



**UNIVERSIDAD DE CONCEPCIÓN**  
**FACULTAD DE INGENIERÍA**  
**DEPARTAMENTO INGENIERÍA MECÁNICA**



**GENERACIÓN DE ENERGÍA Y CAPTURA DE CO<sub>2</sub> EN PLANTAS  
TÉRMICAS CON INCORPORACIÓN DE CELDAS DE  
COMBUSTIBLE**

POR

**Matías Patricio De la Rosa Ponce**

Memoria de Título presentada a la Facultad de Ingeniería de la Universidad de Concepción  
para optar al título profesional de Ingeniero Civil Mecánico

Profesor Guía:  
Dra. Einara Blanco Machin

Julio 2025  
Concepción (Chile)

©2025 Matías Patricio De la Rosa Ponce

Se autoriza la reproducción total o parcial, con fines académicos, por cualquier medio o procedimiento, incluyendo la cita bibliográfica del documento

# Agradecimientos

*Esta memoria está dedicada*

*A mi padre, quien siempre se ha preocupado por que nada me falte.*

*A mi nina, quien siempre me ha brindado su apoyo incondicional.*

*A mi abuela, quien siempre me ha recibido con los brazos abiertos.*

*Al Loki, quien me ha alegrado en mis momentos más difíciles*

*Pero sobre todo a mi madre*

*Que con su amor, preocupación y sacrificio constante, me ha enseñado a siempre seguir adelante y me ha convertido en la persona que soy hoy en día*

*Este logro es tanto mío como de ella.*

# Resumen

En el presente informe se estudia la integración de celdas de combustible de carbonato fundido en plantas termoeléctricas, con el objetivo de evaluar su impacto en la eficiencia global del sistema y su potencial en la mitigación de gases de efecto invernadero, particularmente el dióxido de carbono. Se analiza el efecto de diversos parámetros técnicos involucrados en la integración, tales como factores de utilización, condiciones de operación, tipo de combustible de alimentación y su sinergia con tecnologías de captura de carbono. Asimismo, se identifican las principales causas que limitan la vida útil de las celdas en la actualidad.

Como alternativa para la modernización de plantas existentes, se propone la instalación de una celda de carbonato fundido a la salida del generador de vapor de recuperación en un ciclo combinado. Adicionalmente, se incorpora una cámara de combustión alimentada con oxígeno puro, con el objetivo de obtener una corriente de gases a la salida de la planta compuesta principalmente por vapor de agua y dióxido de carbono, facilitando así el almacenamiento de carbono. Esta configuración permite una captura de carbono del 79.2%, sin modificar el ciclo térmico original. Además, resultados muestran una reducción de aproximadamente 5 puntos porcentuales en la eficiencia neta respecto al caso base y un consumo de energía para la captura de carbono de 2.1 MJ/ kg de  $CO_2$  capturado. Estos resultados evidencian una competitividad energética superior frente a tecnologías de captura convencionales, las cuales presentan mayores penalizaciones en la eficiencia total de la planta.

Finalmente, se llevó a cabo una evaluación económica mediante un enfoque bottom-up para estimar el costo de la electricidad (COE) y el costo de carbono evitado (CCA). La solución propuesta obtuvo como resultados un COE de 63.56 \$/MWh y un CCA de 81.59 \$/Tonelada de  $CO_2$ , posicionando a la celda MCFC como una alternativa tecnológicamente viable y económicamente atractiva, sujeta a mejoras en su grado de madurez y confiabilidad operacional.

## Abstract

This report examines the integration of molten carbonate fuel cells (MCFC) in thermal power plants, with the objective of assessing their impact on overall system efficiency and their potential in mitigating greenhouse gas emissions, particularly carbon dioxide. The analysis considers the effect of various technical parameters involved in integration, such as utilization factors, operating conditions, type of feed fuel, and its synergy with carbon capture technologies. Additionally, the main factors currently limiting the service life of these cells are identified.

As an alternative for the modernization of existing plants, the installation of a molten carbonate fuel cell at the outlet of the heat recovery steam generator in a combined cycle is proposed. Furthermore, an oxygen-fired combustion chamber is integrated to achieve an exhaust gas stream mainly composed of water vapor and carbon dioxide, thereby facilitating carbon storage. This configuration enables a carbon capture rate of 79.2% without modifying the original thermal cycle. Moreover, the results indicate a reduction of approximately 5 percentage points in net efficiency compared to the base case and an energy consumption for carbon capture of 2.1 MJ/kg of captured  $CO_2$ . These results demonstrate superior energy competitiveness compared to conventional capture technologies, which typically impose greater penalties on overall plant efficiency.

Finally, an economic evaluation was carried out using a bottom-up approach to estimate the cost of electricity (COE) and the cost of carbon avoided (CCA). The proposed solution yielded a COE of \$63.56/MWh and a CCA of \$81.59 per ton of  $CO_2$ , positioning the MCFC as a technologically feasible and economically attractive alternative, provided improvements in its maturity and operational reliability are achieved.

# Tabla de Contenidos

Tabla de Contenidos.....	iii
Listado de Figuras .....	v
Listado de tablas.....	vi
1    Introducción.....	1
1.1    Planteamiento del problema .....	1
1.2    Que es una celda de combustible .....	3
1.3    Clasificación de celas de combustible.....	5
1.4    Objetivos .....	7
1.4.1    Objetivo general .....	7
1.4.2    Objetivos específicos .....	7
1.5    Hipótesis.....	7
1.6    Metodología.....	8
2    Marco Teórico.....	9
2.1    Celda de combustible de carbonato fundido.....	9
2.2    Combustible.....	12
2.2.1    Desulfuración .....	13
2.2.2    Reformado de combustible.....	14
2.3    Factores de utilización.....	16
2.4    Captura de CO <sub>2</sub> .....	19
2.5    Integración en termoeléctricas.....	23
2.6    Limitaciones operativas.....	25
2.6.1    Microgrietas en la matriz.....	25
2.6.2    Degradación de la matriz .....	26
2.6.3    Deposición de carbono.....	27
3    Modelado.....	28
3.1    Termodinámica de la celda .....	28
3.2    Voltaje de la celda .....	30
3.3    Potencia de la celda .....	34
3.4    Caso base .....	34
3.5    Solución retrofit propuesta .....	36
3.6    Modelo Aspen.....	37
3.7    Resultados .....	40

4	Evaluación Económica.....	44
4.1	Método.....	44
4.2	Evaluación planta base.....	50
4.3	Evaluación caso retrofit.....	51
5	Conclusiones.....	56
6	Bibliografía.....	57

## Listado de Figuras

Figura 1: Capacidad de generación eléctrica total instalada por tecnología [4] .....	1
Figura 2: Principio de funcionamiento de una celda de combustible.....	4
Figura 3: Funcionamiento de la celda MCFC [11] .....	10
Figura 4: Flujos de una MCFC [9].....	11
Figura 5: Influencia de rSC sobre la potencia de salida, el voltaje, la eficiencia térmica y la captura de CO <sub>2</sub> . [21] .....	15
Figura 6: Fracciones molares de los productos de reformado [16].....	16
Figura 7: Influencia de UC <sub>2</sub> en la potencia neta, eficiencia y CCR [21].....	18
Figura 8: Influencia de U <sub>f</sub> en la potencia de salida, el voltaje y la eficiencia [21] .....	19
Figura 9: Ejemplo de NGCC con una MCFC “integrada” [7]. .....	24
Figura 10: Curva de polarización de una celda tipo PEM [6]. .....	32
Figura 11: Curva de polarización de MCFC obtenida por [23] .....	33
Figura 12: Diagrama de flujo del NGCC de referencia [33].....	35
Figura 13: Esquema de la solución propuesta .....	37
Figura 14: Modelo de MCFC desarrollado en Aspen Plus. ....	39
Figura 15: Variación del COE en función del costo específico de la celda .....	54
Figura 16: Variación del CCA en función del costo específico de la celda .....	55

## Listado de tablas

Tabla 1: Eficiencia y emisiones de las plantas de energía convencionales [29].	2
Tabla 2: Tipos de celdas [1] [6].	6
Tabla 3: Características de los componentes de MCFC [27].	10
Tabla 4: Características de los electrodos de MCFC [27].	10
Tabla 5: Resultados de simulación realizada en [10][15].	23
Tabla 6: Entalpia y entropía de productos presentes en la celda [27].	29
Tabla 7: Rendimiento operativo de la planta de referencia [33].	35
Tabla 8: Características de los gases de salida del NGCC de referencia [33].	36
Tabla 9: Corrientes obtenidas de la simulación en Aspen plus.	40
Tabla 10: Parámetros asumidos en el calculo del voltaje y potencia.	40
Tabla 11: Potencial eléctrico, perdidas de voltaje y voltaje real de la celda.	41
Tabla 12: Potencia y eficiencia obtenida de la celda.	41
Tabla 13: Comparación de resultados obtenidos entre NGCC y NGCC-MCFC.	42
Tabla 14: Comparación de la MCFC con distintas tecnologías CCS.	42
Tabla 15: Contingencia del proceso según grado de madurez [36].	46
Tabla 16: Coeficientes utilizados en cálculo del TPC.	46
Tabla 17: TEC de los equipos del NGCC de referencia.	50
Tabla 18: Parámetros asumidos en la evaluación económica.	50
Tabla 19: Costos asociados a la planta NGCC de referencia.	51
Tabla 20: Coeficientes de la relación de escalado [33] [10].	51
Tabla 21: Calculo del TPC para la planta NGCC-MCFC.	52
Tabla 22: Costos asociados a la configuración NGCC-MCFC propuesta.	52
Tabla 23: Indicadores económicos obtenidos de la evaluación.	53
Tabla 24: Comparación de los indicadores económicos de diferentes tecnologías.	53

# 1 Introducción

## 1.1 Planteamiento del problema

Las termoeléctricas constituyen el principal agente de contaminación atmosférica tanto a nivel nacional como internacional, problema que es urgente resolver con la mayor celeridad para proteger los ecosistemas y la salud de la población, así como también cumplir los compromisos asumidos por Chile para enfrentar el cambio climático.

Nuestra matriz energética es altamente dependiente de combustibles fósiles. De la capacidad de generación eléctrica neta de las centrales existentes en Chile en el año 2016, el 59% corresponde a centrales termoeléctricas, de las cuales un 23% corresponden a termoeléctricas que utilizan como fuente de energía primaria Gas natural, un 22% utilizan Carbón y el 14% restante utilizan Diésel como combustible. En este año la termoelectricidad produjo un total de 47.281 GWh, correspondiente al 64% del total de energía eléctrica generada en el país [4].

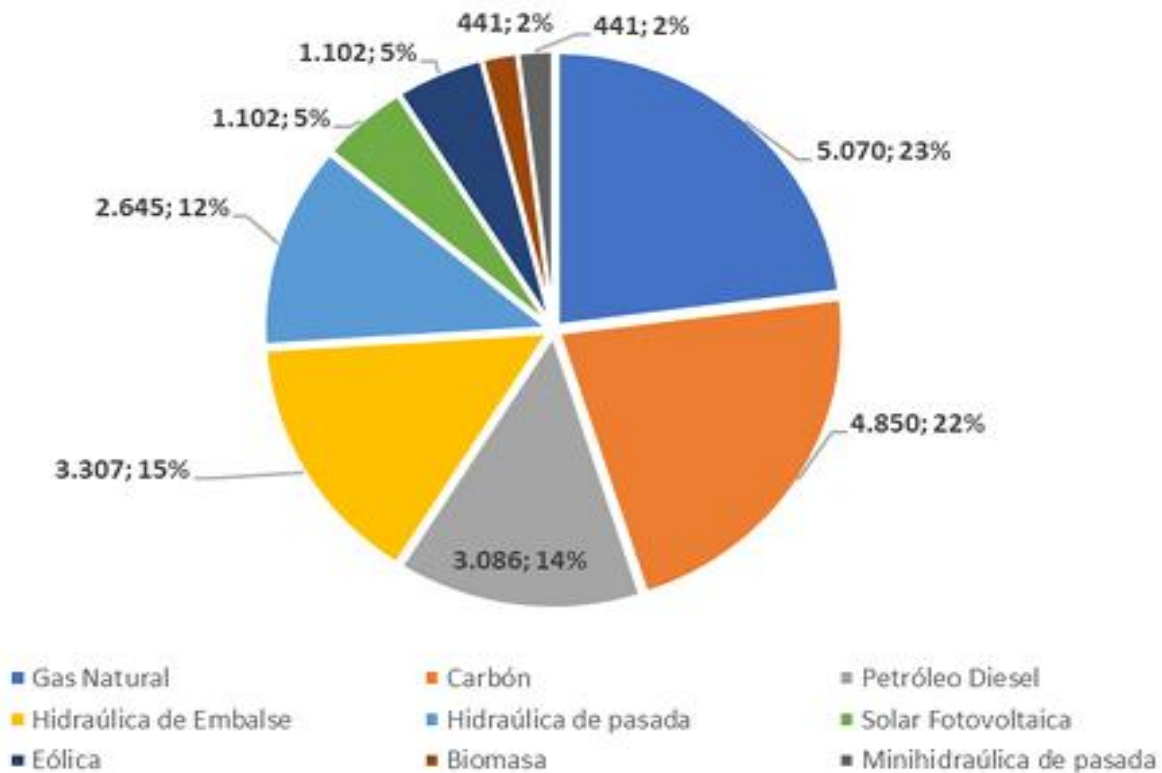


Figura 1: Capacidad de generación eléctrica total instalada por tecnología [4]

En 2018 las emisiones totales de gases de efecto invernadero (GEI) en Chile fueron de 112.313  $kTon_{CO_2}$  eq, de los cuales un 78% se atribuye al sector energía debido a la quema de combustibles fósiles para el transporte y la generación de energía, siendo esta última responsable de un 41,5% de estas emisiones [5]. Resultados similares se observan en el INGEI 1990-2022 donde el sector energía contribuye con el 76,35% de emisiones totales en el año 2022 [3].

De esto se concluye que la generación de electricidad se ha consolidado como una de las principales actividades responsables de la emisión de GEI liberados a la atmósfera, producto de la utilización de combustibles fósiles en sus procesos generadores. Esta liberación de GEI trae como consecuencia el calentamiento global y el cambio climático, además de un aumento en el número de personas con enfermedades respiratorias, cáncer y accidentes cerebrovasculares [6].

Las emisiones de GEI están dominadas principalmente por el  $CO_2$ . En el año 2022 en Chile el 76% de los GEI emitidos corresponde a  $CO_2$  [3], mientras que en la Unión Europea constituye el 80,6% en el mismo año, seguido de  $CH_4$  (12,1%),  $N_2O$  (5,3%) y gases fluorados (2%) [2].

Las emisiones de  $CO_2$  en el sector energía se generan principalmente a partir de sistemas de energía alimentados con combustibles fósiles como derivados del petróleo (OTPP), o plantas de energía a carbón (CFPP), los cuales registran emisiones entre 736 y 1290 kg de  $CO_2$  por *MWh* de energía producida [11].

Producto de estas altas contaminaciones es que en Chile se ha establecido el compromiso de cerrar todas las centrales a carbón para el año 2040, plan inserto dentro de la Estrategia de descarbonización de la Matriz Energética Chilena [24].

Como se mencionó, además del carbón, el gas natural es el combustible más utilizado en la matriz energética, este se emplea mayoritariamente como combustible en sistemas de ciclo simple (NGPP) o ciclo combinado (NGCC). Estas ofrecen una mayor eficiencia térmica, y emisiones considerablemente más bajas que el caso del carbón.

En la tabla 1 se muestra el rango de eficiencia y emisiones de los principales tipos de plantas termoeléctricas.

*Tabla 1: Eficiencia y emisiones de las plantas de energía convencionales [29].*

Plantas de Energía	Eficiencia Energética (%)	Emisiones Específicas ( $kg_{CO_2}/MWh$ )
CFPP	35.9-41.5	736-1290
NGPP	35.9-40.9	513-713
NGCC	~60	344-391
OTPP	31.8-35.2	689-890

En Chile no existen planes oficiales para cerrar las plantas operadas a gas natural, sin embargo, ante el desafío de descarbonizar la matriz energética y mejorar la calidad de vida de las personas resulta primordial explorar alternativas más eficientes en la generación de energía, así como tecnologías más eficientes para la mitigación de los gases GEI en la industria, esto sin comprometer la seguridad del suministro energético.

En este contexto surgen como alternativas las Celdas de Combustible, las cuales se presentan como prometedores sustitutos de los combustibles fósiles como fuente segura de energía eléctrica en sistemas de alimentación ininterrumpida, estaciones de generación de energía y sistemas de distribución. Estas se presentan como una alternativa simple que resulta amigable con el medio ambiente produciendo energía limpia. Además, al operar de manera silenciosa permiten que la fuente de energía se ubique relativamente cerca de la población, reduciendo costos en la instalación y transporte de energía eléctrica [1].

## **1.2 Que es una celda de combustible**

Una celda de combustible es un dispositivo electroquímico que convierte directamente la energía química contenida en un combustible y un agente oxidante en electricidad, sin necesidad de combustión. A diferencia de otros métodos tradicionales de generación de energía, como las termoeléctricas convencionales que primero transforman la energía química en energía mecánica a través de la combustión para luego generar electricidad, la celda de combustible realiza esta conversión de manera directa, lo que permite mayores rendimientos y menores pérdidas energéticas.

El principio de funcionamiento en el que se basan es el inverso al de la reacción electrolítica. El oxígeno e hidrógeno se combinan para formar agua con producción de energía eléctrica y calor. Se trata, por lo tanto, de una reacción limpia, en la que el único producto es el vapor de agua que puede ser liberado a la atmósfera sin ningún peligro para el medio ambiente [25].

Una celda de combustible se compone de cuatro partes principales: ánodo, cátodo, electrolito y el circuito externo. En el ánodo, el hidrógeno se oxida, con lo cual resultan protones y electrones, mientras que en el cátodo se reduce el oxígeno a especies óxido, las cuales reaccionan para formar agua. Dependiendo del electrolito, los protones o bien los iones óxido se transportan a través de un conductor iónico aislante, mientras que los electrones viajan a través de un circuito externo para liberar la energía eléctrica. El funcionamiento de una celda de combustible se ilustra en la figura 2.

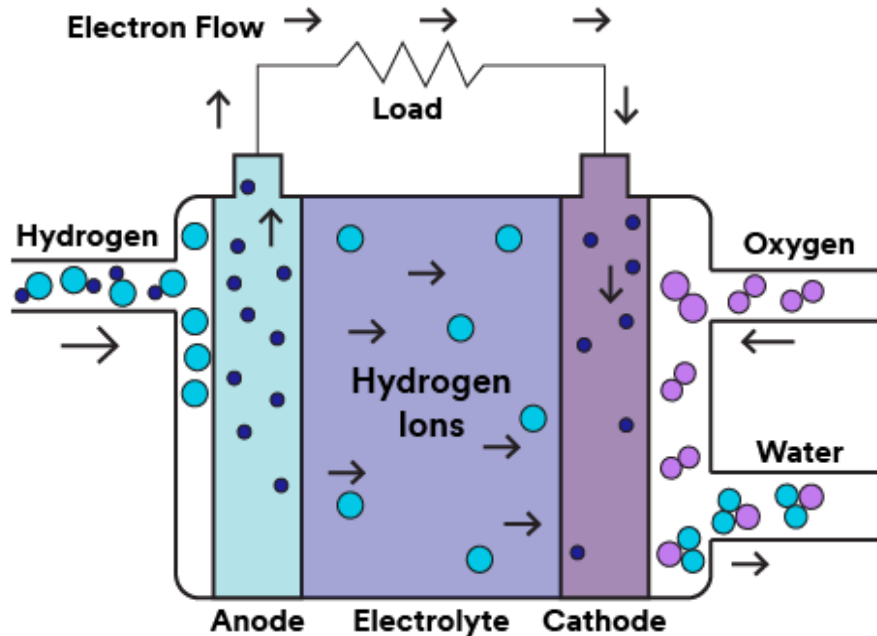


Figura 2: Principio de funcionamiento de una celda de combustible.

Si bien, se pueden llegar a relacionar las celdas de combustible con las baterías químicas convencionales, estas difieren considerablemente en su principio de funcionamiento. Por un lado, las baterías convencionales son acumuladores en las que la máxima energía depende de la cantidad de reactivos químicos almacenados en ellas, dejando de producir energía cuando se consumen dichos reactivos. Caso contrario ocurre con las celdas de combustible, las cuales son dispositivos que teóricamente tienen la capacidad de producir energía eléctrica de forma indefinida mientras se suministra combustible y oxidante a los electrodos [25].

Las celdas de combustible tienen una potencia de salida que suele variar entre 20 y 250 *kW*, dependiendo del tipo y las condiciones de operación. Por esto, una celda de combustible individual no es capaz de generar la energía suficiente para aplicaciones a gran escala, como las que requieren las plantas termoeléctricas. Por esta razón, se utilizan múltiples celdas conectadas en serie o en paralelo, formando lo que se conoce como un *stack* o pila de celdas. Este conjunto permite alcanzar niveles de potencia significativamente mayores y adecuados para su integración en sistemas industriales o plantas generadoras, donde se requiere una producción continua y estable de energía eléctrica.

Las principales ventajas que presentan los sistemas de celdas de combustible, respecto a los métodos de generación de energía tradicionales son:

- Presentan altas eficiencias energéticas al convertir directamente la energía química en energía eléctrica sin la necesidad de etapas mecánicas intermedias.
- Las emisiones de Óxidos de Nitrógeno ( $NO_x$ ), Óxidos de Azufre ( $SO_x$ ) y partículas son considerablemente menores en comparación con sistemas que emplean una combustión directa del combustible.

- La ausencia de partes móviles en la celda proporciona un funcionamiento silencioso, sin vibraciones, lo que se traduce en una mayor confiabilidad y costos de mantenimiento inferiores.
- Dependiendo el tipo de celda se puede utilizar una gran variedad de potenciales combustibles, otorgando así una alta flexibilidad operativa.
- Pueden diseñarse para un amplio rango de potencias, desde sistemas portátiles pequeños hasta grandes plantas estacionarias, según las diferentes necesidades energéticas.

Además de sus ventajas en eficiencia y bajas emisiones, las celdas de combustible presentan una notable capacidad para operar de forma modular y flexible, lo que permite su implementación tanto en aplicaciones estacionarias como móviles. Esta versatilidad las posiciona como una tecnología clave para la transición energética, especialmente en contextos donde se requiere una generación distribuida con bajo impacto ambiental. [26]

A pesar de todas estas ventajas, existen algunas limitaciones en el uso de las celdas de combustible. Por ejemplo, la vida útil de las celdas se acorta debido al voltaje e impurezas en el flujo de gases utilizados. Otra clara desventaja se relaciona al alto costo de fabricación de las celdas de combustible, las cuales aún requieren mejoras para ser económicamente competitivas a gran escala [29]

### **1.3 Clasificación de celas de combustible**

Existe una variedad de diseños disponibles para celdas de combustible, sin embargo, todas operan con los mismos principios básicos. La principal diferencia se basa en las características químicas del electrolito utilizado en cada una. Este influye directamente en el tipo de reacciones electroquímicas que se llevan a cabo y en el combustible que puede ser utilizado, lo que determina su campo de aplicación. Además, influye en parámetros que afectan directamente el rendimiento de la celda como lo es la conductividad y la temperatura de operación.

En la tabla 2 se muestran los distintos tipos de celdas de combustible junto a sus principales características:

Entre los distintos tipos, destacan las celdas de óxido sólido (SOFC) y las celdas de carbonatos fundidos (MCFC). Estas se conocen como celdas de alta temperatura, ya que operan a temperaturas superiores a los 600 °C. Esta característica representa una ventaja significativa para su integración en procesos térmicos, ya que generan una considerable cantidad de calor residual que puede ser aprovechado en distintas etapas del sistema, especialmente en esquemas de cogeneración o ciclo combinado, mejorando así la eficiencia global de la planta.

Tabla 2: Tipos de celdas [1] [6]

Tipo de celda	Electrolito más utilizado	Combustible	Portador de carga	T° operación (°C)	Eficiencia eléctrica (%)
Celda de combustible Alcalina	Soda cáustica o hidróxido de potasio	$H_2$	$OH^-$	90-100	60
Celda de combustible de Ácido fosfórico	Ácido fosfórico líquido	$H_2$	$H^+$	150-200	40
Celda de combustible de Óxido sólido	Circonio estabilizado con Itría	$H_2, CO, CH_4,$ <i>Otros</i>	$O^-$	600-1000	35-43
Celda de combustible de Carbonatos fundidos	Carbonatos fundidos de litio, sodio y/o potasio	$H_2, CO, CH_4,$ <i>Otros</i>	$CO_3^{2-}$	600-700	45-55
Celda de combustible de Membrana de intercambio protónico	Membrana de polímero sólido	$H_2$	$H^+$	50-100	53-58
Celda de combustible de Metanol directo	Nafion	$CH_3OH$	$H^+$	20-90	40

Otra ventaja de las celdas MCFC y SOFC, es su capacidad para realizar reformado interno del combustible. Este proceso consiste en convertir hidrocarburos como el gas natural en una mezcla rica en hidrógeno, monóxido de carbono y dióxido de carbono mediante reacciones con vapor de agua a alta temperatura. Gracias a sus elevadas temperaturas de operación, estas celdas permiten que el reformado ocurra directamente dentro del ánodo, sin necesidad de equipos externos, lo que simplifica el sistema.

Además, la operación a altas temperaturas de este tipo de celdas permite prescindir del uso de costosos materiales electrocatalizadores [51] [8]. Esto no solo representa una reducción en los costos de fabricación, sino que también amplía la gama de combustibles que pueden ser utilizados. Entre estos se incluyen hidrocarburos como el gas natural, biogás e incluso gases residuales provenientes de procesos industriales, lo que aumenta su compatibilidad con distintos procesos térmicos.

Si bien la operación a altas temperaturas trae consigo una serie de ventajas también implica ciertos inconvenientes. Entre ellos se encuentra el aumento de la corrosión y la degradación de los materiales, debido a la exposición prolongada a condiciones térmicas exigentes [26].

Además, este tipo de celdas requiere un mayor tiempo de arranque, ya que deben alcanzar su temperatura óptima de operación antes de comenzar a generar energía eficientemente, lo que puede limitar su uso en aplicaciones que demandan una respuesta rápida [11].

Las celdas de combustible de alta temperatura se han consolidado como una tecnología emergente con gran potencial para una generación de energía más limpia y eficiente. Sin embargo, la celda de carbonato fundido MCFC no solo destaca por su capacidad de generar electricidad de forma amigable con el medio ambiente, sino que también cumple un rol activo en la mitigación de emisiones de carbono provenientes de otros procesos térmicos integrados.

## **1.4 Objetivos**

### **1.4.1 Objetivo general**

Evaluar la viabilidad técnica y económica de la integración de celdas de combustible de carbonato fundido en plantas térmicas, enfocándose principalmente en la generación de energía y en la captura de  $CO_2$ .

### **1.4.2 Objetivos específicos**

OE1: Analizar el desempeño electroquímico de la celda de carbonato fundido y el impacto en términos de eficiencia energética y captura de carbono de la integración de esta en ciclos térmicos convencionales.

OE2: Proponer una alternativa para la modernización de plantas existentes y cuantificar la eficiencia en la generación de energía, la tasa de captura de carbono y el consumo específico de energía para la solución propuesta.

OE3: Evaluar la viabilidad económica de la solución propuesta, considerando costos de inversión, operación y mantenimiento.

OE4: Comparar resultados del punto de vista térmico y económico con tecnologías de captura de carbono convencionales para evaluar la competitividad de la celda.

## **1.5 Hipótesis**

La integración de celdas de combustibles en plantas térmicas podría permitir una reducción significativa de las emisiones de  $CO_2$ , esto sin comprometer el rendimiento general de la planta. La captura de  $CO_2$  durante este proceso contribuye a mitigar el impacto ambiental de las plantas térmicas estableciendo un equilibrio entre la producción de energía y la sostenibilidad ambiental.

## **1.6 Metodología**

La ejecución del trabajo se divide en 5 partes:

PT1: Revisión del estado del arte de la integración de celdas de combustible de carbonato fundido en distintos ciclos térmicos convencionales para analizar el impacto de la integración de estas en la eficiencia de la planta y en las emisiones de carbono.

PT2: Identificar los distintos parámetros que influyen en la eficiencia de la celda, además de los posibles desafíos técnicos que conlleva la integración de estas en el ciclo térmico.

PT3: Proponer una alternativa para la modernización de plantas térmicas existentes y obtener la eficiencia de generación de energía del sistema y captura de dióxido de carbono de la solución mediante simulaciones en software Aspen Plus.

PT4: Evaluar la viabilidad económica de la integración de la solución propuesta, considerando los costos de implementación, operación y mantenimiento.

PT5: Comparar la eficiencia, las emisiones y la viabilidad económica de la integración de celdas de combustible con otras tecnologías de captura de carbono existentes, y así, evaluar la competitividad de esta tecnología.

## 2 Marco Teórico

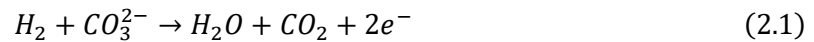
### 2.1 Celda de combustible de carbonato fundido

Una Celda de Combustible de Carbonato Fundido o MCFC (Molten Carbonate Fuel Cell) es una celda de combustible de alta temperatura cuyo electrolito utilizado es una mezcla de carbonato de litio y potasio (normalmente  $Li_2CO_3$  y  $K_2CO_3$ ) los cuales se funden a la temperatura de operación de la celda.

El electrolito es retenido por una matriz cerámica, compuesta principalmente de  $LiAlO_2$ , de estructura porosa que permite la migración de iones carbonato ( $CO_3^{2-}$ ) en su interior. Además, esta actúa como aislante térmico y barrera de gas entre el ánodo y el cátodo. Dado que los electrolitos alcalinos retenidos a base de carbonatos son muy reactivos, la matriz debe ser inerte y químicamente estable para garantizar el funcionamiento a largo plazo de la celda [26].

La característica distintiva de este tipo de celdas es que requieren de  $CO_2$  como parte activa de su reacción electroquímica, lo que las hace ideales en para operar en ambientes ricos en  $CO_2$ .

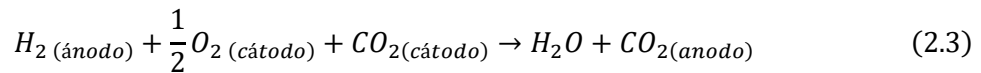
En una celda de carbonato fundido el proceso electroquímico se basa en dos reacciones principales. En el ánodo, el hidrógeno se oxida con la ayuda de los iones  $CO_3^{2-}$  provenientes del electrolito, generando dióxido de carbono, vapor de agua y liberando electrones.



Estos electrones se dirigen hacia el cátodo a través de un circuito externo, produciendo energía eléctrica en el trayecto. En el cátodo, el oxígeno y el dióxido de carbono reaccionan con los electrones que retornan del circuito para formar nuevos iones carbonato, los cuales migran nuevamente por el electrolito hacia el ánodo, cerrando así el ciclo electroquímico [6]. En la figura 3 se muestra un esquema donde se observa el flujo de las especies junto a las reacciones mencionadas.



La reacción global electroquímica producida en la celda MCFC, resultado de la suma de las semirreacciones en los electrodos, se define de la siguiente manera:



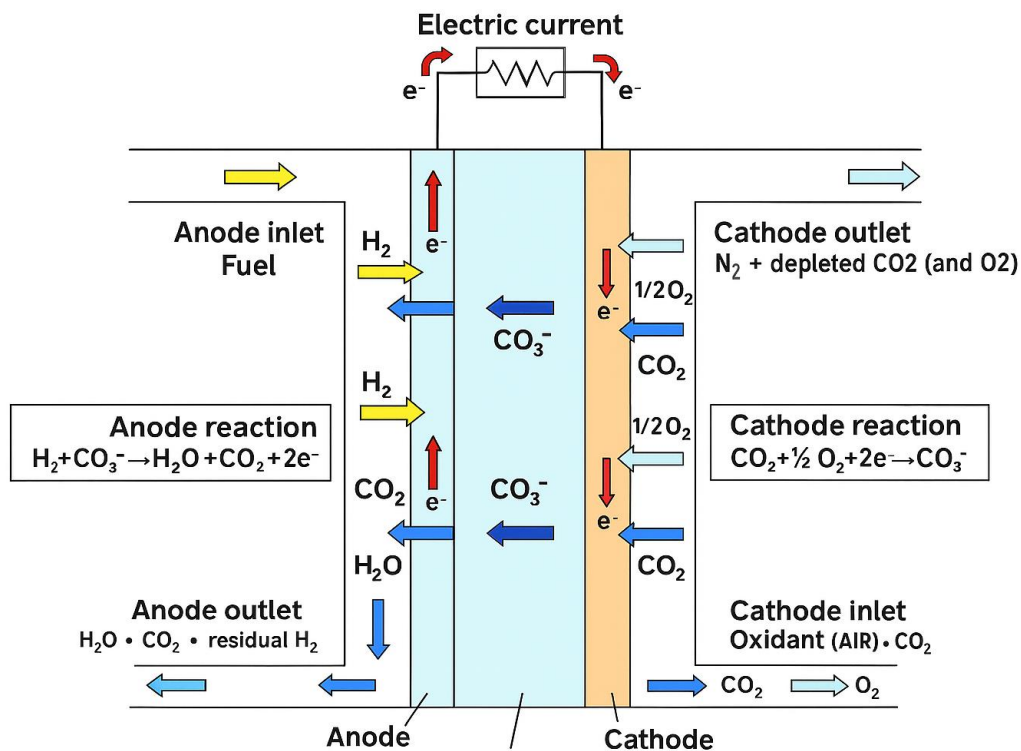


Figura 3: Funcionamiento de la celda MCFC [11]

Las principales características del electrolito y de los electrodos de la celda MCFC se ilustran en la tabla 3 y 4 respectivamente.

Tabla 3: Características de los componentes de MCFC [27].

Componente	MCFC
Electrolito	Carbonato fundido
Espesor electrolito (mm)	0.5-1.0
Ión transferido	CO <sub>3</sub> <sup>2-</sup>
Catalizador ánodo	Níquel
Espesor catalizador ánodo	0.2-1.5
Matriz	LiAlO <sub>2</sub>
Junta	Electrolito en contacto con placa separadora
Lámina de extremo	Acero inoxidable

Tabla 4: Características de los electrodos de MCFC [27].

Propiedad	Ánodo	Cátodo
Material	Ni con 2-20% de Cr/Ni-Al	NiO con 1-2% Li
Espesor (mm)	0.5-1.5	0.4-0.75
Porosidad (%)	50-70	70-80
Tamaño de poro (μm)	3-6	7-15
Superficie específica (m <sup>2</sup> /g)	0.1-1	0.15-0.5

Resulta inevitable la comparación entre la celda tipo MCFC y la SOFC, ya que son las únicas que operan a altas temperaturas. Entre ellas existen una serie de diferencias.

Una de ellas radica en la naturaleza de su electrolito. Al ser líquido, el electrolito de MCFC se adapta fácilmente a las irregularidades de las superficies de contacto entre capas, favoreciendo una mejor interfaz electroquímica y reduciendo la resistencia de contacto. En cambio, la SOFC, con su electrolito cerámico sólido, puede presentar una mayor resistencia eléctrica en presencia de imperfecciones superficiales [6].

Otra ventaja que otorga el electrolito líquido de la MCFC es un mejor sellado de los gases, lo que ayuda a evitar fugas entre el ánodo y el cátodo. En contraste, la rigidez del electrolito cerámico en la SOFC, combinada con las elevadas temperaturas de operación, puede generar dilataciones térmicas diferentes entre los materiales, provocando potenciales fugas de hidrógeno u oxígeno [12].

Si bien la celda SOFC ha demostrado alcanzar niveles de eficiencia eléctrica superior a la celda MCFC, esta última puede adquirir un rol más importante en la mitigación de gases de efecto invernadero en la industria. Esto ya que, debido a la naturaleza de las reacciones electroquímicas que se llevan a cabo en la MCFC, le permiten actuar como concentrador activo de  $CO_2$  al transferirlo desde una corriente diluida hacia una corriente con altas concentraciones de este compuesto que posteriormente es liberado por el ánodo. En la figura 4 se observa un diagrama de este comportamiento.

Esta característica implica la necesidad de un sistema auxiliar que suministre continuamente  $CO_2$  a la celda. Además, su configuración estructural, que incluye un ensamblaje relativamente grueso de electrodos y electrolito, junto con el hecho de que su alta eficiencia se alcanza únicamente en rangos bajos de densidad de corriente (aproximadamente  $150 \text{ mA/cm}^2$ ), restringe su uso casi exclusivamente a aplicaciones estacionarias de generación de energía. [12]

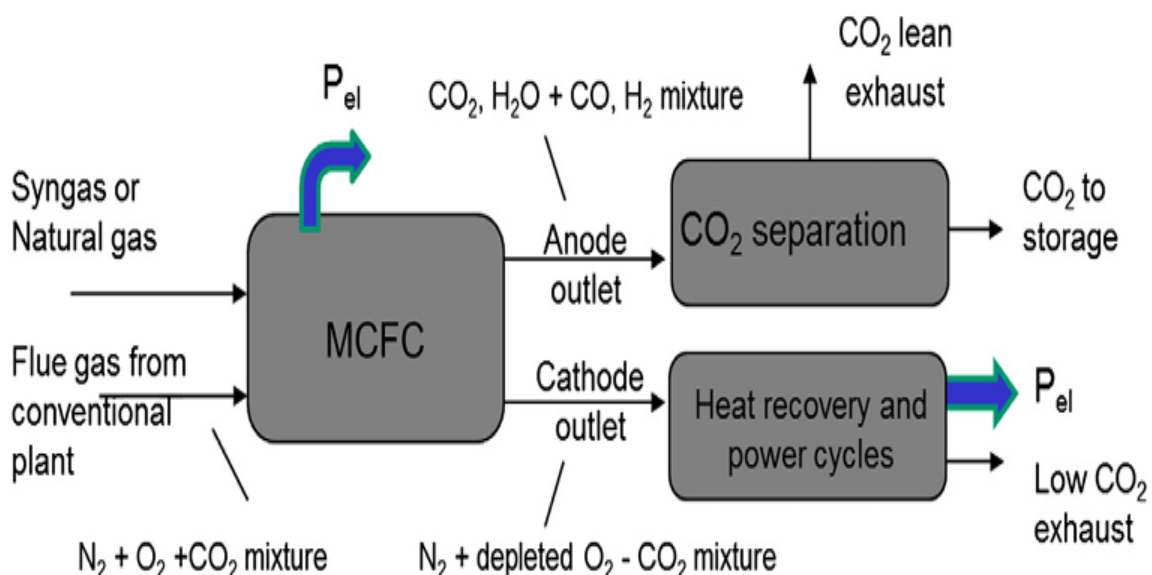


Figura 4: Flujos de una MCFC [9]

En aplicaciones independientes una fracción de la corriente de escape del ánodo generalmente se quema en una cámara de combustión catalítica y se recicla a la entrada del cátodo para cubrir el requisito de  $CO_2$ .

Otra alternativa es suministrar el  $CO_2$  necesario a través de los gases de escape de un ciclo térmico convencional. Esto le permite a la celda actuar como separador o concentrador de  $CO_2$  en plantas térmicas, disminuyendo considerablemente la cantidad de emisiones sin afectar significativamente el rendimiento del sistema. Esto representa una clara ventaja respecto a los métodos de captura tradicionales, los cuales requieren de mucha energía y reducen la eficiencia global de la planta [13].

Si bien cualquier gas de escape de un proceso de combustión convencional puede considerarse como una fuente de  $CO_2$ , la concentración de este influye en el rendimiento de la celda. Normalmente la concentración de  $CO_2$  a la entrada del cátodo se mantiene en torno al 3-8 % del volumen total del gas entrante. A concentraciones por debajo del 2% se producen drásticas caídas en los niveles de potencia de la celda [20].

Esta corriente concentrada a la salida del ánodo requiere un tratamiento posterior para lograr su captura y eventual almacenamiento o reutilización. Entre las tecnologías más utilizadas para esta etapa se encuentran la separación criogénica y la oxidación, las cuales serán descritas en detalle más adelante.

## 2.2 Combustible

Como se mencionó anteriormente, gracias a las altas temperaturas de operación, la celda MCFC permite el uso de una amplia variedad de combustibles. El más utilizado, tanto en la literatura como en la práctica, es el gas natural. Sin embargo, diversos estudios han evaluado el uso de otras alternativas más sostenibles como los biocombustibles. Esta característica contribuye significativamente al objetivo de eliminar el uso de combustibles fósiles.

En el estudio [44] se evaluó teóricamente un sistema compuesto por una celda MCFC y una turbina a gas ubicada a la salida del cátodo. La celda es alimentada con biogás, compuesto por 65%  $CH_4$  y 35%  $CO_2$ , proveniente de la digestión anaeróbica de materia orgánica. Los resultados indicaron una eficiencia total del sistema cercana al 75%. Además, la sustitución del 20% molar del biogás por bioetanol comercial permitió aumentar la eficiencia en aproximadamente un 3%.

También se ha evaluado el uso de amoníaco ( $NH_3$ ) como combustible. En el estudio [43] se analiza una configuración que integra una celda MCFC alimentada con  $NH_3$  y un ciclo a vapor complementario. La planta reporta una eficiencia eléctrica del 57,8% y una potencia neta total de 224,7 MW, de los cuales 187,4 MW son generados exclusivamente por la celda de combustible.

Otra alternativa evaluada es el uso de metanol ( $CH_3OH$ ). La integración de una celda MCFC alimentada por metanol en un ciclo combinado obtuvo una potencia de 16,7MW. La planta generó un total de 24,6 MW, con una eficiencia del 60.5% [42].

A menos que la celda se alimente directamente con hidrógeno puro, es necesario considerar dos procesos previos a los que debe someterse el combustible antes de participar en las reacciones electroquímicas de la celda: la desulfuración y el reformado de combustible.

### 2.2.1 Desulfuración

Como se mencionó en el ítem 2.1 del presente informe, el electrolito de la celda MCFC está formado por sales de carbonato fundido, principalmente  $Li_2CO_3$  y  $K_2CO_3$ . Un inconveniente de estos es que son muy susceptibles a la contaminación por compuestos de azufre como el sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ) presente en combustibles. El biogás proveniente de la digestión anaeróbica o gas de síntesis de la gasificación de biomasa contiene este compuesto en cantidades significativas. El odorante que se añade al gas natural por razones de seguridad también contiene estos compuestos [51].

En el electrolito, el sulfuro de hidrógeno puede reaccionar químicamente con carbonatos para formar iones de sulfuro o sulfato, utilizando así portadores de carga electroquímicamente activos que de otro modo estarían disponibles para la oxidación de hidrógeno. Esto se traduce en un rendimiento reducido de la celda [41].

Además de reaccionar con el electrolito, el  $H_2S$  también interactúa con el ánodo. La reacción del sulfuro de hidrógeno con el níquel en el ánodo conduce a la obstrucción y desactivación de los sitios electroquímicamente activos para la oxidación de hidrógeno. Los sitios afectados dan lugar a cambios morfológicos en la estructura del ánodo, y pueden causar un mayor deterioro del rendimiento de la celda a través de efectos secundarios como la difusión de gas impedida, cambios de volumen o reducción de la humectación por parte del electrolito [51].

Según los experimentos realizados por el principal fabricante de celdas de combustible, el FCE (FuelCellEnergy.Inc), las celdas MCFC pueden lograr una operación estable durante su vida útil nominal siempre y cuando el contenido de compuestos de azufre en las entradas de los electrolitos se limite a 1 ppm [9]. Esto provoca que sea necesario adoptar una unidad de desulfuración para el combustible utilizado y para los gases de escape de la caldera o turbina en caso de ser necesario.

Una alternativa ampliamente empleada en la industria química para proteger los reactores de reformado es el uso de lechos de absorción de óxido de zinc ( $ZnO$ ). En estos, el sulfuro de hidrógeno presente en el gas combustible reacciona con el  $ZnO$  a temperaturas cercanas a los  $300^\circ C$  [23], formando sulfuro de zinc ( $ZnS$ ) y vapor de agua. Esto con eficiencias en la eliminación de  $H_2S$  cercanas al 99%, especialmente cuando el gas contiene componentes reductores como  $CH_4$ ,  $H_2$  y  $CO$  [31].



Cuando el combustible contiene otros compuestos de azufre además de  $H_2S$ , como carbonilo de azufre ( $COS$ ) o disulfuro de carbono ( $CS_2$ ), se requiere una etapa previa de hidrogenación. En este proceso, el gas se mezcla con una corriente rica en  $H_2$  y se calienta,

permitiendo que dichos compuestos reaccionen para formar  $H_2S$ , que luego puede ser eficientemente capturado en los lechos de  $ZnO$ .

Otra alternativa de desulfuración, considerada en configuraciones que integran celdas de combustible, son los filtros de carbón activado [9] [10]. En estos, el  $H_2S$  es atrapado en la estructura porosa del carbón, donde reacciona con el oxígeno y la humedad del gas, formando principalmente azufre elemental (S).

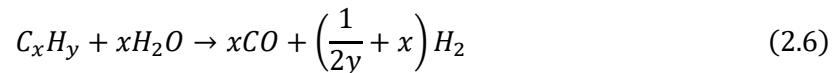


Para mejorar la eficiencia de conversión de estos filtros, se emplean carbones activados impregnados con compuestos metálicos como  $Zn$ ,  $Cu$ , entre otros. Estos filtros modificados han alcanzado eficiencias del 99 % en la eliminación de  $H_2S$ , bajo condiciones representativas de operación de un año para una celda de combustible de 1 kW alimentada con gas natural sintético [32].

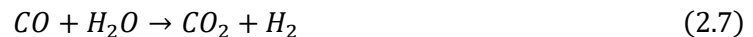
## 2.2.2 Reformado de combustible

El reformado es el proceso mediante el cual los hidrocarburos del combustible, generalmente metano  $CH_4$ , se convierten en hidrogeno  $H_2$  y  $CO_2$ , gases que son necesarios para las reacciones electroquímicas al interior de la celda.

Esta conversión se lleva a cabo mediante dos reacciones: reformado de metano con vapor de agua (2.6) y water-gas shift (2.7). Dicha conversión de metano está limitada por el equilibrio en función de la temperatura de operación del reformador. La reacción endotérmica de reformado se expresa de la siguiente manera:



En el caso de la reacción water-gas shift, reacciona una fracción de monóxido de carbono y vapor de agua para producir dióxido de carbono e hidrógeno tal que se alcance el equilibrio a la temperatura de operación.



Un parámetro importante en el proceso de reformado es la relación vapor-carbono ( $r_{SC}$ ). Esta indica la proporción molar entre el vapor de agua y el carbono presente en el combustible alimentado al proceso de reformado.

Diversos estudios han indicado que se obtiene una mayor potencia neta de salida mediante un  $r_{SC}$  más bajo, sin embargo, la variación de este parámetro no afecta significativamente la eficiencia general. Por otro lado, es necesario un valor mínimo de esta relación para evitar la deposición de carbono en el catalizador de reformado [17].

Además de esto, [21] obtuvo que, con el aumento de esta relación se observó una mayor eficiencia en la captura de  $CO_2$  pero una caída en la potencia considerable. Estos efectos se pueden apreciar en la figura 5, donde se muestra la influencia de  $r_{SC}$  en el voltaje de la celda, en la potencia neta de salida y en la eficiencia térmica y de captura de  $CO_2$ .

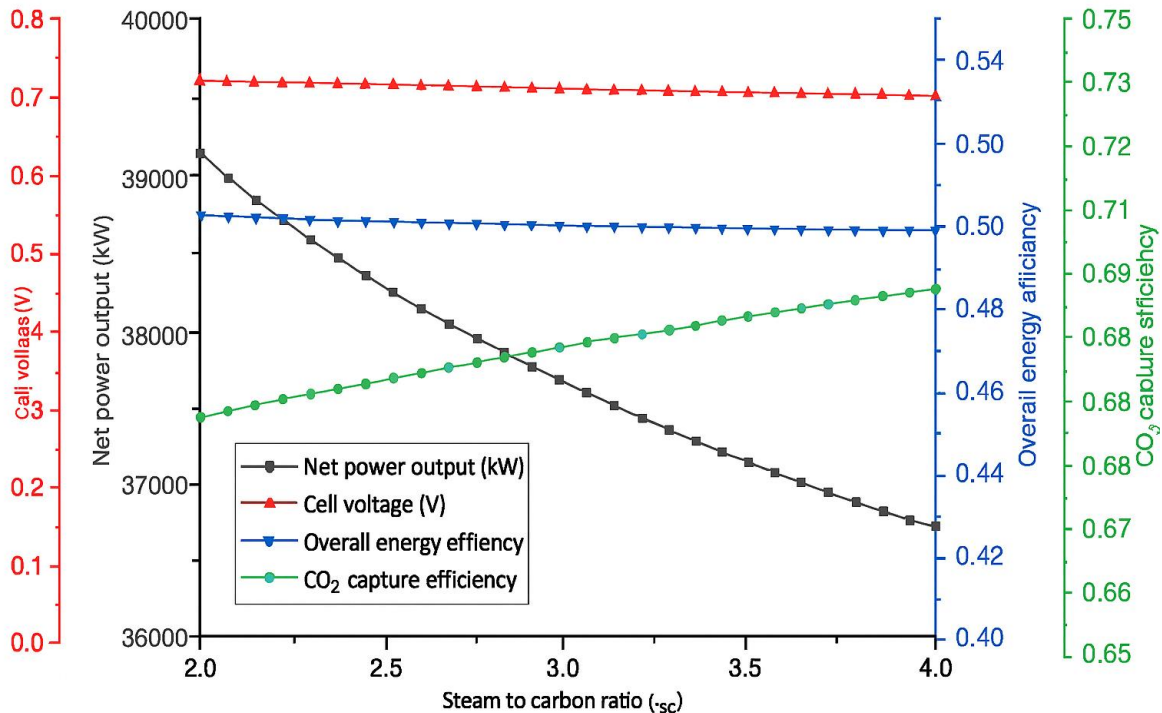


Figura 5: Influencia de  $r_{SC}$  sobre la potencia de salida, el voltaje, la eficiencia térmica y la captura de  $CO_2$ . [21]

En diversas investigaciones se utilizan valores de  $r_{SC}$  entre 2.5 y 3.5, ya que esta es suficiente para una conversión aceptable de gas natural a una temperatura de funcionamiento común de una celda MCFC [7] [15] [22].

Si bien, la etapa de reformado demanda una cantidad significativa de vapor, este puede ser generado a través de la recuperación de calor del escape gracias a la alta temperatura de operación de la celda MCFC [18].

Otro parámetro a considerar es la temperatura a la que se llevan a cabo las reacciones de reformado, ya que esta influye directamente en la conversión del metano y en la producción de hidrógeno. A bajas temperaturas la cinética de las reacciones es limitada, lo que reduce la eficiencia del proceso. A medida que la temperatura se incrementa también lo hace la fracción molar del hidrógeno, alcanzando un rendimiento máximo a temperaturas cercanas a los  $700^{\circ}C$ , similar a la temperatura de operación típica de una MCFC ( $650^{\circ}C$ ) [16].

En la figura 6 se observa la relación entre la temperatura del reformado y las fracciones molares de los productos obtenidos.

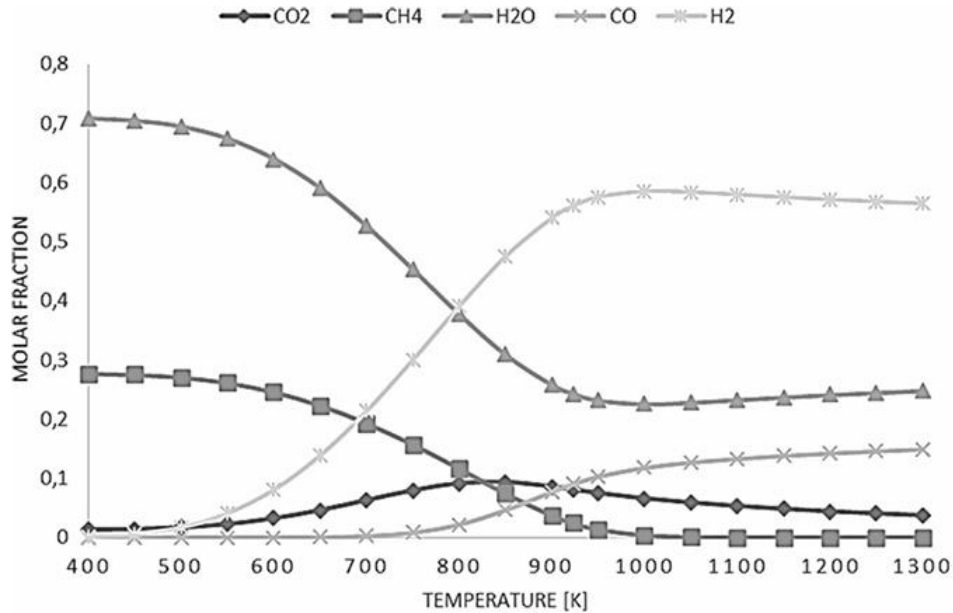


Figura 6: Fracciones molares de los productos de reformado [16].

Como se mencionó anteriormente una ventaja de las celdas de combustible de alta temperatura es que las reacciones de reformado pueden llevarse a cabo en un equipo reformador, lo cual se denomina como Reformado Externo, o bien, en el interior de la celda mediante un Reformado Interno.

La adopción de un reformado externo puede simplificar la fabricación de la celda de combustible, sin embargo, aumenta la complejidad del sistema al requerir de un equipo externo, al cual es necesario suministrarle energía en forma de calor para que se lleven a cabo las reacciones de reformado.

Por otro lado, el reformado interno aprovecha la alta temperatura de operación de la MCFC para llevar a cabo las reacciones, por lo que no necesita una fuente de calor externa. Estas tienen lugar dentro del ánodo y sus productos se consumen instantáneamente mediante la reacción electroquímica de la celda. La conversión del metano en estas condiciones puede alcanzar eficiencias cercanas al 99% a la temperatura de 650°C [9][33].

Otra ventaja del reformado interno es que las reacciones de reformado absorben el calor liberado en la reacción electroquímica de las celdas, las cuales actúan como disipador de calor, evitando así la necesidad de refrigeración externa a la celda [16].

## 2.3 Factores de utilización

Los factores de utilización forman parte de una serie de Indicadores de Rendimiento, los cuales son parámetros clave que permiten evaluar el comportamiento operativo de la celda de combustible.

Un factor de utilización se refiere a la proporción del reactivo efectivamente consumido en el proceso comparado con la cantidad total de reactivo suministrado. Este es una medida de aprovechamiento del insumo dentro de un sistema.

En el contexto de una celda MCFC, se pueden definir 3 factores de utilización distintos, cada uno asociado a un reactivo clave del proceso electroquímico: factor de utilización de  $CO_2$  ( $U_{CO_2}$ ), factor de utilización de combustible ( $U_f$ ) y factor de utilización de oxígeno ( $U_{O_2}$ ).

En primer lugar, el factor de utilización de carbono  $U_{CO_2}$  se refiere a la fracción de  $CO_2$  alimentado al cátodo que es efectivamente consumido en la reacción electroquímica. Este influye directamente en la capacidad del sistema para separar y capturar  $CO_2$ , por lo que es importante evaluar sus efectos en los balances energéticos de las plantas.

El factor de utilización de  $CO_2$ , en función del flujo molar  $\dot{n}$ , se expresa de la siguiente forma:

$$U_{CO_2} = 1 - \frac{\dot{n}_{CO_2,cat,out}}{\dot{n}_{CO_2,cat,in}} \quad (2.8)$$

La tasa de captura de  $CO_2$  de la celda está directamente relacionada con este factor, ya que al aumentar  $U_{CO_2}$  una mayor fracción de  $CO_2$  alimentado al cátodo es utilizado efectivamente en las reacciones electroquímicas. Esto también provoca una mayor generación de electrones, lo que se traduce en un aumento en la potencia eléctrica generada.

Sin embargo,  $U_{CO_2}$  está limitado debido a limitación tecnológica específica de las celdas MCFC, ya que estas requieren una concentración mínima de  $CO_2$  a la salida del cátodo para mantener condiciones estables de los carbonatos fundidos y así evitar una degradación rápida del electrolito [10]. El FCE indica que esta concentración debe mantenerse sobre el 1% [29].

Además, diversas investigaciones ([15] [16] [21]) han evidenciado que un aumento de  $U_{CO_2}$  conlleva un decaimiento en la eficiencia del sistema. Esto ya que a mayor  $U_{CO_2}$ , se requiere de una mayor cantidad combustible para que reaccione con él, lo que provoca una disminución en la eficiencia. [16] indica que a  $U_{CO_2} > 80\%$  el rendimiento de la celda decae significativamente. La relación entre la eficiencia, la tasa de captura y la potencia de la celda respecto a  $U_{CO_2}$  se muestran en la figura 7.

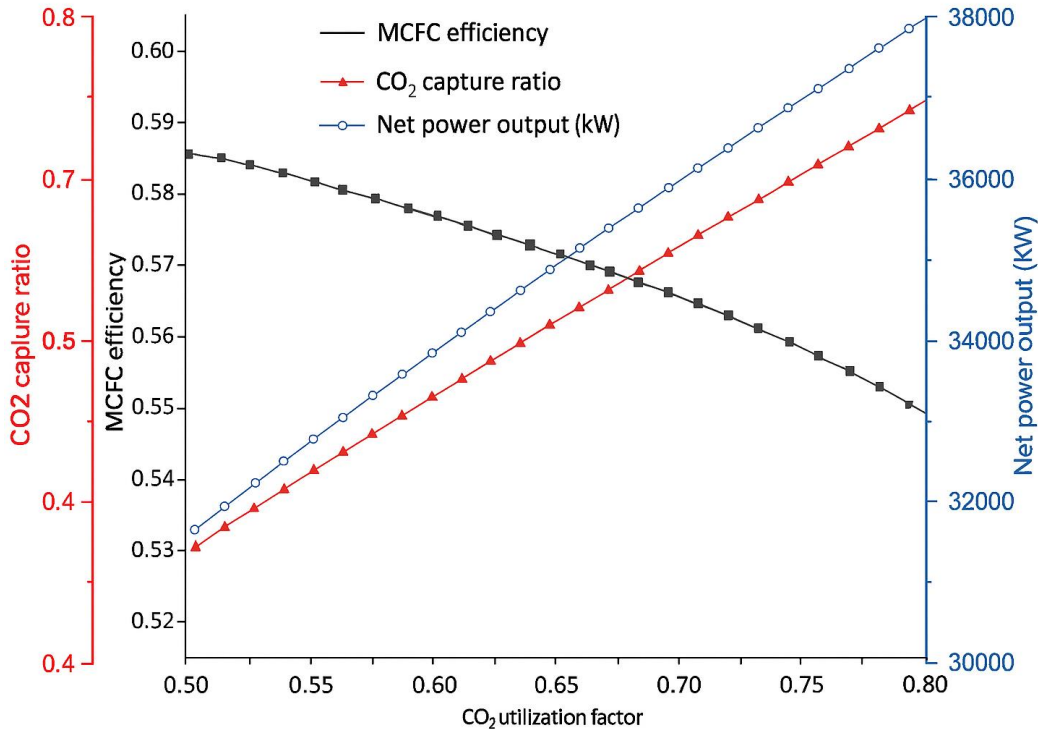


Figura 7: Influencia de  $U_{CO_2}$  en la potencia neta, eficiencia y CCR [21]

Por otro lado, se encuentra el factor de utilización de combustible  $U_f$ . Similar a la definición anterior, este corresponde a la fracción de combustible alimentado al ánodo que participa efectivamente en las reacciones electroquímicas. Este se puede expresar de la siguiente manera:

$$U_f = 1 - \frac{\dot{n}_{f,an,out}}{\dot{n}_{f,an,in}} \quad (2.9)$$

Un mayor  $U_f$  significa que se requiere una menor cantidad de combustible, lo que hace que la eficiencia térmica del proceso aumente. Sin embargo, un mayor  $U_f$  también implica que las reacciones se vuelvan menos eficientes [21]. Producto de esto se produce una caída de voltaje y, por ende, una caída en la potencia de salida. Cuando esta caída de voltaje supera a la menor cantidad de combustible utilizado, la eficiencia de la celda comienza a caer. Este fenómeno se observa en la figura 8.

Al igual que con  $U_{CO_2}$ , un  $U_f$  es demasiado elevado provocaría que el combustible se consumiría casi por completo a lo largo del ánodo, lo que generaría bajas concentraciones de combustible a la salida del ánodo. Esta condición podría provocar pérdidas de potencia, inestabilidad en la reacción e incluso daños en el electrodo. Por esta razón, una MCFC funciona generalmente en un rango de  $U_f$  entre el 40-90% [11], lo que da como resultado que el gas de salida del ánodo contenga  $H_2$ ,  $CH_4$ ,  $CO_2$ ,  $CO$  y vapor.

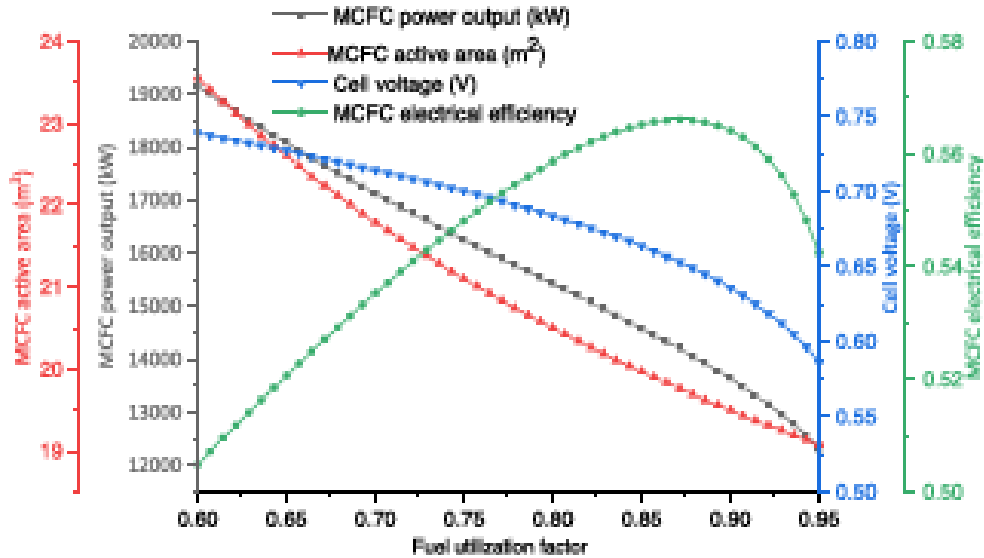


Figura 8: Influencia de  $U_f$  en la potencia de salida, el voltaje y la eficiencia [21]

Finalmente, el último factor de utilización a considerar es la utilización de oxígeno  $U_{O_2}$ , el cual es una consecuencia directa de la suposición sobre la utilización  $U_{CO_2}$ , ya que cada mol de  $CO_2$  transferido del cátodo de la celda de combustible al ánodo implica la permeación de 0.5 moles de oxígeno, debido a la formación del ion  $CO_3^{2-}$  [29]

## 2.4 Captura de CO2

Las tecnologías de captura y almacenamiento de carbono, o CCS (Carbon Capture and Storage), permiten disminuir considerablemente el dióxido de carbono emitido por plantas térmicas, disminuyendo así, el impacto ambiental provocado por la generación de energía.

Existen tres enfoques principales para la captura de carbono en plantas térmicas: la precombustión, la oxcombustión y la postcombustión. Su principal diferencia radica en la etapa del proceso en la que se realiza la separación o mitigación del  $CO_2$ , siendo la postcombustión el enfoque más utilizado gracias a su facilidad de integración en plantas térmicas ya existentes [40]. Estas permiten separar el  $CO_2$  de la corriente de la corriente de salida del ciclo térmico antes de que esta sea liberada a la atmósfera.

Anteriormente se definió lo que es un indicador de rendimiento, a continuación, se definirán dos indicadores adicionales, la tasa de captura de  $CO_2$  y el Consumo Específico de Energía para  $CO_2$  capturado, esto con el fin de comprender mejor el comportamiento y rendimiento de los sistemas que se mencionarán a continuación.

La tasa de captura de  $CO_2$  o CCR (carbon capture ratio) es un indicador que mide la eficiencia del sistema de captura de  $CO_2$  en una planta térmica. Esta se define como la relación entre el flujo molar de  $CO_2$  recuperado ( $\dot{n}_{CO_2, recovered}$ ) y el flujo molar de átomos de carbono contenido en los gases de entrada ( $\dot{n}_c$ ):

$$CCR = \frac{\dot{n}_{CO_2, recovered}}{\dot{n}_c} \cdot 100 \quad (2.10)$$

Por otro lado, el consumo específico de energía por  $CO_2$  evitado, o SPECCA (specific primary energy consumption for  $CO_2$  avoided), es un indicador de rendimiento energético que indica cuanta energía primaria se requiere para evitar la emisión de una unidad de  $CO_2$ . Este se vuelve fundamental a la hora de comparar diferentes tecnologías de captura de  $CO_2$ . Generalmente se mide en  $MJ/kg_{CO_2}$  y puede ser expresada de la siguiente forma:

$$SPECCA = \frac{HR - HR_{ref}}{E_{ref} - E} = \frac{3600 \left( \frac{1}{\eta} - \frac{1}{\eta_{ref}} \right)}{E_{ref} - E} \quad (2.11)$$

Donde el termino  $HR$ , expresado en  $kJ/kWh$ , se refiere a la cantidad de energía primaria para generar un  $kWh$ . Mientras que el término  $E$  se refiere a la emisión específica de la planta, expresada en  $kgCO_2/kWh$ .

Dentro de las tecnologías postcombustión, la absorción de  $CO_2$  mediante aminas ha sido ampliamente estudiada en la literatura. Este método puede alcanzar tasas de captura cercanas al 90%; sin embargo, su implementación conlleva una disminución significativa en la eficiencia global de la planta del orden de 8 puntos porcentuales. Dicho método de captura ha obtenido un SPECCA de aproximadamente  $3.3 MJ/kg_{CO_2}$  [10]. La reducción en la potencia neta de salida es producto al elevado requerimiento térmico asociado a la regeneración del solvente utilizado en el proceso [15].

Otra tecnología CCS consolidada son las membranas. Estos son sistemas que separan el  $CO_2$  de la corriente de gases mediante materiales semipermeables basados en polímeros, materiales cerámicos o compuestos híbridos. Esta tecnología presenta un alto consumo de energía, en un rango de SPECCA entre 3.4 y 4.3  $MJ/kg CO_2$  y penalizaciones energéticas de hasta 10 puntos porcentuales [29].

Si bien estas tecnologías evidencian una alta eficiencia en la mitigación de  $CO_2$ , su alto consumo energético afecta considerablemente el rendimiento general de la planta. En este contexto, la integración de celdas MCFC en procesos térmicos surge como una alternativa prometedora para la mitigación de  $CO_2$  ya que esta ha demostrado alcanzar elevados porcentajes de captura sin afectar significativamente la eficiencia del sistema gracias a la energía eléctrica adicional que generan.

Como ya se ha mencionado, la celda de carbonato fundido actúa como un concentrador de  $CO_2$ . Gracias a las reacciones electroquímicas que ocurren en su interior, el gas de salida del ánodo corresponde a una corriente enriquecida en  $CO_2$ . No obstante, esta también contiene otros compuestos como agua y compuestos combustibles residuales como  $CO$ ,  $CH_4$  y  $H_2$ . El dióxido de carbono debe ser separado para permitir su posterior almacenamiento.

En la literatura las principales unidades de tratamiento del gas, o GPU (Gas Processing Unit), proveniente del ánodo, empleadas en las diferentes configuraciones que integran celdas MCFC son la separación criogénica y la oxicomustión.

La separación criogénica se basa en enfriar la corriente del ánodo a una temperatura cercana al punto triple del  $CO_2$  ( $-56.6^\circ C$ ). Esto provoca que la mayor parte del  $CO_2$  se condense y se separe, por efecto de la gravedad, de las especies de combustible que tienen un punto de ebullición más bajo y por lo tanto permanecen en estado gaseoso [10].

Respecto a este método, se pueden adoptar dos configuraciones para enfriar la corriente del ánodo. La primera se basa en un sistema auto refrigerado que utiliza la misma separación de  $CO_2$  en el circuito como fluido de trabajo. La segunda trata de un enfriador de compresión externo de nivel de evaporación múltiple. Dado que el calor debe eliminarse a una temperatura inferior al  $-56.6^\circ C$ , se adoptan bucles de refrigeración binarios [9]. Generalmente se adoptan etapas de compresión entre las secciones de enfriamiento, ya que esto permite que se condense a una mayor temperatura [40].

Una de las principales ventajas de la separación criogénica de  $CO_2$  es la posibilidad de recircular los gases no condensados tras la etapa de enfriamiento. Estos gases, que contienen compuestos combustibles no reaccionados como  $H_2$ ,  $CO$  y  $CH_4$ , pueden ser reutilizados eficientemente como combustible en la celda de combustible o en el ciclo térmico.

En un ciclo combinado, la recirculación de gases hacia el quemador de la turbina de gas produce un ligero incremento en la potencia de salida, del orden de 1,1 % en la turbina de gas y 0,5 % en la turbina de vapor, atribuible al aumento del flujo másico de combustible y a la mayor capacidad calorífica de los gases resultantes [7].

Por otro lado, la oxicomustión se basa en la combustión de los gases provenientes del ánodo, la cual, en lugar de aire, el cual contiene aproximadamente un 78% de nitrógeno, se utiliza oxígeno puro. Esto con el objetivo de oxidar los compuestos combustibles residuales al mismo tiempo que se evita la dilución del  $CO_2$  y la formación de óxidos de nitrógeno ( $NO_x$ ).

Los gases resultantes a la salida de este proceso están compuestos exclusivamente por dióxido de carbono y vapor de agua. Las reacciones que se llevan a cabo en el reactor de oxicomustión se muestran a continuación.



Posteriormente, esta corriente se somete a un proceso de condensación para separar el vapor, y el  $CO_2$  purificado es comprimido hasta alcanzar condiciones supercríticas, lo que permite su almacenamiento eficiente en fase densa [15].

El oxígeno utilizado en la cámara de combustión se obtiene mediante una unidad de separación de aire (ASU). Actualmente la producción de oxígeno puede lograrse a través de varios métodos. La unidad criogénica de separación de aire es la más utilizada para separar el  $O_2$  del aire. Esta consume energía en los rangos de 250-350 kWh/t  $O_2$  puro [11] y alcanza purzas en torno al 98% [10].

En los sistemas de ciclo combinado, los gases de combustión generados en el reactor de oxidación son habitualmente dirigidos hacia una unidad de recuperación de calor, con el objetivo de aprovechar la energía térmica residual contenida en dichos gases. Esto contribuye a incrementar la potencia neta de salida del sistema, mejorando así el rendimiento global de la planta.

A modo comparativo, en la Tabla 5 se presentan los resultados obtenidos en [15], donde se evaluaron ambos métodos de captura de carbono implementados en un sistema NGCC-MCFC. Además, se incorpora a la comparación un ciclo NGCC convencional sin integración de celdas de combustible ni captura de carbono.

En dicha comparación, la configuración de oxidación presentó un menor consumo energético en relación con la separación criogénica. Esta diferencia se atribuye a una mayor cantidad de energía disponible en la entrada del generador de vapor, así como al elevado consumo energético asociado a la etapa de compresión requerida en el proceso de criogenización.

Tabla 5: Resultados de simulación realizada en [10][15]

Configuración de la planta	Potencia neta de salida (MW)	Eficiencia de térmica (%)	Emisiones $CO_2$ (g/kWh)	SPECCA
NGCC	415.15	58.01	351.03	N/A
NGCC+MCFC Sin captura	514.58	59.44	347.44	N/A
NGCC+MCFC +Oxicombustión	500.28	57.84	111.14	0.71
NGCC+MCFC +Criogenización	554.50	57.24	147.99	1.17

## 2.5 Integración en termoeléctricas

La integración de una celda MCFC dentro de un ciclo térmico puede traer ventajas significativas, tanto en la captura de carbono como en la generación de energía adicional

Los principales constituyentes de los gases de escape de una turbina a gas de este tipo son el nitrógeno en un 75%, el oxígeno en un 14%, el agua en un 4 a 7% y el dióxido de carbono en un 3 a 4% en volumen. [20]

En un ciclo a gas simple (NGPP) la implementación de una celda MCFC puede traer aumentos en la potencia neta entre el 25% y 33% (sin considerar GPU). Esto siguiendo la relación expuesta en [20], donde se afirma una relación escalable entre 2:1 y 3:1 respecto a las potencias relativas de las dos tecnologías. Esto significa que, por ejemplo, una turbina a gas de 10MW podría acoplarse con un sistema MCFC del rango de 3 y 5 MW.

Las condiciones de operación de la turbina a gas al integrar una celda MCFC varia ligeramente respecto a su condición original. Esto se debe a un pequeño aumento de la presión de retroceso del expansor causado por la adición de pérdidas de presión de la pila de combustible [10]

La adición de una sección de recuperación de calor puede permite incrementar la eficiencia de la planta al aprovechar el alto contenido energético en los gases de salida de la celda. Para una celda de 10MW, la implementación de un HRSG (Heat Recovery Steam Generator) a la salida del cátodo aumentó en un 8.3% la eficiencia térmica y hasta un 19% la potencia neta de salida gracias a la turbina a vapor [16].

Esta configuración de turbina a gas, celda MCFC y HRSG, conocido como NGCC-MCFC, ha sido la alternativa más analizada en la literatura gracias a la sinergia entre los equipos involucrados, ya que ubicar la MCFC a la salida de la turbina a gas permite prescindir de la necesidad de calentar los gases a la entrada de la celda, esto ya que la temperatura de los gases a la salida de la turbina se asemeja con la temperatura de operación de la celda. Además, el ciclo a vapor se ve favorecido gracias a las temperaturas provenientes de la celda. Esta configuración puede alcanzar valores de SPECCA entre 0.5 y 1.5  $MJ/kg_{CO_2}$ , 4 veces menor a los obtenidos por otras tecnologías CCS [9][15][17].

A modo de esquematizar esta configuración, en la figura 9 se muestra un NGCC-MCFC extraído de [7], donde la celda posee un reformado externo y adopta un reactor de oxicombustión a modo de GPU.

Una forma para incrementar la concentración de  $CO_2$  en la entrada de la celda, y por ende, la potencia de esta es la recirculación de gases. Para un NGCC-MCFC, una recirculación desde la salida del HRSG hacia la entrada de la turbina a gas provocó un aumento en la concentración de  $CO_2$  de aproximadamente el 6% y un aumento en la eficiencia general de 1.13 puntos porcentuales [7].

Para plantas alimentadas con carbón (CFPP) la integración de celdas MCFC ha entregado resultados similares a las plantas NGCC. Por ejemplo, se incorporó una celda aguas debajo de un quemador de carbón en una planta textil, donde los resultados indicaron un SPECCA de  $1.41 MJ/kg_{CO_2}$ [8]. De igual manera, la implementación de un MCFC en una planta de poli generación a base de carbón y síntesis de metano dio como resultado un aumento del 14% en la eficiencia total del sistema [14].

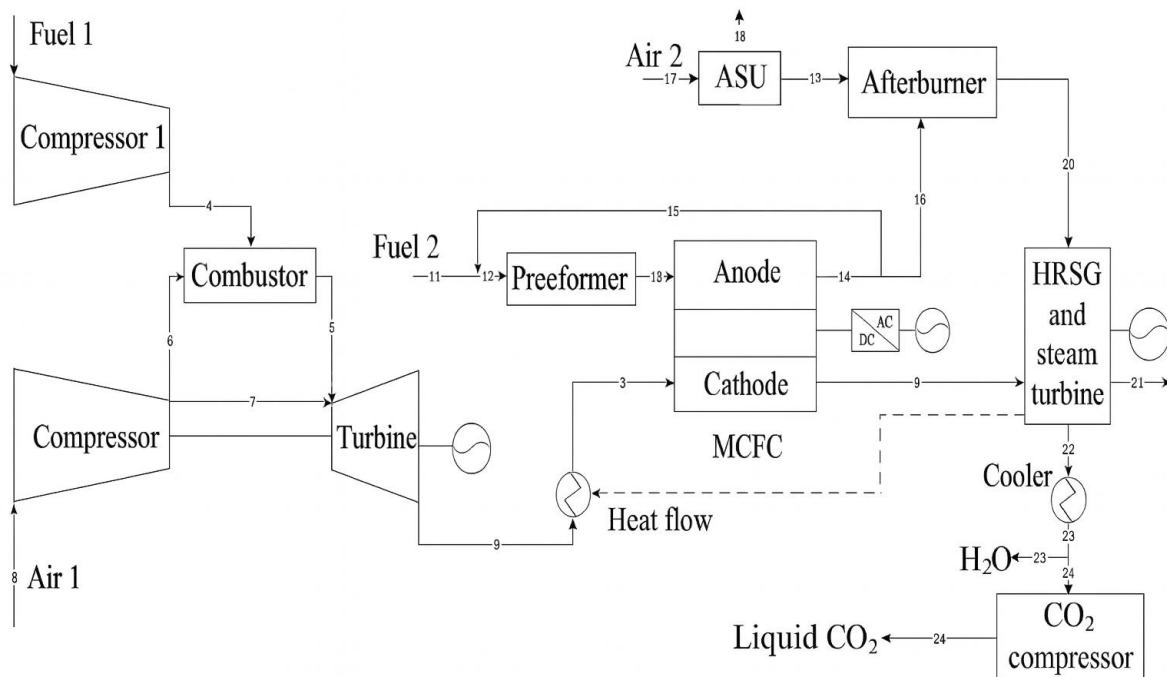


Figura 9: Ejemplo de NGCC con una MCFC "integrada" [7].

Si bien la integración de celdas MCFC en ciclos NGCC y CFPP han dado resultados similares, hay que tener en cuenta dos consideraciones respecto al flujo de gases que se dirigen desde el CFPP hacia el cátodo. El contenido de azufre generado por la combustión del carbón es considerablemente más alto que en el caso del gas natural. Es por esto por lo que se debe adoptar una unidad de desulfuración adicional para no comprometer la vida útil de la celda [8].

La segunda consideración es que, a diferencia del NGCC donde se opera con un exceso de aire sustancial en la combustión y en los procesos de enfriamiento de la turbina a gas, en el caso del CFPP es necesario agregar una corriente de aire para evitar la falta de oxígeno mientras se opera a un alto factor  $U_{CO_2}$  [14].

El esquema NGCC-MCFC analizado hasta ahora se identificará como “configuración integrada”, ya que la celda MCFC se ubica dentro del ciclo térmico, específicamente entre la turbina a gas y el HRSG (figura 9). El inconveniente de esta distribución es su inadecuación para aplicaciones de modernización de plantas existentes o “retrofit”. Esto ya que el espacio entre la salida de la turbina a gas y el HRSG generalmente no es suficiente para albergar los módulos MCFC. Además, el cambio de las condiciones de entrada al HRSG, producto de la incorporación de la celda, requeriría modificaciones adicionales al ciclo de vapor [10].

Como alternativa se presenta una configuración “no integrada” o “retrofit”. En esta la celda MCFC se ubica aguas abajo del HRSG, esto para evitar la necesidad de modificación al NGCC y ajustarse perfectamente a la estrategia de retrofit en plantas existentes. Se profundizará más sobre esta opción “no integrada” en el ítem 3.5 del presente informe.

## **2.6 Limitaciones operativas**

### **2.6.1 Microgrietas en la matriz**

Uno de los componentes más críticos de la celda es la matriz cerámica que contiene al electrolito, la cual está compuesta mayoritariamente de  $LiAlO_2$  y aglutinantes orgánicos aplicados durante la fabricación de esta. Producto de las tensiones térmicas y mecánicas que se producen en la celda, la matriz puede sufrir la formación y propagación de microgrietas. Esto además de causar fugas del electrolito, provoca pérdidas en la porosidad efectiva de la matriz, aumento en la resistencia interna y una disminución de la vida útil de la celda.

Dichas tensiones mecánicas se incrementan durante el arranque, ya que los aglutinantes de la matriz se evaporan producto del calentamiento de la celda, dejando así una estructura más frágil y porosa en la matriz. Por otro lado, el desajuste entre los coeficientes de expansión térmica del electrolito a base de carbonato y el  $LiAlO_2$  generan tensiones compresivas en la matriz y tensiones de tracción en los carbonatos, los cuales pueden superar la resistencia mecánica del material [26].

Una alternativa para disminuir el riesgo de formación de grietas es mantener una microestructura de baja porosidad efectiva, sin embargo, esto causaría una menor conductividad iónica y, por ende, una penalización en el rendimiento electroquímico de la celda [45].

Otra alternativa es la integración de agentes de refuerzo en la matriz. Estos se basan generalmente en partículas metálicas que actúan como “deflexión de la fisura”, ya que reducen la intensidad de tensión y obstruyen el frente de la fisura, dificultando así su propagación.

Para esta función, el aluminio (*Al*) en polvo ha sido el metal más utilizado para aumentar la unión entre la matriz y el electrolito debido a su “fácil” adición y a la menor cantidad de carbonato requerida para lograr el mismo rendimiento celular. Sin embargo, un alto contenido de *Al* disminuye la porosidad y puede reaccionar con los carbonatos alojados en la matriz, causando así problemas de degradación [25].

En la literatura se han analizado varias alternativas en la aplicación de agentes de refuerzos. Entre ellas se encuentra la introducción de una malla de alambre de acero inoxidable AISI 304. Los resultados fueron una matriz 3 veces más resistente en comparación a la matriz sin malla, aunque la resistencia interna de la celda aumento significativamente [46]

Otra alternativa se basa en la aplicación de microfibras de  $Al_2O_3$  y  $LiAlO$ , las cuales refuerzan la microestructura al atraer las grietas hacia ellas debido a la resistencia al corte en la interfaz fibra-matriz [47].

Finalmente, una solución más reciente consiste en el uso de espuma de *Al*, la cual forma una capa de óxido de aluminio durante la operación de la celda. Esta capa reacciona con el electrolito para formar  $LiAlO_2$ , aumentando hasta 9 veces la resistencia de la matriz. Además, se obtuvo una distribución de los poros comparativamente más estrecha, lo que permite una mayor acción capilar y una mejor retención del electrolito fundido [48].

### **2.6.2 Degradación de la matriz**

Además de la formación de microgrietas, un problema de la matriz es la degradación en el funcionamiento a largo plazo producto del crecimiento de partículas y a las transiciones de fase.

Uno de los principales inconvenientes del  $LiAlO_2$  es su tendencia a disolverse en los carbonatos del electrolito, formando así fases secundarias como  $LiAl_5O_8$ , las cuales poseen una menor porosidad y reducen la capacidad de retención del electrolito, afectando así el transporte iónico. En condiciones de trabajo de una celda MCFC, existe una mayor disolución con el aumento de la temperatura y la disminución de la presión parcial del  $CO_2$  [25].

Respecto al crecimiento de partículas, esto se provoca debido a que el  $LiAlO_2$  tiende a sufrir sinterización y crecimiento de grano. Esto reduce la superficie activa y modifica la distribución de los poros en la matriz, lo que afecta a la acción capilar y a la retención del electrolito. Es por esto por lo que resulta conveniente controlar cuidadosamente la temperatura de operación y el perfil térmico durante el arranque [49].

### 2.6.3 Deposición de carbono

Al utilizar hidrocarburos como combustible existe el riesgo de formación y deposición de carbono, especialmente en el ánodo, producto del níquel que tiene una alta actividad catalítica hacia la deposición de carbono [51].

La principal consecuencia es la pérdida de sitios electroquímicamente activos y, en última instancia, un rendimiento reducido. Además, se ha informado que el crecimiento de filamentos unidos a los cristales del ánodo puede modificar la microestructura del ánodo, reduciendo drásticamente su durabilidad. El bloqueo de los pasajes de gas por la acumulación de carbono en el ánodo es otra consecuencia evidente [49].

Las reacciones responsables de esta deposición de carbono en presencia de metano son la reacción de Boudouard (2.14), la descomposición del metano (2.15) y la gasificación del carbono (2.16) [51].



La primera consideración es que el aumento de la presión de operación favorece la formación de carbono, de acuerdo con las ecuaciones (2.15) y (2.16). Una recomendación es operar a presiones cercanas a 0.1MPa para evitar este fenómeno [8].

Por otro lado, agentes gasificadores como el agua pueden eliminar el carbono de la superficie del catalizador (reacción inversa a 2.17). Considerando una reforma de metano con vapor a 600°C, el valor  $r_{SC}$  por debajo del cual comienza la formación de carbono es  $r_{SC}=1.5$  [50]. Una alta relación vapor-carbono puede suprimir la formación de carbono, sin embargo, un excesivo contenido de agua en la entrada del ánodo reduce la potencia de salida de la celda (ecuación 3.11).

Si bien la deposición de carbono puede evitarse a través de un diseño y operación adecuados del sistema, también hay interés en definir materiales novedosos que la prevengan. En particular, se pueden usar aditivos en el ánodo para reducir la deposición de carbono.

Un desarrollo significativo en este sentido es la mezcla de óxidos cerámicos con el níquel. Al ser menos susceptibles a la deposición de carbono, los óxidos cerámicos (como el lantano, cerio, zirconio y samario) ofrecen la perspectiva de ser alimentados con metano seco, como es el caso de las celdas SOFC. Además, los ánodos basados en cerámica o recubiertos de cerámica mejoran notablemente la tolerancia al azufre, además de ser morfológicamente estables durante la operación de la celda y aumentar la humectación del electrolito [51].

### 3 Modelado

En contraste al ciclo “integrado” analizado en el ítem 2.5, a continuación, se propondrá y analizará una configuración “no integrada” de la celda de combustible en un ciclo térmico. Esto con el objetivo analizar la viabilidad de la celda de combustible para aplicaciones de modernización de plantas existentes. Sin embargo, para obtener la eficiencia eléctrica de este ciclo es necesario definir las distintas ecuaciones que modelan la electroquímica de la celda.

#### 3.1 Termodinámica de la celda

Las celdas MCFC transforman la energía contenida en el combustible directamente en electricidad. Esta energía puede cuantificarse mediante la Energía Interna (U), la cual está asociada al movimiento de las partículas, las interacciones químicas y las fuerzas internas a nivel microscópico.

En primer lugar, la Ley de Conservación de la Energía, establece que la energía no se crea ni se destruye, sino que se transfiere entre el sistema y su entorno:

$$dU_{total} = dU_{sistema} - dU_{entorno} = 0 \quad (3.1)$$

Según la primera ley de la termodinámica, solo existen dos formas en las que el sistema puede transferir energía a su entorno, en forma de Calor (Q) o en forma de Trabajo (W):

$$dU = dQ - dW \quad (3.2)$$

Esta ecuación nos indica que, en una celda de combustible, no toda la energía interna contenida en el hidrogeno se convierte en trabajo eléctrico, sino que una fracción de esta se convierte en calor como subproducto de las reacciones electroquímicas que ocurren en el proceso.

De la 2da ley de la termodinámica obtenemos el termino de entropía (S). Este se refiere al grado de desorden o dispersión de las partículas de un sistema, o, dicho de otra forma, el número de posibles microestados de un sistema.

Esta se puede definir como la magnitud que mide la cantidad de energía interna que no puede utilizarse para realizar un trabajo, o bien, el grado de irreversibilidad alcanzado después de finalizar un proceso que implique transformación de energía.

La entropía en un sistema aislado se expresa:

$$S = k * \log(\Omega) \quad (3.3)$$

La energía interna, definida anteriormente, es uno de los cuatro potenciales termodinámicos, que se utilizan para describir el comportamiento de un sistema en equilibrio termodinámico y predecir cómo responde a cambios en sus condiciones. Además de la energía interna, existen tres otros potenciales: la entalpía (H), la energía libre de Helmholtz (F) y la energía libre de Gibbs (G).

La cantidad de energía contenida en un combustible que es transformada directamente a electricidad depende de la entalpía de reacción del combustible utilizado.

La reacción global de formación de agua es la misma que la reacción de combustión del hidrogeno, y, por ende, se trata de una formación fuertemente exotérmica, lo que significa que se libera energía en el proceso.



La entalpia de una reacción química es la diferencia entre los calores de formación de los productos y los reactivos, como lo expresa la siguiente ecuación:

$$\Delta H = (H_f)_{H_2O} - (H_f)_{H_2} - \frac{1}{2}(H_f)_{O_2} \quad (3.5)$$

El cambio de entalpia asociado a la reacción de combustión del hidrogeno se denomina Poder Calorífico del Hidrogeno o HHV (Hidrogen's Heating Vale) y este representa la máxima cantidad de energía que se puede extraer de la combustión de 1 mol de hidrogeno. Además, dependiendo de las condiciones en las que se da esta reacción se podría hablar de Poder Calorífico Superior o Inferior del hidrogeno.

El Poder Calorífico Superior (HHV) tiene un valor aproximado de  $-286 \text{ kJ/mol}$ , mientras que el Inferior (LHV) es de aproximadamente  $-241 \text{ kJ/mol}$ . Cabe destacar que el signo negativo significa que la reacción libera energía. Además, la diferencia entre HHV y LHV se denomina calor de evaporación del agua ( $45 \text{ kJ/mol}$  a  $25^\circ\text{C}$ ).

Similar a la ecuación de Entalpia, la diferencia de entropía  $\Delta S$  entre los productos y los reactantes en una reacción química puede expresarse de la siguiente forma:

$$\Delta S = (S_f)_{H_2O} - (S_f)_{H_2} - \frac{1}{2}(S_f)_{O_2} \quad (3.6)$$

En la tabla XX se muestran los valores de entalpia y entropía de los productos y reactivos presentes en la reacción de una celda MCFC:

Tabla 6: Entalpia y entropía de productos presentes en la celda [27]

	$H_f \text{ (kJ/mol)}$	$S_f \text{ (kJ/mol)}$
Hidrógeno $H_2$	0	0.13066
Oxígeno $O_2$	0	0.20517
Agua líquida $H_2O$ (HHV)	-286.02	0.06996
Agua líquida $H_2O$ (LHV)	-241.98	0.18884

En toda reacción química se produce una cantidad de entropía, por lo que no todo el poder calorífico del hidrogeno puede ser transformado en electricidad. La porción de energía que se puede transformar en energía eléctrica se determina mediante la ecuación de la Energía Libre de Gibbs.

La energía libre de Gibbs cuantifica el trabajo máximo que un sistema genera a temperatura y presión constantes, teniendo en cuenta las pérdidas energéticas asociadas a la entropía del sistema. La variación de la energía libre de Gibbs se define como la variación de la entalpía  $\Delta H$  menos la energía convertida en calor debido a la variación de entropía  $\Delta S$ . Esta solo depende de las propiedades termodinámicas de las especies químicas implicadas [17].

$$\Delta G = \Delta H - T\Delta S \quad (3.7)$$

Además de determinar la cantidad de trabajo útil que se puede extraer de una reacción la energía de Gibbs permite determinar la espontaneidad de dicha reacción, bajo condiciones de temperatura y presión constantes. Cuando  $\Delta G < 0$ , la reacción es térmicamente espontánea, es decir, ocurre sin la necesidad de aporte externo de energía. En el caso que  $\Delta G > 0$  se debe invertir energía en el proceso para que ocurra la reacción. Si  $\Delta G = 0$  significa que existe un equilibrio químico y por lo tanto no se produce trabajo útil.

Considerando las expresiones para la variación de entalpía (3.5) y entropía (3.6) definidas anteriormente, y reemplazando en (3.7), considerando los valores tabulados de la Tabla 6, se obtiene la siguiente ecuación:

$$\Delta G = \left[ (H_f)_{H_2O} - (H_f)_{H_2} - \frac{1}{2}(H_f)_{O_2} \right] - T * \left[ (S_f)_{H_2O} - (S_f)_{H_2} - \frac{1}{2}(S_f)_{O_2} \right] \quad (3.8)$$

$$\Delta G = 242000 - 45.8 * T \quad (3.9)$$

### 3.2 Voltaje de la celda

La celda de combustible convierte la energía interna del combustible en trabajo eléctrico, y para determinar su potencial eléctrico es esencial considerar la ecuación de Nernst (3.10), la cual entrega el potencial eléctrico de un proceso electroquímico ideal:

$$V = \left| \frac{\Delta G}{nF} \right| \quad (3.10)$$

Donde  $n$  corresponde al número de moles de electrones transferidos en la reacción y  $F$  corresponde a la constante de Faraday ( $F=96487 \text{ C/mol}$ ).

Al desarrollar esta ecuación se obtiene que el potencial eléctrico de la celda es de 1,2V. Esto bajo la suposición de un proceso ideal e reversible, sin pérdidas de energía y que ocurre bajo condiciones estándar, donde la temperatura es de 25°C, la presión de 1 atm y las concentraciones de los reactivos y productos son igual a 1 mol/L. [25].

Para una celda MCFC, la cual opera bajo condiciones distintas al estándar, se utiliza una versión adaptada de la ecuación de Nernst (3.11) para calcular su potencial teórico. Esta incluye la temperatura de operación de la celda y las presiones parciales de los reactivos y productos en estado gaseoso involucrados en la reacción electroquímica, lo que permite estimar con mayor precisión el voltaje generado bajo condiciones reales de funcionamiento. [25].

$$V = \left| \frac{\Delta G}{nF} \right| + \frac{RT_{MCFC}}{nF} \left( \frac{P_{H_2,an} \cdot \sqrt{P_{O_2,cat}} \cdot P_{CO_2,cat}}{P_{H_2O,an} + P_{CO_2,an}} \right) \quad (3.11)$$

Donde, R corresponde a la constante de los gases ( $8.314 \text{ J/mol} \cdot \text{K}$ ) y  $P_i$  representa las presiones parciales de los distintos gases involucrados en la reacción electroquímica.

La ecuación de Nernst permite calcular el potencial eléctrico teórico de una MCFC bajo condiciones de operación reales. Sin embargo, en la práctica la tensión real de la celda difiere de esta debido a pérdidas de tensión causadas por procesos irreversibles [16]

Para entender las pérdidas de tensión en una celda de combustible resulta crucial definir dos conceptos claves a la hora de entender el funcionamiento de una celda de combustible: la Densidad de Corriente  $i_c$ . y la Curva de Polarización.

La densidad de corriente corresponde a una magnitud eléctrica que cuantifica cuanta corriente eléctrica fluye a través de una unidad de área perpendicular a la dirección del flujo [22]. Esta se mide en amperios por metro cuadrado ( $A/m^2$ ) y para un stack constituido por  $N$  celdas de combustible conectadas en serie se expresa como:

$$i_c = \frac{z \cdot n_e \cdot F}{N \cdot A} \quad (3.12)$$

Donde  $n_e$  corresponde al número de electrones libreados por mol de hidrogeno en la reacción, mientras que  $A$  se refiere al área activa ( $m^2$ ) disponible para la reacción.

El área activa de la celda está fuertemente relacionada con los costos y la eficiencia de esta, siendo la eficiencia y el voltaje de la celda MCFC más altos a densidades de corrientes más bajas [17].

Por otro lado, la Curva de Polarización corresponde a una representación gráfica de la relación entre el potencial eléctrico de un sistema electroquímico y la corriente que circula a través de él. La figura 10 muestra la Curva de Polarización de una celda tipo PEM, la cual muestra el comportamiento de dicha celda operando a presión atmosférica. Cabe destacar que estas curvas difieren dependiendo el tipo de celda, sin embargo, todas mantienen un patrón similar.

La curva se divide en tres regiones:

**Región I:** La brusca caída de tensión en esta zona está relacionada con la barrera energética que debe superarse para iniciar una reacción química entre los reactivos. La lentitud de la cinética de los electrodos es producto de una serie de complejas reacciones superficiales multietapa, de las cuales cada una tiene su propia energía de activación. Cabe destacar que este comportamiento se resalta mases típico en celdas que operan a bajas temperaturas.

**Región II:** En esta zona la caída de tensión es producto de la resistencia al flujo de electrones a través del material de los electrodos, así como la resistencia al flujo de iones a través del electrolito. Esta caída de tensión es esencialmente proporcional a la densidad de corriente, por lo que se denominan pérdidas óhmicas.

**Región III:** La caída brusca de la tensión en esta zona se debe a las limitaciones de suministro de reactivos. Esto se refiere a que los reactivos se consumen a velocidades mayores de las que pueden suministrar, mientras que el producto se acumula a una velocidad mayor de la que se puede eliminar. Como consecuencia se genera un gradiente de concentración que es el que controla el proceso de transporte de masa. En última instancia, estos efectos inhiben la reacción por completo y la tensión de la celda cae a cero.

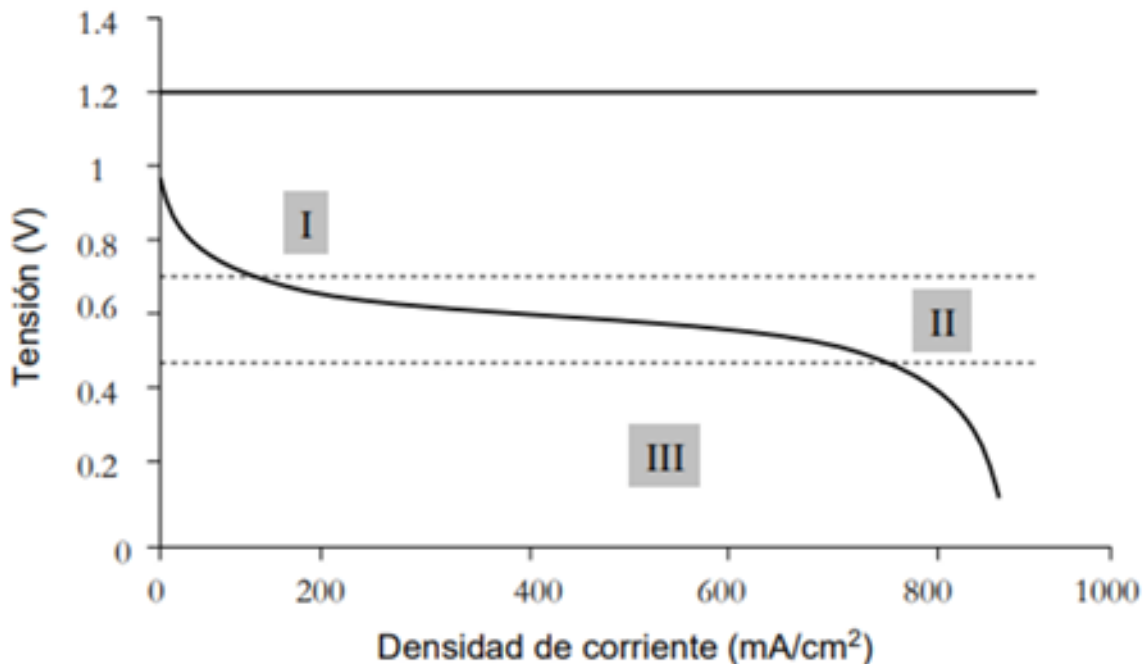


Figura 10: Curva de polarización de una celda tipo PEM [6].

Si bien las celdas MCFC siguen el mismo comportamiento electroquímico que otras tecnologías, su operación a alta temperatura y la elevada conductividad de su electrolito iónico hacen que sus curvas de polarización tiendan a ser más lineales. En la figura 11 se muestra la curva de polarización obtenida en [23].

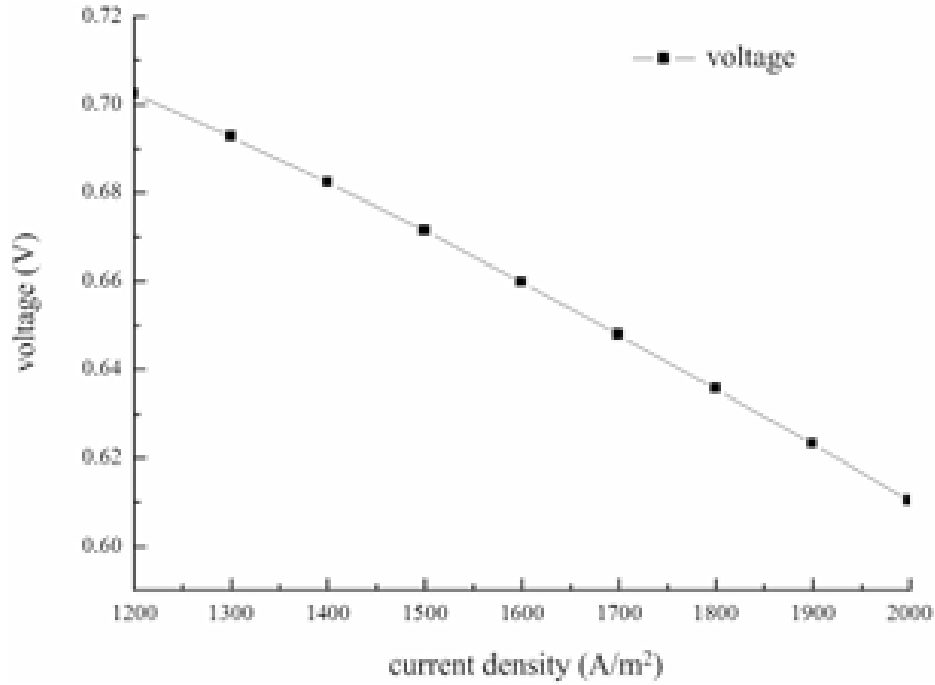


Figura 11: Curva de polarización de MCFC obtenida por [23]

Para obtener la tensión real de la celda es necesario considerar las pérdidas irreversibles que se producen durante su funcionamiento. Tomando esto, la expresión del voltaje real de la celda queda de la siguiente forma:

$$V_{cell} = V - (U_{cat} + U_{an} + U_{ohm})i_c \quad (3.13)$$

En esta ecuación se consideran las pérdidas de voltaje asociadas a los fenómenos de polarización irreversibles: activación, concentración y pérdidas óhmicas. Las pérdidas por activación y concentración ocurren en los electrodos y se agrupan en los términos  $U_{cat}$  y  $U_{an}$  ya que corresponden a procesos electroquímicos en el cátodo y el ánodo, respectivamente.

Por otro lado, las pérdidas óhmicas, representadas por  $U_{ohm}$  incluyen todas las resistencias eléctricas del sistema, tanto en el electrolito como en los electrodos, pero desde el punto de vista de su conductividad eléctrica. Como se mencionó anteriormente, estas pérdidas aumentan con la densidad de corriente afectando directamente la tensión real de la celda.

Estas pérdidas se expresan mediante las siguientes ecuaciones:

$$R_{an} = 2.2710^{-9} \cdot \exp\left(\frac{E_{act,an}}{RT}\right) P_{H_2}^{-0.42} \cdot P_{CO_2}^{-0.17} \cdot P_{H_2O}^{-1.0} \quad (3.14)$$

$$R_{ca} = 7.50510^{-10} \cdot \exp\left(\frac{E_{act,ca}}{RT}\right) \cdot P_{O_2}^{-0.43} \cdot P_{CO_2}^{-0.09} \quad (3.15)$$

$$R_{ohm} = 0.510^{-4} \cdot \exp \left[ 3016 \left( \frac{1}{T} - \frac{1}{923} \right) \right] \quad (3.16)$$

Donde  $E_{act,an} = 53.5$  (kJ/mol) y  $E_{act,ca} = 77.229$  (kJ/mol), corresponden a la energía de activación de la reacción electroquímica que ocurre en el ánodo y en el cátodo respectivamente.

En condiciones reales de operación, las celdas de carbonato fundido presentan un voltaje típico de operación que oscila entre 0,6 y 0,9 V por celda, valor que depende principalmente de parámetros como la densidad de corriente, la temperatura de funcionamiento y la composición de los gases de entrada [28].

### 3.3 Potencia de la celda

La potencia de salida de la celda MCFC se puede calcular como el producto entre el voltaje real de la celda, el área activa y la densidad de corriente (3.17). Mientras que la potencia neta depende de la eficiencia  $\alpha_{DC-AC}$  asociada al inversor, el cual convierte la corriente continua (DC) entregada por la celda en energía alterna (AC) para ser utilizada en aplicaciones convencionales (3.18).

$$W_{MCFC} = A \cdot i_c \cdot V_{cell} \quad (3.17)$$

$$W_{MCFC,n} = \alpha_{DC-AC} \cdot W_{MCFC} \quad (3.18)$$

Obtener la potencia de salida neta no solo permite cuantificar la energía eléctrica útil que se obtiene del proceso, sino que también nos permite calcular la eficiencia térmica de la celda al considerar el producto entre el flujo masico  $\dot{m}$  del combustible que entra a la celda y su respectivo poder calorífico inferior  $LHV_f$ :

$$\eta_{MCFC} = \frac{W_{MCFC,net}}{\dot{m}_{MCFC} \cdot LHV_{f,MCFC}} \quad (3.19)$$

### 3.4 Caso base

La planta utilizada como referencia corresponde a un ciclo combinado extraído del documento [33], con una potencia neta de salida de 829,9MW, una eficiencia energética de 58,3% y emisiones de 351.8 kg<sub>CO2</sub>/MWh. El diagrama de flujo del NGCC se muestra en la figura 12, mientras que en la tabla 7 se muestra el desempeño operativo obtenido por la planta.

El sistema está compuesto por dos turbinas a gas clase F alimentadas con gas natural, cuyos gases de escape son dirigidos hacia sus respectivos generadores de vapor (HRSG) para recuperar energía térmica. El vapor generado alimenta una turbina de vapor, lo que permite una generación adicional de energía. Finalmente, los gases residuales se liberan a la atmósfera, sin una sección de captura previa.

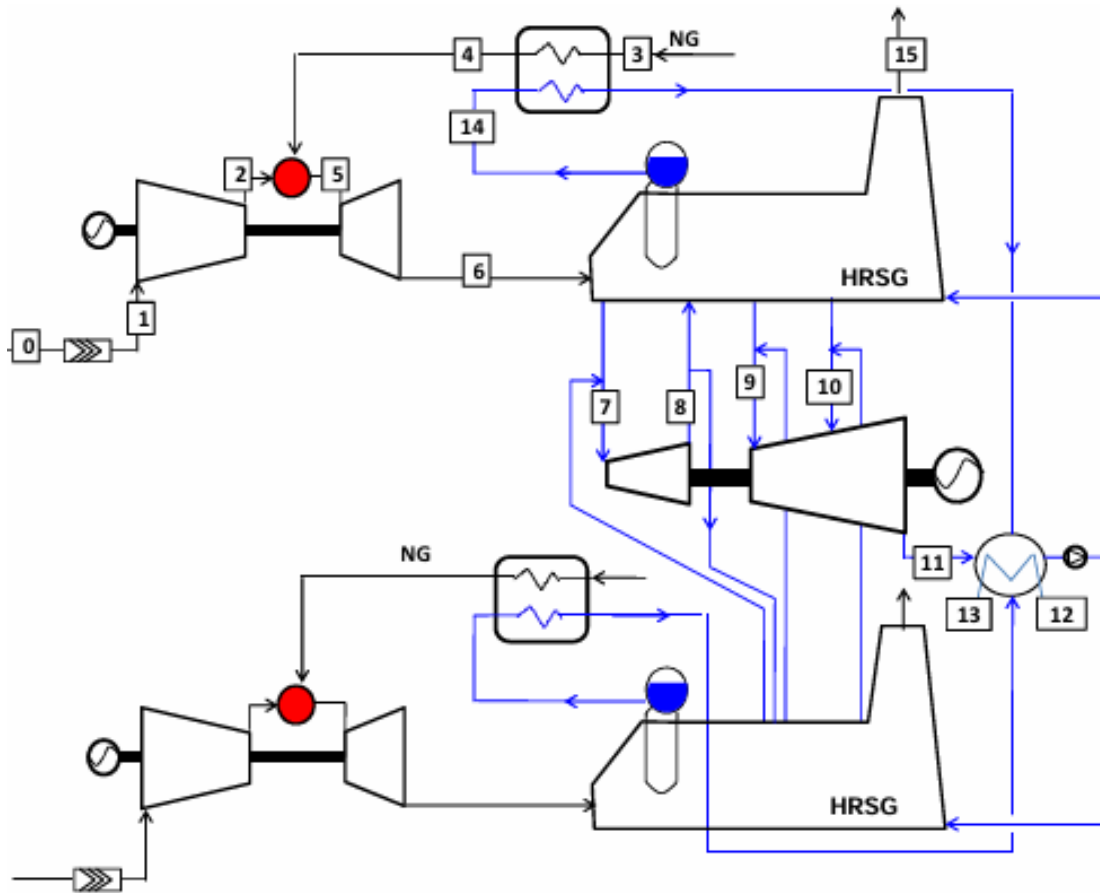


Figura 12: Diagrama de flujo del NGCC de referencia [33]

Tabla 7: Rendimiento operativo de la planta de referencia [33]

Turbina a gas ( $MW_e$ )	272.1 (x2)
Turbina a vapor ( $MW_e$ )	292.8
Potencia neta de salida ( $MW_e$ )	829.9
Flujo de combustible ( $kg/s$ )	30.6
Potencia de entrada LHV (MW)	1422.6
Eficiencia eléctrica (%)	58.3
Emisión específica ( $kg_{CO_2}/MWh$ )	351.8

Otro punto a considerar es la caracterización de los gases de escape del ciclo térmico. En la Tabla 8 se presentan las condiciones de salida de estos gases, junto con su composición molar. Este aspecto resulta especialmente relevante en la integración de celdas de combustible MCFC, ya que la concentración de componentes como el  $CO_2$  influye directamente en el rendimiento y eficiencia de esta tecnología.

Tabla 8: Características de los gases de salida del NGCC de referencia [33]

T (°C)	P (MPa)	M(kg/s)	Fracción molar (%)					
			Ar %	N <sub>2</sub> %	O <sub>2</sub> %	CO <sub>2</sub> %	H <sub>2</sub> O%	NO <sub>x</sub> %
86.8	0.1	1330.4	0.89	74.38	12.39	3.96	8.38	0.0014

### 3.5 Solución retrofit propuesta

La planta retrofit propuesta se basa en el ciclo NGCC base con una celda de combustible MCFC con reformado interno incorporada aguas abajo de los HRSG, con el objetivo de concentrar y capturar el CO<sub>2</sub> proveniente del ciclo original.

Los gases de escape del NGCC se dirigen al cátodo de la celda MCFC. Estos gases se precalientan mediante un intercambiador de calor que utiliza el calor contenido en los gases de salida del mismo cátodo, los cuales son posteriormente liberados a la atmosfera.

Por otro lado, la celda se alimenta con gas natural, el cual primero es desulfurado en la unidad de desulfuración (DU). Para esto se considerará un filtro de carbón activado impregnado con compuestos metálicos, ya que estos no requieren un precalentamiento del combustible.

Una vez desulfurado, el combustible se mezcla con agua a temperatura ambiente hasta alcanzar una relación vapor-carbono optima. Luego, esta mezcla es calentada mediante un intercambiador de calor que utiliza los gases a la salida de la cámara de oxicomustión.

La corriente de salida del ánodo es dirigida a la cámara de oxicomustión para la eliminación de partículas residuales de combustible. Esta cámara es alimentada por una unidad de separación de aire criogénica, cuyo consumo es de 300 KWh/T<sub>CO<sub>2</sub></sub>.

A la salida del reactor de oxicomustión los gases, los cuales contienen CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O, son enfriados a través de un intercambiador de calor. Una vez enfriados, el agua contenida en los gases es condensada y el CO<sub>2</sub> es comprimido para su almacenamiento.

Se ha comprobado que la recirculación de gases tiene un impacto positivo en la generación de energía, sin embargo, se ha decidido no aplicarlo. Esto para ser consistente con la idea de no alterar el ciclo original de la planta.

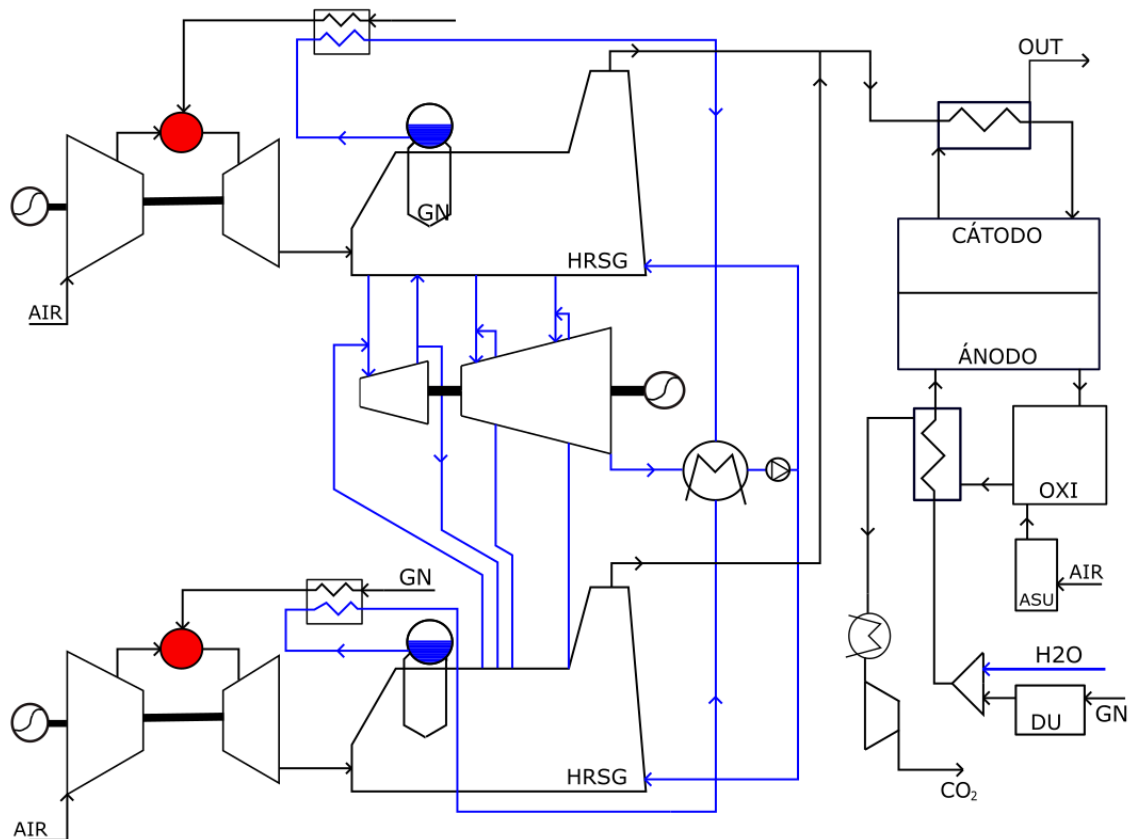


Figura 13: Esquema de la solución propuesta

### 3.6 Modelo Aspen

El modelo implementado en Aspen se muestra en la figura 14. Este se basa principalmente en bloques reactores donde se llevan a cabo las reacciones que ocurren en el ánodo, el cátodo y el reformador de la celda, el conjunto de estos representa el stack MCFC cuya operación se lleva a cabo a 650°C. Además, se modelan los intercambiadores de calor y el reactor donde se lleva a cabo la combustión con oxígeno puro.

Una de las ventajas de Aspen Plus es la posibilidad de definir directamente el factor de utilización de un compuesto específico, lo que permite simular de forma controlada el consumo de reactivos clave como el  $H_2$  y el  $CO_2$ .

La presión de funcionamiento se fijó en 0.1 MPa a lo largo de todo el sistema, ya que a esta presión se reduce la influencia de reacciones secundarias no deseadas como la reacción de Boudouard, lo que permite mejorar la vida útil de la célula [8].

La corriente de gases provenientes del NGCC entra al sistema por la corriente 1 a 86.8°C. Antes de entrar al cátodo, estos elevan su temperatura hasta 570°C mediante un intercambiador de calor "INT1" que utiliza el calor contenido de los gases a la salida del mismo cátodo.

En el cátodo, el factor de utilización  $U_{CO_2}$  se ha fijado en 75%, esto para mantener la concentración de  $CO_2$  mínima de 1% requerida a la salida del cátodo. La reacción que se lleva a cabo se expresa como:



A diferencia de la ecuación 2.2 presentada en el ítem 2.1, esta ecuación no incluye los electrones generados en el cátodo, ya que Aspen Plus no permite integrar reacciones electroquímicas que involucren electrones ni especies cargadas. No obstante, fue posible incorporar el ion  $CO_3^{2-}$  como un componente inerte dentro del entorno de simulación.

A la salida del cátodo se encuentra el bloque “S”, cuya única función es separar el compuesto  $CO_3^{2-}$  del resto de la corriente de gases para luego ser enviado hacia el ánodo. Las corrientes “A” y “B” corresponden al traspaso iónico que ocurre a través del electrolito, es por esto por lo que no se considerarán en los resultados.

Por otro lado, la corriente de gases se libera a la atmosfera luego de ser enfriada a 156°C en el intercambiador de calor “INT1”.

Para el gas natural se asume una composición del 100% de metano ( $CH_4$ ). El metano entra al sistema por la corriente 5 a temperatura ambiente (25°C) y un caudal de 6 kg/s. Este se combina con el agua proveniente de la corriente 6, la cual se ha ajustado de modo de alcanzar la relación  $r_{sc}$  igual a 3.5.

Previo al bloque de reformado, la mezcla de agua y metano se calienta hasta los 450°C gracias a la recuperación de calor de los gases del proceso de oxidación. En el bloque de reformado se llevan a cabo las reacciones de reformado con vapor de agua (3.21) y wáter-gas-shift (3.22).



Para estas se ha fijado un factor de conversión del  $CH_4$  y  $CO$  igual al 90%. Esta alta eficiencia de reformado es posible gracias a la adopción de un reformado interno a la temperatura de operación de la celda [9].

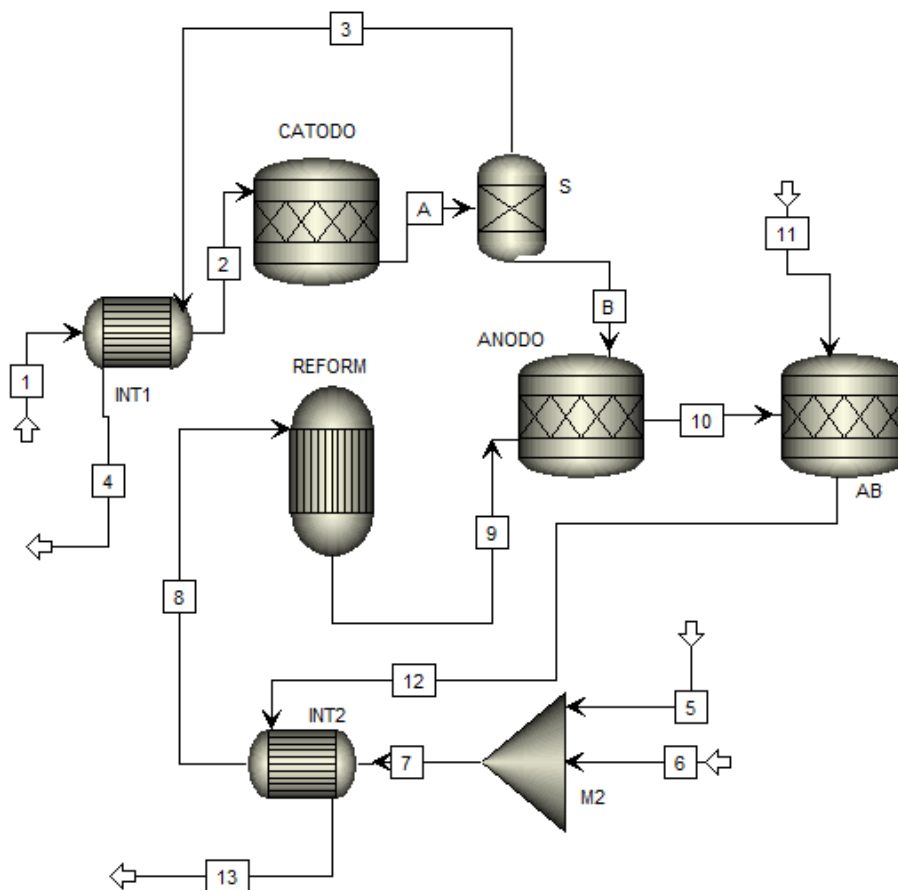


Figura 14: Modelo de MCFC desarrollado en Aspen Plus.

Las moléculas de  $H_2$  obtenidas del reformado reaccionan con los iones  $CO_3^{2-}$  provenientes del cátodo, como se observa en la ecuación 3.23. Se ha fijado un factor  $U_f$  igual al 85%.



A la salida del ánodo se encuentra el reactor de oxidación, donde se eliminan las partículas de  $H_2$ ,  $CO$  y  $CH_4$  mediante las ecuaciones (3.24), (3.25) y (3.26) respectivamente. Esta corriente es enfriada en el intercambiador "INT2" para luego dirigirse a la etapa de compresión y almacenamiento de carbono.



Tanto la unidad de separación de aire, como la etapa de compresión del  $CO_2$  no han sido modeladas en Aspen, sin embargo, sus consumos energéticos si serán considerados en el siguiente ítem para el cálculo de la eficiencia de la planta.

### 3.7 Resultados

En la tabla 9 se muestran las principales características de los distintos flujos obtenidos de la simulación realizada en Aspen plus.

Tabla 9: Flujos obtenidos de la simulación en Aspen plus

N°	T° (°C)	P (MPa)	M (kg/s)	Fracción molar (%)						
				$CH_4$	$H_2O$	$CO$	$CO_2$	$H_2$	$N_2$	$O_2$
1	86.8	0.1	1330.4	0	0.084	0	0.04	0	0.753	0.123
2	570	0.1	1330.4	0	0.084	0	0.04	0	0.753	0.123
3	650	0.1	1245.78	0	0.088	0	0.010	0	0.789	0.113
4	143	0.1	1245.78	0	0.088	0	0.010	0	0.789	0.113
5	25	0.1	6	1	0	0	0	0	0	0
6	25	0.1	23.58	0	1	0	0	0	0	0
7	25	0.1	29.58	0.222	0.778	0	0	0	0	0
8	450	0.1	29.58	0.222	0.778	0	0	0	0	0
9	650	0.1	29.58	0.016	0.284	0.014	0.129	0.557	0	0
10	650	0.1	114.20	0.010	0.474	0.009	0.377	0.052	0	0
11	30	0.1	13.76	0	0	0	0	0	0	1
12	650	0.1	127.96	0	0.504	0	0.365	0	0	0.059
13	83	0.1	127.96	0	0.504	0	0.365	0	0	0.059

Tanto para el cálculo del voltaje como el de la potencia de la celda es necesario considerar una serie de supuestos. Estos se muestran en la tabla 10.

Tabla 10: Parámetros asumidos en el cálculo del voltaje y potencia

Parámetro	Valor asumido
T° operación MCFC (°C)	650
Presión de operación del sistema (MPa)	0.1
Área activa MCFC ( $m^2$ )	89890
Intensidad de corriente MCFC ( $A/m^2$ )	1500
Eficiencia AC-DC (%)	94
Flujo de combustible (kg/s)	6
LHV gas natural (MJ/kg)	46,50

Considerando las fracciones molares obtenidas de la simulación y las fórmulas (3.9) y (3.11) es posible obtener el potencial eléctrico de la celda. Luego, considerando las pérdidas en los electrodos  $R_{an}$ ,  $R_{ca}$  y  $R_{ohm}$  es posible calcular el voltaje real de la celda mediante la ecuación (3.13). Los resultados del voltaje de la celda se muestran en la tabla 11.

Tabla 11: Potencial eléctrico, perdidas de voltaje y voltaje real de la celda

Voltaje	Valor
Potencial eléctrico (V)	0.995
Perdidas de tensión	
$U_{cat}$ (V)	$2.769 \cdot 10^{-7}$
$U_{an}$ (V)	$1.733 \cdot 10^{-7}$
$U_{ohm}$ (V)	$4.997 \cdot 10^{-7}$
Voltaje real (V)	0.893

Una vez obtenido el voltaje real de la celda, junto a la eficiencia  $\alpha_{AC\_DC}$  es posible obtener la potencia eléctrica neta de salida (3.18) y la eficiencia eléctrica de la celda (3.19). Los resultados de los cálculos de potencia y eficiencia de la celda MCFC se muestran en la tabla 12.

Tabla 12: Potencia y eficiencia obtenida de la celda

Potencia	Valor
Potencia bruta (MW)	123.73
Potencia eléctrica neta (MW)	116.31
Eficiencia (%)	41.7

A la potencia de la celda se le debe restar el consumo relacionado al ASU y a la compresión de  $CO_2$ . Para la ASU se considera un consumo de  $300 \text{ kWh}/T_{CO_2}$ . El requisito de  $O_2$  en el proceso de oxidación se estimó de  $13,76 \text{ kg/s}$ , lo que significa un consumo de  $14.8 \text{ MW}_e$ .

El requerimiento total de electricidad para la compresión de  $CO_2$  de 0.1 MPa a 11.0 MPa se estima en  $0.34 \text{ MJ/kgCO}_2$  en base húmeda [33]. El flujo de  $CO_2$  a la salida de la oxidación es de  $65.57 \text{ kg/s}$ , lo que se traduce en un consumo de  $22.29 \text{ MW}_e$ .

Por otro lado, para el cálculo de la emisión específica de la solución propuesta se utiliza una relación entre el flujo masico de  $CO_2$  a la salida del cátodo ( $20.69 \text{ kg/s}$ ) y la potencia neta total generada por la planta.

La comparación entre resultados obtenidos del NGCC original y el ciclo NGCC-MCFC propuesto se muestran en la tabla 13.

Tabla 13: Comparación de resultados obtenidos entre NGCC y NGCC-MCFC

	NGCC	NGCC-MCFC
Potencia neta NGCC ( $MW_e$ )	829.9	829.9
Potencia neta MCFC ( $MW_e$ )	-	116.31
Consumo ASU ( $MW_e$ )	-	-14.8
Consumo compresión $CO_2$ ( $MW_e$ )	-	-22.29
Potencia neta total ( $MW_e$ )	829.9	909.12
Energía del combustible NGCC (MW)	1422,6	1422,6
Energía del combustible MCFC (MW)	-	279
Eficiencia eléctrica del ciclo (%)	58.3	53.4
Emisión específica ( $kg_{CO_2}/MWh_e$ )	351.8	81.91
CCR (%)	-	79.2
SPECCA ( $MJ/kg_{CO_2}$ )	-	2.10

A modo de comparación, en la tabla 14 se muestran los resultados de la integración de distintas tecnologías CCS en el ciclo NGCC base.

Las tecnologías de captura de carbono consideradas se basan en distintos principios. MEA y PZ emplean absorción química mediante soluciones acuosas de monoetanolamina y piperazina respectivamente, que reaccionan con el  $CO_2$  contenido en los gases de combustión. Las membranas utilizan materiales selectivos que permiten la difusión preferencial del  $CO_2$ , logrando su separación del resto de componentes. Por su parte, SSD (Supersonic flow-driven  $CO_2$  anti-sublimation and inertial separation) se fundamenta en la aceleración supersónica y expansión del gas, provocando la anti-sublimación del  $CO_2$  en forma de partículas sólidas, que posteriormente se separan por inercia.

Adicional a las tecnologías CCS mencionadas, se agrega a la comparación la mencionada configuración “integrada”, donde la celda de combustible MCFC se ubica entre la turbina a gas y el generador de vapor. Los resultados expuestos en la tabla 14 fueron extraídos de [33] y [29], estudios que utilizan el mismo ciclo combinado de referencia expuesto en el ítem 3.4.

Tabla 14: Comparación de la MCFC con distintas tecnologías CCS

CCS	Potencia neta ( $MW_e$ )	Eficiencia (%)	Emisiones ( $kg_{CO_2}/MWh_e$ )	CCR (%)	SPECCA ( $MJ/kg_{CO_2}$ )
Planta base	829.9	58.3	351.8	-	-
MEA	709.7	49.9	36	88.8	3.34
PZ	729.9	51.3	41.3	88.3	2.73
Membrana	727.8	48	42.8	87.8	4.33
SSD	627.5	44.1	46.8	86.8	5.22
MCFC	938.4	57.5	72.1	79.5	0.31
integrada					
MCFC propuesta	902.12	53.4	81.91	79.2	2.10

Ambas configuraciones que incorporan celdas de combustible de carbonato fundido destacan frente al resto de las tecnologías CCS en cuanto a la eficiencia global del sistema y la potencia neta generada por la planta. Esto se atribuye a la generación de energía adicional de la celda de combustible, la cual, si bien está limitada por los factores de utilización, es una ventaja que el resto de CCS no posee.

En este contexto, el solvente químico piperazina presenta la eficiencia más alta entre las tecnologías CCS convencionales. Aun así, la configuración retrofit obtuvo una eficiencia superior, con una diferencia de 2 puntos porcentuales, y un consumo energético asociado a la mitigación de  $CO_2$  30% inferior respecto a PZ.

Sin embargo, ambas configuraciones de celda MCFC presentaron tasas de captura de carbón similares entre ellas e inferiores respecto al resto de tecnologías. Esto se atribuye al bajo valor de  $U_{CO_2}$  producto de la necesidad de mantener una concentración mínima de  $CO_2$  a la salida del cátodo, lo que limita considerablemente el  $CO_2$  que puede ser utilizado en la reacción electroquímica del electrodo. Cabe destacar que la diferencia considerable en la emisión específica entre la configuración NGCC-MCFC “integrada” y “retrofit” se debe a la diferencia en la potencia neta de salida entre ambas configuraciones.

La configuración NGCC-MCFC “integrada” reduce la penalización energética asociada a la captura de  $CO_2$  respecto a la configuración “retrofit”. Esto gracias a que los gases a la salida de la celda se utilizan únicamente en el HRSG, lo que aumenta levemente la potencia del ciclo a vapor. Esto es posible gracias a que los gases que ingresan al ánodo son precalentados mediante una corriente de vapor extraída del ciclo a vapor, mientras que los gases a la entrada del cátodo ya vienen a una temperatura considerable gracias a la combustión en la turbina a gas

Dado que el objetivo de la configuración NGCC-MCFC de tipo “retrofit” es no modificar el ciclo térmico original, el precalentamiento de los gases de entrada a la celda se realiza aprovechando el calor disponible en los gases de escape de la celda. Esta estrategia limita la posibilidad de utilizar dicho calor remanente para la generación adicional de energía. No obstante, la configuración retrofit presentó un desempeño superior en términos de eficiencia en comparación con el resto de las tecnologías de captura evaluadas, incluso considerando las restricciones asociadas a su bajo nivel de desarrollo tecnológico.

## 4 Evaluación Económica

El objetivo de las estimaciones de costos es evaluar la viabilidad económica o competitividad de una tecnología emergente en comparación con una tecnología convencional existente, permitiendo determinar su factibilidad dentro de un contexto técnico y financiero definido [35]

El European Benchmarking Task Force (EBTF), creado por la Comisión Europea para unificar las metodologías de modelado de proyectos con captura de carbono, escogió dos parámetros económicos principales para evaluar la viabilidad de las plantas: el Costo de Electricidad (COE) y el Costos de  $CO_2$  evitado (CCA) [33].

El Costo de Electricidad o COE (Cost of Electricity) representa el costo promedio de generación eléctrica a lo largo de la vida útil de la planta, considerando la inversión inicial, los costos de operación, mantenimiento y combustible. Este parámetro permite comparar distintas tecnologías de generación de energía en términos económicos, expresando el costo por unidad de energía eléctrica neta producida

El “Carbon Cost Avoided” o CCA es la medida más comúnmente reportada en estudios económicos sobre CCS, donde la principal motivación es la mitigación de gases de efecto invernadero. Este indica el costo promedio de evitar una emisión de  $CO_2$  a la atmósfera mientras se proporciona aun una unidad de producto útil (MWe) [34]

Este debe incluir toda la cadena de procesos de CCS; desde el proceso de captura hasta el transporte y almacenamiento del  $CO_2$ , ya que las emisiones a la atmósfera no se evitan hasta que el  $CO_2$  capturado sea almacenado permanentemente [34]

### 4.1 Método

El método BUA (Bottom-Up Approach), o también conocido como “enfoque de abajo hacia arriba), es una metodología de estimación económica que consiste en calcular el costo total de un sistema a partir de la suma detallada de los costos de cada uno de sus componentes individuales.

Este enfoque es utilizado por el Instituto de Energía Eléctrica (EPRI) y por el Laboratorio Nacional del Departamento de Energía de EE. UU (NETL) para realizar estimaciones de costos cuando la planta incluye componentes novedosos que impiden adoptar un enfoque Top-Down. Esto ya este último se basa en referencias históricas y datos empíricos de plantas ya existentes [35]. Para el caso de celdas de combustible no existe una base de datos suficiente debido a que es una tecnología con bajo nivel de madurez.

El primer paso en cualquier análisis de costos BUA es la especificación del diseño de planta junto con los parámetros de rendimiento y operación necesarios para determinar los flujos de masa y energía, esto con el objetivo de estimar el costo de cada uno de los principales

equipos del sistema, también conocido como TEC (Total Equipment Cost). Dicha estimación se realiza mediante una relación de escalamiento (4.1), la cual permite ajustar costos según variaciones de capacidad o tamaño:

$$TEC(M\$) = C_o \left( \frac{S}{S_o} \right)^f \quad (4.1)$$

Donde TEC es el costo estimado del equipo de tamaño S,  $C_o$  es el costo conocido de un equipo base de tamaño  $S_o$  de referencia, y f es el exponente de escala o “factor de escalamiento”.

Debido a la limitada disponibilidad de datos técnicos y económicos desagregados, a la celda MCFC no se le aplicará la relación de escalamiento utilizada para el resto de los equipos. En su lugar, su costo se calculará como el producto entre los costos específicos reportados en la literatura ( $\$/kW$ ) y la potencia eléctrica generada por la celda ( $kW_e$ ).

$$C_{MCFC}(M\$) = C_1 \cdot W_{MCFC.n} \quad (4.2)$$

Además del costo base de los equipos, existen una serie de factores adicionales que deben considerarse para determinar su verdadero costo de implementación en el proyecto. Estos corresponden a los costos de instalación, costos indirectos y costos relacionados a la contingencia del proceso.

Los costos de instalación representan los gastos asociados a la implementación física de los equipos dentro de la planta. Estos incluyen actividades como el montaje mecánico, instalación eléctrica, sistemas de tuberías, soportes estructurales, aislamiento térmico y conexiones auxiliares [10]

Los costos indirectos son aquellos relacionados al desarrollo general del sitio, tales como la adecuación del terreno, edificaciones complementarias, servicios básicos y labores de ingeniería y planificación del proyecto. La suma entre el costo TEC y los costos de instalación se denomina Costo Total Directo de la Planta (TDPC).

Por otro lado, los costos de contingencia corresponden a sumas adicionales recomendadas por organismos como el NETL y EPRI, destinadas a compensar las incertidumbres inherentes al estado de desarrollo tecnológico de un proyecto. Estos costos se ajustan en función del nivel de madurez y experiencia asociada a la tecnología evaluada. La tabla sobre directrices para estimar la contingencia del proceso se muestra en la tabla 15 [36].

Tabla 15: Contingencia del proceso según grado de madurez [36]

Estado de la tecnología	Contingencia del proceso (%)
Nuevo concepto con datos limitados	+40
Concepto con datos de laboratorio	30-70
Datos provenientes de pequeñas plantas piloto	20-35
Módulos a escala real ya operativos	5-20
Tecnología de uso comercial	0-15

Los factores mencionados se calculan como una fracción del TEC, y su magnitud depende de la sección de la planta a la que se apliquen. Tecnologías con menor grado de desarrollo tienden a asociarse a mayores niveles de incertidumbre técnica y económica, lo que justifica una asignación proporcional más elevada.

El Costo Total de Planta (TPC) representa el capital requerido para materializar el proyecto en condiciones de emplazamiento virgen. Este valor se calcula como la suma entre TEC y sus respectivos factores proporcionales.

$$TPC (M\$) = (1 + A) (1 + B) (1 + C) TEC \quad (4.3)$$

En la tabla 16 se muestran los valores de cada coeficiente según la sección que se esté evaluando, donde la "sección de poder" corresponde al ciclo térmico original de la planta y "sección MCFC" corresponde a la celda MCFC junto a los equipos auxiliares integrados en el modelo.

Tabla 16: Coeficientes utilizados en cálculo del TPC

Coeficiente	Sección de poder	Sección MCFC
A (Costos de Instalación)	68%	80%
B (Costos Indirectos)	14%	14%
C (Costos de Contingencia)	15%	70%

Dichos valores son una combinación de la experiencia de los autores y reportes autorizados, como el NETL [36] o la Agencia Internacional de Energía (AIE) [37] y fueron expuestos en [29][7][10][33].

Si bien el TPC refleja el costo base de construcción del sistema, este no representa el desembolso total que enfrenta el proyecto. Durante el período de construcción, la inversión se realiza de forma fraccionada y queda sujeta al efecto del interés sobre el capital comprometido. Para capturar este efecto, se calcula la Inversión Capitalizada (IC), que actualiza todos los costos al año de inicio de operación.

$$IC = TPC (1 + e) \sum_{k=0}^n f_k (1 + a)^{nk} \quad (4.4)$$

Donde  $n$  corresponde a los años de construcción,  $f_k$  corresponde a la fracción del TPC invertida en el año  $k$  de operación,  $a$  es la tasa de interés sobre el capital durante la construcción y  $e$  corresponde a una fracción del TPC destinada a la compra de terrenos. Para efectos de este informe se asumirá que el área original de la planta de energía es lo suficientemente grande para instalar una nueva sección de captura de  $CO_2$  ( $e = 0$ ).

Una vez determinada la inversión capitalizada, se recurre a un factor de descuento financiero con el fin de expresar dicha inversión como un valor anual equivalente. Este factor, representado por  $r$ , permite anualizar la inversión inicial en función de la vida útil de la planta  $i$  y una tasa de descuento  $d$  determinada, incorporando así el efecto del valor temporal del dinero.

$$r = \sum_{i=1}^{Op} \left( \frac{1}{1+d} \right)^i \quad (4.5)$$

El costo de capital anual  $C_{inv}$  correspondiente a la inversión de la planta, se obtiene dividiendo la inversión capitalizada por el factor de descuento financiero. Esto con el objetivo de expresar dicha inversión como un componente anual dentro del análisis económico.

$$C_{inv}(M\$/año) = \frac{IC}{r} \quad (4.6)$$

Este costo de capital se combina con estimaciones de costos anuales relacionados con la operación y mantenimiento  $C_{O\&M}$  del sistema para obtener el costo anualizado total de la planta.

Dichos costos comprenden los gastos de operación y mantenimiento (O&M), tanto fijos como variables. Los costos de operación y mantención fijos  $C_{O\&M,F}$  son aquellos que se mantienen constantes a lo largo de la operación de la planta, independiente de la cantidad de energía eléctrica generada. Estos incluyen el costo de la mano de obra  $C_{lab}$  y los costos relacionados al mantenimiento de la planta  $C_{mant}$ . Adicionalmente, se aplica un Costo  $C_{Ins}$  que incorpora seguros, riesgos y otros costos asociados a la operación continua del proyecto.

$$C_{O\&M,F}(M\$/año) = C_{lab} * W_n + C_{mant} + C_{Ins} \quad (4.7)$$

Estos pueden ser un componente significativo del costo total, especialmente para tecnologías avanzadas que requieren grandes cantidades de energía para su operación o que utilizan nuevos materiales avanzados que no se fabrican actualmente en grandes cantidades [35].

Al evaluar la sección de captura de  $CO_2$ , se debe considerar los costos  $T\&S$  correspondientes al transporte y almacenamiento de  $CO_2$ . Existen estudios que modelan específicamente los sistemas de transporte por ducto y sitios de almacenamiento geológico para estimar los costos reales bajo escenarios concretos [38] [39]. Sin embargo, la mayoría de los estudios consideran el  $C_{T\&S}$  como un costo operativo fijo, el cual refleja los costos capitales amortizados y los costos de operación de un tercero que presta el servicio [34]. En esta evaluación se considerará un  $C_{T\&S}=12 \$/T_{CO_2}$  [10].

En el caso que la planta incorpore una celda MCFC, al costo operativo fijo se le adiciona un costo anual  $C_{sust}$  correspondiente a la sustitución de la celda de combustible. Esto con el fin de tener en consideración la corta vida útil del stack de MCFC. Para efectos de cálculo, se considerará una vida útil de cinco años para la celda, tomando como referencia el valor más conservador entre los estimados disponibles en la literatura. De este modo, el costo anual de sustitución  $C_{sust}$  corresponderá al 20% del TDPC relativo a la celda [29].

Por otro lado, los costos variables  $C_{O\&M,V}$  incluyen ítems cuyo uso es directamente proporcional a la cantidad de electricidad generada, como el combustible primario  $C_{comb}$  u otros consumibles  $C_{cons}$  como lo son el agua utilizada en el proceso o los productos químicos utilizados para los sistemas de limpieza de gases de combustión. El costo de estos ítems se calcula de manera sencilla como el producto de la cantidad utilizada por el costo o precio unitario [34].

$$C_{O\&M,V}(M\$/año) = C_{comb} + C_{cons} \quad (4.8)$$

$$C_{comb} (M\$/año) = \dot{m}_c \cdot LHV_{fuel} \cdot C_c \cdot 3,6 \cdot h_{eq} \quad (4.9)$$

Donde  $C_c$  es el costo del combustible utilizado, expresado en  $(\$/GJ)$  y  $h_{eq}$  corresponde a las horas de operación al año asumidas para la planta. El costo total de operación y mantenimiento  $C_{O\&M}$  corresponde a la suma de los costos fijos y variables.

Finalmente, estas estimaciones de costos se combinan con el costo de capital para obtener el costo anualizado total de la instalación. A partir de este valor, y considerando la energía neta generada  $EE$ , se determina el costo por unidad de producto  $COE$  de una planta de referencia  $ref$ , bajo condiciones específicas de financiamiento y vida útil de la planta [35].

$$COE_{ref}(\$/MWh) = \frac{C_{inv,ref} + C_{O\&M,ref} 10^6}{EE_{ref}} \quad (4.10)$$

Para estimar el aumento específico en el costo por unidad de energía derivado de la incorporación de la tecnología MCFC en plantas existentes, se define el costo de modernización  $COE_{add}$ . Este indicador representa el incremento en los costos del sistema de referencia requerido para convertirlo en una configuración con captura de carbono.

$$COE_{add,w} (\$/MWh) = \frac{C_{inv,MCFC} + C_{O\&M,MCFC} 10^6}{EE_{ref} + EE_{MCFC}} \quad (4.11)$$

El subíndice  $w$  indica que el costo ha sido normalizado en función de la producción eléctrica neta total de la planta integrada, lo que permite expresar el resultado en términos unitarios consistentes, considerando todos los equipos que participan en la generación de energía.

El costo total de la electricidad de la nueva planta integrada  $COE_{total}$  incluye tanto la planta original como la planta destinada a la captura de  $CO_2$  se expresa como:

$$COE_{total} (\$/MWh) = COE_{ref,w} + COE_{add,w} \quad (4.12)$$

Resulta conveniente expresar el COE como una diferencia  $\Delta COE$  entre la planta con captura de carbono y la planta de referencia. Esta formulación no solo es necesaria para la estimación del CCA, sino que también permite identificar el aumento específico en el costo que implica la adopción de un sistema CCS, independiente de los parámetros económicos asumidos por cada autor en los distintos estudios.

$$\Delta COE = COE_{total} - COE_{ref} \quad (4.13)$$

Por otro lado, la emisión específica  $E$  representa la cantidad de dióxido de carbono que la planta libera al ambiente por cada unidad de energía eléctrica neta generada

$$E_{CO_2} (kg_{CO_2}/MWh) = \frac{\dot{m}_{CO_2} 3600}{W_n} \quad (4.14)$$

Al igual que el COE, el cálculo del CCA requiere expresar la emisión específica como una diferencia  $\Delta E$  entre la planta de referencia  $E_{CO_2,ref}$  y la planta con captura  $E_{CO_2,total}$ . Esta variación refleja la reducción neta de emisiones asociada a la integración del sistema de captura por unidad de energía producida.

$$\Delta E_{CO_2} = E_{CO_2,total} - E_{CO_2,ref} \quad (4.15)$$

Finalmente, el costo de carbón evitado para la planta una vez integrada la tecnología de captura de carbono se define como:

$$CCA (\$/T_{CO_2}) = \frac{\Delta COE}{\Delta E_{CO_2}} * 1000 \quad (4.16)$$

## 4.2 Evaluación planta base

Para el análisis económico se utilizará la misma planta de ciclo combinado de referencia, expuesta en el ítem 3.4 y extraída de [33].

Los costos individuales asociados con los diferentes equipos del NGCC fueron extraídos de [33]. En la tabla 17 se muestran los resultados del cálculo del costo total de la planta de referencia.

Tabla 17: TEC de los equipos del NGCC de referencia

Componente	Valor monetario (M\$)
Turbina a gas, generador	98.8
HRSG	91.4
Turbina a vapor, generador	43.2
Sistemas y equipos auxiliares	49.8
Costo total de los equipos (TEC)	283.2
Costos de instalación	192,58
Costos indirectos	66.61
Costos de contingencia	81.36
Costo total de la planta (TPC)	623.74

Como se mencionó anteriormente, el cálculo del costo de la electricidad varía dependiendo de los parámetros económicos escogidos. Los parámetros escogidos para el COE de la planta de referencia y de la planta integrada con celda MCFC se exponen en la tabla 18.

Tabla 18: Parámetros asumidos en la evaluación económica

Parámetro	Valor asumido
Tasa de descuento $d$ (%)	10
Interés $a$ (%)	8
Años de construcción (años)	5
Vida útil de la planta (años)	25
Horas de operación $heq$ (horas)	7880
Costos laborales NGCC (M\$/año)	1.2
Costos laborales MCFC (M\$/año)	1.8
$C_{mant}$ (%TPC)	2.5
$C_{ins}$ (%TPC)	2
$C_{sust,mcfc}$ (%TDPC)	20
Precio del gas natural (\$/GJ)	4.5

Los casos de captura requieren un costo laboral más alto debido a la complejidad de la planta que necesita empleados dedicados para supervisar la sección de eliminación de CO<sub>2</sub> [10].

Considerando estos parámetros y siguiendo la metodología expuesta en el ítem anterior, se calculó el COE para la planta NGCC original. Los resultados se muestran en la tabla 19.

Tabla 19: Costos asociados a la planta NGCC de referencia

Costo	Valor monetario
TPC (M\$)	623.74
Inversión Capitalizada IC (M\$)	680.25
Factor de descuento financiero r	9.07
Costo de capital anual $C_{inv}$ (M\$/año)	74.94
Costos O&M fijos (M\$/año)	1.20
Costos O&M variables (M\$/año)	181.64
Energía neta generada EE (MWh)	6539612
COE (\$/MWh)	41.0

### 4.3 Evaluación caso retrofit

El primer paso es estimar el costo de la celda de combustible, para esto se considerará la celda modelada en Aspen, con una potencia de salida de 166.31MW. El costo específico de esta se asumirá en 1200 \$/kW. El costo de la celda MCFC considerando este valor es de 135,6 M\$.

Además de la celda de combustible, el sistema se compone de dos intercambiadores de calor, un filtro de carbón activo, una unidad de separación de aire y una unidad de compresión y condensación de los gases de salida. Estos equipos han sido dimensionados gracias al modelo de Aspen y sus costos se estiman utilizando la relación de escalamiento (4.1). Los coeficientes necesarios para este cálculo se muestran en la tabla 20.

Tabla 20: Coeficientes de la relación de escalado [33] [10]

Componente	Parámetro de escalado	Costo de referencia Co (M\$)	Tamaño de referencia So	Factor de escalado f
Intercambiador de calor	Calor transferido (MW)	1.8	57.2	0.9
Filtro de carbón activo	Entrada térmica LHV (MW)	0.66	413.82	0.67
Compresor y condensador de CO <sub>2</sub>	Poder de compresión (MW)	9.9	13.0	0.67
Unidad de separación de aire	Oxígeno producido (Ton O <sub>2</sub> )	26.6	28.9	0.7

El calor transferido en el intercambiador de calor al lado del cátodo es de 735MW, mientras que el intercambiador del lado del ánodo transfiere 136MW. Esto se traduce en costos de 17.9 M\$ y 3.9 M\$ respectivamente.

Por el lado de los filtros de desulfuración, el flujo de 6 kg/s de gas natural se traduce en una entrada térmica de 279.6MW. Con esto el costo del filtro es de 0,508 M\$.

Ya con el costo total del equipo es posible calcular el costo total de la planta. Los resultados de esto se muestran en la tabla 21.

Tabla 21: Calculo del TPC para la planta NGCC-MCFC

Componente	Valor monetario (M\$)
MCFC	139.57
Intercambiadores de calor	21.8
Filtros de carbón activo	0.508
Compresor y condensador de CO <sub>2</sub>	14.21
Unidad de separación de aire	15.82
Costo total de los equipos (TEC)	191.9
Costos de instalación	153.53
Costos indirectos	48.36
Costos de contingencia	275.66
Costo total de la planta (TPC)	669.46

En base al procedimiento descrito en la sección 4.1 y a los supuestos económicos expuestos en la tabla 22 se calcularon los diferentes costos relacionados a la sección de captura. Estos resultados se muestran en la tabla 22.

Tabla 22: Costos asociados a la configuración NGCC-MCFC propuesta

Costo	Valor monetario
TPC (M\$)	669.46
Inversión Capitalizada IC (M\$)	784.34
Factor de descuento financiero r	9,077
Costo de capital anual $C_{inv}$ (M\$/año)	86.41
Costos O&M fijos (M\$/año)	70.89
Costos O&M variables (M\$/año)	35.62
Costos T&S CO <sub>2</sub> (M\$/año)	22.32
Energía neta generada EE (MWh)	916522.8
COE (\$/MWh)	234.84

Este valor considera únicamente la sección de la celda de combustible. Para obtener el costo de electricidad de la planta completa se debe normalizar los costos anuales de cada sección (NGCC y MCFC) en función de la energía eléctrica neta generada por la planta en su totalidad.

$$COE_w \left( \frac{\$}{MWh} \right) = \frac{C_{inv} + C_{O\&M} 10^6}{EE_{ref} + EE_{MCFC}} \quad (4.18)$$

El  $COE_{total}$  de la planta es la suma del entre el  $COE_w$  del NGCC original de referencia y el de la sección correspondiente a la celda de combustible. Los resultados de  $COE_w$  de cada sección, además del  $COE_{total}$  y el CCA se muestran en la tabla 23.

Tabla 23: Indicadores económicos obtenidos de la evaluación.

Parámetro	Valor
$COE_{ref}$ (\$/MWh)	41
$COE_{w,ref}$ (\$/MWh)	34.69
$COE_{w,MCFC}$ (\$/MWh)	28.87
$COE_{total}$ (\$/MWh)	63.56
$\Delta COE$ (\$/MWh)	22.56
$E_{CO_2,ref}$ ( $kg_{CO_2}/MWh_e$ )	351.8
$E_{CO_2,Total}$ ( $kg_{CO_2}/MWh_e$ )	81.91
$\Delta E_{CO_2}$ ( $kg_{CO_2}/MWh_e$ )	276,5
CCA (\$/ $T_{CO_2}$ )	81.59

Finalmente, la nueva configuración NGCC-MCFC “retrofit” obtuvo un costo de electricidad de 63.56 \$/MWh y un costo de carbón evitado de 81.59 \$/ $T_{CO_2}$ . Al igual que en la sección 3.7, en la tabla 24 se muestra los indicadores económicos obtenidos de la implementación de diferentes CCS en la planta NGCC de referencia.

Tabla 24: Comparación de los indicadores económicos de diferentes tecnologías.

CCS	Emisiones ( $kg_{CO_2}/MWh_e$ )	COE (\$/MWh)	CCA (\$/ $T_{CO_2}$ )
Planta base	351.8	41	-
MEA	36	69.2	47.6
Membrana	42.8	71.4	86.1
SSD	46.8	74.8	97.1
NGCC-MCFC “retrofit”	81.91	63.56	81.59

Los resultados obtenidos son alentadores, ya que evidencian un costo de electricidad inferior al de las demás tecnologías evaluadas. No obstante, la evaluación económica se basa en una serie de supuestos que están condicionados por el nivel de madurez tecnológica de la celda de combustible.

Por ejemplo, el costo específico de la celda es un valor muy variable en la literatura. El rango de estimaciones realizadas por los distintos autores es de 400 a 2000 \$/kWh. En esta evaluación se consideró un costo de 1200 \$/kWh, manteniendo un grado de conservación, sin embargo, se espera que el costo específico de las celdas de combustible disminuya considerablemente con el paso del tiempo producto gracias a las diversas investigaciones que se llevan a cabo.

Con el objetivo de considerar esta variación de los costos de la celda MCFC, se llevó a cabo un análisis de sensibilidad considerando un rango de costos específicos de la celda entre 400 y 2000 \$/kW. En este análisis también se consideró una variación en la vida útil de la celda, específicamente 5, 7 y 10 años, para observar el impacto del desarrollo tecnológico de esta en la viabilidad económica de su integración. Los resultados se observan en la figura 15 y 16.

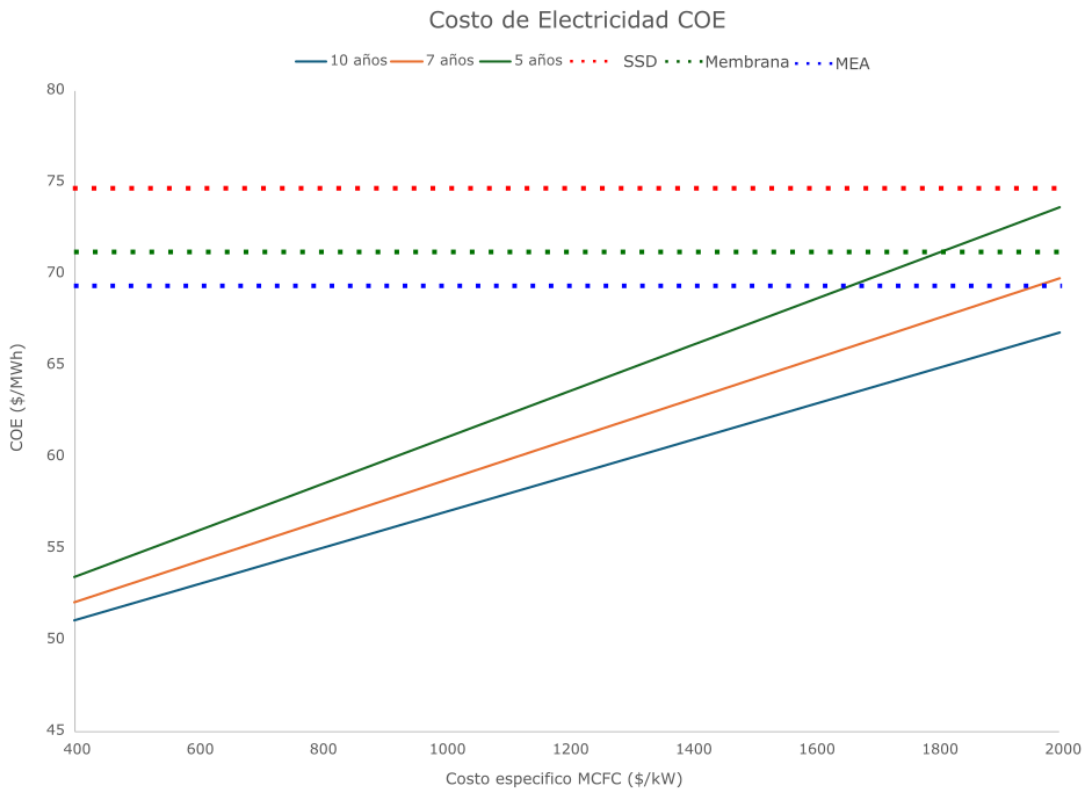


Figura 15: Variación del COE en función del costo específico de la celda

La variación del COE obtenido indica una clara ventaja de costos de electricidad de la configuración retrofit propuesta frente al resto de tecnologías, exceptuando el panorama más conservador donde el coste de la celda supere los 1600 \$/kW y su vida útil sea de 5 años.

Por otro lado, en términos de CCA la tecnología MEA obtiene costos de carbón evitado inferiores respecto a la celda. Esto se atribuye a la tasa de captura de carbono inferior de la celda producto de mantener el factor de utilización  $U_{CO_2}=75\%$  para cumplir con la concentración mínima de  $CO_2$  en la salida del cátodo. Sin embargo, conforme el grado de madurez tecnológica de la celda le permita omitir estas restricciones, la configuración propuesta alcanzará costos sumamente competitivos respecto a MEA y al resto de tecnologías CCS.

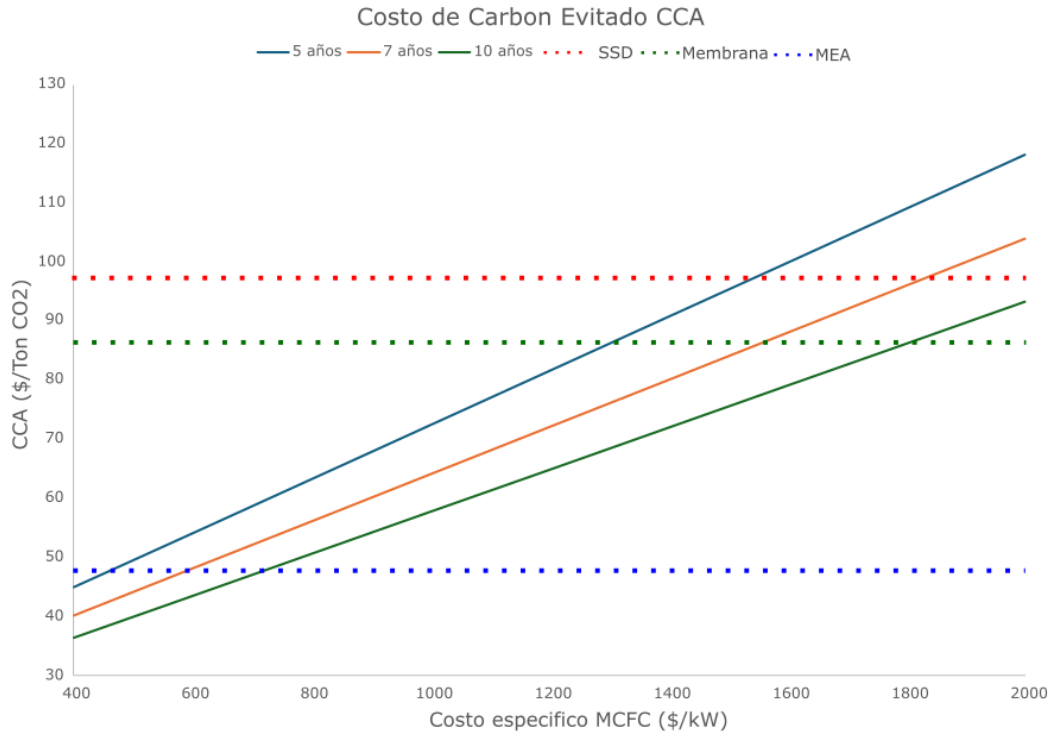


Figura 16: Variación del CCA en función del costo específico de la celda

## 5 Conclusiones

Mediante la revisión bibliográfica realizada, se ha confirmado el alto potencial que presentan las celdas de combustible de carbonato fundido como una tecnología viable y eficiente para avanzar en la descarbonización de la matriz energética, tanto en el contexto chileno como a nivel global.

La integración de este tipo de celdas en diversos ciclos térmicos ha demostrado su notable capacidad para mitigar las emisiones de gases de efecto invernadero asociadas a la generación eléctrica convencional. Una de sus principales ventajas radica en su capacidad de capturar aproximadamente un 80% del  $CO_2$  generado, sin comprometer significativamente la eficiencia global del sistema. En este sentido, su implementación en nuevas plantas térmicas representa una alternativa atractiva para cumplir con los objetivos ambientales, sin afectar la viabilidad económica del proyecto.

Adicionalmente, se ha evaluado el rendimiento técnico y económico de una configuración retrofit basada en MCFC, orientada a la modernización de plantas térmicas existentes. Si bien dicha configuración no alcanza los niveles de desempeño de una planta diseñada específicamente para integrar esta tecnología desde su origen, se ha comprobado que constituye una solución prometedora para la reducción de emisiones en instalaciones operativas, permitiendo una captura de carbono cercana al 80%, sin requerir modificaciones sustanciales al diseño original.

A pesar de los resultados alentadores, es importante señalar que la viabilidad de esta solución se encuentra condicionada por ciertas incertidumbres de carácter tecnológico y económico. Uno de los principales desafíos actuales es el desarrollo de materiales de construcción con mayor resistencia a ambientes altamente contaminantes, con el fin de extender la vida útil de las celdas, aspecto que continúa siendo objeto de investigación dentro de la comunidad científica. Asimismo, resulta fundamental avanzar hacia un mayor grado de madurez tecnológica que permita reducir significativamente los costos asociados a la fabricación e implementación de esta tecnología.

Pese a las limitaciones actuales, no cabe duda de que las celdas de combustible están llamadas a desempeñar un rol estratégico en la futura matriz energética global. Sus ventajas inherentes, sumadas al constante progreso tecnológico en materia de sustentabilidad, permitirán que esta tecnología alcance un grado de desarrollo que la consolide como una opción de generación de energía confiable, rentable y de uso extendido en múltiples sectores, más allá de su aplicación en la generación estacionaria.

## 6 Bibliografía

- [1] Alvarado-Flores, J. (2013). Estudio comparativo de las diferentes tecnologías de celdas de combustible. *Boletín de la Sociedad Española de Cerámica y Vidrio*, 52(3), 105-117.
- [2] Dirección General de Comunicación. (2024). Emisiones de gases de efecto invernadero por país y sector (infografía). Parlamento Europeo.
- [3] Martínez C., Richard (2023) Informe del Inventario Nacional de Chile 2022: Inventario nacional de gases de efecto invernadero y otros contaminantes climáticos 1990-2020.
- [4] Ministerio de Energía de Chile. (2016). Anuario estadístico de energía CNE 2016.
- [5] Myllyvirta, L., Farrow, A., Fuentes, C., & Fernández, A. (2020). Impactos de las emisiones de las termoeléctricas a carbón en la calidad del aire en las comunas de Huasco y Puchuncaví. Greenpeace, Chile Sustentable y KAS Ingenieros.
- [6] Rincón Castrillo, E. D., García Pabón, J. J., & Bermúdez Santaella, J. R. (2018). Estado del arte de las celdas de combustible. *Revista Colombiana de Tecnologías de Avanzada*, 1(33), 36-49.
- [7] Bian J and Duan L (2023), Study on MCFC-integrated GSCC systems with SEGR in parallel or series and CO<sub>2</sub> capture. *Front. Energy Res.* 11:1256000. doi: 10.3389/fenrg.2023.1256000
- [8] Cooper, R., Bove, D., Audasso, E., Ferrari, M. C., & Bosio, B. (2021). A feasibility assessment of a retrofit Molten Carbonate Fuel Cell coal-fired plant for flue gas CO<sub>2</sub> segregation. *International Journal of Hydrogen Energy*, 46(28), 15024–15031.
- [9] Campanari, S., Manzolini, G., & Chiesa, P. (2013). Using MCFC for high efficiency CO<sub>2</sub> capture from natural gas combined cycles: Comparison of internal and external reforming. *Applied Energy*, 112, 772–783.
- [10] Campanari, S., Chiesa, P., Manzolini, G., & Bedogni, S. (2014). Economic analysis of CO<sub>2</sub> capture from natural gas combined cycles using Molten Carbonate Fuel Cells. *Applied Energy*, 130, 562–573.
- [11] Wee, J.-H. (2014). Carbon dioxide emission reduction using molten carbonate fuel cell systems. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 32, 178–191.
- [12] Tomczyk, P. (2006). MCFC versus other fuel cells—Characteristics, technologies and prospects. *Journal of Power Sources*, 160(2), 858–862.
- [13] Mehr, A. S., Lanzini, A., Santarelli, M., & Rosen, M. A. (2021). Polygeneration systems based on high temperature fuel cell (MCFC and SOFC) technology: System design, fuel types, modeling and analysis approaches. *Energy*, 228, 120613.
- [14] Lia, M., Zhuang, Y., Song, M., Li, W., & Du, J. (2020). Conceptual design and techno-economic analysis of a novel coal-based polygeneration process of MCFC and methane synthesis with a waste heat recovery system. *Chemical Engineering Transactions*, 81, 667–672.
- [15] Campanari, S., Chiesa, P., Manzolini, G., Giannotti, A., Federici, F., Bedont, P., & Parodi, F. (2011). Application of MCFCs for active CO<sub>2</sub> capture within natural gas combined cycles. *Energy Procedia*, 4, 1235–1242.
- [16] Sartori da Silva, F., & Matelli, J. A. (2019). Exergoeconomic analysis and determination of power cost in MCFC – steam turbine combined cycle. *International Journal of Hydrogen Energy*, 44(33), 18293–18307.
- [17] Campanari, S., Chiesa, P., & Manzolini, G. (2010). CO<sub>2</sub> capture from combined cycles integrated with Molten Carbonate Fuel Cells. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 4(3), 441–451.
- [18] Ferguson, S., & Tarrant, A. (2021). Molten carbonate fuel cells for 90% post-combustion CO<sub>2</sub> capture from a new build CCGT. *Frontiers in Energy Research*, 9, 668431.
- [19] Rossi, F., Nicolini, A., Palombo, M., Castellani, B., Morini, E., & Filipponi, M. (2014). An Innovative Configuration for CO<sub>2</sub> Capture by High Temperature Fuel Cells. *Sustainability*, 6(10), 6687-6695.
- [20] Amorelli, A., Wilkinson, M.B., Bedont, P., Capobianco, P., Marcenaro, B., Parodi, F., & Torazza, A. (2003). An experimental investigation into the use of molten carbonate fuel cells to capture CO<sub>2</sub> from gas turbine exhaust gases. En J. Gale & Y. Kaya (Eds.), *Greenhouse gas control technologies - 6th International Conference* (pp. 1325–1330).
- [21] Akrami, E., Ameri, M., & Rocco, M. V. (2020). Integration of biomass-fueled power plant and MCFC-cryogenic CO<sub>2</sub> separation unit for low-carbon power production: Thermodynamic and exergoeconomic comparative analysis. *Energy Conversion and Management*, 223, 113304.
- [22] Bian, J., Zhang, H., Duan, L., Desideri, U., & Yang, Y. (2022). Study of an integrated gas turbine-Molten carbonate fuel cell-organic Rankine cycle system with CO<sub>2</sub> recovery. *Applied Energy*, 323, 119620.

- [23] Duan, L., Xia, K., Feng, T., Jia, S., & Bian, J. (2016). Study on coal-fired power plant with CO<sub>2</sub> capture by integrating molten carbonate fuel cell system. *Energy*, 117(Part 2), 578-589.
- [24] Ministerio de Energía de Chile. (2024). Plan de Descarbonización del Sector Eléctrico: Borrador para consulta pública. Gobierno de Chile. [https://energia.gob.cl/sites/default/files/documentos/20241108\\_plan\\_descarbonizacion.pdf](https://energia.gob.cl/sites/default/files/documentos/20241108_plan_descarbonizacion.pdf)
- [25] Pistones, C. A. (2009). Celdas de combustible: Ventajas de una generación de electricidad limpia y eficiente vía electroquímica. Seminario de Procesos Fundamentales Físicoquímicos y Microbiológicos, Laboratorio de Química, Facultad Regional Bahía Blanca – U.T.N. Editorial de la Universidad Tecnológica Nacional
- [26] Sheikh, A. A., Bianchi, F. R., Bove, D., & Bosio, B. (2024). A review on MCFC matrix: State-of-the-art, degradation mechanisms and technological improvements. *Heliyon*, 10, e25847.
- [27] Sobarzo Navarrete, L. F. (2024). Modelado de una celda de combustible de carbonato fundido (MCFC). Universidad de Concepción, Facultad de Ingeniería, Departamento de Ingeniería Mecánica.
- [28] Duan, L., Zhu, J., Yue, L., & Yang, Y. (2014). Study on a gas–steam combined cycle system with CO<sub>2</sub> capture by integrating molten carbonate fuel cell. *Energy*, 74, 417–427. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2014.07.024>
- [29] Gatti, M., Martelli, E., Di Bona, D., Gabba, M., Scaccabarozzi, R., Viganò, F., Spinelli, M., & Consonni, S. (2020). Preliminary performance and cost evaluation of four alternative technologies for post-combustion CO<sub>2</sub> capture in natural gas-fired power plants. *Energies*, 13(3), 543.
- [30] Gunawan, M. L., Muntaqim, A., Saraswati, M. A., Nurdini, N., Subagio, G. T. M., Kadja, G. T. M., & Rasendra, C. B. (2024). Supreme efficacy: The ultrahigh performance of ZnO adsorbent for ambient-temperature H<sub>2</sub>S removal in integrated H<sub>2</sub>S–N<sub>2</sub> gas. *Case Studies in Chemical and Environmental Engineering*, 9, 100615.
- [31] Kim, K., & Park, N. (2010). Removal of hydrogen sulfide from a steam-hydrogasifier product gas by zinc oxide sorbent: Effect of non-steam gas components. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, 16(6), 967–972.
- [32] Cui, H., Turn, S. Q., & Reese, M. A. (2008). Removal of sulfur compounds from utility pipelined synthetic natural gas using modified activated carbons. *Catalysis Today*, 139(4), 274–279. <https://doi.org/10.1016/j.cattod.2008.05.024>
- [33] CAESAR Consortium. (2011). European best practice guidelines for assessment of CO<sub>2</sub> capture technologies (Deliverable D4.9). Politecnico di Milano – Alstom UK. Seventh Framework Programme, Project no. 213206.
- [34] Rubin, E. S., Short, C., Booras, G., Davison, J., Ekström, C., Matuszewski, M., & McCoy, S. (2013). A proposed methodology for CO<sub>2</sub> capture and storage cost estimates. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 17, 488–503. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2013.06.004>
- [35] IEAGHG, Towards improved guidelines for cost evaluation of carbon capture and storage, Technical Review 2021-TR05, August 2021. IEA Greenhouse Gas R&D Programme.
- [36] National Energy Technology Laboratory (NETL). (2021). Cost Estimation Methodology for NETL Assessments of Power Plant Performance. Quality Guidelines for Energy System Studies. U.S. Department of Energy, February 2021.
- [37] IEA Greenhouse Gas R&D Programme (IEAGHG). (2012). CO<sub>2</sub> Capture at Gas Fired Power Plants (Report: 2012/8). IEA Environmental Projects Ltd.
- [38] Smith, E., Morris, J., Kheshgi, H., Teletzke, G., Herzog, H., & Paltsev, S. (2021). The cost of CO<sub>2</sub> transport and storage in global integrated assessment modeling. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 109, 103367.
- [39] Solomon, M. D., Scheffler, M., Heineken, W., Ashkavand, M., & Birth-Reichert, T. (2024). Pipeline infrastructure for CO<sub>2</sub> transport: Cost analysis and design optimization. *Energies*, 27(7), 2911. <https://doi.org/10.3390/en27122911>
- [40] Kousheshi, N., Nouri, A., Chitsaz, A., & Mehr, A. S. (2025). Comparative study of CO<sub>2</sub> capture strategies in optimized MCFC-based power systems: Performance, cost, and environmental perspectives. *Journal of CO<sub>2</sub> Utilization*, 95, 103085.
- [41] Weaver, D., & Winnick, J. (1989). Sulfation of the molten carbonate fuel cell anode. *Journal of The Electrochemical Society*, 136, 1679.
- [42] Zhao, H., & Hou, Q. (2022). Study on thermal performance of solar methanol reforming MCFC-GT-ST-CHP system. *International Journal of Hydrogen Energy*, 47(61), 25846–25858.
- [43] Lu, Z., Zhang, H., Duan, L., Wang, Q., Baccioli, A., & Desideri, U. (2023). Energy, exergy, environmental and economic performance analysis and optimization of a novel CCHP system integrated with ammonia driven MCFC and solar energy. *Energy Conversion and Management*, 293, 117751.

- [44] Izurieta, E. M., Cañete, B., Pedernera, M. N., & López, E. (2022). Biofuels-based hybrid MCFC/gas turbine plant design and simulation for power and heat generation. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 39, 759–771.
- [45] Della Pietra, M., McPhail, S. J., Prabhakar, S., Desideri, U., Nam, S. W., & Cigolotti, V. (2016). Accelerated test for MCFC button cells: First findings. *International Journal of Hydrogen Energy*, 41(28), 18807–18814.
- [46] Giddey, S., Badwal, S. P. S., Kulkarni, A., & Munnings, C. (2012). A comprehensive review of direct carbon fuel cell technology. *Progress in Energy and Combustion Science*, 38(3), 360–399.
- [47] Antolini, E. (2013). The stability of  $\text{LiAlO}_2$  powders and electrolyte matrices in molten carbonate fuel cell environment. *Ceramics International*, 39(3), 3463–3478.
- [48] Heo, S. J., Batra, R., Ramprasad, R., & Singh, P. (2018). Crystal morphology and phase transformation of  $\text{LiAlO}_2$ : Combined experimental and first-principles studies. *The Journal of Physical Chemistry C*, 122(48), 28797–28804.
- [49] Sokolov, S., & Stein, A. (2003). Preparation and characterization of macroporous  $\gamma\text{-LiAlO}_2$ . *Materials Letters*, 57(20), 3593–3597.
- [50] McPhail, S. J., Aarva, A., Devianto, H., Bove, R., & Moreno, A. (2011). SOFC and MCFC: Commonalities and opportunities for integrated research. *International Journal of Hydrogen Energy*, 36(2), 10337–10345.
- [51] Takeguchi, T., Kani, Y., Yano, T., Kikuchi, R., Eguchi, K., Tsujimoto, K., Uchida, Y., Ueno, A., Omoshiki, K., & Aizawa, M. (2002). Study on steam reforming of  $\text{CH}_4$  and  $\text{C}_2$  hydrocarbons and carbon deposition on Ni-YSZ cermets. *Journal of Power Sources*, 112, 588–595.