía renovable, la cogeneración, la producción de calor industrial y la recuperación de energía en procesos químicos.

1.1.2 Oxidación

La oxidación es un proceso de combustión en el que el combustible se quema en una atmósfera enriquecida con oxígeno en lugar de aire. En la oxidación de gas natural, el combustible se quema en presencia de una corriente de oxígeno enriquecido con el objetivo de obtener una corriente de gas de combustión altamente concentrada en dióxido de carbono (CO_2) y vapor de agua (H_2O). Esta concentración facilita la separación y captura del dióxido de carbono generado durante el proceso de combustión, propiciando su posterior almacenamiento o utilización. La oxidación puede llevarse a cabo tanto en ciclos de potencia convencionales como en ciclos de CO_2 supercrítico, lo que permite una mayor eficiencia y una mayor facilidad en la captura de carbono.

La generación de oxígeno enriquecido utilizado en la oxidación se puede lograr mediante diferentes métodos, cada uno con sus propias ventajas y desafíos. Algunas tecnologías comunes incluyen la separación de aire por membranas, la adsorción por oscilación de presión y la criogénica [7]. Estos métodos permiten la obtención de una corriente de oxígeno con un alto grado de pureza, que se utiliza para reemplazar el aire en el proceso de combustión.

Cada tecnología tiene sus ventajas y desafíos, y la elección del sistema de generación de oxígeno depende de factores como la escala de la planta, la disponibilidad de recursos y la viabilidad económica [8].

La oxidación ofrece beneficios significativos en comparación con la combustión convencional con aire. Al utilizar oxígeno en lugar de nitrógeno presente en el aire, se elimina la dilución del CO_2 en la corriente de gas de combustión, lo que resulta en una corriente más concentrada de CO_2 . Esto simplifica el proceso de captura y almacenamiento de carbono, ya que no es necesario separar el CO_2 de grandes cantidades de nitrógeno. Sin embargo, también presenta ciertas consideraciones operativas y de diseño. Por ejemplo, debido a la ausencia de nitrógeno en la corriente de gas de combustión, se produce una temperatura de llama más alta, por lo que pueden generarse condiciones más severas en los componentes y materiales del sistema de combustión, lo que puede requerir modificaciones en el diseño y selección de materiales resistentes al calor y a la corrosión [9].

Además, la oxidación puede reducir las emisiones de óxidos de nitrógeno (NO_x) y otros contaminantes en comparación con la combustión convencional con aire. Al reducir la cantidad de nitrógeno en la corriente de gas de combustión, se minimiza la formación de NO_x , lo que contribuye a una combustión más limpia y reduce los impactos ambientales negativos [10].

Por otra parte, la gestión de los subproductos de la oxidación, como las impurezas en la corriente de CO_2 capturado y los subproductos de la generación de oxígeno, también es un aspecto importante para considerar.

1.1.3 Beneficios y desafíos de la integración

En los últimos años, se han llevado a cabo investigaciones con la motivación de mejorar el rendimiento de las centrales eléctricas a partir de la integración de diferentes procesos y unidades. Se han reportado mejoras relevantes en términos de rendimiento, reducción de emisiones y disminución de costes. A razón de los altos requerimientos energéticos de la unidad de separación de aire, su integración con el ciclo de potencia se hace necesaria a fin de optimizar el rendimiento global de las centrales [11].

La integración de ciclos de potencia de CO₂ supercrítico con oxidcombustión de gas natural ofrece varios beneficios y desafíos. En términos de beneficios, esta integración permite una mayor eficiencia energética en comparación con los ciclos de potencia convencionales, ya que el sCO₂ presenta una mayor densidad y capacidad para transferir calor [4]. Esto se traduce en una mayor producción de energía utilizando la misma cantidad de combustible, lo que conduce a una mayor eficiencia global del ciclo.

Además, la oxidcombustión proporciona una corriente de gas de combustión altamente concentrada en dióxido de carbono, lo que facilita su captura y almacenamiento [9]. La captura y almacenamiento de carbono es una tecnología clave para reducir las emisiones de CO₂ a la atmósfera y abordar el cambio climático. La integración de ciclos de CO₂ supercrítico con oxidcombustión contribuye a esta estrategia permitiendo una captura más eficiente del CO₂ generado durante el proceso de combustión, lo que facilita su posterior almacenamiento o utilización en aplicaciones industriales.

Sin embargo, la integración de ciclos de sCO₂ con oxidcombustión también plantea desafíos técnicos, económicos y ambientales. Estos incluyen el diseño y la optimización de los componentes y sistemas necesarios para el funcionamiento conjunto de ambas tecnologías, la gestión de las altas presiones y temperaturas involucradas en los ciclos de sCO₂, la viabilidad técnico-económica de la implementación a gran escala y la necesidad, aún por resolver, de infraestructura de almacenamiento de CO₂ a gran escala [12]. Además, se requiere una evaluación exhaustiva de los impactos ambientales, la seguridad operativa y la viabilidad financiera de la integración de estas tecnologías en diferentes contextos y aplicaciones [13]. Asimismo, se debe tener presente que la viabilidad técnico-económica de la integración también depende de factores como la disponibilidad y los precios del gas natural, los avances en las tecnologías de captura y almacenamiento de carbono, y las políticas y regulaciones gubernamentales relacionadas con las emisiones de gases de efecto invernadero.

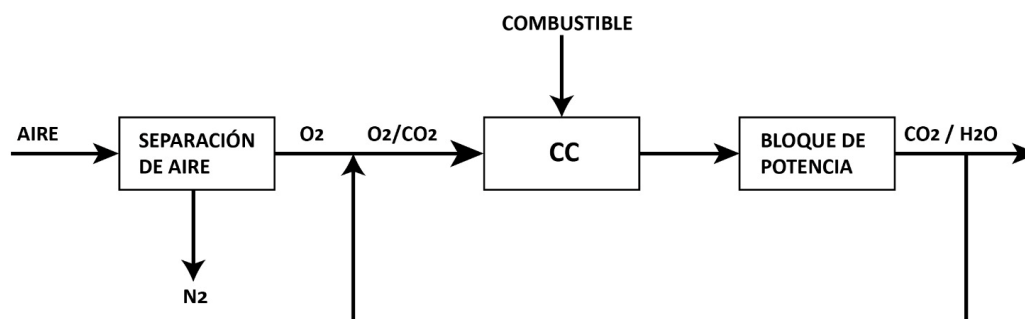


Figura 4. Esquema de un sistema de producción de potencia integrado a oxidcombustión.

La Figura 4 ilustra, de manera esquemática, la integración de los procesos involucrados en la generación de potencia a partir de oxidcombustión. En esta, se muestra el proceso de separación de aire,

el uso de O_2 y combustible para la llevar a cabo la combustión y, finalmente, la generación de potencia a partir del CO_2 producto de la oxicombustión.

El marco teórico proporcionado abarca los fundamentos de los ciclos de potencia de sCO_2 y la oxicombustión de gas natural. Se han revisado los conceptos termodinámicos y las propiedades del sCO_2 , así como las tecnologías y los procesos involucrados en la oxicombustión. Además, se han destacado los beneficios y los desafíos asociados con la integración de estas dos tecnologías. Las referencias proporcionadas ofrecen una base sólida para ampliar la comprensión y realizar investigaciones adicionales en el campo de la integración de ciclos de potencia de CO_2 supercrítico con oxicombustión de gas natural.

1.2 Estructura y objetivos del trabajo de fin de máster.

El trabajo se estructurará de la siguiente manera: en primer lugar, se proporcionará un marco teórico detallado que abarcará los fundamentos de los ciclos de potencia de CO₂ supercrítico y la oxidación de gas natural. Se analizarán los principales conceptos termodinámicos y se describirán las propiedades y características del CO₂ supercrítico, así como las tecnologías y los procesos involucrados en la oxidación. Además, se explorarán los beneficios y los desafíos asociados con esta integración, incluyendo aspectos como la eficiencia energética, la captura y almacenamiento de carbono, y la viabilidad técnico-económica.

A continuación, se revisarán y compararán los trabajos de investigación más relevantes realizados hasta la fecha en el campo de la integración de ciclos de CO₂ supercrítico con oxidación. Se examinarán los diferentes enfoques y configuraciones propuestos, las metodologías utilizadas para la simulación y optimización de los ciclos, y los resultados obtenidos en términos de eficiencia energética, emisiones de CO₂ y viabilidad técnico-económica. Esta revisión permitirá identificar las brechas de conocimiento y las áreas que requieren una mayor investigación.

Posteriormente, se evaluarán las posibilidades de integración de los procesos estudiados considerando su compatibilidad en variables termodinámicas como temperatura, presión y gasto.

Finalmente, se realizará un análisis de los resultados obtenidos y se discutirán las ventajas, limitaciones y perspectivas futuras de la integración de ciclos de CO₂ supercrítico con oxidación. Se abordarán aspectos tecnológicos, considerando posibles mejoras y optimizaciones para maximizar el rendimiento y minimizar las emisiones de CO₂. Además, se identificarán las posibles aplicaciones y los escenarios en los que esta tecnología podría ser más relevante y beneficioso, como la generación de energía eléctrica, la producción combinada de calor y electricidad, y otras aplicaciones industriales.

En resumen, este trabajo tiene como objetivo proporcionar una visión integral y detallada sobre la integración de ciclos de potencia de CO₂ supercrítico con oxidación de gas natural. Se espera que los resultados obtenidos y el análisis realizado contribuyan al avance de esta tecnología y proporcionen una base sólida para futuras investigaciones y aplicaciones prácticas en el campo de la generación de energía sostenible y de bajas emisiones de CO₂.

1.2.1 Objetivos específicos

- Analizar la integración de ciclos de potencia de CO₂ supercrítico (sCO₂) con oxidación.
- Realizar un estudio de los procesos de separación de aire para la producción de oxígeno.
- Realizar un estudio de los ciclos de potencia propuestos para la oxidación. Analizar diferentes configuraciones y tecnologías usadas en estos ciclos, considerando su rendimiento, capacidad de generación de potencia y características operativas.
- Evaluar la viabilidad y compatibilidad de las tecnologías de separación de aire y los ciclos de potencia de sCO₂. Identificar configuraciones de ciclos de potencia que podrían acoplarse de manera óptima con los procesos de producción de oxígeno estudiados.
- Proponer configuraciones integradas de ciclos de potencia de sCO₂ con oxidación que sean técnicamente factibles y eficientes. Evaluar el potencial de estas configuraciones para la generación de potencia.

- Realizar análisis comparativos y tomar decisiones fundamentadas sobre las mejores opciones de configuración para la integración de ciclos de potencia de sCO₂ con oxidación.

2 PROCESOS DE SEPARACIÓN DE AIRE

La separación de aire es un paso fundamental en la producción de oxígeno para su utilización en procesos de oxidación y otros campos de aplicación. Dado que el aire atmosférico está compuesto principalmente por nitrógeno, oxígeno y otros componentes minoritarios, es necesario implementar técnicas de separación eficientes para obtener oxígeno puro con la calidad requerida. Este proceso ha sido fundamental para otras industrias, tales como la química, y es ampliamente utilizado como método de captura y almacenamiento de carbono.

En las últimas décadas, se han desarrollado diversos métodos de separación de aire con el objetivo de producir oxígeno de alta pureza de manera económica y sostenible. Estos métodos incluyen la separación criogénica, la separación por membranas poliméricas (como el PSA y el VSA), la separación por membranas cerámicas de alta temperatura (ITM) y la separación química (MOLTOX), entre otros.

La separación criogénica es uno de los métodos más utilizados y maduros tecnológicamente para la producción de oxígeno. Este proceso se basa en el enfriamiento y la condensación selectiva de los componentes del aire utilizando temperaturas muy bajas. El oxígeno se separa del nitrógeno y otros gases mediante una serie de etapas de destilación y condensación en columnas de separación.

Por otro lado, las tecnologías de membrana polimérica, como el PSA y el VSA, se basan en la utilización de membranas selectivas que permiten la difusión preferencial de ciertos componentes del aire, lo que facilita la separación de oxígeno de los demás gases. Estas tecnologías son más compactas y operan a temperatura ambiente, lo que las hace atractivas desde el punto de vista de la eficiencia energética y los costos de operación.

La separación por membranas cerámicas de alta temperatura (ITM) se caracteriza por su capacidad para funcionar a temperaturas elevadas y altas presiones, lo que permite una mayor eficiencia y pureza del oxígeno producido. Estas membranas cerámicas poseen propiedades de transporte iónico selectivo, lo que facilita la separación del oxígeno del nitrógeno.

Por último, la separación química (MOLTOX) se basa en reacciones químicas específicas para la captura y eliminación de componentes no deseados del aire, dejando el oxígeno como producto puro. Aunque es un método menos común, ofrece ventajas potenciales en términos de selectividad y pureza del oxígeno obtenido.

En este apartado, se analizará cada uno de estos métodos de separación de aire, considerando su capacidad de producción, nivel de madurez tecnológica, pureza del oxígeno obtenido, así como sus ventajas y desventajas. El objetivo es proporcionar una visión integral de las tecnologías existentes en el campo de la separación de aire y establecer criterios sólidos para la selección de la tecnología más adecuada en el contexto de la oxidación y otros procesos relacionados.

2.1 Separación por membrana polimérica

La separación de aire mediante membranas es un proceso ampliamente aceptado para producir

corrientes con una pureza de más del 95% de N₂ o entre 60 y 80% de O₂ [14]. Además, en función de la aplicación, las corrientes pueden ser sometidas a procesos adicionales para incrementar su pureza.

Su principio de funcionamiento se basa en la permeación relativa de los componentes de una mezcla gaseosa a través de la membrana bajo la fuerza impulsora de una diferencia de presión parcial a lo largo de la unidad [15]. En la Figura 5 se presenta un esquema típico de una membrana de separación de gases. Para su funcionamiento, el gas de alimentación hace pasar a través de la superficie de la membrana a cierta presión. Allí, el componente más permeable penetra a través de la membrana y sale como una corriente de baja presión (permeado), mientras que los demás componentes salen como una corriente de alta presión (retenido). Ambas corrientes pueden ser productos, en función de la aplicación y pureza requerida. En general, las membranas utilizadas suelen ser *no porosas*, lo cual implica una separación entre cadenas de polímero de 0.3 a 1nm [14].

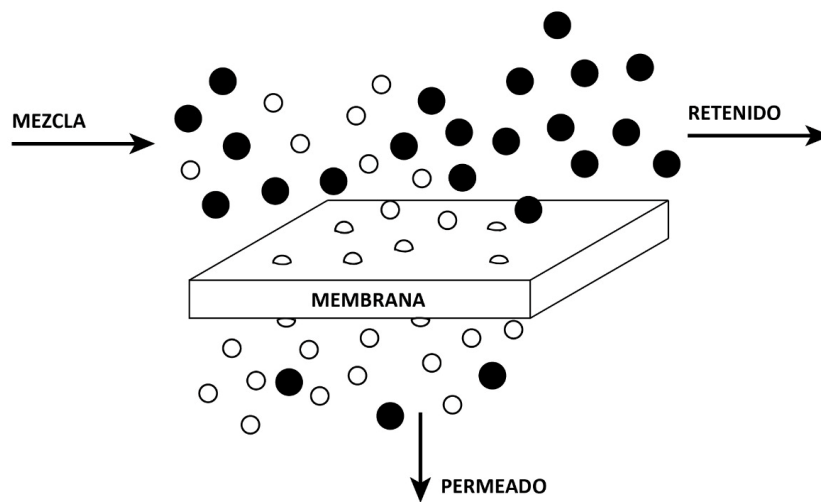


Figura 5. Diagrama de una membrana de separación de gases. [15].

En comparación con otros métodos convencionales (tales como adsorción sólida, absorción con disolventes o separación criogénica), el proceso de permeación de gas presenta ventajas respecto a sus costes (tanto operativos como de inversión), compacidad y bajo consumo energético, además, se debe considerar su configuración modular. Además, la naturaleza pasiva del proceso incrementa su atractivo para ciertas aplicaciones [11].

Durante las últimas décadas, la separación de gases utilizando membranas ha estado emergiendo como una alternativa a las técnicas tradicionales de separación, puesto que los métodos convencionales son altamente demandantes en términos energéticos y requieren inversiones de capital significativas.

Esta tecnología de separación de aire es ampliamente utilizada, sin embargo, su principal campo de aplicación es para obtención de N₂, ya que, como se mencionó anteriormente, alcanza altos niveles de pureza. En lo que a obtención de O₂ respecta, no tiene gran campo de aplicación debido a su baja pureza. Los estudios sugieren que avances tecnológicos en las estructuras y materiales de las membranas propiciarían su aplicación para obtener corrientes ricas en oxígeno. Este desarrollo apunta a incrementar el factor de separación de las membranas, lo cual conllevará a un incremento en la pureza del oxígeno obtenido. Si bien se han tenido avances al respecto, puesto que los primeros acercamientos de esta tecnología para producción de O₂ contaban con una pureza de entre el 20 y 30% [16], aún se

deben enfrentar retos tecnológicos para lograr que la tecnología sea considerada para procesos de producción de O_2 .

Dado que la mejora del rendimiento de las membranas es fundamental para lograr la viabilidad de la producción de O_2 , se han explorado aproximaciones haciendo uso de membranas selectivas para permitir el paso del O_2 y rechazar el N_2 . Sin embargo, se han presentado dificultades para la obtención de O_2 puro, dado que alguna cantidad de N_2 es capaz de filtrarse entre las membranas, por lo tanto, se obtiene una corriente enriquecida en O_2 , en lugar de O_2 puro. Por lo tanto, se han considerado sistemas que incluyen una segunda etapa de separación, lo que incrementaría la eficiencia del sistema en términos de pureza del O_2 . En la Figura 6 se presenta un esquema de un sistema en cascada a fin de incrementar la pureza de O_2 [17]. Debe considerarse que la adición de una nueva etapa de separación supone un incremento de costes, tanto iniciales como operativos, por lo que se consideran desarrollos de materiales que no involucren nuevas etapas de separación, sino que limiten en mayor medida el paso de N_2 y favorezcan el paso del O_2 .

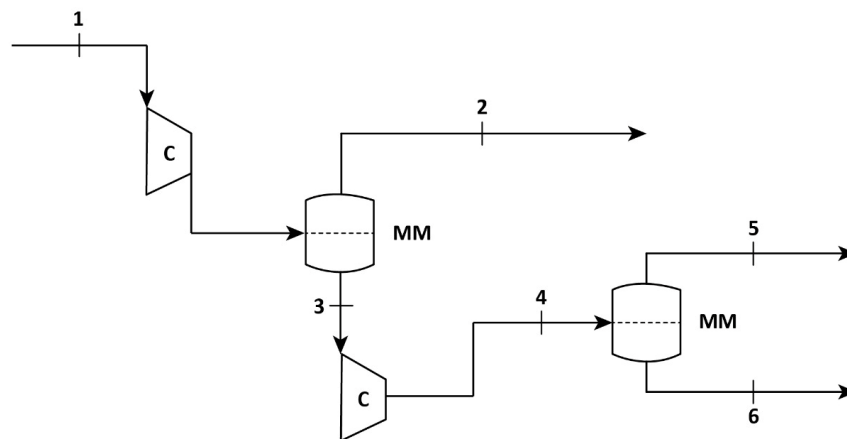


Figura 6. Sistema de membrana en cascada para producción de oxígeno [17].

La caracterización de corrientes, en términos de presión y composición, correspondiente al esquema indicado en la Figura 6, se presenta en la Tabla 2.

A pesar del notable incremento en la pureza del oxígeno, el valor obtenido aún puede no ser lo suficientemente atractivo para aplicaciones de oxicomcombustión. Es importante tener en cuenta que la implementación de etapas adicionales de separación con el fin de obtener una pureza aún mayor conlleva un incremento en los costes. Es necesario evaluar cuidadosamente el equilibrio entre la pureza requerida y los costes asociados para determinar la viabilidad económica de implementar estas etapas adicionales en los procesos de producción de oxígeno.

Por otra parte, a fin de una posible implementación en ciclos de generación de potencia, se debe considerar la capacidad de producción, la cual debe ser alta si se considera una planta base. En este sentido, la separación por membrana polimérica presenta desventajas respecto a otras tecnologías, puesto que tiene una capacidad de producción de entre 250 y 350 TPD [18], por lo que no apunta a ser una tecnología a considerar para el tipo de aplicaciones objeto de este estudio.

Tabla 2. Caracterización sistema de membrana en cascada para producción de oxígeno. Adaptado de [17].

Corriente	Presión [bar]	%O2	%N2
1	1,013	21	79
2	8,6	10	90
3	1,013	58	42
4	8,6	58	42
5	8,6	30	70
6	1,013	71,5	28,5

2.2 Separación por adsorción

La separación de aire por adsorción es un proceso cuyo principio de funcionamiento está basado en la capacidad de algunos materiales, ya sean naturales o sintéticos, para adsorber nitrógeno preferentemente [11]. En el caso de las zeolitas, estas tienen campos eléctricos no uniformes en los espacios vacíos del material, esto provoca la adsorción de moléculas más polarizables. De esta forma, las moléculas de nitrógeno se adsorben con mayor fuerza que el oxígeno, por lo tanto, al pasar un flujo de aire por un lecho de material zeolítico, el nitrógeno es retenido y sale del lecho una corriente rica en oxígeno. Dada su selectividad para el nitrógeno, las zeolitas suelen ser utilizadas en procesos para la producción de oxígeno.

Este principio de funcionamiento puede conseguirse mediante dos estrategias: adición de calor, conocido como adsorción por oscilación de temperatura (TSA, por sus siglas en inglés) y reducción de presión, conocido como adsorción por oscilación de presión (PSA, por sus siglas en inglés). En algunas aplicaciones se considera incluso generar vacío (VSA), sin embargo, no deja de ser regido por diferencias de presiones.

De estas tres, la más ampliamente utilizada es la PSA. Estos sistemas son utilizados, de manera general, para separar gases de una mezcla. Para el objeto de estudio, se hace pasar una corriente de aire a alta presión a través de un tanque que contiene un lecho adsorbente de zeolita y este, de acuerdo al funcionamiento antes mencionado, retendrá las moléculas de nitrógeno, lo que permitirá que la corriente de salida sea rica en oxígeno. Cuando el lecho de zeolita alcanza el total de su capacidad para adsorber N_2 , se lleva a cabo el proceso de regeneración, para el cual se disminuye la presión permitiendo así que el nitrógeno adsorbido sea liberado. Este procedimiento se hace de manera cíclica para una operación en continuo del sistema de separación. Además, una práctica habitual es usar la corriente de salida del tanque que se está despresurizando para presurizar parcialmente el otro tanque, lo que supone un ahorro energético a considerar. En la Figura 7 se presenta de manera esquemática el proceso descrito.

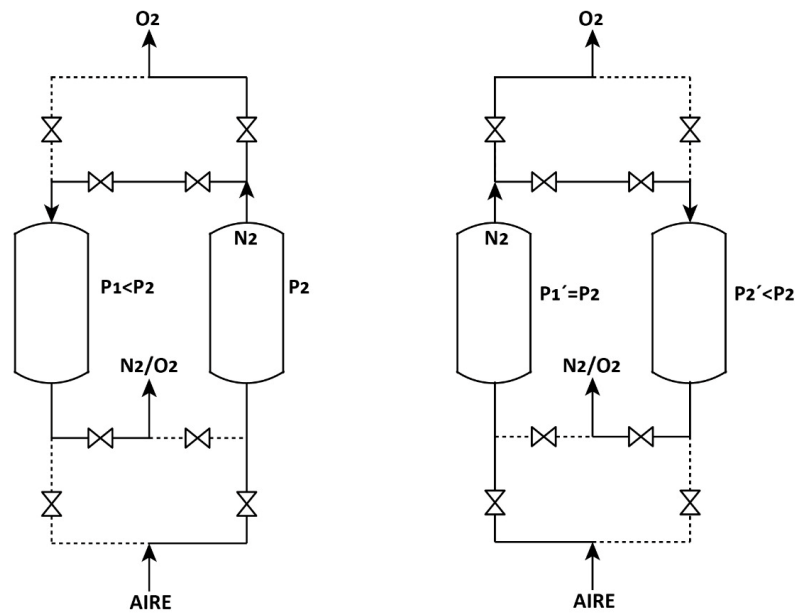


Figura 7. Esquema de separación PSA. Adaptado de [19].

Haciendo uso de esta tecnología se pueden alcanzar niveles de pureza superiores al 95% [20], lo cual resulta de interés para aplicaciones de oxidación. Este valor dependerá principalmente del adsorbente utilizado, así como del ratio de separación del oxígeno.

La separación de aire por adsorción por oscilación de presión es una tecnología atractiva debido a su sencillo funcionamiento y su rápido tiempo de ciclo. Esta tecnología ha sido ampliamente utilizada en aplicaciones de pequeña escala, como la generación de oxígeno médico y la purificación de gases para fines industriales y de laboratorio. Su madurez tecnológica en estas aplicaciones ha permitido su adopción generalizada.

El sistema de separación de aire por adsorción por oscilación de presión (PSA) presenta ciertas variables que influyen en su eficiencia y su aplicabilidad a diferentes escalas. Uno de los factores importantes es el pretratamiento previo del aire para eliminar impurezas como agua y dióxido de carbono (CO₂), lo que ayuda a mantener el rendimiento del proceso y prolongar la vida útil de los lechos adsorbentes. Otro aspecto relevante es la utilización de lechos múltiples, lo que permite la recuperación de energía y mejora la eficiencia global del sistema.

Sin embargo, en aplicaciones industriales de gran escala, el uso de PSA se ve limitado debido al potencial consumo energético que conlleva. A medida que se aumenta la escala de producción, se requiere un mayor volumen de aire a procesar, lo que implica un aumento en los requisitos de energía para generar la presión y realizar la oscilación necesaria en el proceso de adsorción. Este aumento en el consumo energético puede ser una desventaja significativa y hace que la viabilidad económica de la tecnología en aplicaciones de gran escala sea menos favorable. Una limitación importante de la tecnología PSA es la relación de presiones entre la etapa de alta presión de adsorción y la etapa de baja presión de adsorción. Esta relación de presiones suele ser mayor a 4 [21], lo cual es óptimo para aplicaciones de pequeña escala e incluso para la producción de oxígeno de baja pureza. Esta característica limita su viabilidad en aplicaciones de gran escala donde se requiere una mayor capacidad de producción y altos niveles de pureza de oxígeno.

A pesar de esta limitación, se continúa trabajando en el desarrollo y mejora de la tecnología PSA para hacerla más adecuada para aplicaciones industriales de mayor escala. Se están explorando diferentes enfoques, como el uso de materiales adsorbentes más eficientes, el diseño de ciclos de adsorción que permitan optimizar la relación de presiones, así como la implementación de sistemas de control avanzados. Estos avances podrían permitir el uso de la tecnología PSA en aplicaciones de mayor capacidad y con requerimientos más exigentes de pureza de oxígeno.

2.3 Separación por membrana de transporte de iones

La separación de aire mediante membranas de transporte de iones (ITM, por sus siglas en inglés) es una tecnología emergente para producción de O_2 de alta pureza. Estas membranas están compuestas por materiales cerámicos inorgánicos sólidos, principalmente perovskita o fluorita, los cuales poseen una estructura cristalina con vacancias capaces de aceptar iones de oxígeno [22]. Es decir, los iones de oxígeno pueden permear a través de la membrana, pasando a través de estas vacancias, mientras que la estructura de las membranas es impermeable a otros gases. Este proceso de permeación de oxígeno a través de estas membranas se lleva a cabo a altas temperaturas (por encima de los $700^\circ C$) [23].

Para llevar a cabo la separación, las moléculas de oxígeno son convertidas en iones de oxígeno en la superficie de la membrana, además, su transporte a través de la membrana puede darse con dos métodos: por diferencia de potencial o por diferencia de presión parcial de oxígeno. Posteriormente, al pasar a través del material de la membrana, estos iones son reformados en moléculas de oxígeno [11]. De los métodos de transporte mencionados, el transporte por diferencial de presión es el método preferido y en el cual se han realizado mayores avances. Las membranas que operan de acuerdo a este principio se conocen como membranas de conducción mixta, puesto que su modo de operación implica la conducción de iones de oxígeno y de electrones [11].

Se han estudiado módulos de membrana que trabajen con tres extremos (*three-end mode*) y con cuatro extremos (*four-end mode*). En general, el modo de cuatro extremos, el gas de escape se recircula a alta temperatura para ser usado como gas de barrido en el lado permeado, mientras que en el modo de tres extremos no se utiliza gas de barrido, sino que el diferencial de presión parcial se consigue mediante una bomba de vacío. Estos modos de operación se representan, de manera esquemática, en la Figura 8 (cuatro extremos) y en la Figura 9 (tres extremos).

Pese a que el módulo de cuatro extremos parece ser una solución energéticamente prometedora, el concepto afronta algunos desafíos técnicos que indican que su implementación en un período cercano no está contemplada. Algunos de los desafíos que enfrenta esta tecnología están relacionados a remover impurezas incompatibles con el material de la membrana a altas temperaturas y la estabilidad de la membrana en presencia de algunos contaminantes [18]. Por otra parte, al no hacer uso de gas de barrido, el concepto de tres extremos no se enfrenta a estos desafíos, por lo anterior, los desarrollos actuales apuntan a este modo de operación. Un esquema general de este tipo de membranas es presentado en la Figura 10.

Además de las ya mencionadas ventajas, se debe considerar el hecho de que las corrientes de salida de la unidad de separación tienen una alta temperatura, por lo que es aún más factible la integración energética de estas corrientes, ya sea para generar trabajo adicional en un grupo turbocompresor o para ceder calor a las corrientes del bloque de potencia, lo que lo convierte en una tecnología aún más

atractiva.

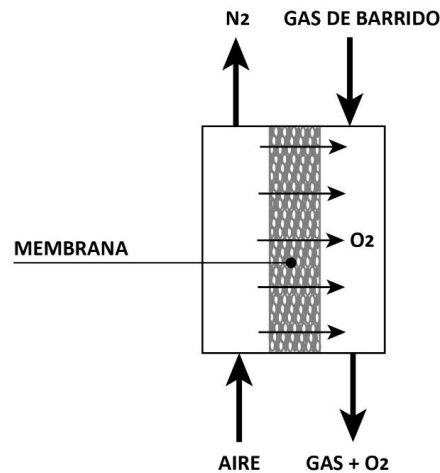


Figura 8. Módulo de membrana de cuatro extremos. Adaptado de [18].

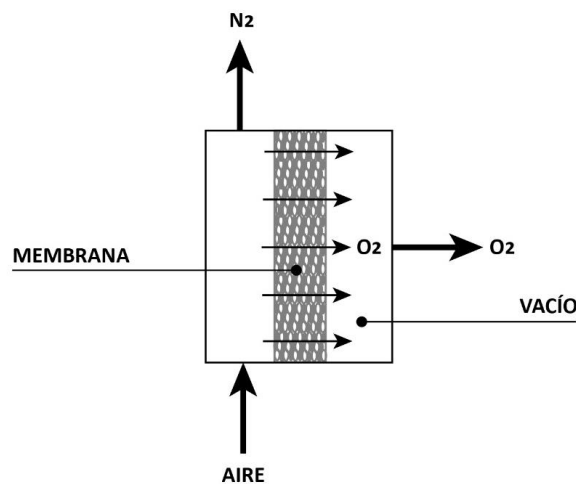


Figura 9. Módulo de membrana de tres extremos. Adaptado de [18].

Esta tecnología, que se encuentra en etapa de desarrollo, ha sido probada a escala piloto, arrojando resultados prometedores de cara a su penetración en los procesos que requieren O_2 puro, puesto que los resultados relacionados a estos sistemas apuntan a una capacidad de producción elevada, del orden de miles de toneladas al día; una alta pureza; menores costes tanto de capital como operativos y un bajo consumo energético [25]. Esta tecnología promete ser una alternativa más eficiente y sostenible en comparación con los métodos tradicionales de producción de O_2 puro, logrando reducir los riesgos asociados con estos procesos y facilitando su implementación en entornos industriales complejos. A pesar de las mencionadas ventajas, el desarrollo de este proceso para separación de aire aún se encuentra en curso, por lo que a día de hoy no es viable considerar esta tecnología para aplicaciones industriales de gran escala, como es el caso de estudio. Sin embargo, es una tecnología a tener en cuenta a futuro, ya que podría revolucionar la separación de aire haciéndola más eficiente y con menores penalizaciones energéticas para la producción de potencia.

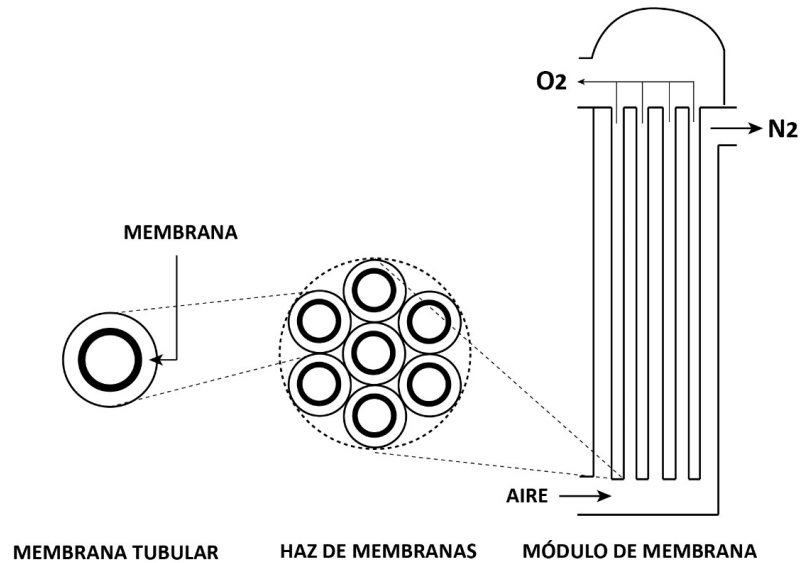


Figura 10. Esquema de una membrana tubular, haz y módulo de tres extremos. [24].

2.4 Separación química

El bucle químico es una tecnología novedosa que ha despertado un gran interés en la búsqueda de un mejor aprovechamiento de la energía. Se ha convertido en uno de los métodos predilectos para el almacenamiento térmico debido a su eficiencia y capacidad para proporcionar una fuente de energía continua y flexible [26].

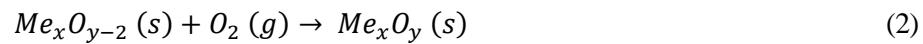
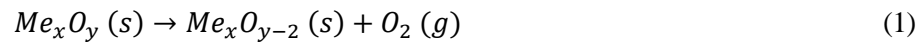
Su principio de funcionamiento se basa en la capacidad de algunos materiales de absorber oxígeno a unas condiciones de temperatura y presión determinadas para luego desorberlo a diferentes condiciones de temperatura y presión [11]. Se debe considerar que, debido al uso de sales, se debe realizar un pretratamiento al aire a fin de eliminar agua y CO_2 , ya que estos podrían degradar las sales al entrar en el sistema.

El proceso de separación de aire mediante el bucle químico (CLAS, por sus siglas en inglés) emplea reacciones de óxido-reducción con un portador de oxígeno para absorber y liberar oxígeno en dos reactores, uno para la oxidación y otro para la reducción. Esto garantiza una producción continua de oxígeno [27]. El aire fluye a través de un lecho hasta que este se satura, momento en el cual se intercambian los lechos y el lecho previamente saturado se regenera utilizando nitrógeno seco, que es un subproducto del proceso.

Para facilitar las reacciones deseadas en múltiples reacciones constituyentes, se emplean intermediarios sólidos [28]. Esto tiene como objetivo evitar el contacto directo entre los reactivos, facilitar la separación de los productos y garantizar una operación segura. En términos generales, los procesos de bucle químico se destacan por su alta eficiencia de conversión energética y la reducción de pérdidas exergéticas [29]. Para llevar a cabo estas operaciones, se utilizan con frecuencia óxidos metálicos sólidos, nitruros o hidruros como medios para transferir los diferentes componentes gaseosos entre los reactores. Estas partículas actúan como portadores y desempeñan un papel fundamental en el funcionamiento de esta tecnología. Por esta razón, los avances tecnológicos se han centrado en la

optimización de estos elementos, especialmente en lo que respecta a los portadores de oxígeno.

De manera general, las reacciones que se llevan a cabo en bucle en los reactores para la producción de O_2 se presentan en las ecuaciones (1) y (2).



Además, en la Figura 11 se presenta un esquema detallado del proceso cíclico, destacando las reacciones de oxidación y reducción involucradas. Como se puede observar, el material utilizado se somete a una descomposición térmica en el reactor de reducción, lo que resulta en la liberación de oxígeno gaseoso hacia la corriente reciclada (CO_2 o vapor). A continuación, los portadores de oxígeno experimentan una oxidación en el reactor de oxidación para volver a su estado inicial de oxidación. Es importante señalar que el aire de baja concentración de oxígeno que sale del proceso de oxidación puede ser aprovechado para precalentar el aire de entrada, lo cual optimiza aún más la eficiencia del sistema. Finalmente, los portadores de oxígeno regenerados son recirculados al reactor de reducción, completando así el ciclo.

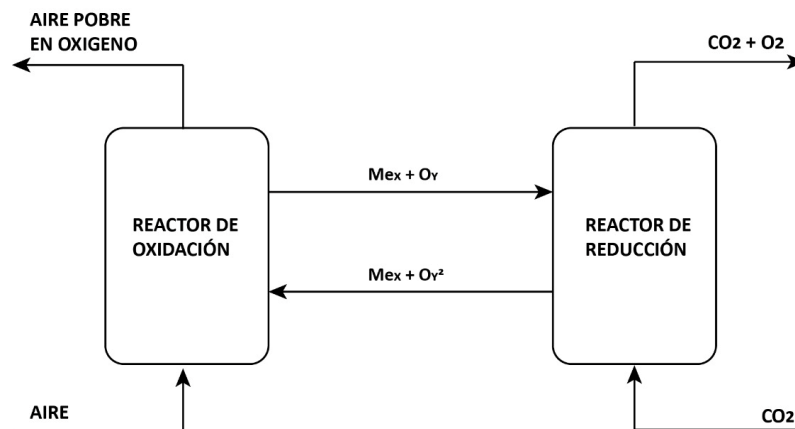


Figura 11. Esquema del proceso de separación por bucle químico.

La implementación de esta tecnología mediante la interconexión de reactores permite que los portadores de oxígeno cumplan una doble función como portadores de oxígeno y portadores de calor. Esto significa que además de facilitar la transferencia de oxígeno en las reacciones endotérmicas (como se muestra en la ecuación (1)), también transportan el calor generado en las reacciones exotérmicas (como se muestra en la ecuación (2)). Esta sinergia entre la transferencia de oxígeno y el transporte de calor contribuye a una operación más eficiente y controlada del sistema, mejorando así el rendimiento general del proceso.

A pesar de las ventajas energéticas y de eficiencia que ofrece la tecnología del bucle químico en la separación de aire, es importante destacar que el control preciso de las reacciones químicas representa un desafío adicional en la operación. Esta complejidad puede convertirse en una desventaja, ya que un control inadecuado puede afectar la eficacia y la estabilidad del proceso. Para abordar este desafío, se

están llevando a cabo esfuerzos significativos para optimizar los portadores de oxígeno utilizados en el bucle químico. El objetivo principal de estas optimizaciones es hacer que el proceso sea más confiable, mejorando la selectividad de las reacciones, la estabilidad de los portadores de oxígeno y la resistencia a la degradación. Al lograr una mayor confiabilidad en el control de la reacción química, se espera fortalecer aún más las ventajas energéticas y económicas de esta tecnología prometedora.

Además de los desafíos relacionados con el control de la reacción química, otra desventaja significativa del bucle químico en la separación de aire es su falta de madurez tecnológica. A día de hoy, esta tecnología se encuentra en etapas de desarrollo y optimización, lo que dificulta su aplicación e integración con otras tecnologías, como los ciclos de potencia.

La falta de madurez tecnológica implica que aún se requieren investigaciones y avances significativos para superar las limitaciones existentes y lograr un despliegue más amplio y efectivo del bucle químico. Esto incluye mejorar la eficiencia del proceso, aumentar la durabilidad y vida útil de los componentes, reducir los costos de producción y evaluar su viabilidad a escala comercial.

La integración con otras tecnologías, como los ciclos de potencia, podría permitir aprovechar aún más los beneficios del bucle químico y su potencial para la generación de energía. Sin embargo, debido a la poca madurez tecnológica actual, esta integración se ve obstaculizada y requiere de una mayor investigación y desarrollo para alcanzar niveles de eficiencia y fiabilidad óptimos.

2.5 Separación por destilación criogénica

Actualmente, la separación criogénica del aire es la tecnología con mayor rango de aplicación y rentabilidad para producción de oxígeno a gran escala. Esta tecnología es capaz de producir oxígeno de alta pureza mediante un proceso de destilación criogénica de múltiples columnas a partir de aire comprimido [11].

Un gran atractivo de esta tecnología es la posibilidad de obtener subproductos como el nitrógeno, también con alta pureza, con un bajo incremento de costes, lo que abre paso a comercializar e incluir ingresos económicos del mismo.

De manera general, la separación de aire criogénica se compone de cinco etapas, cuya integración deriva en un producto con alto nivel de separación. Inicialmente, se lleva a cabo una etapa de compresión de aire, a fin de suministrar el aire a la presión necesaria para llevar a cabo el proceso de destilación. Posteriormente, se da un pretratamiento del aire, a fin de eliminar impurezas de la corriente que puedan acabar afectando a los equipos, así como la calidad de los productos. Los contaminantes que se buscan eliminar son, principalmente, agua y CO₂. Al salir del pretratamiento, la corriente de aire es enfriada hasta temperaturas criogénicas en una sección de intercambiadores de calor, donde parte del calor es cedido a las corrientes de salida de la sección de destilación. Luego, la corriente de aire ingresa en la sección de destilación, donde es separado en corrientes de oxígeno, nitrógeno y argón. Finalmente, estos productos son enviados a la sección de intercambio de calor donde son calentados a partir del calor cedido por la corriente de aire de entrada para su posterior almacenamiento o distribución. En la Figura 12 se presenta el proceso descrito de manera esquemática.

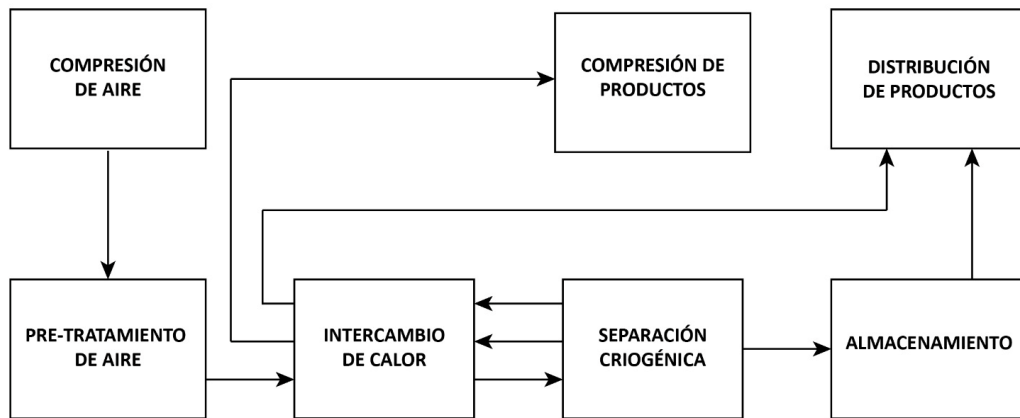


Figura 12. Procesos de una unidad de separación de aire criogénica. [11].

En lo que respecta al proceso de destilación, el cual tiene un rol protagónico dado que es allí donde se lleva a cabo la separación, se pueden adoptar diversas configuraciones y estrategias, las cuales varían en función de características de los productos, tales como pureza y número de corrientes [11].

La separación de aire suele darse en columnas de destilación, las últimas aplicaciones de ciclos de potencia utilizan doble columna de destilación para llevar a cabo la separación [30]. Esto puede explicarse dado que esta disposición es la más costo-efectiva para procesos de separación criogénicos [31]. Estas columnas son conocidas como columna de alta presión y columna de baja presión, lo que implica una etapa adicional de compresión con el fin de suministrar la corriente de aire de alta presión a las condiciones requeridas por la columna de destilación.

A pesar de que una unidad de separación de múltiples columnas tiene la capacidad de entregar múltiples productos, en el caso de una aplicación de oxícombustión, el objetivo principal es obtener oxígeno. Por lo tanto, es común utilizar unidades de separación criogénica con solo dos columnas para esta finalidad. Esta simplificación tiene ventajas significativas, ya que reduce la complejidad operativa y brinda una mayor flexibilidad en la operación de la planta. Al requerir menos columnas, se facilita el control y ajuste de las condiciones de separación, lo que permite adaptarse más rápidamente a cambios en la demanda de oxígeno. Por otro lado, utilizar una unidad de separación más compleja con múltiples columnas puede resultar en transitorios más lentos dentro de la unidad de separación (ASU), lo que podría tener un impacto en el comportamiento transitorio de toda la planta [32]. En resumen, la utilización de unidades de separación criogénica con un menor número de columnas proporciona una mayor flexibilidad operativa y un mejor control del proceso en aplicaciones de oxícombustión.

La introducción de esta tecnología en la industria data de inicios del siglo XX [33], lo que ha permitido un gran desarrollo tecnológico propiciando un alto grado de madurez tecnológica, así como una gran cantidad de estudios que buscan continuamente su optimización. Por lo tanto, el uso de esta tecnología supone una ventaja, puesto que su comportamiento es fácilmente predecible, además de trabajar con altas relaciones de separación y alta pureza, con estrategias de control conocidas que día a día buscan acelerar la respuesta a transitorios.

En la Figura 13 se presenta un esquema de una unidad de separación de aire de destilación criogénica. En ella, se pueden observar los principales componentes y corrientes de la ASU, donde se incluyen los procesos descritos durante esta sección.

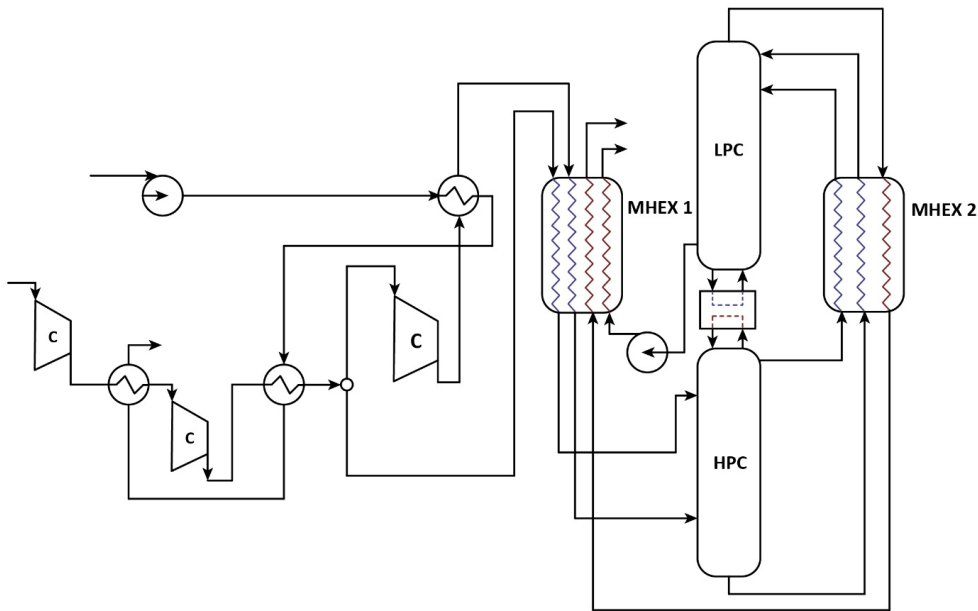


Figura 13. Esquema de una unidad de separación de aire criogénica de dos columnas. Adaptado de [34].

El uso de la separación criogénica en la producción de oxígeno y otros gases ofrece varias ventajas significativas. En primer lugar, la tecnología de separación criogénica tiene un alto nivel de madurez tecnológica, lo que significa que ha sido ampliamente desarrollada, probada y utilizada en numerosas aplicaciones industriales a lo largo de los años. Esto proporciona confiabilidad y garantía de que el proceso es eficiente y seguro. Además, la separación criogénica tiene la capacidad de producción para satisfacer las demandas de grandes volúmenes de gases. Su diseño y configuración permiten una alta capacidad de producción, lo que la hace adecuada para aplicaciones industriales a gran escala. La separación criogénica ofrece una combinación única de madurez tecnológica y alta capacidad de producción, lo que la convierte en una opción atractiva para la obtención de gases en cantidades significativas.

A pesar de las ventajas mencionadas anteriormente, es importante destacar que la destilación criogénica también presenta una desventaja significativa: su alto consumo energético. Debido a las bajas temperaturas requeridas para el proceso de separación, se necesita una gran cantidad de energía para enfriar el aire y mantenerlo en estado criogénico. Este consumo energético puede resultar costoso y tener un impacto negativo en la eficiencia general del sistema. Además, el manejo y la recuperación del frío generado durante el proceso también pueden ser desafiantes y requerir sistemas de refrigeración complejos. Por lo tanto, a pesar de sus capacidades de producción y pureza, el alto consumo energético asociado a la destilación criogénica es una consideración importante al evaluar su implementación en aplicaciones industriales.

2.6 Comparación de procesos de separación de aire

En el contexto de la oxicomustión, la elección de la tecnología de separación de aire adecuada es esencial para garantizar un proceso eficiente y rentable. Existen diversas tecnologías disponibles, cada una con sus propias características y ventajas. En este apartado, se llevará a cabo una exhaustiva

comparación de estas tecnologías considerando varios criterios clave.

El primero de estos criterios es el coste, que incluye tanto el coste inicial de instalación como los costes operativos a largo plazo. Comprender y evaluar los costes asociados a cada tecnología es crucial para tomar decisiones informadas y garantizar la viabilidad económica del proyecto.

Otro criterio importante es el consumo energético, ya que la eficiencia energética juega un papel crucial en la sostenibilidad y rentabilidad de cualquier proceso. Analizar y comparar el consumo energético de cada tecnología permitirá identificar aquellas que sean más eficientes desde el punto de vista energético, lo que resultará en un menor impacto ambiental y costes operativos más bajos.

La pureza del oxígeno producido también es un factor determinante, especialmente en aplicaciones de oxidación donde se requiere un alto grado de pureza. Evaluar la pureza del oxígeno obtenido mediante cada tecnología ayudará a determinar cuál es la más adecuada para satisfacer los requisitos específicos del proceso.

La capacidad de producción es otro criterio a considerar, ya que determinará la cantidad de oxígeno que se puede producir en un determinado período de tiempo. Analizar la capacidad de producción de cada tecnología permitirá evaluar su idoneidad para aplicaciones de gran escala y determinar si puede satisfacer la demanda de oxígeno requerida.

Por último, la madurez tecnológica desempeña un papel importante en la viabilidad y confiabilidad de la implementación. Evaluar el nivel de madurez tecnológica de cada tecnología proporcionará información sobre su desarrollo, aplicaciones existentes y posibles desafíos técnicos que puedan surgir.

Al comparar estas tecnologías en función de estos criterios, se podrá obtener una visión general completa de sus fortalezas, limitaciones y aplicaciones más adecuadas. Esta información será fundamental para seleccionar la tecnología de separación de aire más adecuada para aplicaciones de oxidación, teniendo en cuenta los objetivos específicos del proyecto y las necesidades del proceso.

En el proceso de comparación, se asignará a cada tecnología una puntuación numérica entre 1 y 3 en cada uno de los criterios mencionados anteriormente. Estas puntuaciones serán utilizadas para calcular un promedio ponderado, que proporcionará una evaluación global de cada tecnología y permitirá identificar la opción más adecuada para la aplicación específica que se está estudiando. Este enfoque de valoración sistemática y ponderada asegurará una comparación objetiva y basada en datos, ayudando a tomar decisiones fundamentadas y a seleccionar la tecnología de separación de aire óptima en función de los requisitos y prioridades establecidos.

2.6.1 Coste inicial

El coste inicial (CAPEX) engloba los gastos de inversión necesarios para la instalación y puesta en marcha del sistema de separación. En este criterio, se utilizará la información disponible en la bibliografía de cada tecnología para evaluar su coste inicial. Sin embargo, es importante destacar que no todas las tecnologías tienen parámetros de medición comparables, lo que dificulta una comparación exacta. A pesar de esto, se podrá tener una idea general de la diferencia de costes entre las tecnologías evaluadas.

En la escala de puntuación considerada, se asignará un valor de 3 a aquellas tecnologías con un coste inicial significativamente menor, mientras que un valor de 1 indicará que la tecnología tiene un coste inicial más alto. Es relevante mencionar que algunas tecnologías, como la PSA, solo han sido desarrolladas a pequeña escala y la información disponible se basa en estudios de laboratorio y pilotos.

Por lo tanto, una implementación a gran escala podría implicar costes más elevados que los reportados en la literatura. A pesar de las limitaciones en la comparación de costes iniciales entre las diferentes tecnologías, este criterio proporcionará una visión general de las diferencias económicas entre ellas, permitiendo evaluar su viabilidad desde el punto de vista económico.

Este criterio representará el 10% del promedio ponderado, ya que, aunque es importante en la selección de la tecnología, se debe considerar que muchas de ellas tienen limitaciones técnicas. Aunque una tecnología pueda ser viable desde el punto de vista del coste inicial, puede que no sea operativamente adecuada debido a otras consideraciones técnicas. Por lo tanto, en el contexto de la aplicación estudiada, existen criterios técnicos que tendrán mayor peso en la evaluación final.

2.6.2 Coste operativo

El coste operativo engloba una serie de costes a considerar a lo largo de la vida útil de cada tecnología, incluyendo el mantenimiento, la operación y posibles reposiciones de equipos. Si bien el consumo energético se evaluará por separado, en este criterio nos centramos en los costes relacionados con el mantenimiento y las posibles sustituciones de componentes.

Es importante mencionar que, al igual que con el coste inicial, existe cierta variabilidad en los datos disponibles debido a diferencias en las escalas de aplicación y niveles de pureza. Sin embargo, a pesar de estas limitaciones, es posible obtener una visión general de los costes operativos asociados a cada tecnología. Es necesario tener en cuenta que, en caso de implementar estas tecnologías a gran escala para la producción de O₂, es probable que los costes operativos aumenten debido a la mayor demanda y las necesidades de mantenimiento correspondientes.

En la escala de puntuación utilizada, se asignará un valor de 1 a las tecnologías que presenten un alto coste operativo, mientras que se asignará un valor de 3 a aquellas que sean más eficientes en términos de costes operativos. Esta evaluación permitirá identificar las tecnologías que ofrecen una mayor rentabilidad en cuanto a los gastos de mantenimiento y reposición de equipos a largo plazo. Es importante destacar que estos valores de puntuación se basarán en la información disponible en la literatura y en consideraciones generales, ya que la variabilidad en las aplicaciones específicas puede influir en los costes operativos.

El coste operativo ha sido ponderado con un 10% en el cálculo del promedio ponderado, teniendo en cuenta tanto la incertidumbre asociada en algunas aplicaciones como las limitaciones técnicas mencionadas anteriormente, las cuales tienen mayor relevancia que los aspectos económicos. Esta asignación ponderada refleja la importancia de considerar factores técnicos y de viabilidad en la elección de la tecnología más adecuada, aun cuando los costes operativos desempeñen un papel significativo en la evaluación global.

2.6.3 Consumo energético

El consumo energético es un aspecto fundamental a considerar al evaluar las diferentes tecnologías de separación de aire. En el contexto de su aplicación en ciclos de potencia, este factor adquiere aún mayor relevancia, ya que puede influir significativamente en el rendimiento global de la central eléctrica. Un alto consumo energético en el proceso de separación de aire puede resultar en una disminución de la eficiencia energética y, por lo tanto, en un menor aprovechamiento de los recursos disponibles.

Reducir los requerimientos energéticos en la separación de aire se convierte en un objetivo primordial

en la búsqueda de tecnologías más sostenibles y rentables. La integración de ciclos de potencia con sistemas de separación de aire eficientes energéticamente puede ofrecer beneficios significativos, como una mayor eficiencia global de la planta y una reducción en las emisiones de gases de efecto invernadero.

Es importante destacar que la reducción del consumo energético en la separación de aire representa un desafío tecnológico. Diferentes tecnologías emplean enfoques diversos para lograr este objetivo, como el uso de materiales y procesos innovadores, optimización de equipos y operaciones, y el empleo de tecnologías de recuperación de energía. Se requiere un enfoque integral y multidisciplinario para abordar esta problemática y buscar soluciones que permitan minimizar el consumo energético sin comprometer la calidad y pureza de los productos obtenidos.

En la escala de puntuación, se asignará un valor de 1 a aquellas tecnologías que presenten un alto consumo energético, indicando un mayor impacto en los recursos energéticos. Por otro lado, se asignará un valor de 3 a aquellas tecnologías que correspondan a menores requerimientos, reduciendo al máximo el consumo de energía en el proceso de separación de aire. La evaluación cuidadosa de este criterio permitirá identificar las tecnologías más prometedoras y compatibles con los objetivos de eficiencia y sostenibilidad en la producción de oxígeno.

A este criterio se le ha asignado una ponderación del 10% puesto que, pese a representar retos tecnológicos y ser una variable a optimizar en ciclos de potencia, sigue teniendo menor relevancia que otros parámetros que afectan directamente a la operación y que son esenciales para que esta se lleve a cabo.

El consumo energético es un criterio significativo a considerar en la evaluación de tecnologías de separación de aire. Si bien su reducción es un objetivo clave, es importante reconocer que otros parámetros también son fundamentales para el funcionamiento efectivo y la viabilidad de las tecnologías. Por esta razón, se ha asignado una ponderación del 10% a este criterio en el promedio ponderado.

Si bien el consumo energético es un desafío tecnológico y su optimización es vital para su integración en ciclos de potencia, existen otros factores que también requieren atención, como el costo inicial, el costo operativo, la pureza de O₂, la capacidad de producción y la madurez tecnológica. Estos aspectos son esenciales para garantizar la operación confiable, rentable y eficiente de los sistemas de separación de aire.

Dentro del marco de la evaluación, el consumo energético se considerará de manera integral, teniendo en cuenta tanto los desafíos tecnológicos como los beneficios potenciales. Si bien su reducción es deseable para mejorar la eficiencia y la sostenibilidad, es necesario equilibrar este aspecto con otros criterios clave. Al asignar una ponderación del 10%, se reconoce la importancia del consumo energético en el contexto general, pero también se asegura que otros factores relevantes sean debidamente considerados en la selección de la tecnología más adecuada.

2.6.4 Pureza del oxígeno

La pureza del oxígeno es un factor determinante en las aplicaciones de ciclos de potencia de sCO₂ con oxidación debido a varios motivos. En primer lugar, en este tipo de ciclos, el oxígeno se utiliza como oxidante en la combustión, reemplazando el aire convencional que contiene principalmente nitrógeno. Al utilizar oxígeno puro en lugar de aire, se evita la introducción de nitrógeno en la cámara

de combustión, lo que resulta en una mayor eficiencia de combustión y una menor generación de subproductos no deseados, como óxidos de nitrógeno (NO_x).

Además, la alta pureza del oxígeno permite un mayor control sobre la composición de los gases de combustión, lo que puede facilitar la captura y separación del CO₂ generado durante el proceso de combustión. En los ciclos de potencia de sCO₂ con oxicombustión, la captura y el almacenamiento de CO₂ son aspectos clave para mitigar las emisiones de gases de efecto invernadero y reducir el impacto ambiental.

Otra razón por la cual la pureza del oxígeno es importante en estos ciclos es la influencia que tiene en el rendimiento y la operación de los equipos y componentes del sistema. Al utilizar oxígeno puro, se reduce la presencia de impurezas y contaminantes que podrían afectar negativamente el rendimiento y la vida útil de los equipos, como los intercambiadores de calor, las turbinas y los compresores.

La pureza del oxígeno obtenido es un factor crucial y esencial en la aplicación estudiada. Por esta razón, se le asigna una ponderación del 20% en la evaluación de los diferentes métodos analizados. La pureza del oxígeno desempeña un papel determinante en la eficiencia y la operabilidad óptima de la central. La calidad y la pureza del oxígeno influirán directamente en la combustión, la eficiencia del proceso y la reducción de emisiones no deseadas. Por lo tanto, es fundamental asegurar una alta pureza del oxígeno para garantizar el rendimiento y la efectividad del sistema de oxicombustión en los ciclos de potencia de sCO₂.

En la escala de evaluación empleada, se otorga una puntuación de 1 a aquellas tecnologías que presentan niveles bajos de pureza del oxígeno, mientras que se asigna una puntuación de 3 a aquellas tecnologías que logran altos niveles de pureza para el O₂.

2.6.5 Capacidad de producción

La capacidad de producción de oxígeno desempeña un papel crucial en las aplicaciones de ciclos de potencia de sCO₂ con oxicombustión debido a su estrecha relación con la generación de energía. En estos ciclos, el oxígeno se utiliza como combustible para impulsar la combustión y generar calor, por lo tanto, una capacidad de producción adecuada de oxígeno es esencial para mantener un suministro constante y suficiente de este elemento en el proceso de combustión.

La capacidad de producción de oxígeno está directamente relacionada con la cantidad de energía que se puede generar en la planta. Una capacidad insuficiente limitaría la cantidad de oxígeno disponible para la combustión, lo que resultaría en una producción de energía reducida. Por otro lado, una capacidad de producción óptima permitiría alcanzar los niveles deseados de generación de energía de manera eficiente y efectiva.

Además, la capacidad de producción de oxígeno también está vinculada a la estabilidad y confiabilidad del sistema. Una capacidad inadecuada podría llevar a interrupciones en el suministro de oxígeno, lo que afectaría negativamente la operación continua y la eficiencia general de la planta.

En cuanto a la escala de puntuación establecida, se ha asignado una puntuación de 1 a aquellas tecnologías que tienen una capacidad de producción orientada a aplicaciones de pequeña escala, en el rango de alrededor de 250 sTPD (toneladas cortas por día). Por otro lado, se ha otorgado una puntuación de 3 a aquellas tecnologías que poseen una capacidad de producción que las hace adecuadas para su integración en procesos industriales a gran escala, alcanzando cifras de miles de sTPD. Esta evaluación tiene en cuenta la capacidad de las tecnologías para satisfacer las necesidades

de producción a diferentes escalas y refleja la viabilidad de su implementación en contextos de mayor demanda y alcance industrial.

La capacidad de producción de oxígeno es un criterio primordial que tiene un impacto significativo en la viabilidad de la integración de tecnologías de separación de aire en procesos con grandes demandas. Por esta razón, se le ha asignado una ponderación del 20% en la evaluación, ya que este criterio puede determinar la viabilidad o descarte de algunas tecnologías. La capacidad de producción de oxígeno de cada método estudiado se evalúa en función de su capacidad para satisfacer las necesidades de producción a gran escala, de acuerdo a datos bibliográficos, lo cual es crucial para asegurar un suministro adecuado de oxígeno en aplicaciones de ciclos de potencia de sCO₂ con oxicombustión.

2.6.6 Madurez tecnológica

La madurez tecnológica de las tecnologías de producción de oxígeno es importante en aplicaciones de ciclos de potencia de sCO₂ con oxicombustión debido a que indica el nivel de desarrollo, validación y confiabilidad de dichas tecnologías. Una tecnología madura en este contexto ha sido probada y demostrada en condiciones reales, lo que implica que ha superado las etapas de investigación y desarrollo iniciales.

La madurez tecnológica se refleja en la disponibilidad de datos técnicos, resultados de pruebas y estudios de viabilidad a gran escala. Una tecnología madura tiene un historial de rendimiento y confiabilidad establecido, lo que brinda confianza a los desarrolladores e inversores en su implementación en proyectos de ciclos de potencia de sCO₂ con oxicombustión.

Además, una tecnología madura también se asocia con una mayor eficiencia operativa y menores riesgos técnicos. A medida que una tecnología se desarrolla y mejora, se optimizan sus procesos, se identifican y se resuelven posibles problemas, y se reducen los riesgos asociados con su implementación. Esto lleva a una mayor confianza en su rendimiento y una mayor capacidad para cumplir con los requisitos operativos y de producción de oxígeno en aplicaciones de ciclos de potencia de sCO₂ con oxicombustión.

TRL (Nivel de madurez tecnológica) es una escala numérica propuesta por la NASA en 1974 para evaluar el grado de desarrollo y madurez de una tecnología. Desde entonces, ha sufrido algunas modificaciones, como la inclusión de dos niveles en 1995, constituyéndose en una escala aceptada internacionalmente [35]. Esta escala proporciona una medida objetiva de la madurez tecnológica y se utiliza para determinar el nivel de riesgo asociado con la implementación de una tecnología en un determinado contexto. En este sentido, se evaluará el grado de madurez tecnológica de los métodos estudiados en relación con su nivel de desarrollo para aplicaciones de gran escala.

Para la escala de puntuación establecida, se asigna un valor de 1 a aquellas tecnologías que se encuentran en un nivel de madurez tecnológica de TRL 1 a 4, un valor de 2 a aquellas tecnologías en el rango de TRL 5 a 7, y un valor de 3 a aquellas tecnologías que alcanzan un nivel de madurez tecnológica de TRL 8 a 9. El concepto de TRL es descrito con mayor detalle en el desarrollo de la sección 3.20.8.

Además, se ha asignado un peso del 30% a este criterio debido a su gran influencia en la selección de la tecnología. La madurez tecnológica es un factor determinante, ya que el uso de tecnologías maduras ofrece ventajas significativas en términos de operabilidad y confiabilidad, como se ha mencionado previamente. Por lo tanto, es crucial considerar este criterio en la evaluación y elección de la tecnología

más adecuada.

2.6.7 Criterios puntuados

En el presente apartado se presenta un resumen de la cuantificación de los criterios de evaluación de las tecnologías de separación de aire en el contexto de los ciclos de potencia de sCO₂ con oxidación. En la Tabla 3 se refleja la puntuación asignada a cada uno de los criterios previamente definidos: coste inicial, coste operativo, consumo energético, pureza de O₂, capacidad de producción y madurez tecnológica. Cada criterio ha sido valorado en una escala del 1 al 3, lo que permite comparar y contrastar las tecnologías en función de su desempeño en cada uno de los criterios evaluados.

Tabla 3. Cuantificación de los criterios considerados para cada tecnología estudiada.

Tecnología	CAPEX	OPEX	Consumo energético	Pureza de O ₂	Capacidad de producción	Madurez tecnológica	Ponderado
Membranas poliméricas	3	3	3	1	1	1	1,6
PSA	1	2	1	3	1	2	1,8
ITM	3	3	3	3	1	2	2,3
CLAS	2	2	2	3	3	1	2,1
Destilación criogénica	2	1	1	3	3	3	2,5

La asignación de puntuaciones ha sido realizada siguiendo un proceso de evaluación, teniendo en cuenta la relevancia y el impacto de cada criterio en la aplicación de los ciclos de potencia de sCO₂ con oxidación. Además, se ha calculado un promedio ponderado que refleja la evaluación global de las tecnologías, considerando la ponderación relativa asignada a cada criterio. Este enfoque ponderado nos permite obtener una visión integral y equilibrada de las fortalezas y debilidades de cada tecnología en relación con los criterios evaluados.

La tabla de puntuaciones y el promedio ponderado ofrecen una herramienta para la selección de la tecnología más adecuada para la aplicación estudiada. Al analizar los resultados, se identifican claramente las tecnologías que destacan en cada criterio, así como aquellas que muestran un rendimiento equilibrado en múltiples aspectos. Estos resultados proporcionan una base sólida para determinar la tecnología óptima que cumple con los requisitos específicos de la aplicación, considerando tanto aspectos técnicos como económicos.

De acuerdo a los resultados mostrados en la Tabla 3, la tecnología de destilación criogénica se destaca como la más acorde para implementar en la aplicación de ciclos de potencia en la actualidad. A pesar de su desventaja en cuanto a su alto consumo energético, esta tecnología sobresale por su alto grado de madurez tecnológica y su capacidad de producción de oxígeno. Estos atributos posicionan a la destilación criogénica como el método idóneo para satisfacer las necesidades de esta aplicación en particular. Si bien es importante considerar el consumo energético, el alto grado de madurez y la alta capacidad de producción de O₂ de la destilación criogénica compensan esta desventaja, asegurando una operación confiable y eficiente en los ciclos de potencia de sCO₂ con oxidación.

2.7 Descripción de configuraciones de separación criogénica

Después de haber establecido la separación criogénica como la mejor alternativa para la producción de oxígeno a gran escala, resulta fundamental explorar las diversas configuraciones de plantas criogénicas. Estas presentan ventajas distintas, como variaciones en el costo energético, la pureza de las corrientes resultantes y las condiciones de presión y temperatura.

En este nuevo capítulo, se abordarán tres disposiciones específicas para la separación criogénica, las cuales han sido ampliamente descritas en la literatura especializada. De estas tres, dos corresponden a configuraciones con dos columnas de destilación, mientras que la restante corresponda a una configuración de tres columnas de destilación. El propósito es evaluar y caracterizar los productos resultantes de cada configuración. Asimismo, se considerará su consumo energético, con el objetivo de comprender plenamente el impacto potencial de su integración con los ciclos de potencia previamente estudiados.

Esta exploración permitirá comprender en mayor profundidad los matices y beneficios inherentes a cada disposición de separación criogénica. Así, se podrá valorar su idoneidad y viabilidad para una potencial integración con los ciclos de potencia investigados, considerando factores energéticos, la pureza de las corrientes resultantes y otras consideraciones clave que inciden en su aplicabilidad a gran escala. Es importante señalar que los datos de consumo energético presentados en esta sección se refieren exclusivamente al funcionamiento de las distintas unidades de separación bajo condiciones específicas. No se ha incluido en esta evaluación la etapa adicional de compresión necesaria para elevar el oxígeno hasta la presión requerida para su introducción en la cámara de combustión. Este aspecto particular será objeto de estudio y análisis en los capítulos posteriores.

2.7.1 Configuración de dos columnas

En este apartado, se presentarán dos diferentes configuraciones de unidades de separación de aire criogénicas con dos columnas de destilación cuya principal diferencia está en la cantidad de productos: mientras que una, además de la línea de oxígeno, produce nitrógeno a tres diferentes presiones, otra entrega todos los productos a baja presión. Las disposiciones de estas, así como la caracterización de los productos son presentados a continuación.

2.7.1.1 Cuatro productos

La Figura 14 muestra un esquema de una configuración de dos columnas y cuatro líneas de productos empleada en el marco del proyecto DECARBit [36]. En este caso, la columna de alta presión (HPC) abarca 50 etapas y trabaja a una presión de 4.8 bar, mientras que la columna de baja presión (LPC) corresponde a 55 etapas y una presión de trabajo de 1.3 bar. Estas columnas, como es convencional en estos sistemas, se encuentran conectadas por un intercambiador de calor que funciona como condensador para la columna de alta presión y como calentador para la columna de baja presión. En el proceso, el aire de alimentación, ya presurizado, se divide en tres corrientes al entrar al sistema. La primera corriente es comprimida y enfriada antes de ingresar al intercambiador de calor principal (MHX), luego se lleva a un proceso de expansión para, posteriormente ser dirigida a la columna de baja presión. Por otra parte, la segunda corriente conlleva un proceso similar a la primera, sin embargo, esta alimenta la corriente de alta presión. La corriente de aire restante no es sometida a una etapa de compresión y enfriamiento previa, sino que es directamente enfriada a temperatura criogénica en el

intercambiador de calor principal.

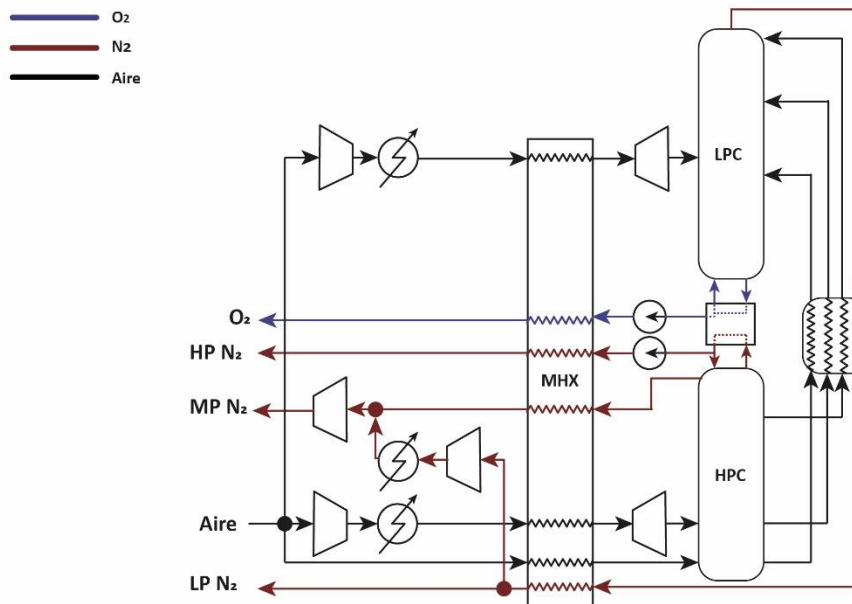


Figura 14. Esquema de unidad de separación con dos columnas de destilación y cuatro líneas de productos [36].

Con base en la información suministrada en [36] es posible caracterizar las corrientes de la unidad de separación de aire en cuestión. La información se presenta en la Tabla 4. Se debe tener en cuenta que se ha considerado una tasa de recuperación de oxígeno del 100%, además, a fin de expresar los gastos en forma másica, se han tomado los valores de masa molar descritos en la Tabla 5.

Asimismo, se describe el gasto energético de la unidad para producir las corrientes en las condiciones anteriormente especificadas. Con los datos suministrados es posible determinar la energía consumida por el sistema por cada kilogramo de O_2 producido. Los valores de consumo energético se consignan en la Tabla 6.

Tabla 4. Caracterización de corrientes ASU 1 (dos columnas de destilación y cuatro productos).

ASU 1 Corrientes					
Fluido	Input/Output	T (°C)	P (bar)	m (kg/kg,air)	Pureza
Air	Input	20	5,07	1	
O ₂	Output	22	48	0,234	0,95
HP N ₂	Output	22	88	0,064	0,999
MP N ₂	Output	226	25	0,253	0,99
LP N ₂	Output	22	1,15	0,444	-

Tabla 5. Masa molar de los fluidos considerados.

Compuesto	Masa molar (g/mol)
Aire	28,97
O ₂	31,99
N ₂	28,01

Tabla 6. Consumo energético para la ASU 1.

Energía consumida (kJ/mol air)
7,26
Energía consumida (kJ/kgair)
250,60
Energía consumida (kJ/kgO₂)
1070,50

2.7.1.2 Tres productos

Por otra parte, se contempla una configuración de ASU de dos columnas de destilación que, a diferencia de la tratada anteriormente, entrega tres líneas de productos (dos de nitrógeno y una de oxígeno) en lugar de cuatro, esta unidad se encuentra acoplada a un ciclo combinado para generación de potencia haciendo uso de oxidación [37]. Además, el oxígeno es entregado a baja presión, por lo que se debería considerar un gasto energético adicional en la compresión de este. La Figura 15 presenta un esquema de la configuración de esta unidad. El aire de alimentación a condiciones ambientales se divide en dos corrientes, ambas ingresan al intercambiador de calor principal (MHX), donde su temperatura es disminuida (ambas a diferente temperatura). Posteriormente, ambas corrientes son comprimidas por dos diferentes compresores a diferentes presiones. Después de esta etapa, la primera corriente es dirigida a la parte baja de la columna de alta presión (HPC), mientras que la segunda corriente es dividida nuevamente en dos corrientes, de las cuales una es dirigida a la parte superior de la HPC y otra es dirigida a un segundo intercambiador de calor. De la parte superior de la HPC se extrae una corriente de N₂, la cual pasa nuevamente por el MXH, donde recibe el calor de la corriente de aire de alimentación y, por consiguiente, eleva su temperatura antes de salir del sistema. Además, la corriente de salida de la parte inferior del HPC es dirigida al segundo intercambiador de calor, donde cederán su calor a las corrientes de nitrógeno y oxígeno que salen de la columna de baja presión (LPC). Las dos corrientes de aire de alimentación a la LPC son previamente llevadas a dos separadores, donde las fases líquida y gaseosa son separadas antes de entrar al LPC. Por último, de la parte superior del LPC sale la corriente de O₂ que se empleará para la oxidación y, de la parte inferior, la fracción de nitrógeno separada de las dos corrientes de aire finales. Esta disposición, así como la elección de las presiones de operación (4.6 bar para la HPC y 1 bar para LPC) se orienta a disminuir el consumo energético en la etapa final de destilación (LPC) [37].

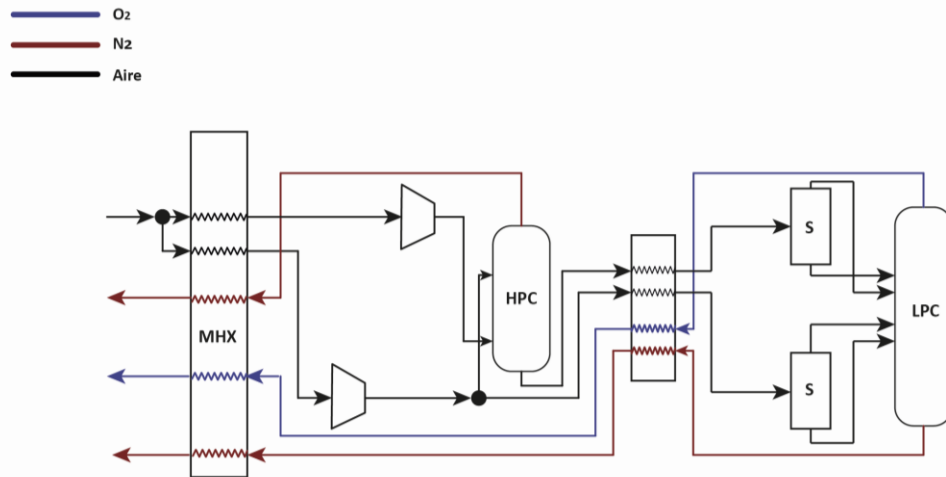


Figura 15. Esquema de unidad de separación con dos columnas de destilación y tres líneas de productos [37]. Tomando como base la información suministrada en [37] es posible caracterizar las corrientes de entrada y salida de la unidad, como se indica en la Tabla 7.

Tabla 7. Caracterización de corrientes ASU 2 (dos columnas de destilación y tres productos)

ASU 2 Corrientes					
Fluido	Input/Output	T (°C)	P (bar)	m (kg/kg,air)	Pureza
Air	Input	25	1,013	1,00	-
O2	Output	-155,83	1,013	0,149	0,9999
N2_1	Output	23,5	4,6	0,094	1
N2_2	Output	23,5	1,013	0,757	1

Además, es posible determinar el requerimiento energético de la unidad por cada kg de O₂ producido a las condiciones mencionadas. Este consumo se registra en la Tabla 8.

Tabla 8. Consumo energético para la ASU 2.

Energía consumida (kWh/kgO₂)
0,269
Energía consumida (kJ/kgO₂)
968,40

2.7.2 Configuración de tres columnas

Como última configuración, se ha considerado una configuración propuesta como mejora a la configuración estudiada en la sección 2.7.1.1 Cuatro productos[36], donde la principal diferencia radica en la inclusión de una etapa de destilación intermedia a las consideradas en el caso inicial, lo que deriva en un menor consumo energético de la unidad con productos cuyas condiciones siguen siendo las detalladas en la Tabla 4.

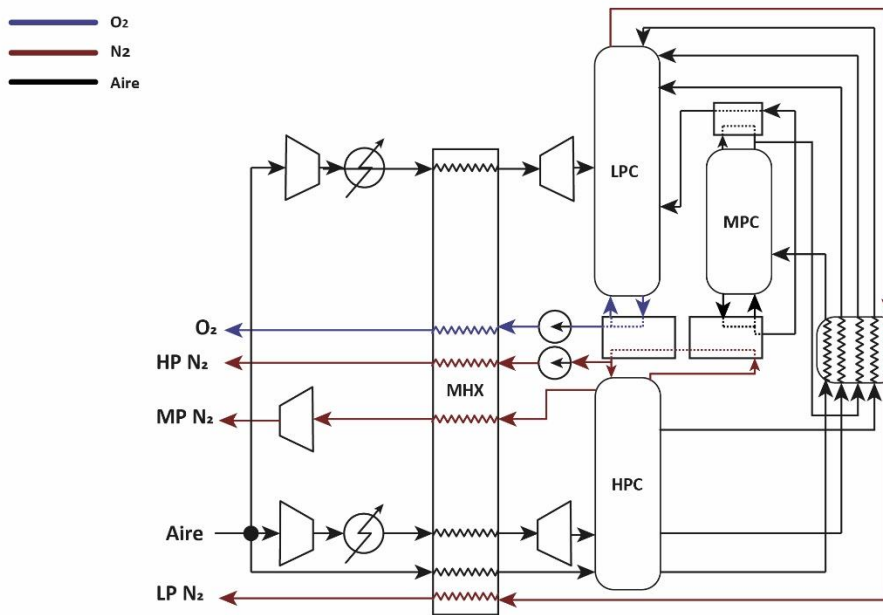


Figura 16. Esquema de unidad de separación con tres columnas de destilación y cuatro líneas de productos.

La Figura 16 muestra un esquema de la unidad de separación en cuestión, cuyo funcionamiento es similar al descrito anteriormente. Nótese que, al no derivar productos de la etapa de la columna de destilación de presión intermedia (MPC), se hace posible tener las mismas condiciones de presión en los productos, puesto que estas estarán determinadas por las condiciones de operación de las columnas de alta y baja presión. La Tabla 9 presenta el consumo energético de esta configuración de unidad de separación por cada kilogramo de O₂ producido a las condiciones especificadas.

Tabla 9. Consumo energético para la ASU 3.

Energía consumida (kJ/mol air)
6,73
Energía consumida (kJ/kgair)
232,31
Energía consumida (kJ/kgO₂)
992,35

3 CICLOS DE POTENCIA BASADOS EN OXICOMBUSTIÓN

El presente apartado se centra en el estudio de los ciclos de potencia propuestos en la literatura para la aplicación de oxicomcombustión. La oxicomcombustión ha emergido como una prometedora alternativa para la generación de energía, especialmente en la búsqueda de soluciones que reduzcan las emisiones de gases de efecto invernadero y mitiguen los efectos del cambio climático. Estos ciclos de potencia representan un enfoque innovador y estratégico para mejorar la eficiencia y sostenibilidad de la producción de energía a partir de combustibles fósiles. La Tabla 10 resume los ciclos a estudiar a lo largo de esta sección.

Tabla 10. Lista de ciclos estudiados.

No.	Ciclo
1	Allam
2	AZEPT 100%
3	AZEPT 85%
4	Matiant
5	CC-Matiant
6	E-Matiant
7	COOLCEP-C
8	COOLCEP-S
9	Cooperate
10	GRAZ
11	S-GRAZ
12	GRAZ Modificado
13	SCOC-CC
14	Novel O ₂ /CO ₂
15	REF
16	Quasi-combined
17	S-CES
18	ZEITMOP
19	ZE-SOLRGT

Dentro de esta selección de ciclos de potencia, se abordarán en detalle aspectos fundamentales como los fluidos de trabajo empleados y la configuración de los ciclos.

La oxicomcombustión, como método de combustión con aire enriquecido con oxígeno puro, ha demostrado ser una alternativa prometedora en la generación de energía, ofreciendo ventajas significativas en términos de reducción de emisiones de CO₂ y otros contaminantes. Esta tecnología

ha sido objeto de intensa investigación y desarrollo en los últimos años, y ha dado lugar a una amplia gama de ciclos de potencia con enfoques variados y novedosos.

Durante el análisis y clasificación de estos ciclos, se destacará el papel fundamental que desempeña la oxidación en la optimización de la eficiencia térmica y la reducción de las emisiones contaminantes. Además, se identificarán los desafíos tecnológicos y operativos asociados a cada ciclo, lo que permitirá evaluar la viabilidad y la escalabilidad de estas soluciones en aplicaciones prácticas y en diferentes contextos energéticos.

Asimismo, se pondrá especial énfasis en el potencial de integración de estas tecnologías con ciclos de potencia de $s\text{CO}_2$ (dióxido de carbono supercrítico) que, debido a sus características termodinámicas únicas, prometen aumentar aún más la eficiencia global del proceso y mejorar la operación general de las plantas de generación de energía.

3.1 Ciclo Allam

El ciclo Allam, que toma su nombre de su creador, fue propuesto en el año 2010 como un sistema de generación de potencia de alta eficiencia y bajo costo de electricidad [38], declarando una eficiencia térmica del 55% respecto al poder calorífico inferior (LHV) del gas natural.

El ciclo fue propuesto para aplicaciones de oxidación de gas (ya sea natural o sintético), con oxígeno producido por una unidad de separación de aire de destilación criogénica. Dentro de los atractivos del ciclo se encuentra su alta eficiencia, así como la posibilidad de obtener CO_2 a una presión de interés sin emplear procesos químicos o físicos adicionales [38], consiguiendo una captura del 100% de las emisiones de CO_2 [39]. Este ciclo tiene una configuración de ciclo semicerrado, producto del sangrado de CO_2 , esto se debe a que, debido a que este se recircula, se tendría un constante incremento de masa en el ciclo, lo que resulta impracticable, por lo que, para mantener constante el caudal másico de CO_2 que circula, se debe drenar parte de este previo al proceso de combustión.

El ciclo Allam -también referenciado en la literatura como ciclo Net Power en referencia a la compañía pionera en el desarrollo de esta tecnología y la cual tenía la licencia exclusiva del ciclo hasta el año 2022, cuando llevó a cabo una asociación con Baker Hughes para avanzar en el despliegue técnico y comercial del sistema- destaca por ser altamente recuperativo, esta característica puede atribuirse a los recuperadores internos en su configuración y a la integración térmica entre el ciclo y la unidad de separación de aire [40]. Este ciclo, como se ilustra en la Figura 17, es un proceso de alta complejidad que involucra diversas etapas para lograr su eficiente funcionamiento. En primera instancia, los gases de combustión ricos en CO_2 son sometidos a una expansión en la turbina, lo que permite obtener energía mecánica. Posteriormente, estos gases se dirigen hacia un recuperador donde son enfriados, aprovechando la transferencia de calor para mejorar la eficiencia del ciclo.

Luego de este enfriamiento, el fluido resultante es sometido a un proceso de enfriamiento adicional antes de ingresar a un separador. En este punto, el CO_2 es separado del agua y esta última se elimina del sistema para asegurar la pureza del CO_2 . Una vez obtenido el CO_2 puro, se somete a un proceso de compresión en varias etapas con interenfriamiento. En las primeras etapas, el gas es comprimido utilizando compresores convencionales, mientras que, en la última etapa, el CO_2 ya se encuentra en estado líquido, por lo que su compresión se lleva a cabo mediante una bomba.

Antes de ingresar nuevamente a la cámara de combustión, donde el ciclo Allam se cierra, el CO_2

comprimido es precalentado en el recuperador para maximizar su eficiencia térmica y minimizar pérdidas de calor. Así, este ciclo se presenta como una opción interesante para aplicaciones de oxidación, brindando altos niveles de eficiencia y capacidad para capturar CO₂ sin necesidad de utilizar sistemas adicionales de absorción.

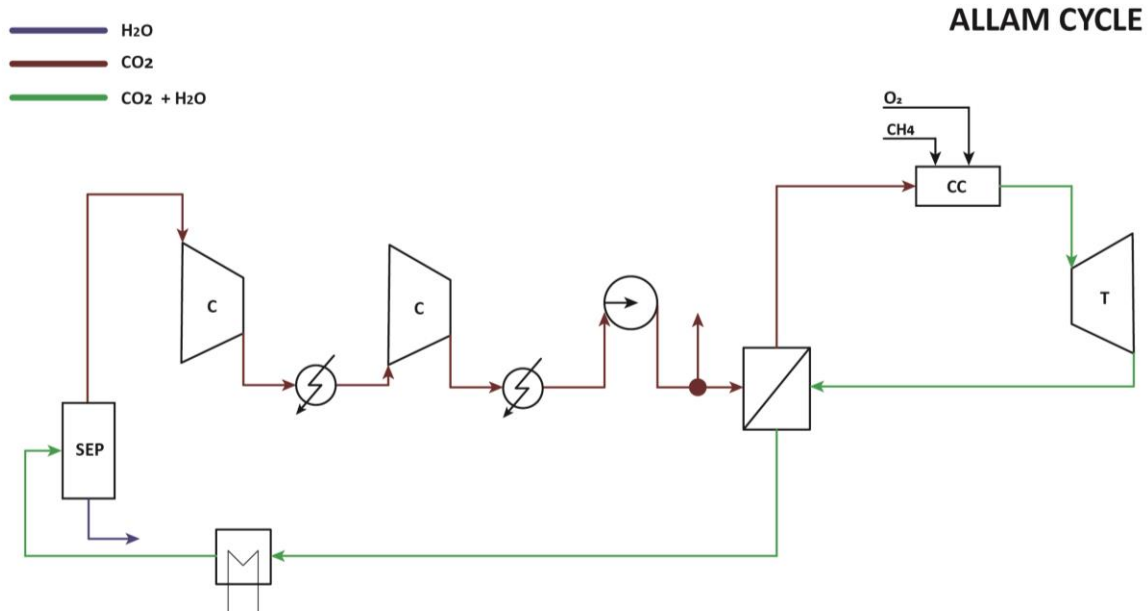


Figura 17. Esquema del ciclo Allam.

Cabe mencionar que en la literatura se ha estudiado la opción de añadir un recalentamiento de baja presión al ciclo original [41]. Esta modificación, pese a que representa un decrecimiento en la eficiencia del ciclo de 5 puntos porcentuales, es capaz de generar una potencia neta hasta 2.1 veces mayor que la configuración original, así como un trabajo específico hasta 2.2 veces mayor respecto al ciclo original [42]. Estas ventajas respecto a la configuración propuesta inicialmente han propiciado el interés de investigadores en estudiar la inclusión de la mencionada etapa de calentamiento.

3.2 Ciclo AZEP 100%

El ciclo AZEP (Advanced Zero Emission Power) responde a una configuración de ciclo combinado, en la cual los gases de escape de la turbina de gas son usados como fuente de energía para generar vapor que luego generará trabajo en un ciclo Rankine, mediante circuitos separados. En este ciclo, la separación de aire se lleva a cabo con una membrana de transporte de iones, siendo de las pocas configuraciones propuestas que hacen uso de este método de separación. Este ciclo destaca por su alta eficiencia térmica, así como por su capacidad de capturar la totalidad del CO₂.

A diferencia de los ciclos combinados tradicionales, el ciclo AZEP utiliza, en lugar de una cámara de combustión convencional, un reactor de membrana de transporte de iones, lo que lo diferencia de los demás ciclos propuestos, ya que la separación del aire se encuentra incluida dentro del sistema de aporte de energía. El reactor utilizado incluye, además de una cámara de combustión (CC), secciones de intercambiador de calor de baja temperatura (LTHX), membrana de separación e intercambiador de calor de alta temperatura (HTHX) [43]. Esta configuración se presenta en la Figura 18. Como se observa, la membrana de transporte de iones que hace parte del reactor funciona de acuerdo con la

membrana de cuatro extremos descrita en la sección Separación por membrana de transporte de iones, sangrando parte de los gases de escape de la cámara de combustión para que sirvan como gas de barrido en la membrana, los gases a la salida de la membrana (que ahora contienen oxígeno), son recirculados a la cámara de combustión, formando así un lazo que garantiza la continua operación del sistema. Teniendo claridad de la disposición propuesta en [43] para el reactor, en la Figura 19 se presenta un esquema del ciclo AZEP 100%.

Como se puede observar, el proceso comienza con la compresión del aire antes de que entre al reactor (nótese que el reactor detallado en la Figura 18 es presentado a manera de caja negra en la Figura 19 por simplicidad de la misma). En el reactor (ITM-R), se lleva a cabo tanto la separación del aire como la generación de calor, permitiendo que el oxígeno separado del aire sea arrastrado por un gas de arrastre compuesto de CO_2 y H_2O . Este gas de arrastre, que ahora contiene oxígeno, reacciona con gas natural para generar calor en una cámara de combustión. El aire, empobrecido en oxígeno debido a la separación previa, es luego expandido en la turbina de gas, siguiendo una configuración convencional de ciclo Brayton.

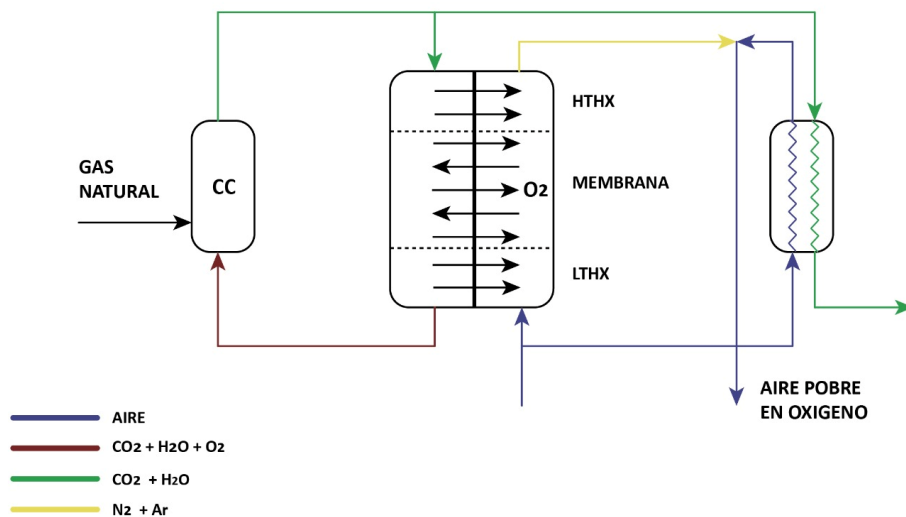


Figura 18. Esquema del reactor. Tomado de [43].

Los gases de escape de la turbina son aprovechados para calentar el vapor del ciclo de cola. Además, se transfiere el calor contenido en la corriente de arrastre al vapor. Después de ceder su calor, la corriente de CO_2 y H_2O se separa, permitiendo llevar el CO_2 puro a un proceso de compresión para alcanzar la presión de suministro. Al igual que en el ciclo Allam, parte del CO_2 es retirado del sistema para mantener constante la masa dentro del mismo.

Una de las desventajas que supone la implementación de esta configuración es que, debido a limitaciones tecnológicas, la temperatura de entrada a la turbina de gas se debe limitar a 1200°C , la cual es un poco más baja que en un ciclo combinado convencional y, como se ha mencionado previamente, es uno de los parámetros que determina el rendimiento térmico del ciclo.

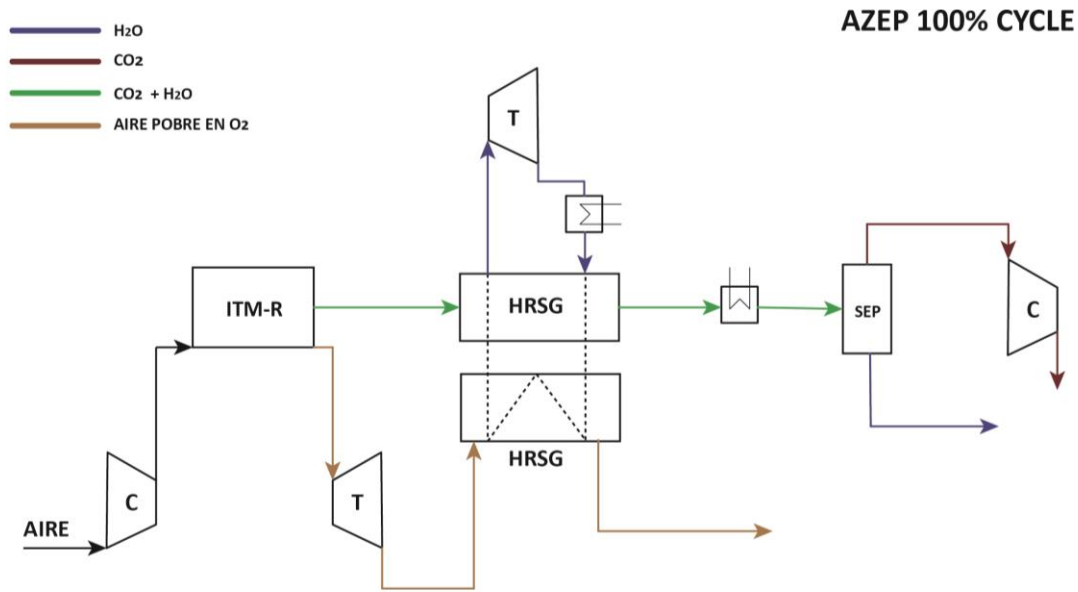


Figura 19. Esquema del ciclo AZEP 100%.

3.3 Ciclo AZEP 85%

En [43], se presenta una modificación al ciclo AZEP 100% que busca superar la limitación de temperatura de salida del reactor (1200°C), la cual se detalla en la Figura 20. El principio de funcionamiento sigue siendo el mismo que se describió en la sección 3.2 para el ciclo AZEP 100%, pero se incorpora una cámara de combustión secuencial al reactor, lo que permite elevar la temperatura de entrada a la turbina en aproximadamente 127 °C en comparación con la configuración original. Esta modificación resulta en un aumento de la eficiencia térmica del ciclo de 3.8 puntos porcentuales, lo cual constituye una ventaja en este aspecto respecto al ciclo AZEP 100%.

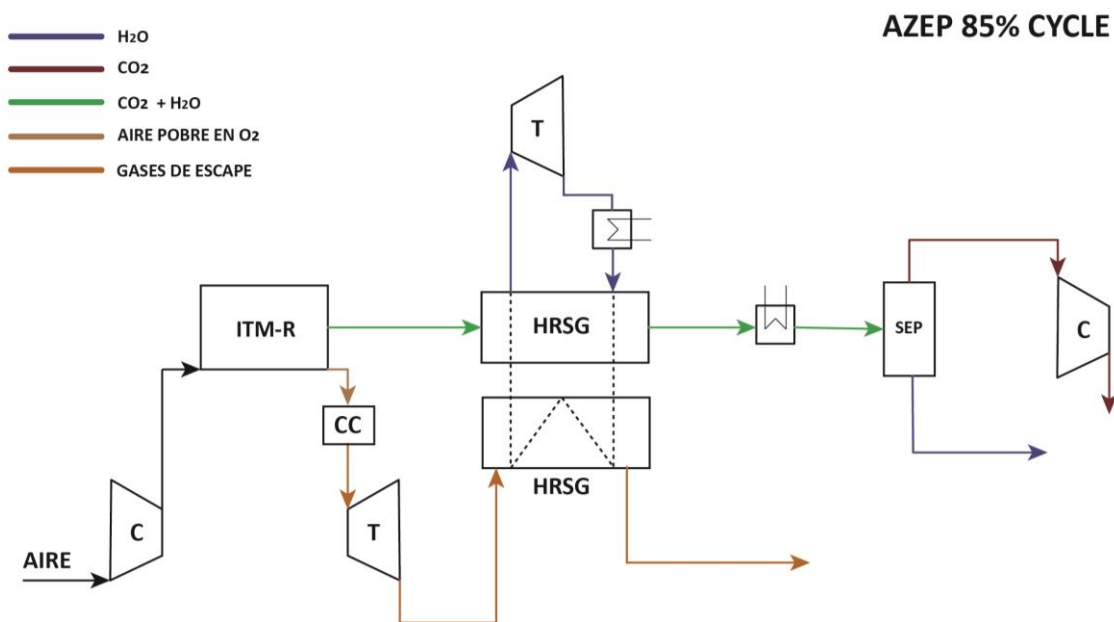


Figura 20. Esquema del ciclo AZEP 85%.

Sin embargo, se debe considerar que, debido a la inclusión de la cámara de combustión convencional, que no es de oxidación, aguas debajo del reactor (ITM-R), la capacidad de captura de CO_2 del ciclo se ve afectada, disminuyendo hasta el 85%. Como consecuencia, el ciclo deja de ser una opción de cero emisiones, que era el objetivo inicial. Para mantener el concepto de cero emisiones, sería necesario incluir un sistema de captura de carbono postcombustión, lo que incrementaría tanto los costes de la planta como el consumo de recursos auxiliares.

Esta modificación plantea un importante dilema para la implementación del ciclo AZEP 100%, ya que la posibilidad de alcanzar mayores temperaturas de entrada a la turbina y, por ende, una mayor eficiencia, se contraponen con la aspiración de mantener el ciclo como una opción libre de emisiones de carbono. La elección entre ambas opciones dependerá de la prioridad que se otorgue a la eficiencia térmica frente a la reducción de emisiones de CO_2 en la aplicación específica de la central eléctrica.

3.4 Ciclo Matiant

El ciclo Matiant, que recibe su nombre sus creadores Mathieu e Iantovski [44], de manera general, corresponde a un ciclo recuperativo caracterizado por una compresión con interenfriamiento en múltiples etapas y un recalentamiento [40]. Este ciclo presenta una eficiencia inferior a otras configuraciones estudiadas, sin embargo, la captura de la totalidad del CO_2 y la posibilidad de obtener este a condiciones deseadas para otros procesos sin incurrir en absorción física o química son su principal atractivo. Adicionalmente, este ciclo fue propuesto para integrarlo con una unidad de separación de aire criogénica.

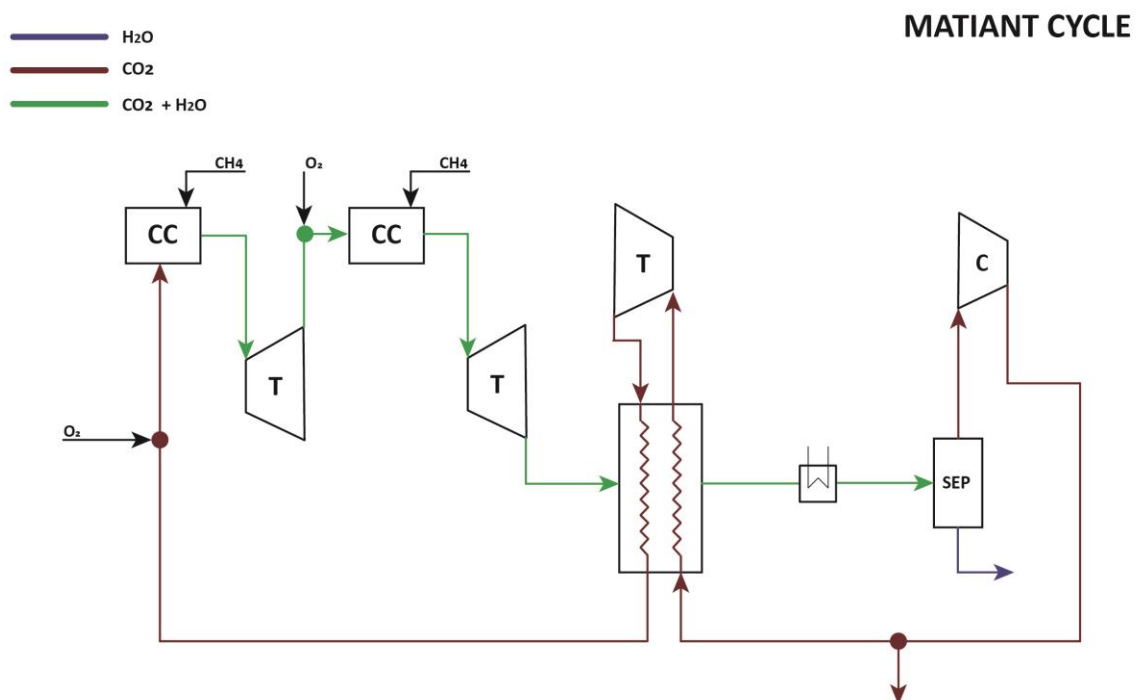


Figura 21. Esquema del ciclo Matiant.

El esquema del ciclo se presenta en la Figura 21 y, como se puede observar, cuenta con una

configuración particular que incorpora tres cuerpos de expansión. Una característica destacada de esta disposición es que uno de los cuerpos de expansión se encuentra ubicado antes de la cámara de combustión, aprovechando exclusivamente el calor recuperado en el recuperador.

El ciclo inicia con la expansión de los gases de combustión ricos en CO_2 en una primera turbina. Posteriormente, estos gases son recalentados en la cámara de combustión para luego ser nuevamente expandidos en una segunda turbina. Los gases de escape de esta segunda turbina son dirigidos hacia el recuperador, donde cederán parte de su calor para calentar la corriente de gases provenientes de la etapa de compresión.

Luego, el fluido es enfriado adicionalmente antes de ingresar en un separador, donde se elimina el agua presente en la corriente. De esta manera, se logra recircular únicamente CO_2 puro, el cual será dirigido a varias etapas de compresión con enfriamiento intermedio antes de ser enviado nuevamente al recuperador. En este punto, el fluido recibe el calor aportado por los gases de escape de la segunda turbina, tal como se mencionó previamente, y posteriormente, es expandido en otra turbina.

Después de esta etapa de expansión, el fluido vuelve a ser precalentado antes de dirigirse nuevamente a la cámara de combustión, cerrando así el ciclo.

3.5 Ciclo CC-Matiant

El ciclo CC-Matiant es una variante propuesta por los mismos autores como una mejora al ciclo Matiant convencional. En esta configuración, se propone como base un ciclo tipo Brayton regenerativo con recalentamiento cuya primera expansión se realiza en condiciones supercríticas [45]. Para obtener el oxígeno puro necesario, se emplea una unidad de separación criogénica. Aunque esta configuración de ciclo parece ser una opción lógica para aprovechar los beneficios de la oxidación, es importante mencionar que su desarrollo ha sido menor en comparación con otras alternativas estudiadas en la literatura.

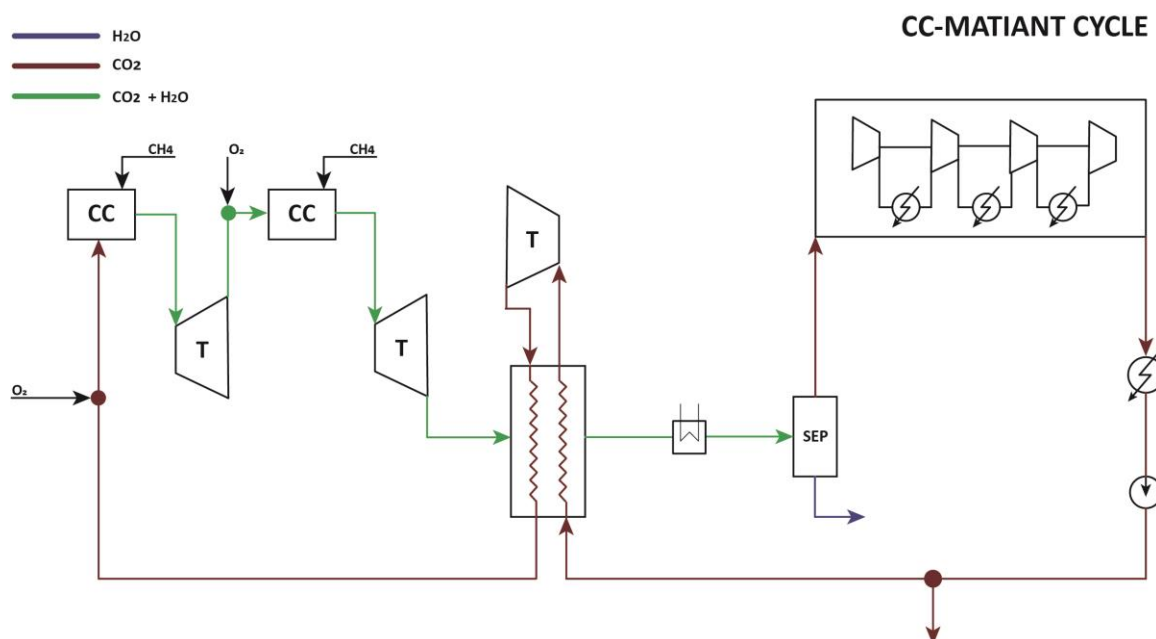


Figura 22. Esquema del ciclo CC-Matiant.

En la Figura 22 se presenta el esquema correspondiente a este ciclo. Como se observa, la principal diferencia que presenta con el ciclo Matiant original (sección 3.4) se encuentra en la condensación del CO_2 antes de ser sangrado para su posterior almacenamiento y distribución.

A pesar de su situación actual, el ciclo CC-Matiant sigue siendo una opción interesante para considerar en la generación de energía con oxidación. Con una adecuada investigación y desarrollo tecnológico, esta variante podría ganar relevancia y ofrecer una alternativa eficiente y sostenible para aplicaciones de ciclos de potencia con oxidación. A medida que avanza la madurez tecnológica y se superan los retos asociados, el ciclo CC-Matiant podría posicionarse como una opción viable y competitiva para reducir las emisiones y mejorar la eficiencia de las centrales eléctricas basadas en oxidación.

3.6 Ciclo E-Matiant

Esta variante propuesta por los autores recibe su nombre debido a su similitud con el ciclo Ericsson en el sentido de que la compresión se lleva a cabo en varias etapas con interenfriamiento y la expansión se lleva a cabo en varias etapas con recalentamiento. Este ciclo, que utiliza la separación criogénica como método de producción de oxígeno, se caracteriza por su alta capacidad de captura de carbono, además, los autores han declarado eficiencias razonablemente altas (encima del 40%) [46].

El ciclo E-Matiant, representado en la Figura 23, presenta una configuración ingeniosa y eficiente para lograr la separación y recirculación del CO_2 . En este esquema, los gases de combustión ricos en CO_2 experimentan una serie de etapas secuenciales para maximizar la recuperación de calor y optimizar la eficiencia del ciclo. En primer lugar, son expandidos en la turbina de alta presión, y posteriormente, se recalientan en la cámara de combustión antes de someterse a una segunda expansión en la turbina de baja presión.

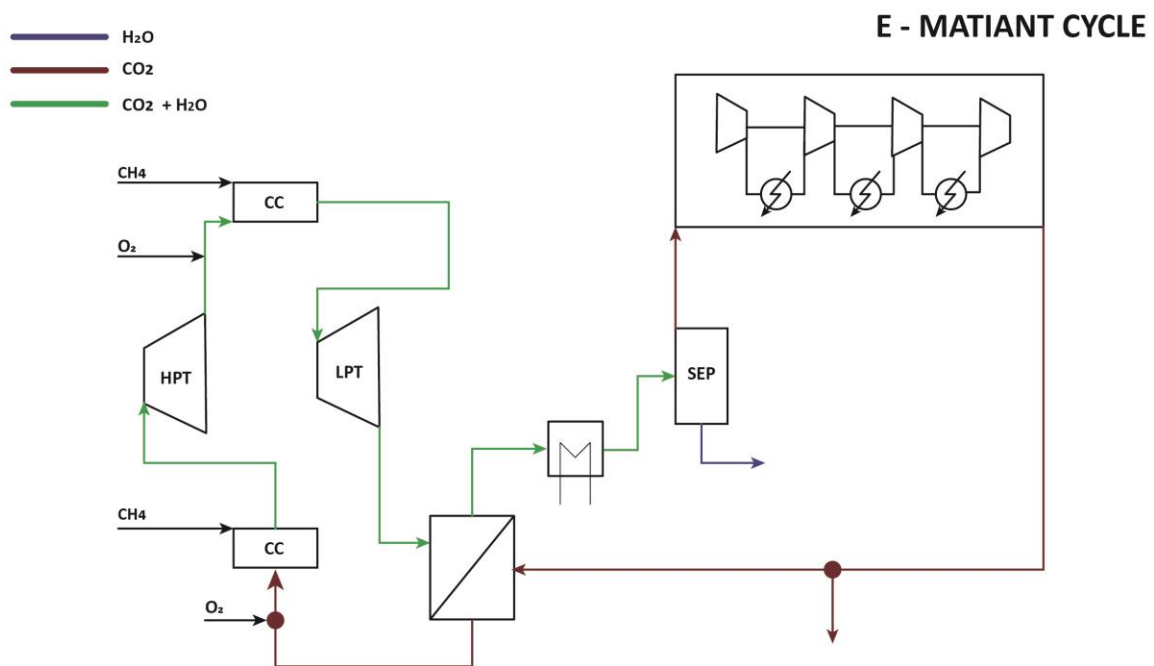


Figura 23. Esquema del ciclo E-Matiant.

Una vez completada la etapa de expansión, el fluido se conduce hacia el recuperador de calor, donde transferirá su calor al CO_2 recirculado, potenciando la eficiencia térmica del ciclo. Al salir del recuperador, el fluido experimenta un enfriamiento adicional antes de ingresar al separador, donde se llevará a cabo la separación del agua y el CO_2 , que posteriormente será dirigido hacia múltiples etapas de compresión con enfriamiento intermedio. Tras completar la compresión, el fluido regresa al recuperador para recibir el calor cedido por los gases de escape de la turbina para finalmente, ser llevado a la cámara de combustión, cerrando así el ciclo. Esta configuración permite aprovechar al máximo la energía disponible y garantiza la óptima recirculación del CO_2 , lo que lo convierte en una opción atractiva para aplicaciones de ciclos de potencia con oxidación.

3.7 Ciclo Coolcep-C

El ciclo Coolcep (cool clean efficient power), a diferencia de otros ciclos propuestos para oxidación, incorpora el uso de gas natural licuado (GNL) bajo la premisa de aprovechar su gran exergía de frío debido a su baja temperatura, que es de aproximadamente 110K [47]. Esta configuración de ciclo cuenta con la ventaja de que, además de producir potencia, es capaz de producir refrigeración si es necesario, evaporando el GNL y consiguiendo una captura de la totalidad de las emisiones generadas por la combustión, lo que lo lleva a destacar por su alta eficiencia y bajo impacto ambiental. Además, debido a las razones comentadas en ciclos previos, el ciclo Coolcep-C adopta una configuración de ciclo semicerrado. De manera general, el ciclo Coolcep-C corresponde a un ciclo Rankine recuperativo con CO_2 como fluido de trabajo.

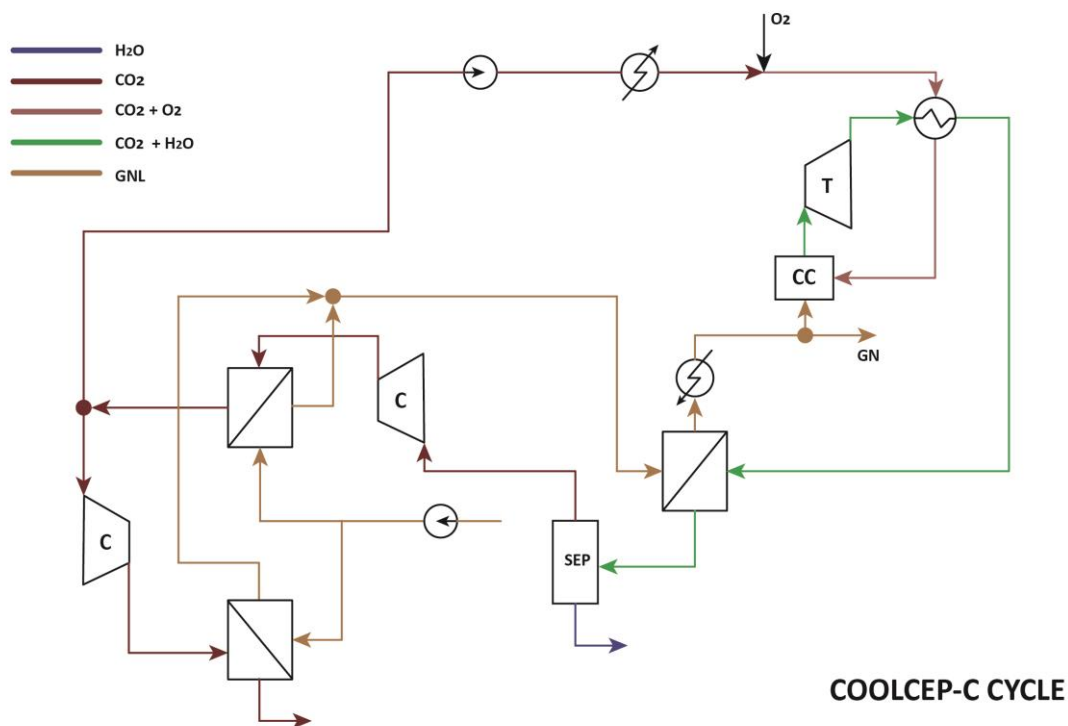


Figura 24. Esquema del ciclo COOLCEP-C.

En la Figura 24 se presenta el esquema detallado del ciclo Coolcep-C, que adopta una configuración avanzada y eficiente. En el inicio del ciclo, el fluido se expande hasta alcanzar una presión cercana a la presión ambiente [47], lo que permite aprovechar mejor la energía disponible. Luego, el fluido es

dirigido al recuperador de calor, donde cede parte de su energía térmica. A continuación, se somete a un enfriamiento adicional utilizando Gas Natural Licuado (GNL), lo que facilita la condensación del vapor de agua presente en la corriente. Este proceso de condensación permite separar el agua, logrando así recircular únicamente CO_2 puro.

El CO_2 puro es comprimido hasta alcanzar su presión de condensación, y se realiza un enfriamiento intermedio en una etapa de compresión para reducir el trabajo necesario para este proceso. Luego, el fluido es completamente condensado, haciendo uso de la evaporación del GNL, antes de ser bombeado. A esta etapa, el fluido posee una mayor presión y es llevado a una fase de evaporación, donde se mezcla con una corriente de oxígeno puro proveniente de la unidad de separación, la cual utiliza tecnología criogénica para su obtención.

Esta mezcla de CO_2 y oxígeno puro es precalentada mediante la transferencia de calor desde los gases de escape de la turbina en el recuperador de calor. Finalmente, la mezcla es dirigida a la cámara de combustión, donde ocurre la reacción de combustión. A partir de este punto, el fluido es expandido en una turbina para generar potencia y, de esta manera, cerrar el ciclo.

3.8 Ciclo Coolcep-S

El ciclo Coolcep-S representa una variante del ciclo Rankine recuperativo de cogeneración que utiliza CO_2 como fluido de trabajo, permitiendo tanto generación de potencia como refrigeración. En esta configuración, el fluido de trabajo se expande en la turbina principal hasta alcanzar la presión de condensación [47]. Esta disposición, propuesta por los mismos autores, se presenta como una solución para reducir el consumo energético en la etapa de compresión que se requería en la configuración inicial del ciclo Coolcep-C. Al expandir el fluido hasta la presión de condensación, se elimina la necesidad de realizar el proceso de compresión de gas [47], como se muestra en la Figura 25.

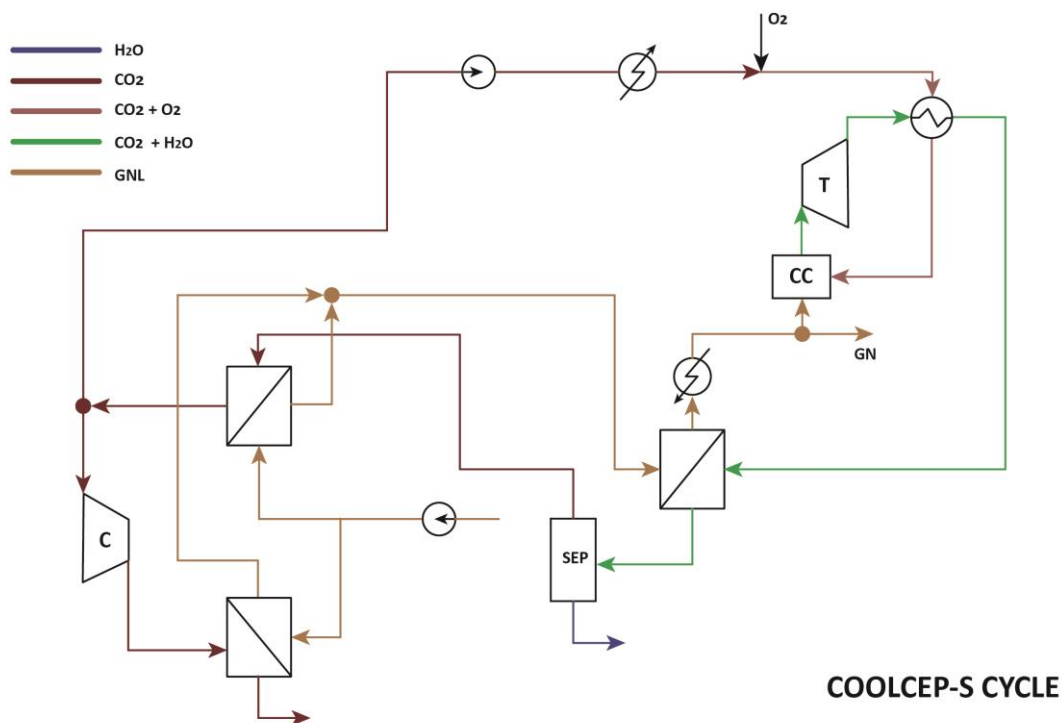


Figura 25. Esquema del ciclo COOLCEP-S.

Aunque esta variante implica una mayor contrapresión en la turbina y una temperatura de escape más alta, logra mantener la captura total de carbono mientras mejora la eficiencia del ciclo. En términos generales, la configuración del ciclo Coolcep-S es similar a la del ciclo Coolcep-C, con la diferencia de que se omite la etapa de compresión del gas hasta la presión de condensación. De esta manera, se optimiza el rendimiento del ciclo sin comprometer la eficacia del proceso de captura de carbono.

3.9 Ciclo Cooperate

El ciclo Cooperate (CO₂ Prevented Recuperative Advanced Turbine Energy) corresponde a un ciclo recuperativo de CO₂ con triple expansión. En particular, la primera expansión se lleva a cabo luego de la recuperación, mientras que para la segunda y tercera turbina se tienen cámaras de combustión a fin de incrementar la temperatura de entrada a estas dos turbinas [48]. De manera general, el ciclo consta de una unidad de separación de aire criogénica, oxidación, expansión de CO₂, compresión de CO₂, licuefacción y almacenamiento. En el esquema del ciclo Cooperate, representado en la Figura 26, se aprecia una configuración detallada de las etapas que componen este proceso. Los gases de combustión ricos en CO₂ son sometidos a una primera etapa de expansión en una turbina. Posteriormente, los gases de escape de dicha turbina son recalentados en una cámara de combustión, lo que eleva su temperatura para permitir una segunda expansión. Estos gases, tras salir de la segunda turbina, son conducidos a un recuperador de calor, donde cederán parte de su energía antes de pasar por un proceso de enfriamiento adicional y, finalmente, llegar a un separador.

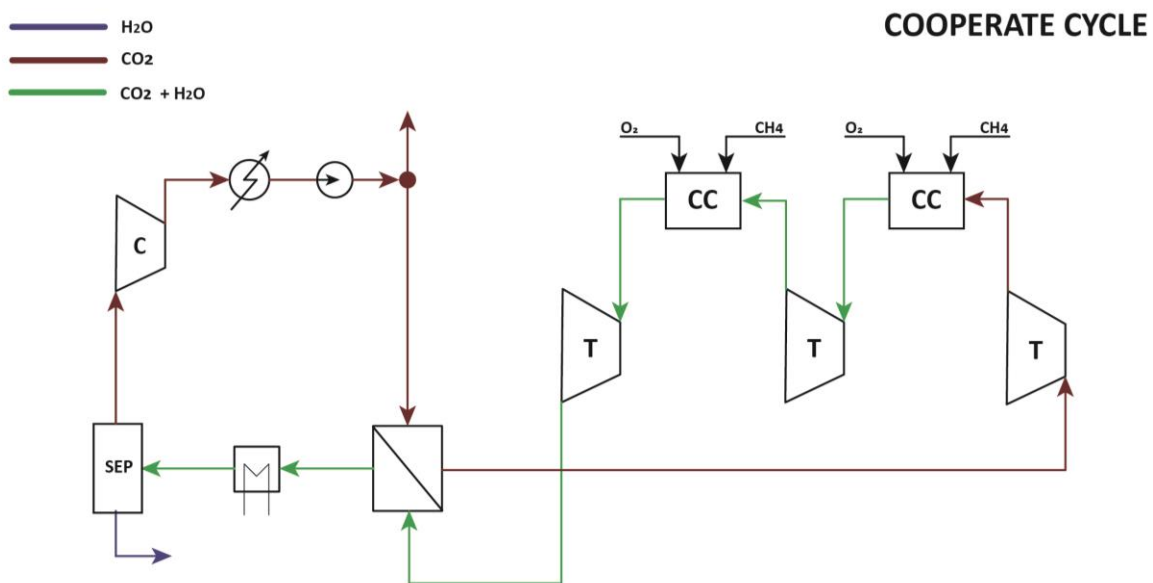


Figura 26. Esquema del ciclo Cooperate.

En el separador, se lleva a cabo una importante operación de separación donde el agua presente en la corriente es eliminada, dejando únicamente CO₂ puro dentro del sistema. Esta corriente de CO₂ puro es sometida a un proceso de compresión y condensación para luego ser bombeada nuevamente. Mediante este bombeo, se logra que la corriente recircule hacia el recuperador, donde recupera el calor cedido por los gases de escape de la segunda turbina. Gracias a este proceso, el CO₂ vuelve a estar a alta temperatura y está listo para ser expandido por tercera vez en una turbina adicional. Los gases de salida de esta tercera turbina se mezclan con el oxígeno puro proveniente de la ASU, antes de ingresar

a la cámara de combustión para cerrar el ciclo de manera continua.

El ciclo Cooperate puede entenderse también como un ciclo Allam con recalentamiento, con la diferencia de que, después del recuperador, el Cooperate añade una turbina de alta presión. Este diseño, que involucra varias etapas de expansión y recuperación de calor, permite mejorar la eficiencia del ciclo Cooperate y maximizar la captura de carbono en el proceso. Además, esta configuración destaca por su alta flexibilidad operativa [48].

3.10 Ciclo GRAZ

El ciclo Graz, que recibe su nombre de la Universidad donde fue desarrollado, constituye otra de las alternativas para hacer uso de ciclos de potencia con oxidación altamente eficientes. De manera general, este ciclo consiste en un ciclo Brayton de alta temperatura y un ciclo Rankine de baja temperatura [49]. Además, es preciso anotar que, para la producción de oxígeno, se emplea separación de aire criogénica. La configuración de este ciclo, de tipo semicerrado, presenta una alta eficiencia térmica, debido a su alto trabajo de expansión y bajo trabajo de compresión. La Figura 27 presenta el esquema del ciclo Graz, que ofrece varias ventajas. En este ciclo, la corriente resultante de la combustión, compuesta por un 75% de CO_2 y un 25% de agua, es sometida a una primera expansión en una turbina de alta temperatura. Los gases de escape de esta turbina se dirigen hacia una caldera de recuperación de calor (HRSG), donde cederán parte de su energía. Posteriormente, los gases salientes del HRSG son nuevamente expandidos en la turbina de baja presión hasta alcanzar la presión mínima requerida en el condensador.

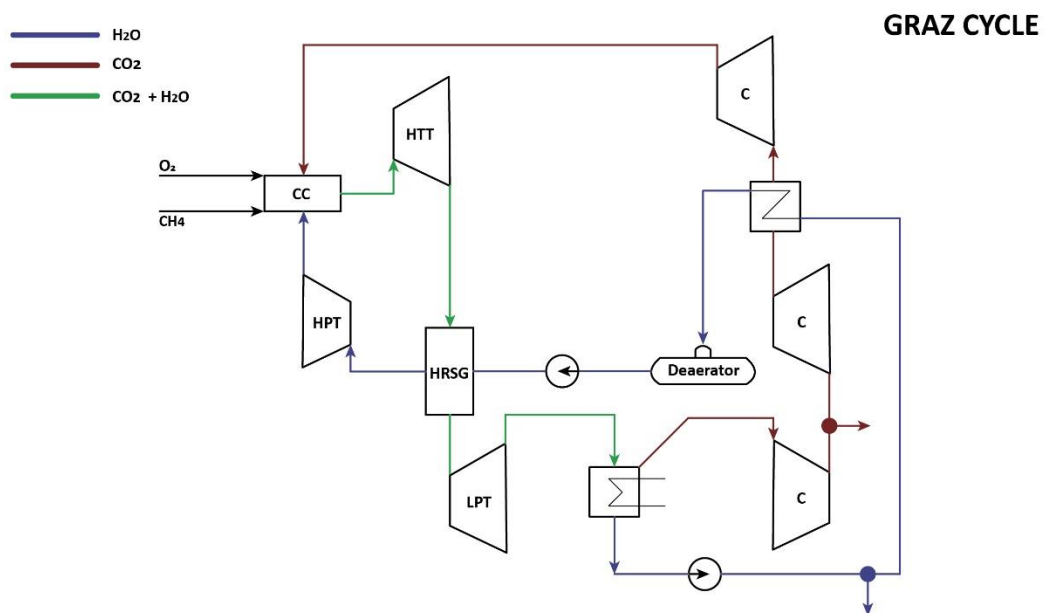


Figura 27. Esquema del ciclo Graz.

En el condensador, se realiza la separación de corrientes, obteniendo como resultado dos flujos distintos. Por un lado, se obtiene una corriente de CO_2 puro, que pasa por dos etapas de compresión. En la primera etapa, se realiza un sangrado de CO_2 para mantener constante la masa dentro del sistema, y luego el CO_2 comprimido cede el calor adiabático generado durante la compresión. Finalmente, esta corriente de CO_2 es completamente comprimida hasta alcanzar la presión requerida para su

introducción en la cámara de combustión.

Por otro lado, la otra corriente separada, compuesta principalmente de agua, es bombeada antes de ser precalentada y dirigida hacia la caldera de recuperación de calor. Allí, esta corriente adquiere la presión máxima del ciclo y posteriormente es expandida en la turbina de alta presión, antes de ser enviada nuevamente a la cámara de combustión.

Este ciclo Graz aprovecha eficientemente el contenido de vapor de agua y CO_2 en todas las etapas del proceso, lo que permite reducir el trabajo de compresión requerido y lograr una alta eficiencia térmica. Además, el esquema de expansión y compresión de corrientes garantiza la recirculación de CO_2 puro en el sistema, contribuyendo así a una mayor captura y aprovechamiento de este gas.

3.11 Ciclo S-GRAZ

El ciclo S-Graz es presentado como una modificación al ciclo Graz original que pretende hacer más viable el diseño de las turbomáquinas necesarias para operar estos sistemas. El ciclo S-Graz e incorpora un alto contenido de vapor en el fluido de trabajo, que no deja de ser $\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$, favoreciendo así el diseño de las turbomáquinas, además, adopta una configuración que le permite incrementar su eficiencia, por lo que resulta aún más interesante [49]. Al igual que en el ciclo Graz, se emplea una unidad de separación de aire para la producción de oxígeno.

En la Figura 28 se presenta el esquema del ciclo S-Graz, que presenta una variación con respecto a la configuración Graz. En este ciclo, se ha optado por no recircular el CO_2 puro una vez separado, sino que se procede a su compresión para alcanzar las condiciones requeridas para su almacenamiento y uso posterior. Como resultado, solo la corriente de agua es recirculada hacia la cámara de combustión, lo que conlleva a una menor presencia de CO_2 en los productos de combustión.

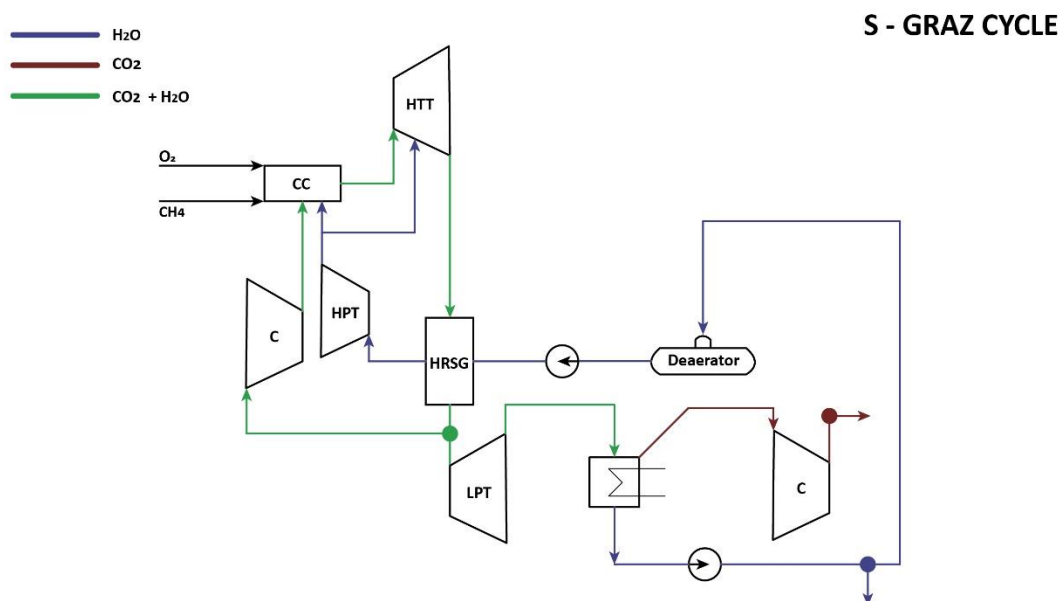


Figura 28. Esquema del ciclo S-Graz.

La disposición de los equipos y corrientes relacionadas con la mezcla de CO_2 y agua, así como la corriente de agua pura, se mantiene igual a la descrita en la sección 3.10 para el ciclo Graz (obviando

la etapa de precalentamiento con CO_2). Esto implica que los gases resultantes de la combustión aún contienen una cierta proporción de CO_2 , pero en comparación con el ciclo Graz, la concentración de CO_2 en estos gases será menor debido a la ausencia de recirculación del CO_2 puro. Sin embargo, se debe tener en cuenta que, para esta configuración, una fracción de los gases a la salida del HRSG es recomprimida para luego ser enviada a la cámara de combustión.

Al comprimir el CO_2 separado, se pueden alcanzar las condiciones óptimas para su manejo y almacenamiento, lo que permite una mayor flexibilidad en cuanto a la gestión de este gas. Asimismo, la recirculación selectiva de la corriente de agua contribuye a simplificar el ciclo y a reducir la complejidad de los equipos involucrados.

3.12 Ciclo GRAZ Modificado

El ciclo Graz Modificado presenta una configuración alternativa para la generación de potencia con CO_2 . Este, al igual que sus predecesores, recibe su nombre de la Universidad donde ha sido desarrollado y consigue incrementar la fracción de vapor presente en el fluido de trabajo, disminuyendo la presencia de CO_2 puro, lo que facilitaría el diseño de las turbomáquinas. Es preciso anotar que, en los tres tipos de ciclo Graz presentados, las condiciones de contorno (temperatura y presión máxima y mínima) no se ven alteradas [50].

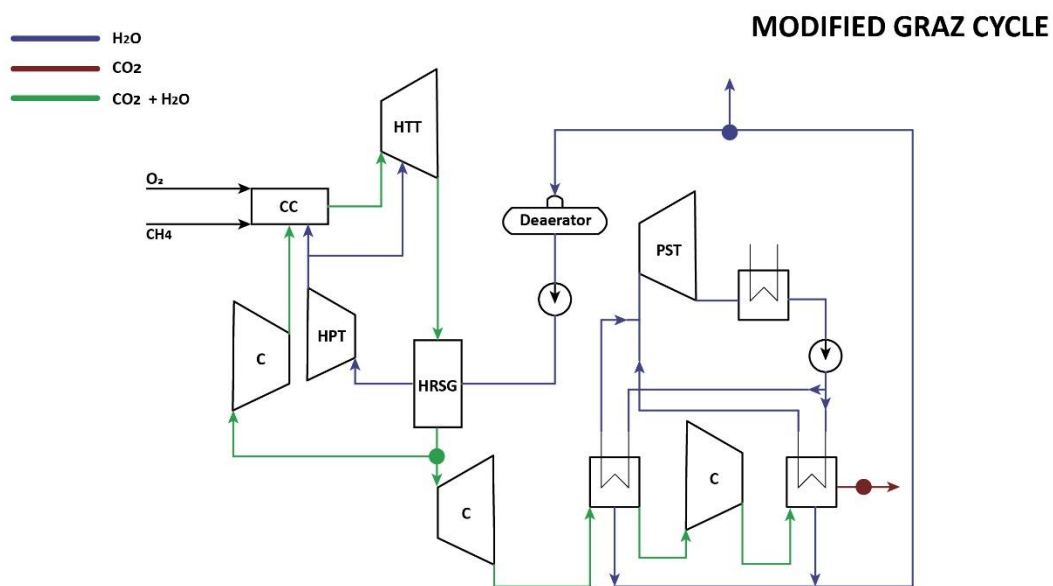


Figura 29. Esquema del ciclo Graz Modificado.

En la Figura 29, se presenta una versión modificada del Ciclo Graz. Como se puede observar, la corriente de productos de combustión (principalmente CO_2 y H_2O) se expande en la turbina de alta temperatura. Una vez que los gases se han expandido, se enfrían en el HRSG, donde ceden su energía para vaporizar y sobrecalentar el vapor que luego se expandirá en la turbina de alta presión. Después de este enfriamiento, aproximadamente el 55% de los gases [50] se recircula de vuelta a la cámara de combustión después de haber sido comprimidos previamente. El resto de los gases se somete a un

proceso de compresión con enfriamiento intermedio para separar el agua presente en la corriente, lo que reduce el contenido de agua en la corriente final de CO_2 a menos del 1% [50].

El calor liberado durante el proceso de condensación se utiliza de manera ingeniosa para calentar la corriente de agua que ingresa a la turbina de vapor condensante, generando así potencia adicional. La corriente principal de agua, ya condensada, se dirige al desgasificador antes de ser enviada al HRSG, donde su presión y temperatura aumentan para ser expandida en la turbina de alta presión, y después de la expansión, se recircula nuevamente a la cámara de combustión.

Al recircular una parte de los gases y segregar el agua, se logra reducir la cantidad de CO_2 presente en los productos de combustión, lo que es conlleva a un diseño más sencillo de las turbomáquinas necesarias para operar el ciclo.

3.13 Ciclo SCOC-CC

El ciclo SCOC-CC (Semi-Closed Oxy-fuel Combustion Combined Cycle) se ha posicionado como uno de los ciclos de mayor viabilidad dentro de los ciclos de potencia con oxidación [51]. Este ciclo, de manera general, consiste en un ciclo de cabeza Brayton de alta temperatura y un ciclo de cola de vapor convencional [50]. Esta configuración de ciclo hace uso de una unidad de separación de aire criogénica para producir el oxígeno para la oxidación. La Figura 30 muestra el esquema del ciclo SCOC-CC. En esta configuración, la composición de los gases de combustión, que se expanden en la turbina de alta temperatura, está compuesta principalmente por CO_2 (más del 90% [50]).

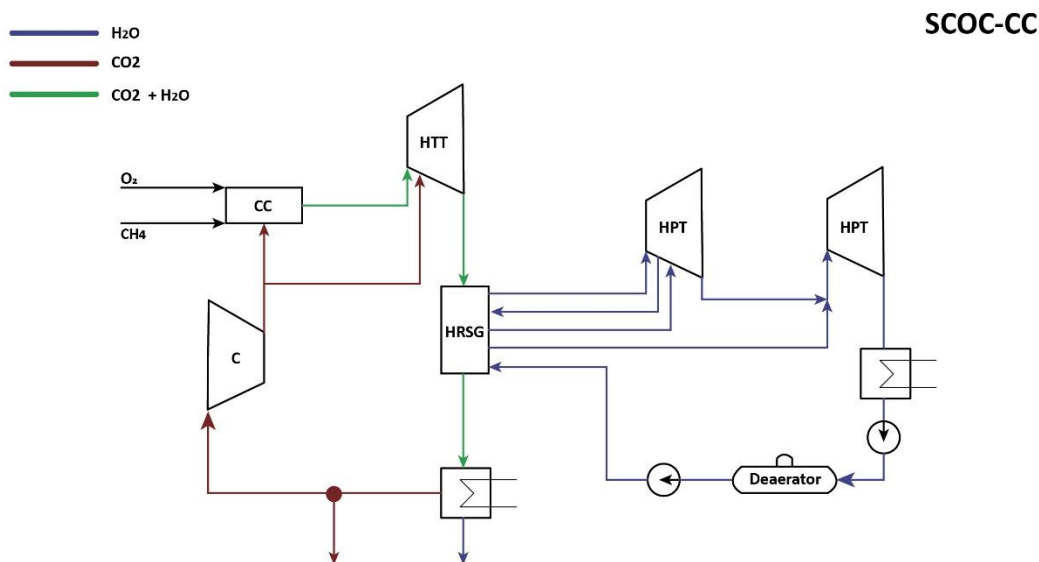


Figura 30. Esquema del ciclo SCOC-CC.

Después de la expansión, los gases calientes son dirigidos a la HRSG, donde ceden parte de su calor para llevar el agua del ciclo secundario a las condiciones de vapor vivo requeridas (alrededor de 120 bar y 560 °C). Luego de este enfriamiento, el fluido se envía a un condensador atmosférico, donde se dan las condiciones óptimas para la separación del agua, que es extraída del sistema, dejando solo una corriente de CO_2 de alta pureza que se recircula. Debido a esto, a diferencia de las configuraciones Graz, este ciclo utiliza CO_2 para refrigerar los álabes de la turbina. En cuanto al ciclo de cola, se sigue

una disposición de recalentamiento a dos presiones, siguiendo la configuración del ciclo Rankine convencional.

3.14 Ciclo Novel O₂/CO₂

El ciclo Novel O₂/CO₂ constituye otra de las alternativas para ciclos de potencia con oxidación. El ciclo, que utiliza CO₂ como fluido de trabajo, corresponde a una configuración de tipo semicerrado. Además, la configuración propuesta para el ciclo hace uso de una unidad de separación de aire criogénica para la producción de O₂. Esta configuración tiene como particularidad el uso de un sistema de refrigeración con amoníaco, que corresponde a un ciclo de refrigeración a partir del calor recuperado en los gases de escape de la turbina [52].

Para el interés del presente trabajo, en la Figura 31 se presenta únicamente el esquema correspondiente al ciclo de potencia. Como se observa, el punto de partida del ciclo es la expansión de los gases de combustión ricos en CO₂ en la turbina. Esta etapa de expansión tiene como objetivo aprovechar la energía contenida en los gases calientes para generar potencia. A continuación, los gases expandidos se dirigen hacia un recuperador, donde ceden parte de su calor para precalentar la corriente de gases que recircula nuevamente hacia la cámara de combustión. Este proceso de recuperación de calor es crucial para aumentar la eficiencia del ciclo al reducir las pérdidas de energía y aprovechar al máximo el calor residual.

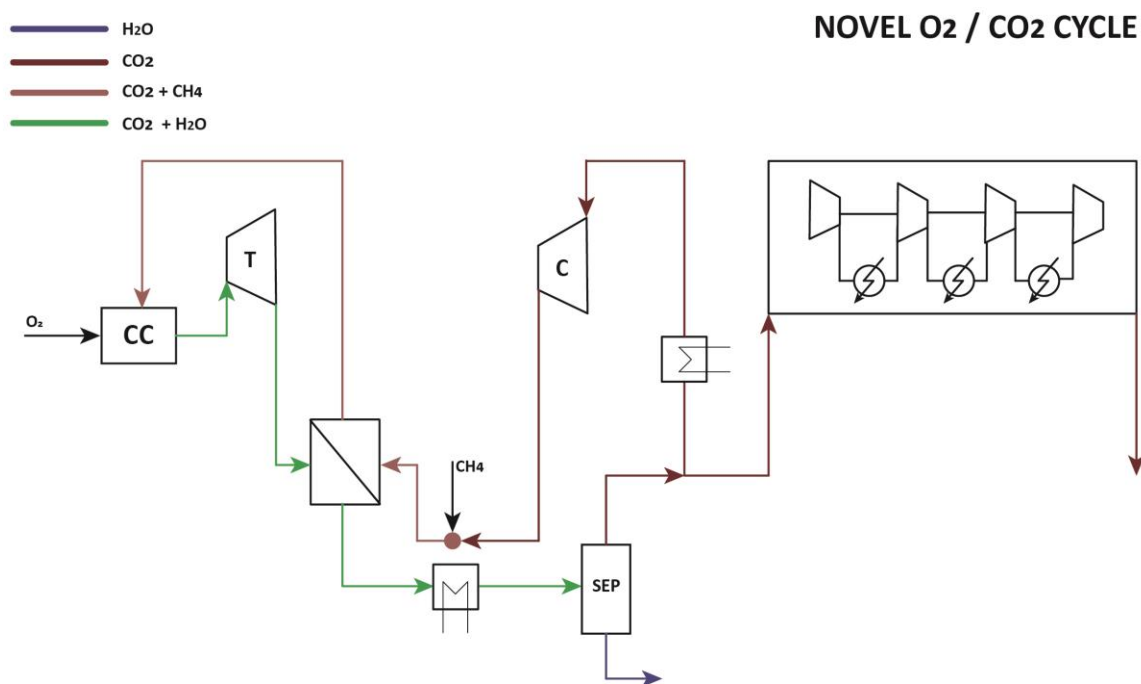


Figura 31. Esquema del ciclo Novel O₂/CO₂.

Después del recuperador, la corriente de gases se somete a un proceso de enfriamiento adicional antes de pasar al separador. En esta etapa, se elimina el agua presente en el sistema, lo que permite recircular un CO₂ de alta pureza.

El flujo de CO₂ se divide entonces en dos corrientes. La primera corriente, que representa

aproximadamente el 97% de la masa total [52], se recircula hacia la cámara de combustión, después de pasar por una etapa de enfriamiento y compresión para ser mezclada con el combustible y ser precalentada en el recuperador de calor. Esta recirculación permite mantener una temperatura adecuada en la cámara de combustión.

Por otro lado, la masa restante del CO_2 se somete a un proceso de compresión de múltiples etapas con enfriamiento intermedio. Este proceso tiene como objetivo alcanzar las condiciones requeridas para su almacenamiento y posterior distribución.

3.15 Ciclo REF

Otra de las alternativas propuestas a fin de implementar ciclos de potencia con oxidación es el ciclo REF. Este ciclo, en particular, hace uso del concepto de recuperación química para incrementar la eficiencia de los ciclos de potencia. El proceso de reformado del gas natural consiste en aprovechar el calor de los gases de escape de la turbina para producir hidrógeno, teniendo como principal ventaja un bajo nivel de emisiones de NO_x [53]. Este proceso, combinado con oxidación, da lugar al ciclo REF, haciendo uso de una unidad de separación criogénica para la producción de oxígeno. De acuerdo con los autores, el ciclo puede ser dividido en tres partes: bloque de reformado, bloque de potencia y compresión de CO_2 [53]. De manera general, el bloque de potencia puede entenderse como un ciclo de turbina de gas con oxidación y un ciclo de vapor convencional. En la Figura 32 se presenta un esquema del ciclo REF.

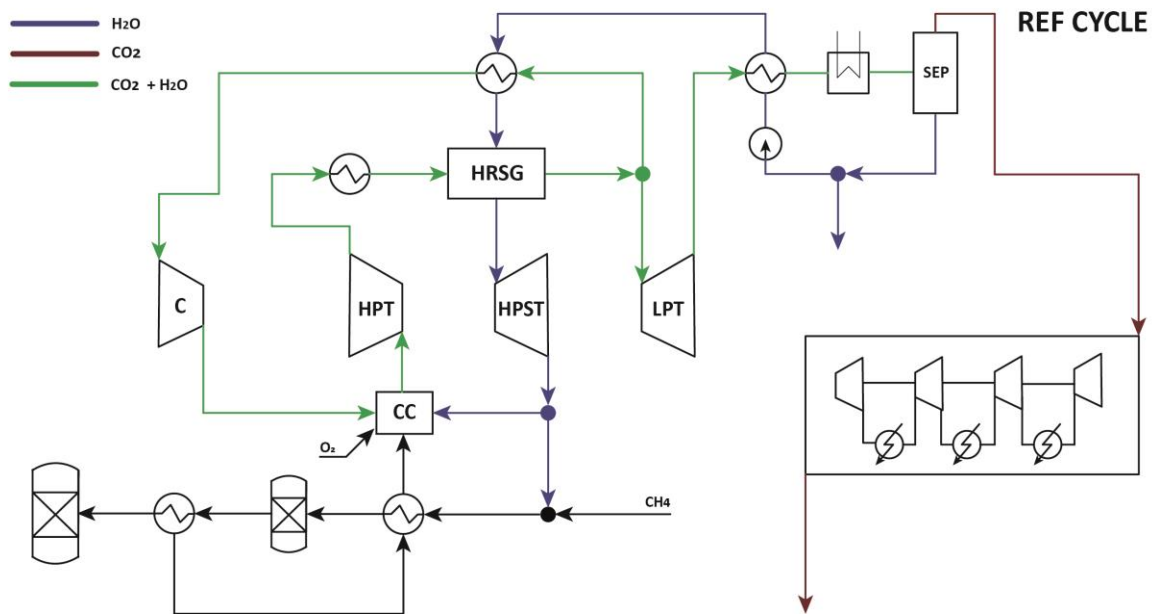


Figura 32. Esquema del ciclo REF.

El esquema del sistema muestra que el gas de síntesis, resultado del proceso de reformado, se mezcla con el oxígeno obtenido de la ASU antes de ingresar a la cámara de combustión. En esta etapa, la presión y la temperatura del gas de síntesis se elevan a las condiciones requeridas para la entrada a la turbina de gas de alta presión. La mezcla de CO_2 y H_2O generada por la oxidación se expande en dicha turbina, y luego sus gases de escape son dirigidos al HRSG, donde ceden su calor al vapor para

alcanzar las condiciones de vapor vivo del ciclo Rankine.

Tras la cesión de calor en el HRSG, la corriente se divide en dos flujos: una parte se recircula al compresor después de enfriarse para precalentar el agua de alimentación, mientras que la otra fracción del flujo se expande en la turbina de baja presión. Luego de esta segunda expansión, la corriente es sometida a múltiples etapas de compresión con enfriamiento intermedio, lo que permite separar el agua presente en la corriente. Esta agua se recicla para ser utilizada en el ciclo de vapor. Por otro lado, el CO_2 contenido en la corriente también se separa durante el proceso de compresión y será almacenado para su posterior distribución.

En cuanto al ciclo de cola, este presenta una configuración de ciclo Rankine convencional, con la particularidad de que, a la salida del proceso de expansión, la corriente de H_2O se divide en dos flujos. Una fracción es dirigida hacia la cámara de combustión, mientras que el resto se dirige al bloque de reformado, donde se mezcla con el combustible.

3.16 Ciclo Quasi-combined

El sistema Quasi-combined es un ciclo de oxidación que utiliza gas natural licuado (GNL) como combustible. Este ciclo recibe su nombre debido a la disposición de la planta, que permite diferenciar entre dos pseudo-ciclos [40]. En esta configuración, la mezcla de CO_2 y H_2O actúa como un ciclo Brayton de cabeza, mientras que el CO_2 puro funciona como un ciclo Rankine de cola. Una de las principales ventajas de este ciclo es su alta eficiencia, además de la posibilidad de obtener CO_2 líquido sin necesidad de realizar procesos físicos o químicos adicionales [54]. Otros subproductos del sistema incluyen N_2 y Ar. Al igual que en la mayoría de los ciclos estudiados, el Quasi-combined hace uso de una unidad de separación criogénica para producir oxígeno (O_2). La Figura 33 presenta un esquema del ciclo.

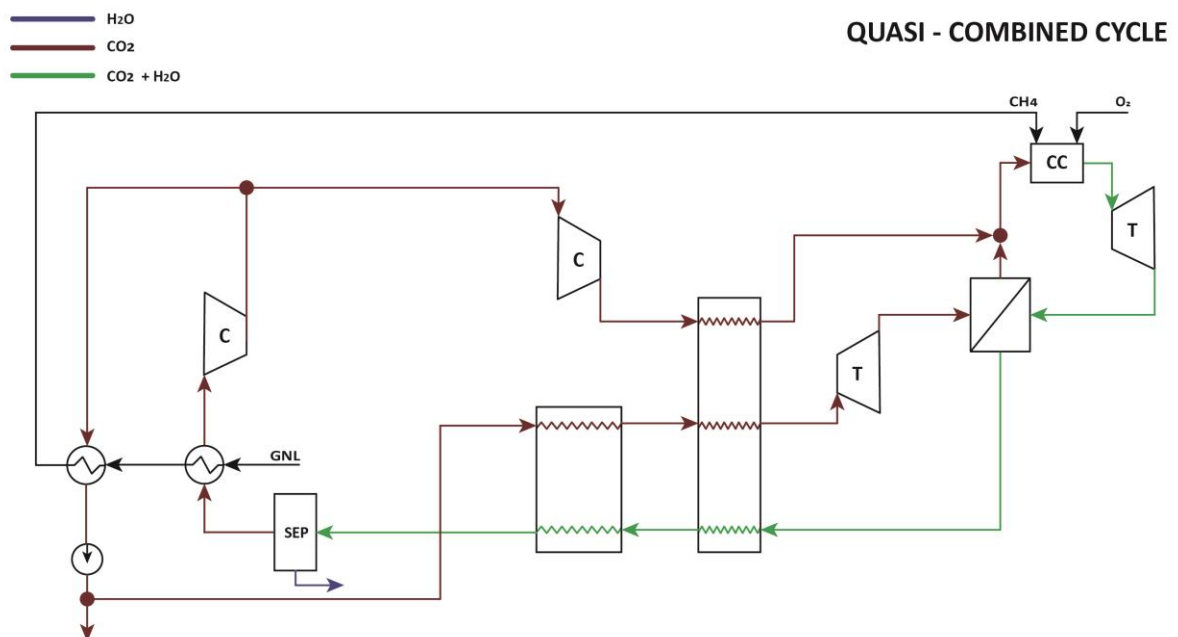


Figura 33. Esquema del ciclo Quasi-combined.

En el diseño del ciclo Quasi-combined, la corriente de gas experimenta una interesante serie de

procesos después de la primera etapa de compresión. Una fracción de esta corriente es sometida a condensación, liberando su calor para evaporar el GNL. Luego, esta corriente condensada es bombeada y dirigida a los recuperadores, donde se calienta antes de ingresar a la turbina de alta presión. En este punto, la corriente de gas se expande, lo que resulta en una disminución de su temperatura y presión.

Posteriormente, esta corriente expandida se mezcla nuevamente con la fracción de flujo que fue separada inicialmente. Es importante notar que esta segunda fracción de flujo también se somete a una segunda etapa de compresión antes de ser calentada en un recuperador y mezclada con la primera corriente. Esta ingeniosa configuración permite obtener una composición de gases adecuada para la cámara de combustión.

Una vez que todo el flujo se encuentra en la cámara de combustión, ocurre la oxidación con la adición de metano y oxígeno puro proveniente de una Unidad de Separación de Aire (ASU). Como resultado de esta reacción, se generan los gases de combustión que se expanden en la turbina de baja presión. Después de esta etapa, el fluido de trabajo es dirigido a actuar como si fuera un pseudo-ciclo superior. En esta función, el flujo mezclado de CO_2 y H_2O que proviene de la turbina de baja presión actúa como un ciclo Brayton de cabeza, mientras que el CO_2 puro, al funcionar como un ciclo Rankine de cola, completa el proceso.

Gracias al enfriamiento que ocurre en la salida de la etapa de expansión es posible separar los gases y eliminar el agua presente en el sistema, asegurando que solo el CO_2 se recircule. Luego, el CO_2 se somete a otra etapa de enfriamiento adicional, utilizando el GNL evaporado, antes de ser redirigido nuevamente a la primera etapa de compresión para reiniciar el ciclo.

3.17 Ciclo S-CES

El ciclo S-CES (supercritical Clean Energy System) es otra alternativa propuesta para ciclos de potencia de oxidación, que se destaca por su alta proporción de agua en el fluido de trabajo [55]. La configuración más reciente de este ciclo incorpora dos etapas de recalentamiento (ambas con oxidación) y la inyección de agua en la cámara de combustión. Además, hace uso de una unidad de separación criogénica para la producción de oxígeno. La Figura 34. Esquema del ciclo S-CES. muestra un esquema del ciclo S-CES.

En este ciclo, los gases de combustión se expanden inicialmente en la turbina de alta presión. Al salir de esta primera expansión, los gases de escape se utilizan para precalentar la corriente de agua que ingresará a la cámara de combustión, transfiriéndole parte de su energía. Después de este enfriamiento, una fracción del flujo es sangrada y dirigida directamente a la turbina de presión media para ser utilizada en la refrigeración de los álabes [56]. A continuación, la corriente principal es recalentada en la cámara de combustión antes de ingresar a la turbina de presión media para una segunda expansión. Los gases de escape de esta turbina se someten a un proceso similar a los de la turbina de alta presión: se enfrían mientras precalientan la corriente de agua y luego una fracción se sangra para refrigerar los álabes, mientras que la corriente principal se dirige al segundo recalentamiento.

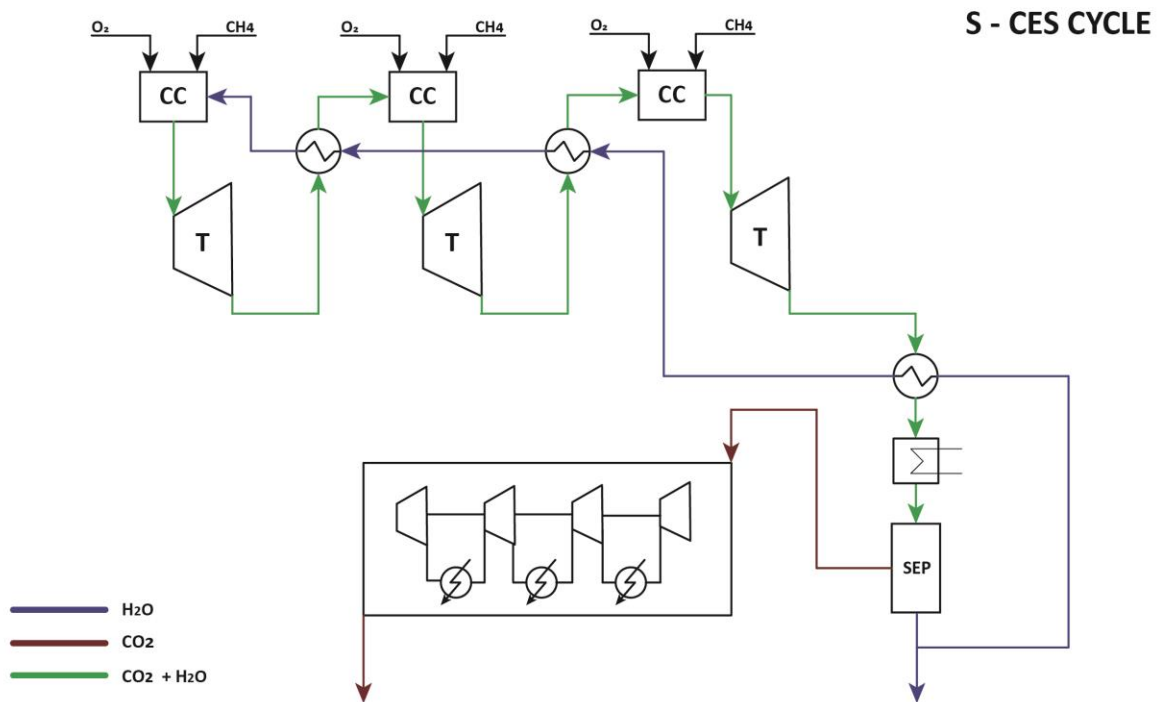


Figura 34. Esquema del ciclo S-CES.

Después de ser recalentados nuevamente, los gases pasan a través de la turbina de baja presión para la última etapa de expansión. Los gases de escape de esta última etapa se enfrían para transferir energía a la corriente de agua de alimentación y luego se someten a un enfriamiento adicional para permitir la separación del agua y del CO_2 . Parte del agua separada se recircula en el sistema, mientras que el excedente es eliminado del proceso. Por otro lado, la corriente de CO_2 puro se somete a un proceso de compresión con enfriamiento intermedio para su almacenamiento y posterior distribución.

Es importante destacar que, a diferencia de otras configuraciones estudiadas, el ciclo S-CES no recircula el CO_2 , ya que se busca que la corriente principal esté compuesta principalmente de agua. Esta configuración presenta ventajas en términos de eficiencia y simplificación del sistema.

3.18 Ciclo ZEITMOP

El ciclo ZEITMOP (Zero-emission fuel-fired power plants with ion transport membrane) es de las pocas configuraciones propuestas en la literatura que no hacen uso de la separación criogénica como método para la producción de oxígeno, sino que se plantea el uso de una membrana de transporte de iones, como la descrita previamente para los ciclos AZEP 100% y AZEP 85% (secciones 3.2 y 3.3). La selección de este método de separación de aire responde, según los autores, a la ventaja que supone la combinación de separación de aire y reacción química en una misma unidad de alta temperatura [57].

Como se observa en la Figura 35, el aire, previamente comprimido y precalentado hasta alrededor de 800°C [57], ingresa a una membrana de separación que también recibe CO_2 recirculado. A través de este proceso, se logra la separación del aire, generando una corriente de $\text{CO}_2 + \text{O}_2$ que se dirige a la cámara de combustión, donde reacciona con el combustible. Los gases de combustión pasan por una

primera etapa de expansión en una turbina, y sus gases de escape se enfrían en dos etapas. La primera etapa se utiliza para precalentar el aire de alimentación a la membrana de separación, mientras que en la segunda se precalienta el CO_2 que está siendo recirculado. Posteriormente, el fluido es llevado a una etapa de enfriamiento adicional para alcanzar las condiciones de temperatura adecuadas para separar el agua, lo que permite su eliminación del sistema y mantiene únicamente el CO_2 puro en recirculación.

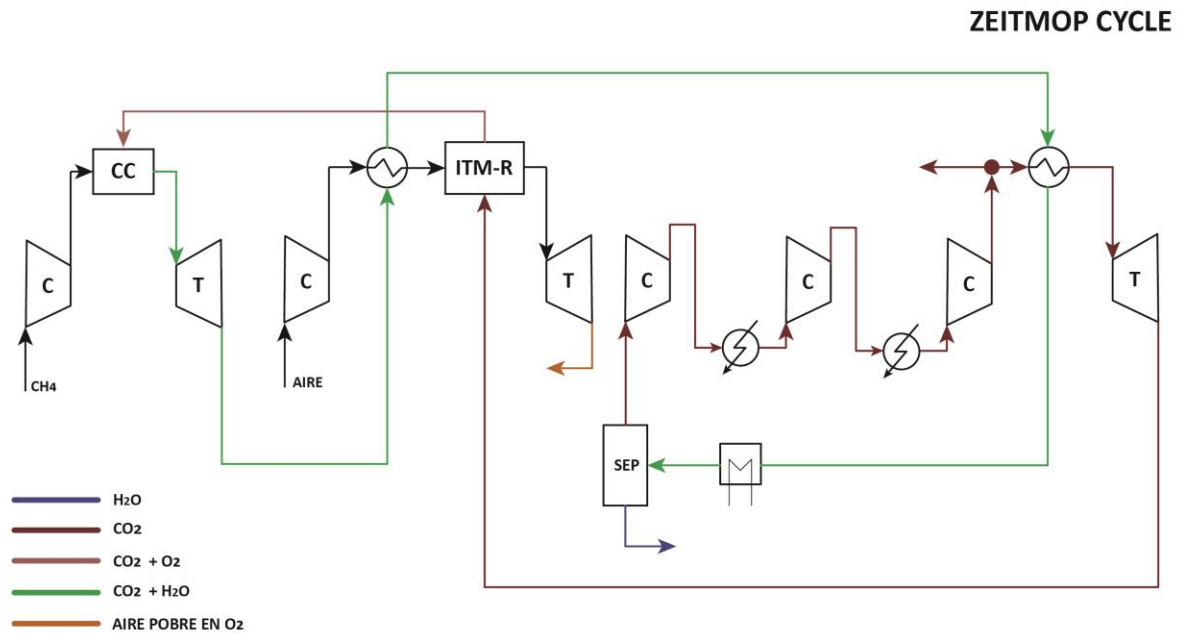


Figura 35. Esquema del ciclo ZEITMOP.

Esta corriente de CO_2 es sometida a una compresión en múltiples etapas con enfriamiento intermedio, donde se realiza el sangrado de una fracción del flujo, por los motivos ya mencionados en la sección 3.1 y luego, la fracción restante es dirigida a un intercambiador de calor, donde se aprovecha la temperatura cedida por los gases de escape de la turbina en la segunda etapa de enfriamiento mencionada previamente. Posteriormente, la corriente de CO_2 se expande en otra etapa de turbina antes de regresar a la membrana de separación.

Además, la configuración propuesta para el ciclo ZEITMOP aprovecha una de las ventajas mencionadas en la sección 2.3, utilizando membranas de transporte de iones como método de separación de aire. Esto permite expandir la corriente de aire con bajo contenido de oxígeno en una turbina adicional, lo que incrementa la potencia generada por el sistema.

Esta combinación de etapas de expansión, compresión, enfriamiento e intercambio de calor permite optimizar la eficiencia del ciclo ZEITMOP y garantizar la recirculación eficiente del CO_2 puro para su reutilización en el proceso, contribuyendo así a la reducción de emisiones y al aprovechamiento de recursos en el ciclo de oxidación.

3.19 Ciclo ZE-SOLRGT

El ciclo ZE-SOLRGT (Zero CO_2 emission hybrid Solar assisted chemically Recuperated Gas Turbine) constituye una interesante configuración que integra la oxidación con energía solar para la

particularidad de que, a la salida de la turbina, el vapor no es recirculado. En cambio, el flujo se divide en dos corrientes: una fracción se utiliza para refrigerar los álabes de la turbina de gas de alta presión, mientras que la otra se mezcla con el gas natural antes de ingresar al proceso de reformado.

Esta configuración ingeniosa y bien integrada del ciclo ZE-SOLRGT permite una mayor eficiencia y aprovechamiento de la energía, con la inclusión de energía solar en la etapa de evaporación y la optimización del ciclo de vapor y la recirculación del CO₂ puro para su uso posterior.

3.20 Comparación de ciclos de potencia

En la presente sección se abordará la caracterización de los ciclos de potencia previamente presentados entre las secciones 3.1 y 3.19, teniendo como principal objetivo realizar desvelar las ventajas y desventajas que supone la aplicación de cualquiera de los ciclos estudiados. Mediante un enfoque global, se definirán las características principales de estos ciclos, las cuales abarcan desde sus condiciones de contorno hasta su nivel de madurez tecnológica, eficiencia térmica y proceso de separación de aire involucrado en cada uno de estos.

Estos parámetros serán clave para identificar las configuraciones más prometedoras y en las cuales se ha puesto mayor empeño para su desarrollo, por lo que se tendrá una visión general de los ciclos de potencia de sCO₂ con oxidación. Es necesario mencionar que, dentro de los ciclos presentados no se hace distinción alguna entre ciclos supercríticos y transcíticos, la cual es una suposición válida considerando que las configuraciones para estos dos tipos de ciclos pueden ser idénticos, salvo el equipo de compresión (que podría ser compresor o bomba) y el intercambiador de calor de menor temperatura (que podría ser condensador o enfriador) y que las propiedades termodinámicas que una configuración determinada no sufren mayores modificaciones al pasar de condiciones transcíticas a supercríticas [40].

Esta sección tiene como propósito proporcionar una perspectiva detallada sobre los ciclos estudiados. La caracterización y comparación de estos parámetros permitirán una comprensión de las capacidades y limitaciones de cada ciclo, así como su potencial aplicabilidad en diferentes contextos y escalas de generación de energía. La comprensión de la incidencia de los diferentes parámetros estudiados contribuirá a la toma de decisiones respecto a la selección y optimización de los ciclos de potencia que permitan abordar de mejor manera los retos tecnológicos producto de la implementación de estos sistemas sin dejar de lado la alta eficiencia que los caracteriza.

Las Tablas Tabla 11 y Tabla 12 resumen los parámetros considerados para cada ciclo de potencia, referidos al CO₂, cuya relevancia será descrita en el desarrollo de esta sección.

Tabla 11. Parámetros de los ciclos de potencia estudiados (Parte A).

No.	Ciclo	Ciclo principal	Tmax [°C]	Tmin [°C]	Pmax [bar]	Pmin [bar]	Eficiencia térmica [%]	Factor de Carnot [%]	Huella de carbono [kgCO2/kWh]	TRL	Separación de aire	Fluido recirculado	Referencias
1	Allam	Brayton	1150	20	300	30	55,1	69,39	0,30	7	ASU	CO2	[38] [39] [40] [59]
2	AZEP 100%	CC	1200	30	100	20	49,6	62,45	0,37	2	ITM	CO2+H2O	[43] [59] [60]
3	AZEP 85%	CC	1327	30	135	20	53,4	65,88	-	2	ITM	CO2+H2O	[43] [60]
4	Matiant	CC	1300	29	300	1	44,3	54,83	-	-	ASU	CO2	[40] [44]
5	CC-Matiant	CC	1300	30	300	1	49	60,69	0,40	2	ASU	CO2	[45] [59]
6	E-Matiant	Brayton	1300	30	80	1	47	58,21	0,49	2	ASU	CO2	[46] [59]
7	COOLCEP-C	Rankine	900	-50	70	7	52	64,21	0,37	2	ASU	CO2	[45] [59] [61]
8	COOLCEP-S	Rankine	900	-50	70	7	59	72,85	0,45	2	ASU	CO2	[47] [59] [61]
9	Cooperate	CC	1250	20	240	4	52	64,39	0,39	2	ASU	CO2	[48] [59]
10	GRAZ	CC	1400	18	40	1	55	66,58	0,41	2	ASU	CO2+H2O	[49] [62]
11	S-GRAZ	CC	1400	18	40	1	60,3	73	0,48	2	ASU	CO2+H2O	[49] [59] [63]
12	GRAZ Modificado	CC	1400	18	40	1	53,09	64,27	-	2	ASU	CO2+H2O	[50] [63]

Tabla 12. Parámetros de los ciclos de potencia estudiados (Parte B).

No.	Ciclo	Ciclo principal	Tmax [°C]	Tmin [°C]	Pmax [bar]	Pmin [bar]	Eficiencia térmica [%]	Factor de Carnot [%]	Huella de carbono [kgCO ₂ /kWh]	TRL	Separación de aire	Fluido recirculado	Referencias
13	SCOC-CC	CC	1400	18	40	1	49,75	60,23	0,43	2	ASU	CO ₂	[50] [51] [59] [60]
14	Novel O ₂ /CO ₂	Brayton	1300	0	73	1	48,9	59,17	0,38	2	ASU	CO ₂	[52] [59]
15	REF	CC	1300	35	15	1	50,8	63,17	-	-	ASU	CO ₂ +H ₂ O	[53]
16	Quasi-combined	CC	1300	-70	156	1	65,6	75,32	-	-	ASU	CO ₂	[40] [54]
17	S-CES	Rankine	1530	29	300	0,2	48,9	58,74	0,32	5	ASU	H ₂ O	[55] [56] [59] [61]
18	ZEITMOP	CC	1400	30	210	1	50,38	61,52	0,42	2	ITM	CO ₂	[57] [59] [60] [64]
19	ZE-SOLRGT	CC	1308	35	15	1,02	50,7	62,97	-	-	ASU	CO ₂ +H ₂ O	[58]

3.20.1 Temperatura máxima

El estudio de la temperatura máxima de cada ciclo, que viene a ser la temperatura de entrada a la turbina de gas, es relevante puesto que este es uno de los parámetros que define la eficiencia de estos. Por lo tanto, incrementar la temperatura de entrada a la turbina es el método *más directo* para incrementar la eficiencia de los ciclos de potencia [65]. En términos generales, los ciclos supercríticos operan a elevadas temperaturas de entrada a la turbina, lo cual contribuye significativamente a su eficiencia. No obstante, esta ventaja conlleva un contrapunto importante: a medida que la temperatura aumenta, surgen desafíos en el desarrollo del ciclo debido a las limitaciones de los materiales para soportar esos niveles de temperatura. Esta realidad plantea el principal desafío tecnológico al decidir un aumento en la temperatura con el propósito de mejorar la eficiencia del ciclo [66], apuntando a encontrar un equilibrio entre alcanzar una temperatura óptima de entrada a la turbina para maximizar la eficiencia y al mismo tiempo mantener la integridad de los componentes mecánicos.

A razón de diferir entre los niveles de temperatura máxima que presenta cada uno de los ciclos estudiados, estos son presentados en la Figura 37.

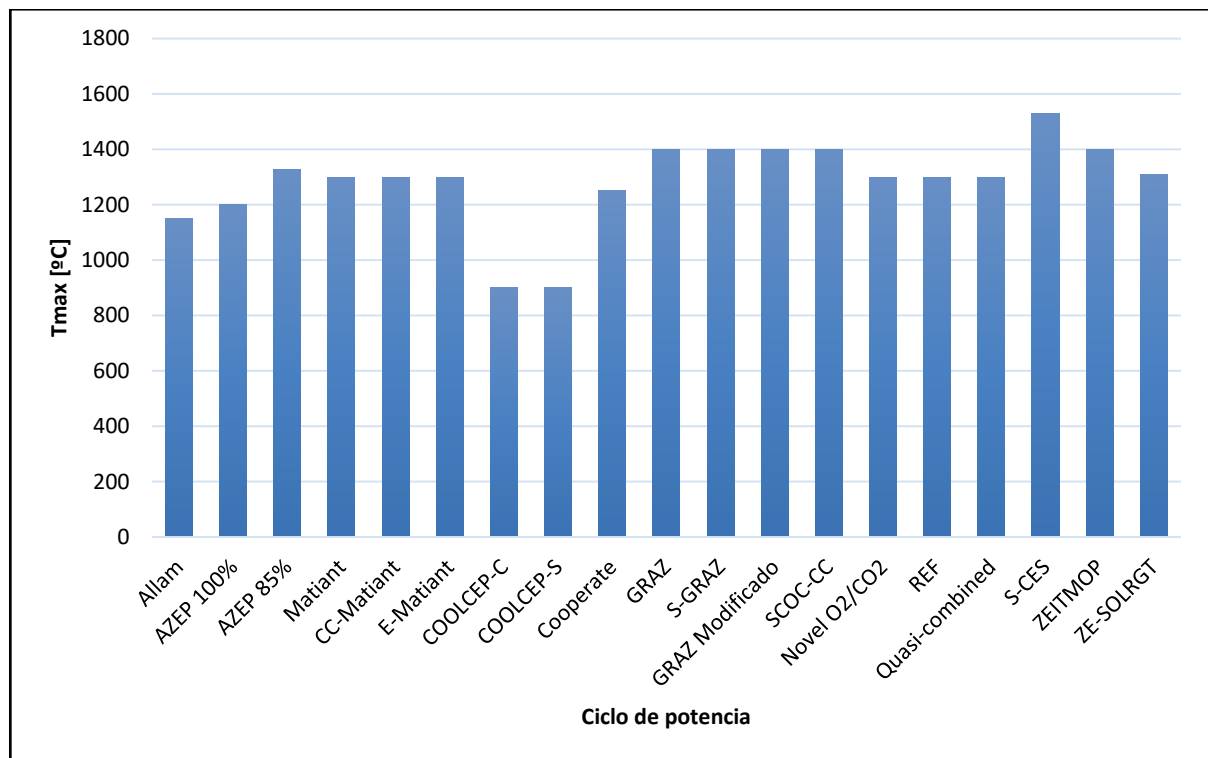


Figura 37. Temperatura máxima por ciclo.

En esta figura se pone de manifiesto que, de manera general, los ciclos estudiados sitúan su temperatura máxima por encima de los 1100°C, con la excepción puntual de los ciclos Coolcep-C y Coolcep-S, cuya máxima temperatura es de 900°C. Además, se observa que la disposición propuesta con una mayor temperatura máxima es la correspondiente al ciclo S-CES, lo que lo lleva a ser el ciclo que enfrenta mayores desafíos tecnológicos en este aspecto. No obstante, es preciso resaltar que las temperaturas reportadas no necesariamente reflejan sus valores óptimos. Por ello, se hace necesario abordar una optimización de múltiples variables, un proceso que implica la consideración de diversos factores interrelacionados. Entre estos factores se incluyen costos, tanto en términos iniciales como operativos, eficiencia global del ciclo, restricciones mecánicas que los materiales puedan imponer y otros parámetros de relevancia. Esta evaluación resulta crucial para lograr una determinación precisa

de la temperatura óptima de entrada a la turbina, garantizando así un rendimiento y funcionamiento adecuados, además de una operación segura y sostenible.

3.20.2 Temperatura mínima

Los sistemas de cesión de calor representan un factor significativo en el coste de una instalación de ciclo de potencia de sCO₂, además su rendimiento puede incidir significativamente en el rendimiento del ciclo [67].

En este contexto, la temperatura mínima de los ciclos, que corresponde a la temperatura de cesión de calor, desempeñará un papel de suma importancia. Evaluar y comparar estas temperaturas entre distintas configuraciones revelará la magnitud de las diferencias existentes en cada ciclo o si existe cierta uniformidad en estas temperaturas para las diversas configuraciones estudiadas. Esta comparativa resultará esclarecedora al brindar una visión más completa de cómo se comportan las temperaturas mínimas en cada ciclo, aportando perspectivas valiosas sobre las características específicas de cada diseño y sus implicaciones en el rendimiento.

En la Figura 38 se presenta una visualización de los valores de temperatura mínima adoptados en cada ciclo estudiado. En esta representación, es posible observar cierta uniformidad en los valores de temperatura de cesión para los ciclos considerados, como algunas excepciones notables como los ciclos Coolcep-C y Coolcep-S (-50°C), Novel O₂/CO₂ (0°C) y Quasi-combined (-70°C).

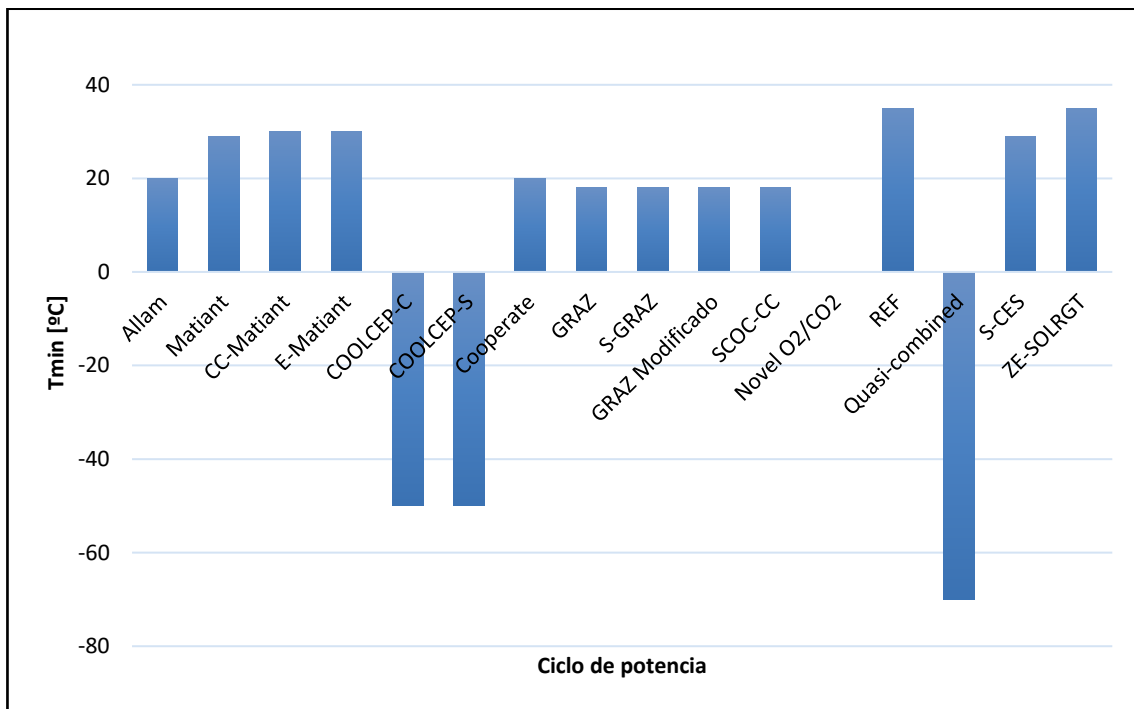


Figura 38. Temperatura mínima por ciclo.

Es interesante señalar que los ciclos Coolcep presentan una particularidad: a pesar de tener la temperatura de entrada a la turbina más baja entre los ciclos estudiados, como ya se mencionó en la sección 3.20.1, también exhiben una de las temperaturas de cesión más bajas. Esto podría considerarse como un equilibrio estratégico, donde la moderada temperatura máxima se compensa con una temperatura mínima significativamente baja. Esta estrategia podría estar diseñada con el propósito de mantener una eficiencia interesante, ya que la eficiencia de un ciclo puede verse influida tanto por las

altas temperaturas de entrada como por las bajas temperaturas de salida.

En contraste, otros ciclos como el Novel O₂/CO₂ y el Quasi-combined adoptan temperaturas mínimas particularmente bajas, indicando enfoques distintos en cuanto a la gestión térmica en la cámara de combustión y los sistemas de recuperación de calor. Estas diferencias resaltan las diversas estrategias que se pueden implementar para optimizar el rendimiento térmico en función de los requerimientos específicos de cada ciclo y sus componentes.

Este análisis de las temperaturas mínimas arroja luz sobre la relación intrincada entre las temperaturas de entrada y salida en los ciclos, así como la manera en que las configuraciones de diseño pueden influir en la eficiencia y el rendimiento global de los sistemas sCO₂.

3.20.3 Presión máxima

La presión máxima en un ciclo de potencia es un parámetro relevante que puede tener un impacto significativo en la eficiencia del ciclo. La presión está estrechamente relacionada con la cantidad de trabajo que se puede extraer de una expansión adiabática en las turbinas, lo que a su vez influye en la cantidad de energía que se puede convertir en potencia mecánica. De manera general, existe una presión máxima óptima, o bien relación de compresión óptima, para los ciclos de potencia a partir de la cual, al incrementar este parámetro, el rendimiento empezará a caer, sin embargo, al operar dentro de los límites viables técnicamente, este nivel de presión no es alcanzado. En consecuencia, en el rango de operación de los ciclos estudiados, un incremento en la presión máxima del ciclo derivará en un incremento en la eficiencia de este [68]. Además, la alta presión es favorable para la reducción de emisiones de CO sin propiciar la formación de NO_x, como ocurriría en la combustión convencional, debido a que el nitrógeno no está presente en la reacción. Sin embargo, trabajar a presiones muy elevadas supone desafíos técnicos y operativos que deben ser abordados de cara a la implementación de las configuraciones.

En lo que respecta a las turbomáquinas, trabajar a altos niveles de presión, como en los ciclos que se han estudiado, plantea problemas de rodamientos, sellado y dinámica del rotor, por lo que estos aspectos se presentan en contraparte a los beneficios termodinámicos de las altas presiones [69]. Por esta razón, es importante analizar y comparar las presiones máximas que se logran en los diferentes ciclos considerados. Los valores se muestran en la Figura 39, lo que ayuda a entender mejor cómo abordan este aspecto las diferentes configuraciones de ciclo.

En este gráfico, se puede ver cómo las diferentes configuraciones de ciclo trabajan con diferentes niveles de presión. El valor más elevado es 300 bar, que es utilizado por cuatro configuraciones (Allam, Matiant, CC-Matiant y S-CES). Por otro lado, algunas configuraciones como Coolcep-C y Coolcep-S optan por presiones más moderadas, alrededor de 70 bar. Este rango de valores muestra cómo las distintas configuraciones abordan la cuestión de la presión máxima en sus ciclos. Además, también es posible observar cómo algunas de las configuraciones estudiadas no alcanzan la presión crítica para el CO₂, por lo que, a efectos del estudio de interés, no serán consideradas como posibilidades de aplicación.

La presión máxima en los ciclos de potencia CO₂ se revela como un factor determinante con implicaciones tanto en la eficiencia como en los desafíos tecnológicos. A medida que se busca mejorar la eficiencia termodinámica mediante el aumento de la presión máxima, surgen complicaciones operativas y mecánicas que deben ser abordadas con precaución.

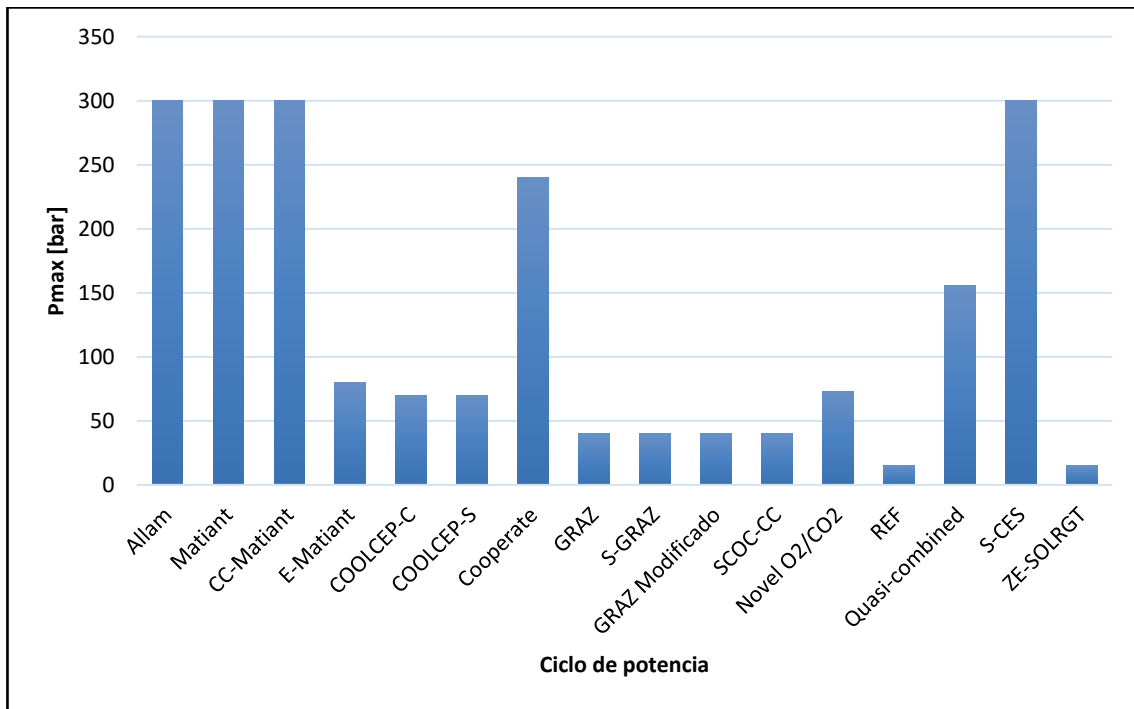


Figura 39. Presión máxima por ciclo.

3.20.4 Presión mínima

La presión mínima en ciclos de potencia es un aspecto fundamental, ya que influye de manera directa en la eficiencia de estos sistemas. Es un factor de gran interés que ha sido objeto de numerosos estudios y análisis en el campo de la termodinámica, lo que subraya su importancia en la optimización de ciclos de potencia [70].

Esta presión mínima se refiere al nivel más bajo de presión al que los gases o fluidos operan en el ciclo de potencia. Determina cómo se comportan los gases en la expansión y cómo se aprovecha la energía térmica disponible. Un valor óptimo de presión mínima es esencial para lograr un equilibrio adecuado entre eficiencia y operación efectiva del ciclo.

La investigación en torno a la presión mínima se centra en encontrar la configuración ideal que permita maximizar la eficiencia del ciclo sin comprometer la operatividad. Esto implica identificar la presión mínima adecuada que garantice una expansión eficiente de los gases en las turbinas, lo que se traduce en una óptima conversión de energía térmica en potencia mecánica.

La elección y optimización adecuada de este parámetro puede resultar en mejoras significativas en la eficiencia del ciclo, con incrementos potenciales de hasta tres puntos porcentuales. Por otro lado, una elección inapropiada de este parámetro podría llevar a una disminución sustancial de la eficiencia, con caídas de hasta seis puntos porcentuales [70]. Por lo tanto, es esencial determinar con precisión el valor de la presión mínima en los ciclos analizados. Es importante destacar que los valores presentados por los autores en los estudios originales pueden no estar necesariamente optimizados en función de los requisitos específicos del ciclo. Los valores de presión mínima para los ciclos estudiados se presentan en la Figura 40.

En los ciclos que hemos examinado, hemos observado una notable variación en las presiones mínimas

utilizadas, que abarcan desde 1 bar hasta 30 bar. No obstante, es relevante destacar que la mayoría de estos ciclos tienden a emplear valores cercanos a 1 bar para su presión mínima. Las excepciones a esta tendencia son las configuraciones Allam y AZEP (tanto al 100% como al 85%), que optan por valores significativamente más elevados para este parámetro. En contraste, la mayoría de los otros ciclos estudiados mantienen cierta uniformidad en sus valores de presión mínima.

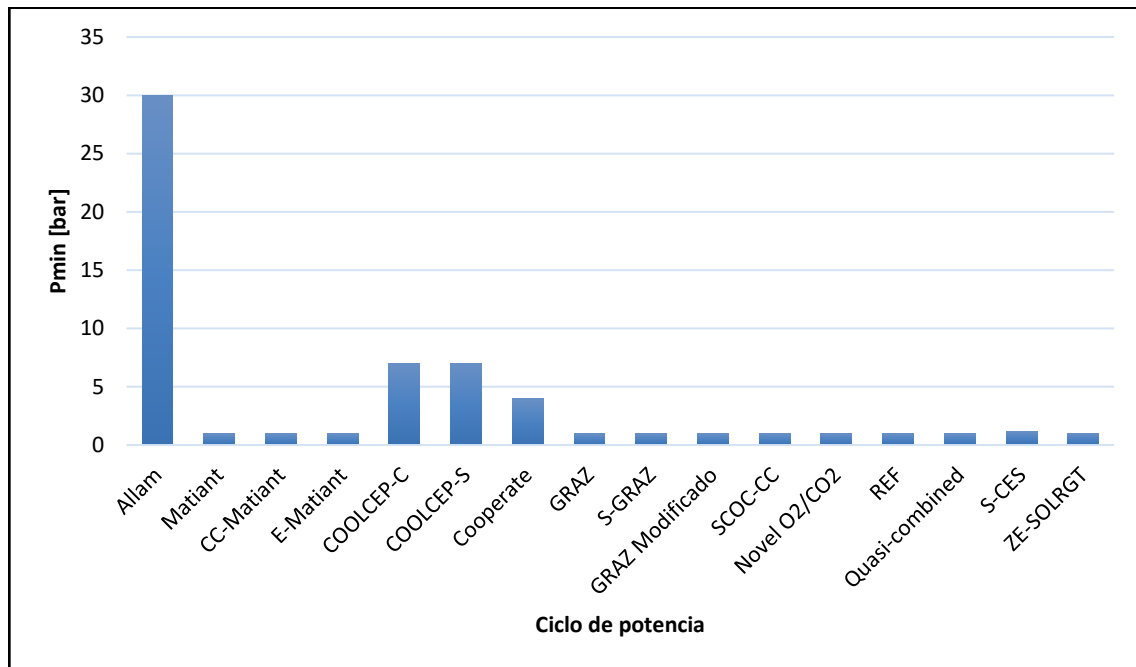


Figura 40. Presión mínima por ciclo.

3.20.5 Eficiencia térmica

La eficiencia térmica puede ser definida como la relación entre la salida del ciclo y la entrada requerida por este. Por lo tanto, será la relación entre el trabajo neto del ciclo y el calor aportado al mismo. Es decir, cuanto mayor sea la eficiencia, el calor aportado al ciclo se está aprovechando de mejor manera a fin de generar trabajo útil. Por lo anterior, los esfuerzos en investigación están orientados en mejorar la eficiencia de los ciclos convencionales o, como es el caso de este estudio, proponer configuraciones avanzadas que logren aprovechar de manera eficiente la energía aportada.

En la Figura 41 se presentan las eficiencias declaradas por los autores para las configuraciones estudiadas. Como se observa, estas configuraciones presentan valores de eficiencia superiores al 40%, destacándose el ciclo *Quasi-Combined* como la configuración de mayor eficiencia térmica.

El gráfico presentado subraya el fuerte atractivo de estos ciclos, dado que, en algunos casos, se exhiben eficiencias que superan el 50%. Este hecho, indudablemente, los convierte en una opción muy atractiva en términos de rendimiento energético. Las variaciones en los rendimientos no solo están relacionadas con las diversas configuraciones propuestas por los autores, sino que también pueden atribuirse a las diferentes condiciones de contorno contempladas, junto con otros factores como la elección del medio de enfriamiento, las eficiencias de las turbomáquinas y la efectividad de los intercambiadores de calor contemplados.

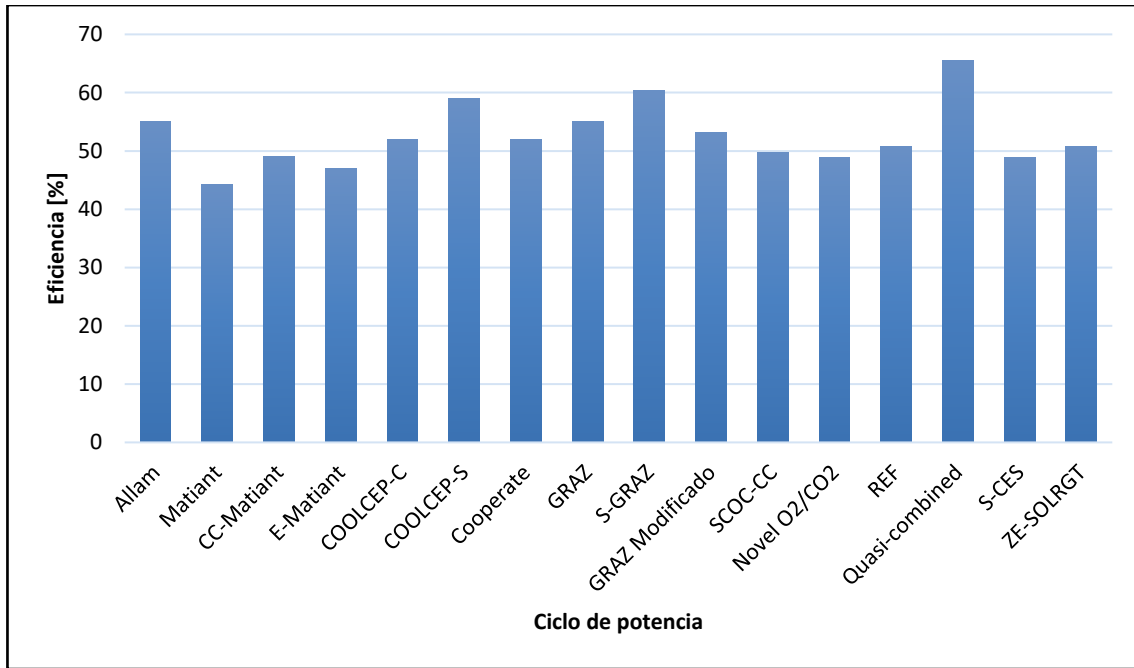


Figura 41. Eficiencia térmica por ciclo.

3.20.6 Factor de Carnot

Durante el desarrollo de la sección 3.20 se ha puesto de manifiesto que las condiciones de contorno no son del todo homogéneas para todos los ciclos estudiados, esto debido a las diferentes estrategias mediante las cuales los autores abordan las configuraciones de los ciclos. Ante esta situación, evaluar el rendimiento de los ciclos únicamente basado en la Primera Ley de la Termodinámica (como ha sido el caso de la sección 3.20.5 puede inducir a interpretaciones que no son del todo correctas al comparar los diferentes ciclos. Por consiguiente, se puede también abordar esta cuestión haciendo uso de la Segunda Ley de la Termodinámica, por lo tanto, el factor de Carnot, el cual es la relación entre el rendimiento térmico del ciclo y el rendimiento térmico de un ciclo de Carnot que opere entre las mismas temperaturas, puede ser utilizado como una métrica más precisa del rendimiento del ciclo [40]. Los valores de este parámetro, calculado aplicando las ecuaciones (3) y (4), para las condiciones indicadas en la Tablas Tabla 11 y Tabla 12.

$$\eta_c = 1 - \frac{T_C}{T_H} \quad (3)$$

$$CF = \frac{\eta_{th}}{\eta_c} \quad (4)$$

Donde

η_c Eficiencia de Carnot

T_C Temperatura mínima (en K)

T_H Temperatura máxima (en K)

CF Factor de Carnot

η_{th} Eficiencia térmica del ciclo

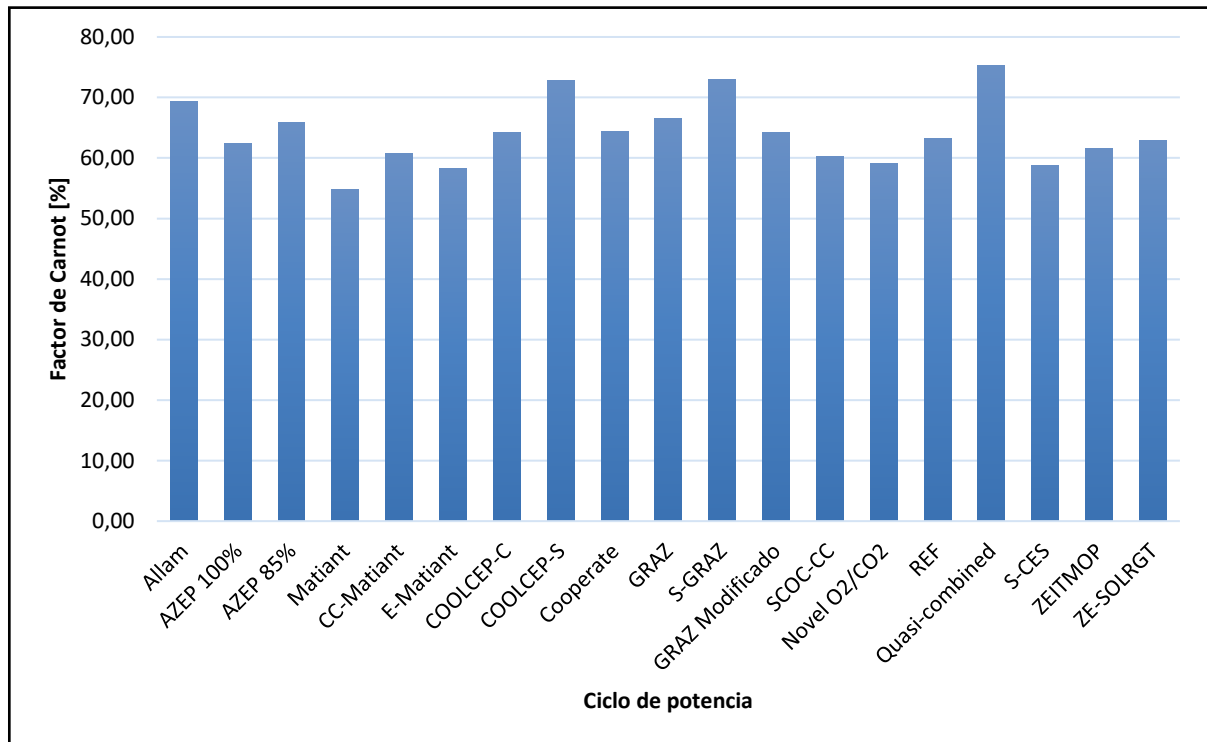


Figura 42. Factor de Carnot por ciclo.

En esta figura se observa que las configuraciones que presentan mayor Factor de Carnot, es decir, que su rendimiento se encuentra más cercano al rendimiento de Carnot son Allam, Coolcep-S, S-GRAZ y Quasi-combined. Cuanto más cercano esté este valor a 100%, se entiende que el ciclo está más cercano de tener un rendimiento ideal, por tanto, la destrucción exérgica (sección 1) será menor para estos ciclos. De los ciclos considerados, solo el Matiant y el Novel O₂/CO₂ se sitúan por debajo del 60%, aunque ligeramente, lo que, en términos generales, demuestra el buen desempeño de los ciclos estudiados en términos de aprovechamiento energético.

3.20.7 Huella de carbono

En el contexto de este estudio, el término "huella de carbono" se refiere a la cantidad de carbono que se genera como resultado de la operación de las diferentes configuraciones de ciclo que estamos analizando. Normalmente, cuando se habla de la huella de carbono, se hace referencia a las emisiones de CO₂ y su impacto ambiental. Sin embargo, en el caso específico de ciclos de potencia semiabiertos, en lugar de abordar las emisiones de CO₂ de manera convencional, la huella de carbono hace referencia a la relación entre la masa de CO₂ que se elimina o sangra del ciclo en función de la electricidad generada, generalmente expresada en términos de kilovatios-hora (kWh). En otras palabras, este valor representa la cantidad de CO₂ que se generará como resultado de la operación de un ciclo específico, y que posteriormente requerirá ser almacenado y distribuido de manera adecuada. Este valor es presentado en la Figura 43 para algunas de las configuraciones estudiadas.

Es preciso aclarar que los valores de huella de carbono presentados no provienen directamente de los informes originales de los autores de los ciclos en cuestión, sino que son el resultado de un análisis

basado en el estudio previamente citado [59]. En consecuencia, estos valores se ofrecen como estimaciones aproximadas y orientativas, contribuyendo al contexto de nuestra investigación.

Estos valores de huella de carbono son de gran relevancia, ya que se relacionan con la cantidad de dióxido de carbono (CO₂) que se debe extraer del ciclo y que, en teoría, podría distribuirse sin requerir tratamientos fisicoquímicos adicionales. Este aspecto es esencial en nuestro trabajo, ya que subraya la importancia de una gestión eficiente del CO₂ y su distribución como parte integral del ciclo.

Al observar los resultados, destacamos que el ciclo Allam exhibe la huella de carbono más baja, mientras que el ciclo E-Matiant presenta la huella más alta. Es interesante notar que, en términos generales, los valores para las distintas configuraciones no varían significativamente entre sí, ya que están dentro del mismo orden de magnitud. Además, es notable que el estudio consideró ciclos basados en dos tecnologías de separación de aire diferentes (ITM y C-ASU), y a pesar de esta diferencia, no se observan diferencias sustanciales en estos valores de producción de CO₂.

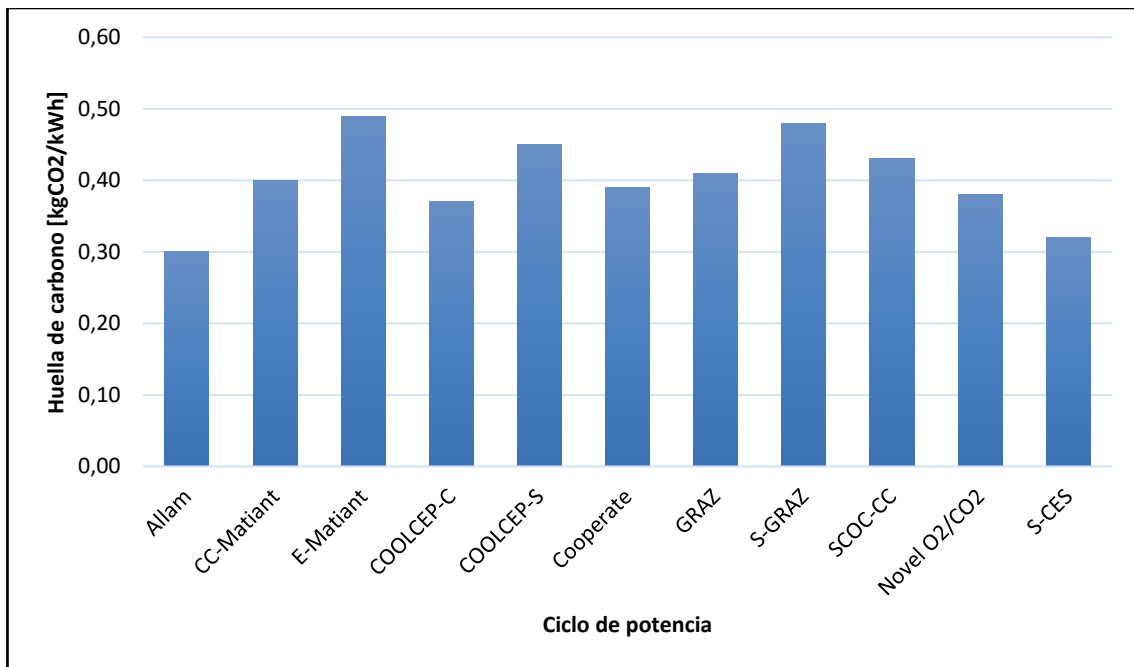


Figura 43. Huella de carbono por ciclo.

3.20.8 TRL

La tecnología sigue un proceso de evolución a lo largo de su vida, lo que comúnmente se representa mediante la *curva S*, donde se identifican etapas como la introducción, crecimiento, madurez y eventual declive [71]. Dentro de este contexto, es crucial contar con una métrica precisa que nos permita determinar en qué punto se encuentra una tecnología en su ciclo de vida. Este factor es de gran importancia tanto en la integración de la tecnología en sistemas existentes como en la toma de decisiones de inversión.

Cuando evaluamos la madurez tecnológica, estamos efectivamente evaluando los riesgos asociados al desarrollo y adopción de esa tecnología en particular. Para llevar a cabo esta evaluación, se ha establecido la metodología del Nivel de Preparación Tecnológica (Technology Readiness Level o TRL, por sus siglas en inglés) como el estándar técnico ampliamente aceptado en esta área. El TRL nos proporciona una escala para medir el nivel de madurez de una tecnología y ayuda a tomar

decisiones informadas en cuanto a su adopción y desarrollo continuo. Esta metodología busca clasificar el nivel de madurez tecnológica en nueve niveles, los cuales se describen en la Tabla 13.

De manera general, los niveles 1 a 3 corresponden a entorno de laboratorio, los niveles 4 a 6 corresponden a entorno de simulación y los niveles 7 a 9 corresponden a entorno real. A partir de estas definiciones, en el estudio presentado en [59], se lleva a cabo la clasificación de algunos de los ciclos estudiados en esta escala. Sin embargo, es importante señalar que no existe un consenso claro en cuanto al nivel en el que deben ubicarse algunos ciclos, especialmente el Allam, S-CES y AZEP. Esto se debe a que diferentes autores los sitúan en distintos TRL, aunque las diferencias no son significativas.

Tabla 13. Definición de TRLs. Adaptado de [71].

TRL	Descripción
1	Principios básicos observados y reportados
2	Formulación del concepto y aplicación
3	Validación del concepto (tanto analítica como experimentalmente)
4	Validación de componentes/prototipo en entorno de laboratorio
5	Validación de componentes/prototipo en un entorno relevante
6	Demostración de sistema o prototipo en un entorno relevante
7	Demostración de sistema o prototipo en un entorno real
8	Sistema completo y validado mediante pruebas y demostraciones
9	Sistema probado exitosamente en entorno real

No obstante, el autor del presente estudio considera que la clasificación propuesta en dicha investigación es la más precisa. Esto se debe a que abarca no solo la madurez del bloque de potencia, sino también el nivel de desarrollo de las unidades de separación de aire planteadas por los autores como productoras de oxígeno para cada ciclo. Por lo tanto, esta clasificación se percibe como más precisa que otras que se encuentran en la literatura y que solo consideran el desarrollo del bloque de potencia. Estos resultados son presentados de manera gráfica en la Figura 44.

Presentar los datos de esta manera nos permite identificar con claridad que, en su gran mayoría, los ciclos estudiados se hallan en fases tempranas de desarrollo. No obstante, existen excepciones notables en las configuraciones Allam y S-CES, las cuales se encuentran en etapas de desarrollo más avanzadas y superan significativamente a las demás. Este análisis destaca la disparidad en el nivel de madurez tecnológica entre los distintos ciclos, subrayando el hecho de que algunos están más cerca de la implementación práctica que otros.

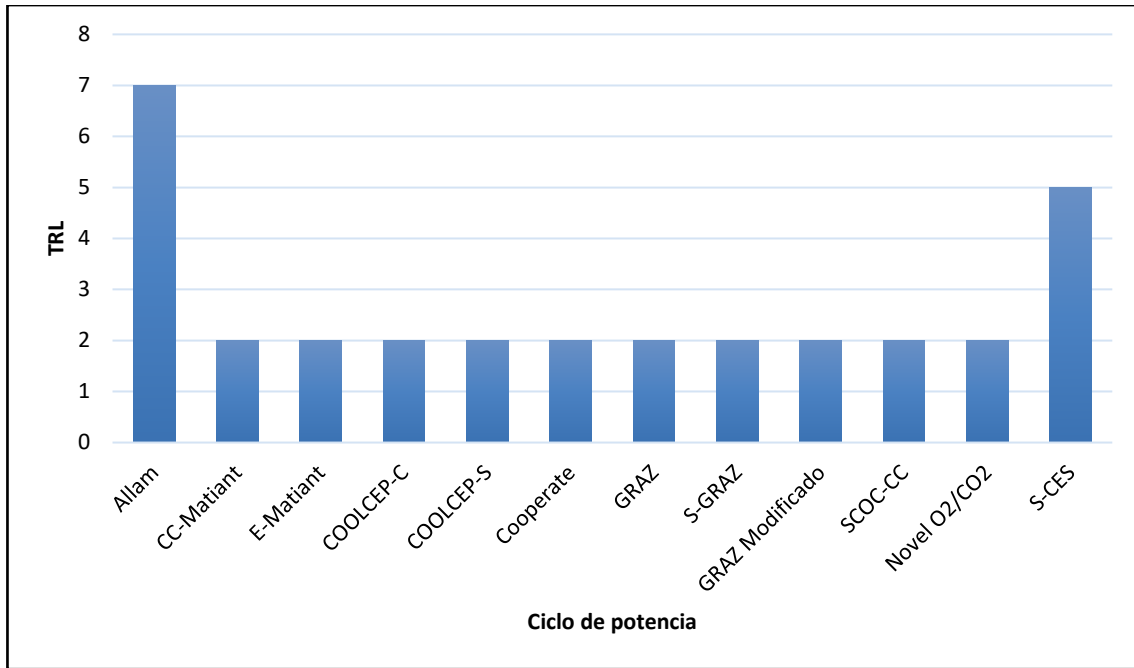


Figura 44. TRL por ciclo.

3.20.9 Clasificación por ciclo principal

Con el propósito de llevar a cabo una clasificación de los ciclos de potencia estudiados desde una perspectiva termodinámica, hemos decidido agruparlos de acuerdo con el tipo de ciclo base empleado para la generación de energía. En esta categorización, se destacan los ciclos *tipo Brayton*, los ciclos *tipo Rankine* y los *ciclos combinados*.

Los ciclos *tipo Brayton*, conocidos también como ciclos de turbina de gas, se caracterizan por mantener el fluido de trabajo en estado gaseoso durante todo el proceso. Esto significa que no se producen transiciones de fase en el fluido a lo largo del ciclo, y en su lugar, se mantiene en estado gaseoso de principio a fin.

Por otro lado, en los ciclos *tipo Rankine*, el fluido de trabajo experimenta cambios de fase durante su recorrido, alternando entre los estados líquido y gaseoso. Este contraste en los cambios de fase es fundamental para comprender cómo operan estos sistemas y las diferencias fundamentales con respecto a los ciclos Brayton.

Por último, los ciclos combinados hacen referencia a la combinación de estos dos tipos de ciclos (Brayton y Rankine). En este caso, los gases de escape del ciclo Brayton son utilizados para aportar energía al fluido de trabajo del ciclo Rankine y así generar potencia en dos circuitos independientes. La clasificación propuesta es presentada en la Tabla 14.

Tabla 14. Clasificación de los ciclos por tipo de ciclo principal.

Tipo de ciclo principal		
Brayton	Rankine	Combinado
Allam	Coolcep-C	AZEP 100%
E-Matiant	Coolcep-S	AZEP 85%
Novel O2/CO2	S-CES	Matiant
		CC-Matiant
		Cooperate
		Graz
		S-Graz
		Graz Modificado
		SCOC-CC
		REF
		Quasi-combined
		ZEITMOP
		ZE-SOLGRT

3.20.10 Clasificación por proceso de separación de aire

Considerando los aspectos fundamentales abordados en la sección 2.6, adquiere una notable relevancia la comprensión de los métodos propuestos por los distintos investigadores para la separación de aire y producción de oxígeno en los ciclos bajo análisis. Como se ha mencionado previamente en la sección 3.20.8, la elección de este proceso no solo impacta en el bloque de potencia, sino que también desempeña un rol esencial en la evaluación del nivel de madurez tecnológica del ciclo en su conjunto.

Esta clasificación se consigna en la Tabla 15, nótese que las siglas ASU hacen referencia directa a las Unidades de Separación de Aire Criogénicas. A través de esta tabla, se facilita la identificación y comparación de los enfoques de separación de aire propuestos por los diferentes autores para cada uno de los ciclos analizados.

Como se observa, la amplia mayoría de autores proponen el uso de la separación criogénica como método de producción de oxígeno, sin embargo, en casos excepcionales como AZEP y ZEITMOP se plantea hacer uso de una tecnología emergente como lo es la membrana de transporte de iones. Este enfoque novedoso podría comprometer el desarrollo de estos ciclos, puesto que están sujetos al desarrollo del proceso de separación en sí mismo. Este enfoque tiene como ventaja que la penalización energética como consecuencia de la separación de aire será mucho menor para estos ciclos. En contraparte, hacer uso de métodos convencionales como la destilación criogénica supone que los esfuerzos en investigación y desarrollo estén orientados a los desafíos que supone la implementación del propio ciclo, asegurando que la unidad de separación de aire con constituye un inconveniente en términos operativos.

Tabla 15. Clasificación por proceso de separación de aire.

Proceso de separación de aire	
ITM	ASU
AZEP 100%	Allam
AZEP 85%	Matiant
ZEITMOP	CC-Matiant
	E-Matiant
	COOLCEP-C
	COOLCEP-S
	Cooperate
	GRAZ
	S-GRAZ
	GRAZ Modificado
	SCOC-CC
	Novel O2/CO2
	REF
	Quasi-combined
	S-CES
	ZE-SOLRGT

3.20.11 Clasificación por fluido de recirculación

Diferentes estudios se han enfocado en determinar qué fluido recirculado supone mayores ventajas termodinámicas. Algunos autores se han decantado por proponer configuraciones con recirculación de CO₂ puro, mientras que otros han optado por proponer recirculación de una mezcla de agua/CO₂ y, en algún caso excepcional, solo agua. La reacción global del proceso de oxidación se describe en la ecuación (5):



Donde a y b corresponden a las moles de CO₂ y H₂O recirculado, respectivamente. Se hace evidente la necesidad de sangrado de CO₂, lo que corresponde con los planteamientos de configuraciones de ciclos semicerrados. La clasificación de los ciclos estudiados según el fluido de recirculación se presenta en la Tabla 16.

La tendencia predominante apunta a utilizar CO₂ puro como el fluido de recirculación principal. En estos escenarios, la mezcla de agua y CO₂ se separa en el condensador. Posteriormente, la corriente de CO₂ se divide en dos, con una fracción que se sangra y el resto, aproximadamente el 90%, se recircula nuevamente hacia la cámara de combustión. Si bien esta disposición conlleva un menor costo en el sistema de captura y almacenamiento de carbono, ya que implica almacenar una masa de CO₂ más pequeña, también presenta desafíos tecnológicos significativos que requieren del rediseño de las turbomáquinas para adaptarlas a estas condiciones de operación.

Tabla 16. Clasificación por fluido recirculado.

Fluido recirculado		
CO ₂	H ₂ O	CO ₂ +H ₂ O
Allam	S-CES	AZEPT 100%
CC-Matiant		AZEPT 85%
COOLCEP-C		GRAZ
COOLCEP-S		Modified GRAZ
Cooperate		REF
E-Matiant		S-GRAZ
Matiant		ZE-SOLRGT
Novel O ₂ /CO ₂		
Quasi-combined		
SCOC-CC		
ZEITMOP		

Por otro lado, solo en uno de los ciclos estudiados se opta por recircular agua. Como se mencionó en la sección 3.17, esta disposición se orienta a simplificar el diseño de las turbomáquinas, lo que, en principio, podría traducirse en menores costos de capital. Sin embargo, el sistema de captura y almacenamiento de carbono en este caso sería más grande en comparación con la opción anterior. Además, requeriría etapas adicionales de compresión de los fluidos.

Finalmente, hay autores que se decantan por proponer un punto medio entre los dos casos anteriormente mencionados, estos son quienes utilizan una mezcla de CO₂/H₂O para recirculación, por lo que se hace menos complejo el rediseño de turbomáquinas, además de balancear este factor con el tamaño del sistema de captura y almacenamiento de carbono, asimismo, la recirculación de esta mezcla favorecerá el proceso de combustión [72].

La selección del fluido a recircular es relevante en el diseño del ciclo de potencia por algunos de los factores expuestos, además, todos los autores apuntan a utilizar el fluido recirculado para regular la temperatura de la cámara de combustión, por lo que la selección de este no es trivial y constituye un aspecto a considerar en este tipo de ciclos.

4 INTEGRACIÓN DE PROCESOS

El científico encuentra su recompensa en lo que Henri Poincare llama el placer de la comprensión, y no en las posibilidades de aplicación que cualquier descubrimiento pueda conllevar.

Albert Einstein, 1932

En este capítulo se analizarán las posibilidades de integración de los dos procesos principales estudiados a lo largo de los dos capítulos anteriores: la separación de aire y la producción de potencia. Se seleccionarán los ciclos de mayor interés para la aplicación específica que se requiere estudiar y se contrastarán con los tres modelos de ASU descritos en el apartado 2.7. De esta manera, será posible vislumbrar qué combinación favorecerá la futura implementación de la tecnología estudiada.

4.1 Selección de ciclos

El presente apartado persigue la selección minuciosa de ciclos de potencia con mayor pertinencia para los objetivos de esta investigación. Se pretende reducir el número de ciclos a analizar, enfocándose únicamente en aquellas configuraciones que contribuyan de manera más significativa para el logro de los objetivos planteados. En primer lugar, dado que la revisión del estado del arte fue realizada para ciclos de potencia basados en oxidación en general, se debe verificar que en estos el fluido de trabajo (CO_2) alcance el estado supercrítico, dado que este es el foco temático de esta investigación.

La definición de un fluido supercrítico, tal como fue abordada en el desarrollo del capítulo 1, establece que tanto la presión como la temperatura alcanzada por el fluido deben superar los valores críticos correspondientes. Para el fluido de interés (CO_2), estos valores fueron definidos en la Tabla 1. En esencia, para que el fluido sea considerado supercrítico, ambas propiedades deben situarse por encima de los valores críticos. En este sentido, aquellos ciclos cuyas condiciones de presión y temperatura máxima del CO_2 no satisfagan los límites críticos estipulados en la tabla mencionada, serán excluidos de este análisis.

Por otra parte, siguiendo la coherencia con la orientación expuesta en el capítulo 2, se aplicará un criterio específico para la selección de ciclos, priorizando aquellos que adopten la destilación criogénica como método para la generación de oxígeno. Este enfoque responde directamente a los conceptos y criterios discutidos anteriormente, alineados con la viabilidad técnica y las particularidades de producción de oxígeno en ciclos de potencia. Por lo tanto, se descartarán aquellos ciclos que no se adhieran a esta metodología de separación de oxígeno, centrándose únicamente en aquellas configuraciones que empleen la destilación criogénica como su método primario para la producción de oxígeno. Como resultado, los ciclos que cumplen con estas condiciones se resumen en la Tabla 17.

Tabla 17. Ciclos en los que el CO₂ alcanza condiciones supercríticas.

No.	Ciclo
1	Allam
4	Matiant
5	CC-Matiant
6	E-Matiant
9	Cooperate
14	Novel O ₂ /CO ₂
16	Quasi-combined
17	S-CES

Además, se dará prioridad a los ciclos que exhiban un nivel de TRL más avanzado. En el caso de los ciclos que presenten una configuración similar o derivada, se optará por aquel que demuestre una eficiencia superior, permitiendo así una selección más precisa y orientada a los estándares de madurez tecnológica y eficiencia en el contexto del estudio. Finalmente, los ciclos a considerar se describen en la Tabla 18.

Tabla 18. Ciclos seleccionados para llevar a cabo la integración de procesos.

No.	Ciclo
1	Allam
5	CC-Matiant
9	Cooperate
17	S-CES

4.2 Relacionamiento de procesos

La integración de las tres unidades de separación detalladas en la sección 2.7 y los ciclos incluidos en la Tabla 18 es llevada a cabo mediante la presión de suministro de oxígeno, que será el principal factor que determinará la compatibilidad de los equipos. Se debe garantizar que la presión de suministro sea la de la cámara de combustión dado que, de no cumplir este requerimiento y suministrar el oxígeno a una presión menor, el diferencial de presiones hará que todos los fluidos vayan aguas arriba por la línea de oxígeno, lo que comprometería la integridad del sistema, por consiguiente, se debe considerar el gasto energético correspondiente a las etapas de compresión que permitirán incrementar la presión del oxígeno desde la presión de salida de la ASU hasta la presión de entrada al combustor. Por el contrario, en caso de tener una presión de salida de la ASU inferior a la de suministro al combustor, deberá considerarse una laminación del fluido.

Con el objetivo de lograr una comparación equitativa y no sesgada entre los ciclos analizados, es esencial estandarizar la potencia generada por cada uno. En este contexto, se ha uniformado la producción de potencia neta, fijándola en 300 MW para todos los ciclos considerados. La Tabla 19 detalla los requisitos de consumo de oxígeno para cada ciclo, manteniendo una potencia neta establecida en 300 MW. En la tabla se describe tanto el gasto total de O₂, así como el gasto a las diferentes presiones para los ciclos que tienen más de una etapa de combustión.

Tabla 19. Gasto de oxígeno para los ciclos analizados.

Ciclo	$m_{Tot,O_2} \left(\frac{kg}{s}\right)$	$m_{O_2,HP} \left(\frac{kg}{s}\right)$	$m_{O_2,MP} \left(\frac{kg}{s}\right)$	$m_{O_2,LP} \left(\frac{kg}{s}\right)$
Allam	44,40	44,40		
CC-Matiant	48,97	42,58	6,39	
Cooperate	47,34	23,67	23,67	
S-CES	59,46	14,03	19,37	26,06

Por otra parte, en la Tabla 20 se presentan las propiedades termodinámicas significativas de la corriente de oxígeno generada por las tres configuraciones analizadas para las unidades de separación de aire. Es importante señalar que las siglas entre paréntesis ofrecen detalles sobre el número de columnas de destilación (denotadas por la letra C) y el número de productos resultantes (indicados por la letra P).

Tabla 20. Caracterización de oxígeno producido por las unidades de separación.

ASU	T (°C)	P (bar)	h (kJ/kg)
ASU 1 (2C4P)	22	48	-14,79
ASU 2 (2C3P)	-155,83	1,013	-166,1
ASU 3 (3C4P)	22	48	-14,79

Asimismo, en la Tabla 21 se definen las propiedades termodinámicas de interés para las corrientes de oxígeno suministradas a los ciclos, haciendo referencia a las diferentes presiones de suministro.

Tabla 21. Propiedades del oxígeno suministrado a los ciclos.

Input O ₂	Ciclo	Allam	CC-Matiant	Cooperate	S-CES
Corriente HP	m (kg/s)	44,40	42,58	23,67	14,03
	T (°C)	213,38	136,85	176,61	213,38
	P (bar)	310	40	60	310
	h (kJ/kg)	180,3	98,94	134,53	180,3
Corriente MP	m (kg/s)		6,39	23,67	19,37
	T (°C)		15	15	120
	P (bar)		15	15	65
	h (kJ/kg)		-13,82	-13,82	79,36
Corriente LP	m (kg/s)				26,06
	T (°C)				120
	P (bar)				10
	h (kJ/kg)				86,61

Al analizar los datos resultantes de las salidas de las Unidades de Separación de Aire (ASU) y las necesidades en la cámara de combustión de los ciclos, se puede precisar el consumo energético que conlleva la producción de oxígeno para cada configuración de ASU destinada a suministrarlo a los ciclos examinados. Este análisis no solo evalúa el suministro de oxígeno, sino que también estima la energía requerida para las etapas de compresión asociadas.

Para abordar este análisis, la Tabla 22 resume los consumos energéticos por unidad de masa de oxígeno producido. Complementariamente, la Tabla 23 presenta los consumos en términos de potencia, proporcionando así una visión detallada del costo energético relativo a la producción de oxígeno en cada configuración de ASU.

Tabla 22. Energía consumida por kg de O₂ producido por el sistema.

Ciclo	ASU	Energía ASU (kJ/kgO ₂)	Energía compresor HP (kJ/kgO ₂)	Energía compresor MP (kJ/kgO ₂)	Energía compresor LP (kJ/kgO ₂)	Energía total compresor (kJ/kgO ₂)	Consumo total (kJ/kgO ₂)
Allam	ASU 1 (2C4P)	1070,50	221,69			221,69	1292,19
	ASU 2 (2C3P)	968,40	393,64			393,64	1362,04
	ASU 3 (3C4P)	992,35	221,69			221,69	1214,04
CC-Matiant	ASU 1 (2C4P)	1070,50				0,00	1070,50
	ASU 2 (2C3P)	968,40	301,18	173,05		474,23	1442,63
	ASU 3 (3C4P)	992,35				0,00	992,35
Cooperate	ASU 1 (2C4P)	1070,50	169,68			169,68	1240,18
	ASU 2 (2C3P)	968,40	341,63	173,05		514,67	1483,07
	ASU 3 (3C4P)	992,35	169,68			169,68	1162,03
S-CES	ASU 1 (2C4P)	1070,50	221,69	106,99		328,68	1399,18
	ASU 2 (2C3P)	968,40	393,64	278,93	287,17	959,74	1928,14
	ASU 3 (3C4P)	992,35	221,69	106,99		328,68	1321,03

Tabla 23. Potencia consumida por el sistema.

Ciclo	ASU	Potencia ASU (MW)	Potencia compresor HP (MW)	Potencia compresor MP (MW)	Potencia compresor LP (MW)	Potencia total compresor (MW)	Consumo total (MW)
Allam	ASU 1 (2C4P)	47,53	9,84			9,84	57,37
	ASU 2 (2C3P)	43,00	17,48			17,48	60,47
	ASU 3 (3C4P)	44,06	9,84			9,84	53,90
CC-Matiant	ASU 1 (2C4P)	52,42				0,00	52,42
	ASU 2 (2C3P)	47,42	12,82	7,37		20,19	67,61
	ASU 3 (3C4P)	48,59				0,00	48,59
Cooperate	ASU 1 (2C4P)	50,68				0,00	50,68
	ASU 2 (2C3P)	45,85	4,10	4,10		8,19	54,04
	ASU 3 (3C4P)	46,98				0,00	46,98
S-CES	ASU 1 (2C4P)	63,66	3,11	2,07		5,18	68,84
	ASU 2 (2C3P)	57,59	5,52	5,40	7,48	18,41	75,99
	ASU 3 (3C4P)	59,01	3,11	2,07		5,18	64,19

Estos resultados son presentados de manera gráfica en la Figura 45, donde cada línea corresponde a una ASU, mostrando en el eje vertical el consumo total de potencia en MW (entiéndase el consumo total como la suma de la potencia requerida por la unidad de separación de aire y la potencia consumida por cada uno de los compresores necesarios para una correcta operación) y en el eje horizontal los ciclos de potencia con los cuales se realizó la integración. De la Figura 45 es importante señalar que, para todos los ciclos, la unidad de separación que cuya operación representa un mayor consumo de potencia es la ASU 2 (2C3P), seguido de la ASU 1 (2C4P) y, finalmente, la de menor consumo para todas las configuraciones es la ASU 3 (3C4P). Estos resultados reflejan la importancia de realizar un estudio que considere las diferentes condiciones de operación y pueda vislumbrar de manera más clara cuáles configuraciones de las diferentes tecnologías tienen mayor compatibilidad ya que, según lo

analizado en la sección 2.7, la ASU que aparentemente representaba un menor consumo energético era la ASU 2 (2C3P), sin embargo, en esa sección se analizó el consumo trabajando como una unidad independiente y, al momento de incluirla en la operación del ciclo de potencia, se deben satisfacer requerimientos de presiones que representan un consumo elevado. Se desvela entonces la necesidad de analizar los equipos como un conjunto para no ir en detrimento de las prestaciones de la planta.

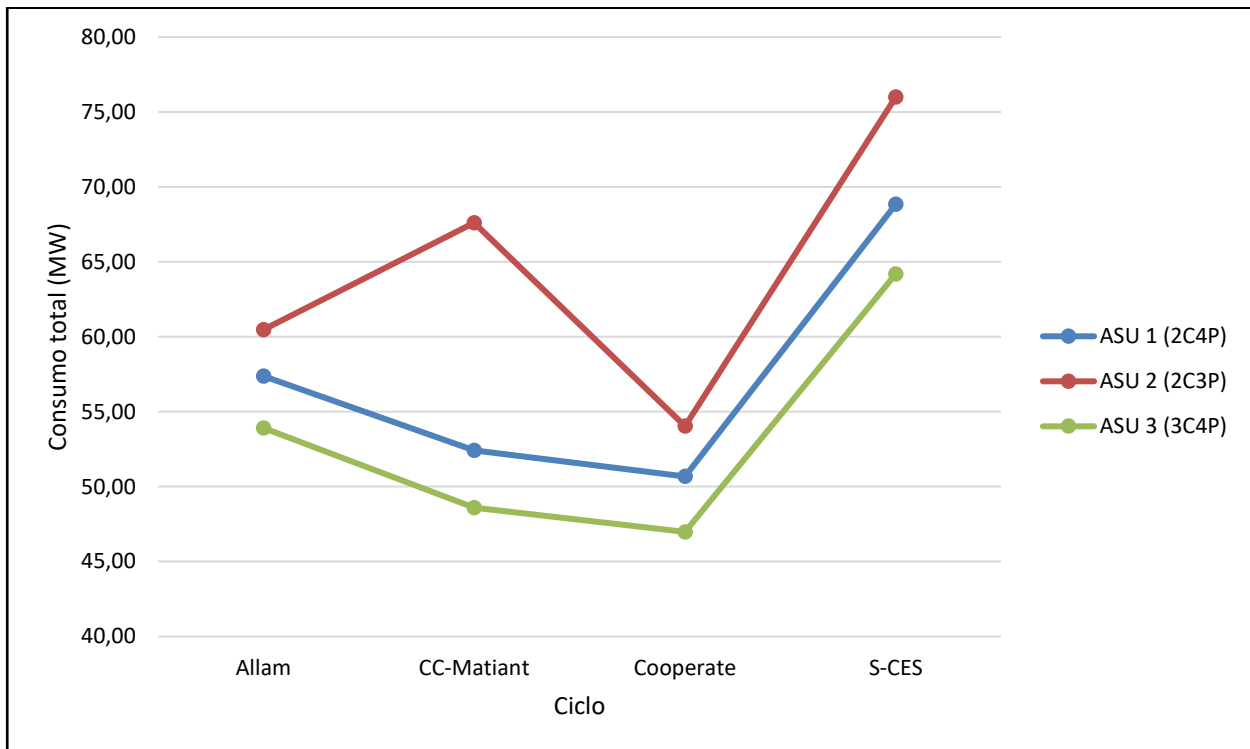


Figura 45. Potencia consumida debido a la producción y suministro de oxígeno.

Por otra parte, se observa que, de las configuraciones de destilación criogénica estudiadas, la ASU 3 (3C4P) es la que menor consumo de potencia presenta para los cuatro ciclos, sin embargo, es necesario dejar claridad en que este estudio es meramente termodinámico, por lo que se requiere de un estudio técnico-económico que ayude a determinar si, contemplando otros factores, la ASU 3 sigue siendo la mejor solución, ya que su utilización implica la instalación de equipos adicionales, principalmente la instalación de una tercera columna de destilación.

Además, se puede identificar que, para las tres distintas configuraciones de ASU, el ciclo Cooperate es el que presenta menor consumo de potencia. Esta situación puede ser justificada por un caudal de oxígeno requerido relativamente bajo (solo el Allam opera con menor caudal), además de los bajos niveles de presión en las cámaras de combustión (debido a la configuración misma del ciclo), lo que reduce el salto entálpico de la corriente de oxígeno y, por consiguiente, reduce el trabajo de compresión.

En contraparte, se tiene que, para las tres configuraciones de ASU, el ciclo S-CES es el que requiere mayor potencia entregada para la producción de oxígeno lo que, al igual que la situación anteriormente expuesta, puede encontrar sus razones en el elevado gasto másico requerido (es el más alto de todos) debido a que la disposición del ciclo presenta tres etapas de combustión, además de las elevadas presiones de operación.

Finalmente, es válido analizar la diferencia entre el ciclo CC-Matiant y el ciclo Cooperate, ya que el

primero trabaja a menor presión que el segundo, sin embargo, es el segundo quien cuenta con menor consumo de potencia en todos los casos. Esta diferencia se debe a la distribución del gasto másico de oxígeno, ya que ambas tienen una etapa de recalentamiento, sin embargo, en el ciclo CC-Matiant alrededor del 87% del gasto másico se lleva hasta la presión más elevada, mientras que en el ciclo Cooperate, solo la mitad del gasto másico alcanza la condición de presión más elevada.

Por otra parte, en la Figura 46 se presenta el consumo de potencia por cada componente (ASU y compresores de baja, media y alta presión), permitiendo identificar de manera visual la contribución de cada uno de estos al consumo. Las combinaciones especificadas en el eje horizontal corresponden a las combinaciones detalladas en la Tabla 24.

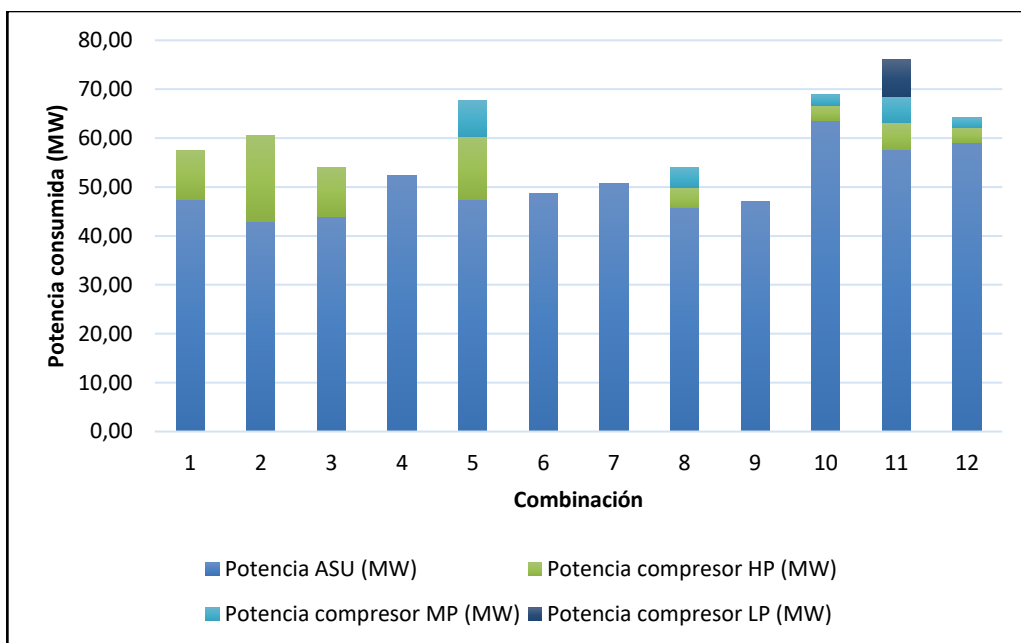


Figura 46. Consumo energético por componente.

Tabla 24. Combinaciones de ASU y ciclos de potencia.

No.	Ciclo	ASU
1	Allam	ASU 1 (2C4P)
2		ASU 2 (2C3P)
3		ASU 3 (3C4P)
4	CC-Matiant	ASU 1 (2C4P)
5		ASU 2 (2C3P)
6		ASU 3 (3C4P)
7	Cooperate	ASU 1 (2C4P)
8		ASU 2 (2C3P)
9		ASU 3 (3C4P)
10	S-CES	ASU 1 (2C4P)
11		ASU 2 (2C3P)
12		ASU 3 (3C4P)

Se hace evidente que, para todos los casos, la mayor contribución al consumo energético viene dada por la ASU, sin embargo, se pone de manifiesto que el contemplar solo esta variable generaría una visión errónea, ya que, en muchos casos, la contribución de los compresores es el parámetro que marca

la diferencia entre uno y otro.

Por último, la Figura 47 presenta la comparación de las eficiencias de los ciclos al considerar la potencia consumida por las configuraciones de ASU estudiadas y de los compresores necesarios para suministrar oxígeno a las presiones de trabajo. La eficiencia solo se calcula en base a estos dos parámetros, es decir, no se consideran los consumos de los demás sistemas auxiliares. Los consumos asociados a cada combinación son los presentados en la Tabla 23, además, para el cálculo del calor aportado al sistema, se toma un valor de poder calorífico inferior $LHV=50$ MJ/kg para el CH_4 y se asume una eficiencia de combustión del 98%.

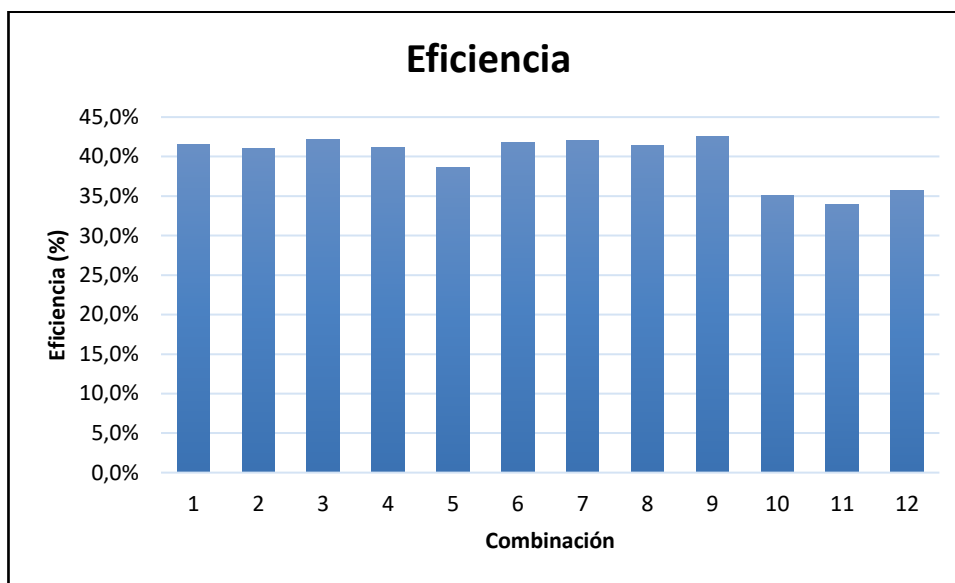


Figura 47. Eficiencia de los sistemas integrados de ASU y ciclos de potencia considerados.

De acuerdo con esta figura, la combinación de mayor eficiencia es la 9, la cual corresponde al ciclo Cooperate integrado con la ASU 3 (3C4P, véase Tabla 24). Sin embargo, la diferencia no es muy marcada respecto a otras configuraciones como la 3 (ciclo Allam – ASU 3), puesto que se sitúa solo 0.5 puntos porcentuales por debajo de la combinación 9. Por otra parte, es evidente que las combinaciones que corresponden al ciclo S-CES son las que presentan menor eficiencia, lo que se puede explicar a partir de lo observado en la Figura 45, pues este ciclo es el que más afectado se ve respecto al consumo de potencia asociado al suministro de oxígeno, debido a los requerimientos de presión y gasto másico, como se mencionó anteriormente.

Por consiguiente, a partir de este análisis preliminar es posible determinar que, dentro de las configuraciones estudiadas de ASU y ciclos de potencia, el ciclo Cooperate integrado con una unidad de separación de tres columnas de destilación operando según se describió en la sección 2.7 es el sistema que presenta mayor eficiencia, lo que se traduce en un mejor aprovechamiento de la energía aportada al ciclo. Sin embargo, las combinaciones 1 y 3, correspondientes al ciclo Allam sitúan su eficiencia en valores cercanos al máximo obtenido. Es relevante tener en cuenta que estas combinaciones no han sido optimizadas. Por consiguiente, futuras investigaciones deben abordarse con el propósito de identificar posibles mejoras en cada uno de estos sistemas.

5 ANÁLISIS EXERGÉTICO

El conocimiento no es una vasija que se llena, sino un fuego que se enciende

Plutarco.

Para el desarrollo de este capítulo, se propone llevar a cabo un análisis exhaustivo desde la perspectiva exergética. El objetivo es determinar en los cuatro ciclos estudiados cuáles son los elementos que generan una mayor destrucción exergética, lo que resulta en una reducción de la eficiencia en comparación con la eficiencia teórica de Carnot. Al identificar estos componentes clave, se podrá reconocer dónde se presentan las mayores oportunidades de mejora en términos de avance tecnológico. Este progreso representa una mayor optimización del uso de la energía aportada al ciclo.

Este análisis permitirá determinar y comparar estos componentes críticos en los ciclos evaluados. Esto posibilitará la identificación de relaciones entre ellos. En caso de que las pérdidas difieran entre los elementos comunes del ciclo, se propiciará un estudio detallado para comprender cómo enfrentan estas pérdidas las distintas configuraciones. Este enfoque contribuirá a desentrañar la manera en que cada configuración aborda las pérdidas y cómo podrían mejorarse en función de los resultados observados.

5.1 Fundamentos del análisis exergético

La exergía puede ser definida como la cantidad máxima de trabajo que un sistema puede realizar cuando alcanza el equilibrio termodinámico con su entorno [73]. La destrucción de exergía se atribuye a las irreversibilidades presentes en los procesos reales como consecuencia de la generación de entropía.

Para llevar a cabo el presente análisis se seguirá la metodología propuesta en [74], la cual, pese a ser aplicada a ciclos de sCO₂ con una fuente de energía distinta, tiene validez para el caso de los ciclos con oxcombustión debido a la presencia de componentes comunes (a excepción de la cámara de combustión).

La exergía de flujo (*Flow exergy*) viene definida matemáticamente de acuerdo con la Ecuación (6),

$$E_{flow} = (H - H_0) - T_0(S - S_0) \quad (6)$$

Donde

H_0 Entalpía a temperatura y presión ambiente (T_0 y P_0 , respectivamente)

S_0 Entropía a temperatura y presión ambiente (T_0 y P_0 , respectivamente)

Es necesario aclarar que esta expresión es una simplificación que no contempla otras formas de exergía tales como química, cinética y potencial. En este contexto, la generación de entropía propia de todo

proceso termodinámico es conocida como exergía destruida y puede ser calculada mediante la ecuación (7), de la cual se deduce la ecuación (8). Esta ecuación puede ser aplicada tanto a los componentes como al ciclo en general.

$$E_{D,k} = T_0 \Delta S_{gen} \quad (7)$$

$$E_{D,k} = E_{F,k} - E_{P,k} - E_{L,k} \quad (8)$$

Además, se puede determinar la eficiencia exergética, también conocida como eficiencia de segunda ley, haciendo uso de la ecuación (9) la cual, al igual que las ecuaciones anteriores, puede ser aplicada tanto a los componentes como al ciclo.

$$\varepsilon_k = \frac{E_{P,k}}{E_{F,k}} \quad (9)$$

Finalmente, es posible establecer un parámetro que permita vincular el estudio basado en la Segunda Ley (destrucción de exergía) con el estudio basado en la Primera Ley (eficiencia). Para vincular lo anterior, se toma como base la eficiencia de Carnot y se pretende identificar la influencia de los diferentes componentes en la disminución de eficiencia, respecto a la de Carnot para cada ciclo. Para llevar a cabo la comparación, se emplea la ecuación (10).

$$\Delta \eta_k = \frac{T_0 \Delta S_{gen,k}}{Q_{in}} \quad (10)$$

Las Tablas Tabla 25 a Tabla 31 resumen los balances de masa y energía empleados para el cálculo de la presente sección.

Tabla 25. Balance ciclo Allam (parte A).

Corriente	Temperatura (°C)	Presión (bar)	Entalpía (MJ/kg)	Entropía (kJ/kg*K)	Gasto másico (kg/s)
3	714,4	303,0	-7,2	0,2	612,1
4	714,4	302,8	-8,1	0,2	633,6
4A	50,8	304,8	-9,0	-1,5	633,6
5	1146,5	300,0	-7,6	0,7	1262,2
6	400,0	302,8	-8,5	-0,3	145,6
6A	50,8	304,8	-9,0	-1,5	145,6
7	739,4	34,0	-8,1	0,7	1407,7
7B	739,8	34,0	-8,1	0,7	1407,7
8	55,0	33,0	-9,0	-0,7	1407,7
9	45,5	305,0	-8,1	-1,4	612,1
10	50,8	304,8	-9,0	-1,5	779,2
11	29,0	33,0	-8,9	-0,6	1329,8
12	42,5	80,0	-8,9	-0,9	1329,8
13	25,5	119,9	-9,1	-1,5	779,2
14	25,5	119,9	-9,1	-1,5	550,6
16	15,0	120,0	0,0	-1,4	61,5

Tabla 26. Balance ciclo Allam (parte B).

Corriente	Temperatura (°C)	Presión (bar)	Entalpía (MJ/kg)	Entropía (kJ/kg*K)	Gasto másico (kg/s)
17	275,0	7,5	0,2	0,2	276,3
18	55,0	7,3	-0,1	-0,3	276,3
20	29,0	33,0	-9,0	-0,8	1407,7
21	48,3	41,2	-8,8	-0,6	1329,8
22	25,0	41,2	-8,9	-0,7	1329,8
23	44,3	51,4	-8,9	-0,7	1329,8
24	25,0	51,4	-8,9	-0,8	1329,8
25	44,1	64,1	-8,9	-0,8	1329,8
26	25,0	64,1	-8,9	-1,0	1329,8
27	26,0	79,9	-9,0	-1,4	1329,8
28	35,6	119,9	-9,0	-1,4	1329,8
29	25,5	119,9	-9,1	-1,5	1329,8
30	17,0	120,0	-8,2	-1,4	612,1
31	29,0	33,0	-8,9	-0,6	1374,1
32	29,0	33,0	-15,9	-9,3	33,6
CO2 ST	29,0	33,0	-8,9	-0,6	44,3
Fuel	145,0	305,0	-4,4	-6,8	16,5

Tabla 27. Balance ciclo CC-Matiant (Parte A).

Corriente	Temperatura (°C)	Presión (bar)	Entalpía (kJ/kg)	Entropía (kJ/kg*K)	Gasto másico (kg/s)
1	30,0	1,0	-8,9	0,1	456,4
2	79,1	300,0	-9,1	-1,3	456,4
3	700,0	40,0	-8,2	0,6	420,0
4	1497,7	38,2	-7,3	1,4	477,5
5	600,0	300,0	-8,4	0,1	420,0
5	600,0	300,0	-8,4	0,1	420,0
6	1310,3	7,9	-7,6	1,5	486,2
7	947,3	1,0	-8,1	1,6	486,2
8	15,0	15,0	-4,7	-6,5	1,7
9	143,6	1,0	-9,1	0,3	486,2
10	696,4	1,0	-8,5	1,3	486,2
11	1209,1	9,0	-7,7	1,4	477,5
12	375,4	40,0	-8,6	0,1	420,0
16	153,4	4,2	-8,8	0,1	456,4
17	30,0	4,2	-8,9	-0,2	456,4
18	155,3	17,3	-8,8	-0,2	456,4
19	30,0	17,3	-9,0	-0,5	456,4
20	165,8	75,0	-8,9	-0,5	456,4
21	30,0	75,0	-9,1	-1,3	456,4

Tabla 28. Balance ciclo CC-Matiant (Parte B).

Corriente	Temperatura (°C)	Presión (bar)	Entalpía (kJ/kg)	Entropía (kJ/kg*K)	Gasto másico (kg/s)
23	15,0	15,0	0,0	-0,7	6,9
25	79,1	300,0	-9,1	-1,3	420,0
CO2 ST	79,1	300,0	-9,1	-1,3	36,4
Fuel1	15,0	15,0	-4,7	-6,5	11,5
Fuel2	15,0	15,0	-4,7	-6,5	1,7
OXY1	15,0	15,0	0,0	-0,7	46,0
OXY2	15,0	15,0	0,0	-0,7	6,9
WATER SEP	15,0	1,0	-16,0	-9,5	29,8
OXYC	136,9	40,0	0,1	-0,7	46,0
FuelC	110,5	40,0	-4,5	-6,4	11,5

Tabla 29. Balance ciclo Cooperate.

Corriente	Temperatura (°C)	Presión (bar)	Entalpía (kJ/kg)	Entropía (kJ/kg*K)	Gasto másico (kg/s)
1	1495,6	60,0	-7284,7	1,3	346,8
2	1226,3	15,0	-7664,6	1,3	346,8
3	1650,1	15,0	-7150,3	1,7	375,5
4	1352,7	4,0	-7585,1	1,7	375,5
5	975,7	60,0	-7874,4	0,8	318,0
6	310,4	4,0	-8962,6	0,4	375,5
7	20,0	4,0	-8957,7	-0,2	349,7
8	272,6	64,0	-8731,4	-0,2	349,7
9	15,0	64,0	-9218,4	-1,6	349,7
10	37,7	240,0	-9193,5	-1,5	318,0
11	1202,7	240,0	-7566,9	0,8	318,0
12	20,0	4,0	-15993,6	-9,4	25,8
13	37,7	240,0	-9193,5	-1,5	31,7
14	37,7	240,0	-9193,5	-1,5	349,7
Fuel1	15,0	15,0	-4685,2	-6,5	5,8
Fuel2	15,0	15,0	-4685,2	-6,5	5,8
OXY1	15,0	15,0	-13,8	-0,7	23,0
OXY2	15,0	15,0	-13,8	-0,7	23,0
FuelC	161,5	75,0	-4354,4	-6,4	5,8
OXYC	176,6	60,0	134,5	-0,7	23,0

Tabla 30. Balance ciclo S-CES (Parte A).

S-CES					
Corriente	Temperatura (°C)	Presión (bar)	Entalpía (MJ/kg)	Entropía (kJ/kg*K)	Gasto másico (kg/s)
1	213,38	310	0,18	-0,99	15,18
2	147,14	310,03	-4,23	-6,48	3,85
3	140	69	-4,25	-5,83	5,38
4	130	10	-4,42	-5,05	5,35
7	213,38	310	0,18	-0,99	15,18
8	120	65	0,09	-0,78	20,97
9	120	10	0,09	-0,3	28,21
10	650	352	-12,13	-2,89	105,92
11	475	352,5	-12,51	-3,34	16,26
12	1221,5	310	-10,39	-1,38	124,95
13	771,37	62	-11,5	-1,55	141,22
14	510	62	-12,06	-2,17	74,74
15	510	62	-12,06	-2,17	66,47
16	1557,87	62	-9,13	0,11	101,09
17	790,47	8,74	-11,12	-0,46	167,56
18	420	8,74	-11,87	-1,33	100,96
19	420	8,74	-11,87	-1,33	66,61
20	1285,68	8,74	-9,07	0,66	134,52
21	557,69	0,24	-10,91	0,69	201,13
22	61,15	0,24	-11,83	-1,02	201,13
23	27,71	0,21	-7,59	0,44	53,75
24	27,66	0,21	-15,82	-8,97	151,42
25	36,14	352,5	-15,78	-8,85	122,18
25A	475	352,5	-12,51	-3,34	122,18
26	26	1,05	-7,13	0,19	49,71
27	160,83	1,05	-7,46	0,44	53,75
28	26	1,05	-7,77	-0,49	53,75
29	26	1,05	-15,67	-8,79	4,04
30	27,71	2,5	-15,82	-8,97	151,42
31	27,71	2,5	-15,82	-8,97	122,18
32	300	352,5	-14,27	-5,68	122,18
33	27,71	0,21	-15,82	-8,98	147,38
34	29	0,24	-13,62	-6,47	201,13
37	420	8,74	-11,87	-1,33	167,56
38	475	352,5	-12,51	-3,34	105,92
WATOUT1	12,76	1	-15,91	-9,23	50042,4
WATOUT2	11,08	1	-15,92	-9,25	50042,4
WATIN1	11	1	-15,92	-9,25	50042,4
WATIN2	11	1	-15,92	-9,25	50042,4
OXY1	120	150	0,09	-1	15,18
MPTOUT	641,08	62	-11,79	-1,84	141,22
Fuel1	15	70	-4,53	-6,64	3,85
Fuel2	15	70	-4,7	-6,76	5,35

Tabla 31. Balance ciclo S-CES (Parte B).

Corriente	Temperatura (°C)	Presión (bar)	Entalpía (MJ/kg)	Entropía (kJ/kg*K)	Gasto másico (kg/s)
Fuel3	17	70	-4,53	-6,62	5,38
MPTOUT1	510	62	-12,06	-2,17	141,22
WATOUT	27,71	2,5	-15,82	-8,97	29,24

5.2 Exergía destruida








Basado en los balances energéticos de los ciclos considerados, es posible realizar un análisis el cual, en este caso, tiene como fin determinar cómo se distribuyen las pérdidas exergéticas en los componentes de los ciclos estudiados. Es preciso anotar que, para determinar con precisión la pérdida exergética en el oxicombustor, se requiere un modelo detallado que analice tanto los aspectos energéticos como exergéticos de la combustión. Dicho modelo detallado no forma parte del alcance de este trabajo. Por lo tanto, para obtener una estimación inicial de las pérdidas asociadas a este componente, se calculan en base al rendimiento de Carnot. Dado que todas las demás pérdidas han sido evaluadas, la diferencia entre estos valores se atribuye a la destrucción de exergía en el oxicombustor.

Por otra parte, es importante mencionar que, para seguir la metodología planteada se tiene la premisa de que las bombas, turbinas, compresores, mezcladores, separadores y recuperadores son adiabáticos. Así mismo, se considera rechazo de calor hacia un foco frío que se encuentra a temperatura ambiente T_0 .

La Tabla 32 resume las expresiones de exergías para los principales componentes de los ciclos estudiados. El objetivo es utilizar estas expresiones para determinar la exergía destruida en cada componente de los sistemas aplicando la ecuación (8).

En la Figura 48 se presenta un desglose de la destrucción de exergía en los ciclos estudiados. En el eje horizontal se expresa la exergía destruida (E_D) en términos porcentuales. Los resultados obtenidos son consistentes con estudios presentados en la literatura para ciclos similares [75][76]. En la categorización de *Equipos de compresión* se incluyen los compresores y bombas, mientras que en *Otros equipos* se encuentran incluidos, principalmente, la columna de destilación que utilizada para separar el CO₂ del agua, los mezcladores y los divisores de flujo. Basado en esta figura es posible identificar, en primer lugar, que el proceso de oxidación conlleva grandes irreversibilidades y, por lo tanto, alta destrucción exergética, lo que puede atribuirse a la reacción química, por lo que esta componente de exergía debe ser objeto de estudio a futuro, a fin de reducir las pérdidas exergéticas. El desarrollo tecnológico de los oxicombustores juega un papel clave en pro de incrementar la eficiencia de los ciclos, lo que los haría aún más atractivos. Algunas de las estrategias propuestas para la disminución de las pérdidas exergéticas y que pueden ser objeto de estudio implican la adición de agua pulverizada o el precalentamiento de los reactivos [77].

Tabla 32. Definición de exergía por componente. Tomado de [74].

Componente	EF	EP	EL
BOMBA 	W	E2-E1	ADIABÁTICO
TURBINA 	E1-E2	W	ADIABÁTICO
COMPRESOR 	W	E2-E1	ADIABÁTICO
RECUPERADOR 	E3-E4	E2-E1	ADIABÁTICO
HRU 	E1-E2	0	$Q(1 - \frac{T_0}{T})$
MEZCLADOR 	E1 + E2	E3	ADIABÁTICO
DIVISOR 	E1	E2 + E3	ADIABÁTICO

Por otra parte, los equipos de recuperación de calor constituyen un alto impacto en las irreversibilidades de los sistemas estudiados. Estas irreversibilidades son atribuibles al funcionamiento mismo de los equipos, ya que son ocasionadas por la transferencia de calor a través de una diferencia finita de temperaturas [78]. En este sentido, se han propuesto diversas alternativas para reducir la destrucción de exergía en estos equipos, lo que apunta a repercutir en una mejora de la eficiencia de los ciclos. Estas soluciones abarcan desde la optimización de parámetros geométricos de los equipos [79] hasta la implementación de insertos estáticos que buscan incrementar la transferencia de calor en flujos internos [78].

Además, la focalización de los esfuerzos en el avance tecnológico también puede dirigirse hacia la mejora de las turbomáquinas, dado que estas presentan oportunidades para la optimización de su diseño y, como resultado, una reducción de la destrucción de exergía del sistema.

Por último, se exhibe la comparación de las pérdidas de eficiencia en relación con el ciclo de Carnot para los ciclos estudiados (Figura 49). Esto proporciona una identificación de las causas que provocan la disminución de la eficiencia, brindando una visión más precisa al respecto. En el gráfico se observa con claridad que el ciclo que sufre una mayor pérdida de eficiencia es el ciclo S-CES, cuyas pérdidas de eficiencia se sitúan en valores cercanos al 40%. Por el contrario, el ciclo con menores pérdidas de eficiencia respecto a la máxima alcanzable operando a las condiciones de presión y temperatura especificada es el Allam, pues sufre una disminución de eficiencia ligeramente superior al 25%. En línea con lo anotado anteriormente, se pone de manifiesto que, para todas las configuraciones estudiadas, la mayor pérdida de eficiencia responde a las irreversibilidades del combustor, por lo que es el equipo con mayor incidencia y con mayores oportunidades de desarrollo. Estos resultados se encuentran alineados con los obtenidos en el desarrollo de la sección 1, así como en el desarrollo previo

de esta sección.

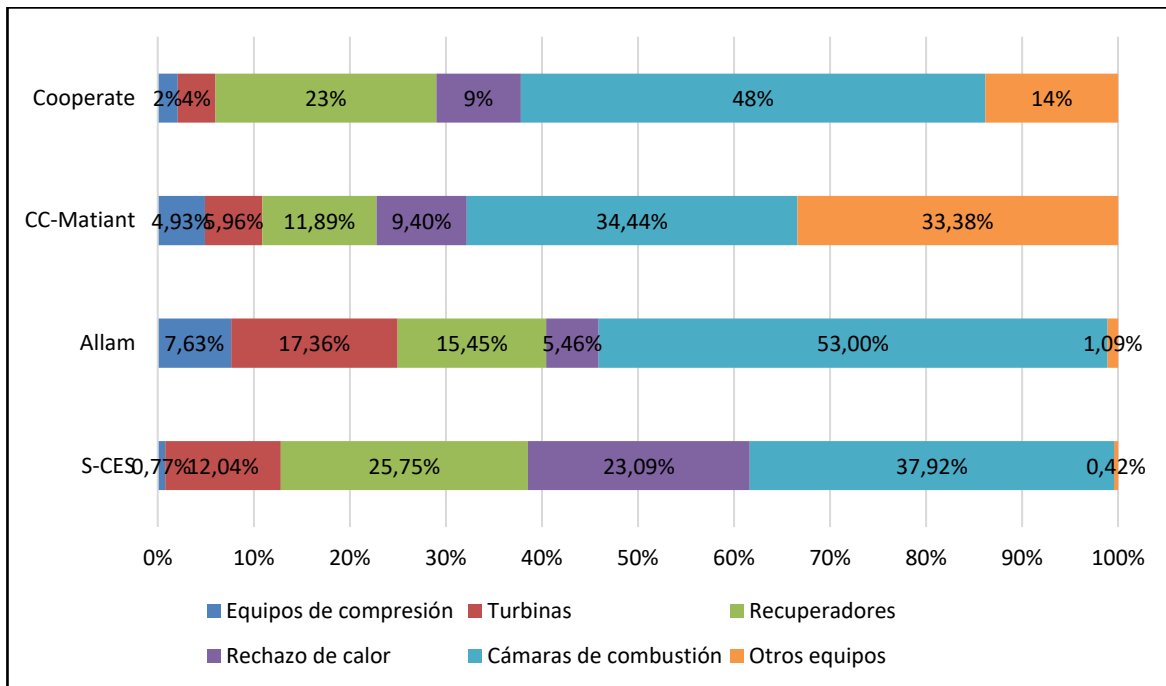


Figura 48. Desglose de la exergía destruida por componentes para cada ciclo.

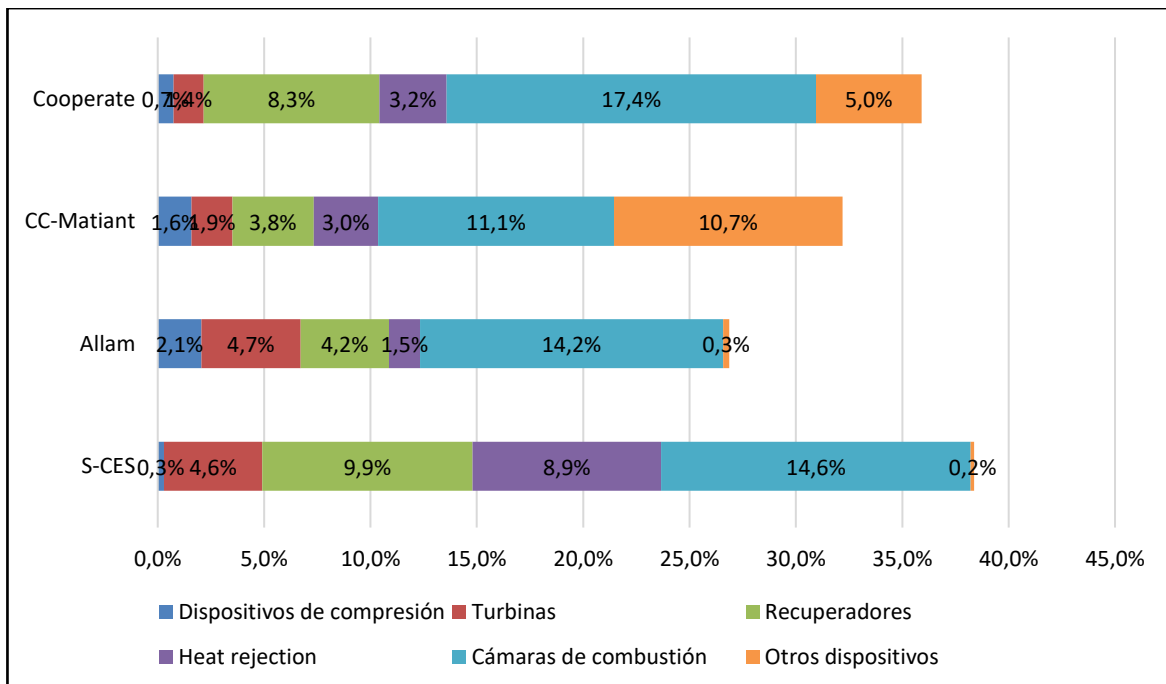


Figura 49. Pérdidas de eficiencia respecto al ciclo de Carnot.

6 CONCLUSIONES

El presente trabajo se ha centrado en la evaluación y análisis de los ciclos de potencia basados en dióxido de carbono (CO_2) en condiciones supercríticas con oxidación, una tecnología cuyo interés ha crecido exponencialmente debido a su alta eficiencia y compactidad. Esta investigación ha sido dividida en secciones que buscan comprender, integrar y optimizar diferentes aspectos inherentes a la implementación de dichos ciclos, cada uno de los cuales desempeña un papel crucial en la consecución de los objetivos planteados.

En primera instancia, se contextualizó la relevancia de estos ciclos en el panorama actual de la generación de energía. Se motivó el estudio en el primer capítulo, presentando el surgimiento de los ciclos de potencia de sCO_2 con oxidación como una alternativa tecnológica prometedora, capaz de abordar eficazmente la necesidad de sistemas más eficientes y respetuosos con el medio ambiente.

Posteriormente, se profundizó en el proceso de separación de aire para la producción de oxígeno, esencial para el funcionamiento de la oxidación. Se evaluaron varias tecnologías de separación de aire, considerando su viabilidad para la integración con los ciclos de potencia estudiados. Esto facilitó la comprensión de los beneficios y limitaciones que cada una de estas tecnologías aportaría en la operación conjunta con los ciclos de sCO_2 .

El tercer capítulo se enfocó en explorar los distintos ciclos de potencia propuestos en la literatura para aplicación de oxidación. Se detallaron sus configuraciones, condiciones de contorno, eficiencias térmicas y los posibles desafíos que podrían surgir durante su desarrollo. Asimismo, se clasificaron estos ciclos de acuerdo con criterios clave, como el proceso de separación de aire asociado y el fluido recirculado.

La integración de los procesos estudiados en los capítulos anteriores se abordó en el cuarto capítulo, donde se exploraron múltiples combinaciones entre la tecnología de separación de aire idónea y los ciclos de mayor interés. El objetivo principal fue determinar el consumo energético asociado a esta integración, crucial para comprender y optimizar el rendimiento global de los sistemas.

Por último, el capítulo final se enfocó en un análisis exergético de los ciclos estudiados. Este análisis permitió identificar componentes que presentan una mayor destrucción de exergía, los cuales podrían afectar negativamente la eficiencia de los ciclos. También permitió comparar las diferentes configuraciones e identificar componentes comunes que inciden de manera similar en el rendimiento de los ciclos.

Las conclusiones presentadas a continuación resumen los hallazgos clave y destacarán las implicaciones más relevantes y prometedoras para el campo de la generación de energía.

6.1 Conclusiones generales

El análisis y estudio de los procesos de separación de aire se revela como un pilar fundamental para la implementación exitosa de ciclos con oxidación. Estos procesos son notoriamente demandantes en términos energéticos, y la exploración de alternativas con menor impacto en la eficiencia de los ciclos una vez integrados es tema central en numerosas investigaciones. Nuestro análisis principal de este capítulo enfatiza que, aunque la destilación criogénica representa una opción de alto costo

energético, es la única tecnología actual capaz de suministrar oxígeno a gran escala. Sin embargo, el desarrollo de nuevas tecnologías, como las membranas de transporte de iones (ITM), podría ofrecer una reducción significativa en el consumo energético de estas unidades.

En el transcurso de esta investigación, se analizaron tres configuraciones distintas de destilación criogénica, diferenciadas por el número de columnas y productos. Se observó que la unidad que entrega productos a menor presión exhibió un menor consumo energético, aunque esta conclusión es parcial, ya que se evaluó cada unidad de manera individual, mas no en un entorno operacional, por lo que el consumo energético vinculado a la compresión para llevar el oxígeno a la presión de operación debe ser considerado.

Tras el detallado análisis de los diferentes ciclos propuestos para la oxicomustión, resulta evidente que ciertos diseños, en particular los ciclos Allam y S-CES, exhiben un nivel de desarrollo más avanzado en comparación con otras configuraciones. Este hecho sugiere que estos ciclos tienen el potencial de convertirse en configuraciones operativas en un período de tiempo más breve, perfilándose como candidatos más próximos a su implementación.

Además, se corrobora una marcada preferencia, en línea con las conclusiones del capítulo anterior, por la destilación criogénica como método predominante para la producción de oxígeno. Esta tendencia, apoyada por los autores originales de los ciclos, enfatiza la relevancia y la viabilidad de esta tecnología para los ciclos de potencia estudiados.

En lo que respecta a las condiciones operativas, se observa una tendencia significativa: las temperaturas de entrada a la turbina en estos ciclos suelen superar los 1100°C, mientras que las presiones alcanzadas llegan a situarse alrededor de los 300 bar en varias configuraciones. Estos valores indican condiciones de trabajo que tienden a favorecer la eficiencia térmica de los ciclos, lo que destaca su potencial para lograr altos rendimientos.

En lo que respecta a la integración de los procesos de separación de aire con los ciclos de potencia, la se destacada la importancia de evaluar las unidades como un sistema holístico. Lo que inicialmente parecía ser una unidad de separación de aire (ASU) con un menor consumo energético se convirtió en la de mayor consumo una vez que se consideró su integración con el sistema. Este cambio de perspectiva se debe a la necesidad de una compresión sustancialmente mayor en la etapa de suministro de oxígeno.

En cuanto a los ciclos seleccionados, se encontró que el ciclo Cooperate se ve menos afectado ante la integración de las unidades de separación. Esto se debe a sus menores presiones de suministro de oxígeno, lo que resulta en una menor penalización en términos de consumo energético, lo que es usado como una estrategia para reducir los efectos negativos de la integración.

Por otra parte, independientemente del ciclo analizado, la ASU con tres columnas de destilación representa la configuración con la menor penalización energética. Este descubrimiento subraya su desempeño superior en términos de integración con los ciclos estudiados.

Estos resultados arrojan luz sobre la importancia de considerar todas las unidades de un sistema como un conjunto interconectado, destacando que una unidad que parece ser eficiente de manera aislada puede no serlo en un contexto más amplio. También resaltan la variabilidad en la respuesta de diferentes ciclos a la integración de unidades y subrayan la relevancia de las configuraciones de separación específicas en términos de consumo de energía en estos sistemas de oxicomustión.

Finalmente, al examinar la destrucción exergética, se destaca que las mayores irreversibilidades se concentran principalmente en las cámaras de combustión. En los casos del ciclo Allam y el S-CES, las turbinas también presentan niveles significativos de pérdidas de exergía. Estos componentes emergen como áreas primordiales para posibles mejoras en la implementación de estas tecnologías. Sin embargo, para profundizar en este análisis, resulta imperativo realizar estudios más detallados, como análisis exergoeconómicos o análisis avanzados de exergía, que pueden proporcionar información más precisa y útil en este contexto. Estos enfoques analíticos adicionales podrían ofrecer una visión más detallada y específica de las áreas exactas que requieren optimización y, por ende, serán fundamentales para el desarrollo y perfeccionamiento de los ciclos de oxidación con mayor eficiencia y menor destrucción exergética.

6.2 Futuras investigaciones

El trabajo desarrollado brinda una visión general acerca de los beneficios y desafíos asociados a la implementación de los ciclos de $s\text{CO}_2$ con oxidación, sin embargo, no deja de ser un estudio preliminar que requiere ser extendido a fin de contemplar aspectos como la optimización de los ciclos de potencia, identificación de los principales retos técnicos involucrados y análisis termoeconómicos. En este sentido, se plantean diferentes líneas de investigación que podrían expandir y enriquecer el conocimiento existente, explorando posibles desarrollos e innovaciones tecnológicas. Estas direcciones de investigación futura incluyen:

La identificación y análisis de esquemas de integración, tanto térmica como mecánica, de la unidad de separación de aire y la unidad de producción de gas de síntesis en ciclos de potencia de $s\text{CO}_2$. Esto permitirá analizar los sistemas en su conjunto, lo que conllevará a obtener conclusiones respecto al desempeño del sistema de forma global.

La optimización de los sistemas de potencia basados en $s\text{CO}_2$ con oxidación, incluyendo el estudio y análisis de los diferentes componentes del sistema, además de la integración con sistemas de captura y almacenamiento de carbono. Esto representará un avance en la implementación de estos sistemas y sentará bases sólidas sobre cómo abordar el desarrollo de la tecnología con una orientación adecuada.

Asimismo, se deben identificar y estudiar desafíos técnicos clave para la implementación de la tecnología de ciclos de $s\text{CO}_2$ con oxidación. Basados en este análisis, se hace posible proponer soluciones viables para afrontar estos desafíos que permitan avanzar en el desarrollo de los sistemas.

Estas líneas de investigación proponen profundizar en las posibilidades tecnológicas, optimizar los sistemas existentes y abordar los desafíos técnicos para mejorar la aplicabilidad de los ciclos de $s\text{CO}_2$ con oxidación directa en el panorama energético y ambiental.

REFERENCIAS

1. Our World in Data - Research and interactive data visualizations to understand the world's largest problems. <http://www.ourworldindata.org>. Revisado 14/04/2023.
2. Prausnitz, J. M., et al. (2009). *Molecular Thermodynamics of Fluid-Phase Equilibria* (3rd ed.). Prentice Hall.
3. Feher E. G., "The Supercritical Thermodynamic Power Cycle", Douglas Paper No. 4348, presented to the IECEC, Miami Beach, Florida, August 13-17, (1967).
4. Li, Y., et al. (2019). Supercritical CO₂ power cycle technology: A review. *Applied Energy*, 238, 1378-1391.
5. Chen, X., et al. (2019). Recent advances and applications of supercritical CO₂ power cycles: A review. *Applied Energy*, 235, 1370-1395.
6. Zhang, X., et al. (2020). Performance and design of supercritical CO₂ power cycles: A comprehensive review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 119, 109588.
7. Iliuta, I., et al. (2015). *Oxy-Fuel Combustion: Fundamentals and Applications*. CRC Press.
8. Adams, T. A., et al. (2013). Advanced oxygen separation membranes for oxy-combustion power plants. *Advanced Materials*, 25(18), 2609-2629.
9. Buhre, B. J. P., et al. (2005). Oxy-fuel combustion technology for coal-fired power generation. *Progress in Energy and Combustion Science*, 31(4), 283-307.
10. Van den Oosterkamp, P. F., et al. (2011). Oxy-fuel combustion technology: State of the art and first oxy-fuel power plant applications. *Progress*
11. A.R Smith, J Klosek, A review of air separation technologies and their integration with energy conversion processes, *Fuel Processing Technology*, Volume 70, Issue 2, 2001, Pages 115-134, ISSN 0378-3820.
12. Mac Dowell, N., et al. (2017). Carbon capture and storage: How green can black be? *Science*, 358(6360), 706-707.
13. Yang, F., et al. (2018). Techno-economic analysis of natural gas oxy-combustion and carbon capture and storage. *Applied Energy*, 210, 536-546.
14. R. Surya Murali, T. Sankarshana & S. Sridhar (2013) Air Separation by Polymer-based Membrane Technology, *Separation & Purification Reviews*, 42:2, 130-186, DOI: 10.1080/15422119.2012.686000
15. Baker, R.W., Cussler, E.L., Eykamp, W., Koros, W.J., Riley, R.L. and Strathmann, H. 1991. *Membrane Separation Systems: Recent Developments and Future Directions*, Park Ridge, NJ: NDC.
16. Majumdar, S., Heit, L.B., Sengupta, A. and Sirkar, K.K. 1987. An experimental investigation of oxygen enrichment in a silicone capillary permeator with permeate recycle. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 26: 1434-1441.

17. Spillman, R. 1995. "Economics of gas separation membrane processes". In *Membrane Separation Technology Principles and Applications*, Edited by: Noble, R.D. and Stern, S.A. Amsterdam: Elsevier.
18. Renzo Castillo, Thermodynamic analysis of a hard coal oxyfuel power plant with high temperature three-end membrane for air separation, *Applied Energy*, Volume 88, Issue 5, 2011, Pages 1480-1493, ISSN 0306-2619, <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2010.10.044>.
19. Kaur, G, Singla, M, Efficient Automation of Nitrogen Generator Plant Pressure Swing Adsorption Type Using PLC, *International Journal of Electrical and Electronics Research* ISSN 2348-6988 (online) Vol. 2, Issue 2, pp: (136-139), Month: April - June 2014
20. Mai Xu, Han-Chun Wu, Y.S. Lin, Shuguang Deng, Simulation and optimization of pressure swing adsorption process for high-temperature air separation by perovskite sorbents, *Chemical Engineering Journal*, Volume 354, 2018, Pages 62-74, ISSN 1385-8947, <https://doi.org/10.1016/j.cej.2018.07.080>.
21. Jee, J.G., Lee, J.S., Lee C.H., 2001. Air separation by a small-scale two bed medical O₂ pressure swing adsorption. *Ind. Eng. Chem. Res.* 40, 3647-3658.
22. Yantovsky E, Gorski J, Shokotov M. *Zero emissions power cycles*. Boca Raton, USA: CRC Press; 2009.
23. Janusz Kotowicz, Marcin Job, Mateusz Brzeczek, Thermodynamic analysis and optimization of an oxy-combustion combined cycle power plant based on a membrane reactor equipped with a high-temperature ion transport membrane ITM, *Energy*, Volume 205, 2020, 117912, ISSN 0360-5442, <https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.117912>.
24. Donghwan Shin, Sanggyu Kang, Numerical analysis of an ion transport membrane system for oxy-fuel combustion, *Applied Energy*, Volume 230, 2018, Pages 875-888, ISSN 0306-2619, <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2018.09.016>.
25. Dandan Zhang, Xiaozhen Zhang, Yuhua Jiang, Shancheng Ye, Linya Qiang, Bin Lin, A stable Zr-Y co-doped perovskite BaCo_{0.4}Fe_{0.4}Zr_{0.1}Y_{0.1}O_{3-δ} ceramic membrane for highly efficient oxygen separation, *Separation and Purification Technology*, Volume 295, 2022, 121206, ISSN 1383-5866, <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2022.121206>.
26. Silakhori M, Jafarian M, Arjomandi M, Nathan G. Thermogravimetric analysis of Cu, Mn, Co, and Pb oxides for thermochemical energy storage[J]. *J Energy Storage* 2019;23:138–47.
27. Ku Y, Wu H, Chang C, Shiu S. Chemical looping with air separation (CLAS) in a moving bed reactor with CuO/ZrO₂ oxygen carriers[J]. *Int J Greenh Gas Control* 2018;70:225–35.
28. Syed Saqline, Lizhong Yang, Alessandro Romagnoli, Wen Liu, Coupling chemical looping air separation with the Allam cycle – A thermodynamic analysis, *Journal of Cleaner Production*, 2023, 138097, ISSN 0959-6526, <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2023.138097>.
29. Fan, Liang-Shih & Li, Fanxing. (2010). ChemInform Abstract: Chemical Looping Technology and Its Fossil Energy Conversion Applications. *Industrial & Engineering Chemistry Research - IND ENG CHEM RES.* 41. 10.1021/ie1005542.
30. Mao Cheng, Piyush Verma, Zhiwei Yang, Richard L. Axelbaum, Flexible cryogenic air

- separation unit—An application for low-carbon fossil-fuel plants, *Separation and Purification Technology*, Volume 302, 2022, 122086, ISSN 1383-5866, <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2022.122086>.
31. Rohit Singla, Kanchan Chowdhury, Determining design criteria to reduce power and cost in filling high-pressure oxygen cylinders directly from cryogenic air separation plants, *Cryogenics*, Volume 116, 2021, 103299, ISSN 0011-2275, <https://doi.org/10.1016/j.cryogenics.2021.103299>.
 32. Robert Kender, Bernd Wunderlich, Ingo Thomas, Andreas Peschel, Sebastian Rehfeldt, Harald Klein, Pressure-driven dynamic simulation of start up and shutdown procedures of distillation columns in air separation units, *Chemical Engineering Research and Design*, Volume 147, 2019, Pages 98-112, ISSN 0263-8762, <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2019.04.031>.
 33. B.R. Dunbobbin, W.R. Brown, Air separation by a high temperature molten salt process, *Gas Separation & Purification*, Volume 1, Issue 1, 1987, Pages 23-29, ISSN 0950-4214, [https://doi.org/10.1016/0950-4214\(87\)80005-1](https://doi.org/10.1016/0950-4214(87)80005-1).
 34. Armin Ebrahimi, Mousa Meratizaman, Hamed Akbarpour Reyhani, Omid Pourali, Majid Amidpour, Energetic, exergetic and economic assessment of oxygen production from two columns cryogenic air separation unit, *Energy*, Volume 90, Part 2, 2015, Pages 1298-1316, ISSN 0360-5442, <https://doi.org/10.1016/j.energy.2015.06.083>.
 35. Jeremy Straub, In search of technology readiness level (TRL) 10, *Aerospace Science and Technology*, Volume 46, 2015, Pages 312-320, ISSN 1270-9638, <https://doi.org/10.1016/j.ast.2015.07.007>.
 36. L.V. van der Ham, S. Kjelstrup, Exergy analysis of two cryogenic air separation processes, *Energy*, Volume 35, Issue 12, 2010, Pages 4731-4739, ISSN 0360-5442, <https://doi.org/10.1016/j.energy.2010.09.019>.
 37. Reza Esfilar, Mehdi Mehrpooya, S.M. Ali Moosavian, Thermodynamic assessment of an integrated biomass and coal co-gasification, cryogenic air separation unit with power generation cycles based on LNG vaporization, *Energy Conversion and Management*, Volume 157, 2018, Pages 438-451, ISSN 0196-8904, <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2017.12.026>.
 38. Allam, John Rodney, et al. System and Method for High Efficiency Power Generation Using a Carbon Dioxide Circulating Working Fluid. Palmer Labs, LLC, assignee. Patent 2011/0179799. 31 Aug 2010.
 39. R.J. Allam, Miles R. Palmer, G. William Brown, Jeremy Fetvedt, David Freed, Hideo Nomoto, Masao Itoh, Nobuo Okita, Charles Jones, High Efficiency and Low Cost of Electricity Generation from Fossil Fuels While Eliminating Atmospheric Emissions, Including Carbon Dioxide, *Energy Procedia*, Volume 37, 2013, Pages 1135-1149, ISSN 1876-6102, <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2013.05.211>.
 40. Crespi, F.M. (2020). Thermo-economic assessment of supercritical CO₂ power cycles for concentrated solar power plants. (Tesis Doctoral Inédita). Universidad de Sevilla, Sevilla.
 41. Wen Chan, Xianliang Lei, Fucheng Chang, Huixiong Li, Thermodynamic analysis and

- optimization of Allam cycle with a reheating configuration, *Energy Conversion and Management*, Volume 224, 2020, 113382, ISSN 0196-8904, <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2020.113382>.
(<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0196890420309195>)
42. Wen Chan, Tatiana Morosuk, Xi Li, Huixiong Li, Allam cycle: Review of research and development, *Energy Conversion and Management*, Volume 294, 2023, 117607, ISSN 0196-8904, <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2023.117607>.
(<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0196890423009536>)
43. Möller, B. , Torisson, T. , Assadi, M. , Sundkvist, S. , Sjödin, M. , Klang, A. , Asen, K. & Wilhelmsen, K. (2006). AZEP Gas Turbine Combined Cycle Power Plants - Thermo-economic Analysis . *International Journal of Thermodynamics* , 9 (1) , 21-28 .
44. Mathieu, P., 2005. Zero emission technologies: an option for climate change mitigation. *Int. J. Green. Energy* 2 (2), 193199. Available from: <https://doi.org/10.1081/ge-200058979>.
45. Bolland, O., Kvamsdal, H.M., Boden, J.C., 2001. A thermodynamic comparison of the oxy-fuel power cycles water-cycle, Graz-cycle and Matiant cycle. In: *Proceedings of the International Conference POWER Generation and Sustainable Development*. Association of Engineers from the Montefiore Electrical Institute (AIM), Liege, Belgium. Available at: http://www.graz-cycle.tugraz.at/pdfs/Bolland_Kvamsdal_Boden_Liege.pdf.
46. P. Mathieu, Towards the hydrogen era using near-zero CO₂ emissions energy systems, *Energy*, 29 (12–15 spec. iss.) (2004), pp. 1993–2002, 10.1016/j.energy.2004.03.007
47. Na Zhang, Noam Lior, Meng Liu, Wei Han, COOLCEP (cool clean efficient power): A novel CO₂-capturing oxy-fuel power system with LNG (liquefied natural gas) coldness energy utilization, *Energy*, Volume 35, Issue 2, 2010, Pages 1200-1210, ISSN 0360-5442, <https://doi.org/10.1016/j.energy.2009.04.002>.
48. E.I. Yantovski, K.N. Zvagolsky, V.A. Gavrilenko, The COOPERATE-demo power cycle, *Energy Conversion and Management*, Volume 36, Issues 6–9, 1995, Pages 861-864, ISSN 0196-8904, [https://doi.org/10.1016/0196-8904\(95\)00139-5](https://doi.org/10.1016/0196-8904(95)00139-5).
49. Sanz, W., Jericha , H., Moser , M., and Heitmeir, F. (September 20, 2005). "Thermodynamic and Economic Investigation of an Improved Graz Cycle Power Plant for CO₂ Capture ." *ASME. J. Eng. Gas Turbines Power*. October 2005; 127(4): 765–772. <https://doi.org/10.1115/1.1850944>
50. Jericha, H., Bauer, B., & Göttlich, E. (2007). QUALITATIVE AND QUANTITATIVE COMPARISON OF TWO PROMISING OXY-FUEL POWER CYCLES FOR CO₂ CAPTURE.
51. Sammak M, Thorbergsson E, Grönstedt T, Genrup M. Conceptual Mean-Line Design of Single and Twin-Shaft Oxy-Fuel Gas Turbine in a Semiclosed Oxy-Fuel Combustion Combined Cycle. *J Eng Gas Turbine Power*. 2013 Aug;135(8):0815021-815028. doi: 10.1115/1.4023886. Epub 2013 Jun 24. PMID: 25805914; PMCID: PMC3994750.
52. Wen Cao, Danxing Zheng, Exergy regeneration in an O₂/CO₂ gas turbine cycle with chemical recuperation by CO₂ reforming of methane, *Energy Conversion and Management*, Volume

- 47, Issues 18–19, 2006, Pages 3019-3030, ISSN 0196-8904, <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2006.03.010>.
53. Na Zhang, Noam Lior, Two novel oxy-fuel power cycles integrated with natural gas reforming and CO₂ capture, *Energy*, Volume 33, Issue 2, 2008, Pages 340-351, ISSN 0360-5442, <https://doi.org/10.1016/j.energy.2007.09.006>.
54. Zhang, Na & Lior, Noam. (2006). A novel near-zero CO₂ emission thermal cycle with LNG cryogenic exergy utilization. *Energy*. 31. 1666-1679. 10.1016/j.energy.2005.05.006.
55. Roberto Scaccabarozzi, Manuele Gatti, Emanuele Martelli, Thermodynamic analysis and numerical optimization of the NET Power oxy-combustion cycle, *Applied Energy*, Volume 178, 2016, Pages 505-526, ISSN 0306-2619, <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2016.06.060>.
56. Davison, J., 2015, October. Techno-Economic Assessment of Oxy Combustion Turbine Power Plants with CO₂ Capture Outline of Presentation Background and Scope of the Study.
57. E. Yantovski, J. Gorski, B. Smyth, J. Ten Elshof, Zero-emission fuel-fired power plants with ion transport membrane, *Energy*, 29 (12–15 spec. iss.) (2004), pp. 2077-2088
58. Chending Luo, Na Zhang, Zero CO₂ emission SOLRGT power system, *Energy*, Volume 45, Issue 1, 2012, Pages 312-323, ISSN 0360-5442, <https://doi.org/10.1016/j.energy.2012.04.058>.
59. Hamidreza Gohari Darabkhani, Hirbod Varasteh, Bahamin Bazooyar, 7 - Technoeconomic, risk analysis and technology readiness level in oxyturbine power cycles, Editor(s): Hamidreza Gohari Darabkhani, Hirbod Varasteh, Bahamin Bazooyar, *Carbon Capture Technologies for Gas-Turbine-Based Power Plants*, Elsevier, 2023, Pages 195-230, ISBN 9780128188682, <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-818868-2.00008-4>.
60. Fernando Climent Barba, Guillermo Martínez-Denegri Sánchez, Blanca Soler Seguí, Hamidreza Gohari Darabkhani, Edward John Anthony, A technical evaluation, performance analysis and risk assessment of multiple novel oxy-turbine power cycles with complete CO₂ capture, *Journal of Cleaner Production*, Volume 133, 2016, Pages 971-985, ISSN 0959-6526, <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2016.05.189>.
61. IEAGHG, 2015. 2015-05 Oxy-combustion turbine power plants. <https://ieaghg.org/terms-of-use/49-publications/technical-reports/599-2015-05-oxycombustion-turbine-power-plants>.
62. U.S. Department of Energy-National Energy Technology Laboratory (NETL); Smith, Lance; Karim, Hasan; Etemad, Shahrokh; and Pfefferle, William C., "The Gas Turbine Handbook" (2006). Engineering Faculty Book Gallery. 3.
63. Jericha, H. & Sanz, Wolfgang & Göttlich, Emil. (2008). Design Concept for Large Output Graz Cycle Gas Turbines. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power-transactions of The Asme - J ENG GAS TURB POWER-T ASME*. 130. 10.1115/1.2747260.
64. Kirsten Foy, Jim McGovern, Analysis of the effects of combining air separation with combustion in a zero emissions (ZEITMOP) cycle, *Energy Conversion and Management*, Volume 48, Issue 11, 2007, Pages 3046-3052, ISSN 0196-8904, <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2007.06.041>.
65. Zilong Zhu, Yaping Chen, Jiafeng Wu, Shuxing Zheng, Wenjuan Zhao, Performance study on

- s-CO₂ power cycle with oxygen fired fuel of s-water gasification of coal, *Energy Conversion and Management*, Volume 199, 2019, 112058, ISSN 0196-8904, <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2019.112058>.
66. Li WANG, Gang YANG, Ting LEI, Shu-biao YIN, Lu WANG, Hot Deformation Behavior of GH738 for A-USC Turbine Blades, *Journal of Iron and Steel Research, International*, Volume 22, Issue 11, 2015, Pages 1043-1048, ISSN 1006-706X, [https://doi.org/10.1016/S1006-706X\(15\)30110-2](https://doi.org/10.1016/S1006-706X(15)30110-2).
67. Held, T. J., Miller, J., & Buckmaster, D. J. (2016, March). A comparative study of heat rejection systems for sCO₂ power cycles. In *The 5th International Symposium-Supercritical CO₂ Power Cycles* (pp. 28-31).
68. J. Sarkar, Souvik Bhattacharyya, Optimization of recompression S-CO₂ power cycle with reheating, *Energy Conversion and Management*, Volume 50, Issue 8, 2009, Pages 1939-1945, ISSN 0196-8904, <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2009.04.015>.
69. Jinliang Xu, Chao Liu, Enhui Sun, Jian Xie, Mingjia Li, Yongping Yang, Jizhen Liu, Perspective of S-CO₂ power cycles, *Energy*, Volume 186, 2019, 115831, ISSN 0360-5442, <https://doi.org/10.1016/j.energy.2019.07.161>.
70. Muhammad Ahmed, Abubakr Ayub, Nadeem Ahmed Sheikh, Muhammad Wakil Shahzad, Muhammad Haroon, Muhammad Imran, Thermodynamic optimization and performance study of supercritical CO₂ thermodynamic power cycles with dry cooling using response surface method, *International Communications in Heat and Mass Transfer*, Volume 142, 2023, 106675, ISSN 0735-1933, <https://doi.org/10.1016/j.icheatmasstransfer.2023.106675>.
71. Taner Altunok, Tanyel Cakmak, A technology readiness levels (TRLs) calculator software for systems engineering and technology management tool, *Advances in Engineering Software*, Volume 41, Issue 5, 2010, Pages 769-778, ISSN 0965-9978, <https://doi.org/10.1016/j.advengsoft.2009.12.018>.
72. Røkke, P. & Hustad, J. (2005). Exhaust Gas Recirculation in Gas Turbines for Reduction of CO₂ Emissions; Combustion Testing with Focus on Stability and Emissions . *International Journal of Thermodynamics* , 8 (4) , 167-173 . Retrieved from <https://dergipark.org.tr/en/pub/ijot/issue/5758/76698>
73. S.E. Jørgensen, Exergy, Editor(s): Sven Erik Jørgensen, Brian D. Fath, *Encyclopedia of Ecology*, Academic Press, 2008, Pages 1498-1509, ISBN 9780080454054, <https://doi.org/10.1016/B978-008045405-4.00689-3>.
74. Pablo Rodríguez-deArriba, Francesco Crespi, David Sánchez, Antonio Muñoz, Tomás Sánchez, The potential of transcritical cycles based on CO₂ mixtures: An exergy-based analysis, *Renewable Energy*, Volume 199, 2022, Pages 1606-1628, ISSN 0960-1481, <https://doi.org/10.1016/j.renene.2022.09.041>.
75. Penkuhn, M., & Tsatsaronis, G. (2016, March). Exergy analysis of the Allam cycle. In *The 5th international symposium–supercritical CO₂ power cycles* (pp. 6-7).
76. Akshay Gopan, Piyush Verma, Zhiwei Yang, Richard L. Axelbaum, Quantitative analysis of the impact of flue gas recirculation on the efficiency of oxy-coal power plants, *International*

- Journal of Greenhouse Gas Control, Volume 95, 2020, 102936, ISSN 1750-5836, <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2019.102936>.
77. S.O. Oyedepo, R.O. Fagbenle, S.S. Adefila & Md.Mahbub Alam | Duc Pham (Reviewing Editor) (2015) Exergy costing analysis and performance evaluation of selected gas turbine power plants, Cogent Engineering, 2:1, DOI: 10.1080/23311916.2015.1101048
78. Baritto, M. L., Otero, S., Suárez, L., & Bracamonte, J. (2020). Optimización termodinámica de la transferencia de calor en flujos internos de gases con insertos tipo anillo cónico. Revista UIS Ingenierías, 19(3), 103–116. <https://doi.org/10.18273/revuin.v19n3-2020011>
79. Yong Han, Can-can Zhang, You-jian Zhu, Xue-hong Wu, Ting-xiang Jin, Jia-ni Li, Investigation of heat transfer Exergy loss number and its application in optimization for the shell and helically coiled tube heat exchanger, Applied Thermal Engineering, Volume 211, 2022, 118424, ISSN 1359-4311, <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2022.118424>

