

Trabajo Fin de Máster

Ingeniería Química

Análisis Técnico-Económico de una planta de reformado seco

Autora: María Córdoba Rodríguez

Tutora: Esmeralda Portillo Estévez

Dpto. Ingeniería Química y Ambiental
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2023



DEPARTAMENTO
INGENIERÍA
QUÍMICA Y
AMBIENTAL

Proyecto Fin de Máster
Ingeniería Química

Análisis Técnico-Económico de una planta de reformado seco

Autora:

María Córdoba Rodríguez

Tutora:

Esmeralda Portillo Estévez

Profesora ayudante doctor

Dpto. de Ingeniería Química y Ambiental

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2023

Trabajo Fin de Máster: Análisis Técnico-Económico de una planta de reformado seco

Autor: María Córdoba Rodríguez

Tutor: Esmeralda Portillo Estévez

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

Presidente:

Vocales:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

Sevilla, 2023

El Secretario del Tribunal

A mis padres y hermana

A Esmeralda y Benito

La vida no es fácil, para ninguno de nosotros. Pero... ¡Qué importa!

Hay que perseverar y, sobre todo, tener confianza en uno mismo.

Hay que sentirse dotado para realizar alguna cosa y que esa cosa hay que alcanzarla,

Cueste lo que cueste

(Marie Curie)

Agradecimientos

Este proyecto representa la finalización de una etapa, que no está basada únicamente en los conocimientos adquiridos, sino en el trabajo, esfuerzo y apoyo obtenido. Me puedo sentir muy afortunada ya que nunca me ha faltado esto último gracias a mis padres y hermana, que no han dudado en ningún momento en animarme y acompañarme en cualquier cosa que me he propuesto en la vida. Ellos siempre han confiado en que puedo conseguir cualquier objetivo que tenga en mente. Sin ellos nada de esto hubiera sido posible.

También quiero agradecer a Esmeralda Portillo Estévez, tutora de este TFM, y también otro apoyo. Siempre ha tenido su puerta abierta para cualquier consulta que tuviese, independientemente de que no estuviese relacionado con el proyecto presentado. Gracias por tu paciencia y buenos consejos siempre, te deseo lo mejor en esta nueva etapa de tu vida.

Agradecerle también que me presentase a Benito Navarrete Rubia, futuro director de mi Tesis. Ambos me han animado a seguir este camino y me han dado una gran oportunidad de trabajar con ellos. A él también le agradezco la paciencia y su sabiduría, así como que me haya mostrado una nueva área de conocimiento.

Resumen

Este Trabajo de Fin de Máster surge de la creciente problemática que recogen los gases de efecto invernadero, como son el dióxido de carbono y el metano, que provocan el calentamiento global y la mayoría de los desastres naturales que se observan hoy en día. Estos provocan meses de sequías y, posteriormente, diluvios que desembocan la inundación de ciudades, así como la dificultad de producción de alimentos básicos para la sustentación de la población actual.

Este trabajo busca estudiar una planta de reformado seco de metano, proceso que consume metano y dióxido de carbono para producir gas de síntesis, producto intermedio más demandado en la industria. Para ello, se propone la simulación de una planta de producción de gas de síntesis a partir de biogás, producto obtenido de la digestión anaerobia de materia orgánica, con el reformado seco de metano y apoyado en el reformado con vapor de monóxido de carbono. Entre las opciones que se baraja en este trabajo, la modelización realizada se apoya de una tecnología emergente como son los microrreactores monolíticos cerámicos y metálicos. Este tipo de reactores permite realizar las reacciones convencionales en espacios más reducidos, evitando tener que invertir en equipos muy voluminosos y ahorrando costes de terreno.

De igual manera, se realiza el esquema de una planta integrada energéticamente para evitar el consumo de corrientes auxiliares a partir de herramientas de simulación como Aspen Plus® y se plantean diferentes escenarios de temperatura de operación y configuraciones para determinar aquel en el cual se obtiene una mejor producción, mediante el estudio del comportamiento de cada escenario.

El objetivo es realizar un análisis tecno-económico completo de la planta, validando el método elegido mediante datos experimentales y bibliográficos. Así mismo, se pretende conocer la rentabilidad económica de la misma y su posible escalado para conseguir una producción industrial teniendo en cuenta los diferentes escenarios simulados y analizados, eligiendo para el escalado aquella configuración que proporcione mayores beneficios económicos y/o menores costes de equipos y servicios auxiliares.

Abstract

This Master's Final Project arises from the growing problem of greenhouse gases (GHG's), such as carbon dioxide and methane, which cause global warming and most of the natural disasters observed today, such as months of drought and, subsequently, floods that cause the collapse of cities, as well as the difficulty of producing basic foodstuffs for the sustenance of the current population.

This work aims to study a dry methane reforming plant, a mechanism that consumes methane and carbon dioxide to produce syngas, the most demanded intermediate product in industry. To this end, we propose the simulation of a plant to produce syngas from biogas, a product obtained from the anaerobic digestion of organic matter, with dry reforming of methane and supported by steam reforming of carbon monoxide. Among the options considered in this work, the modelling is based on the emerging technology of ceramic and metallic monolithic microreactors. This type of reactor allows conventional reactions to be conducted in smaller spaces, avoiding the need to invest in bulky equipment and saving land costs.

Similarly, an energy integrated plant scheme is designed to avoid the consumption of auxiliary currents using simulation tools such as Aspen Plus® and different operating temperature scenarios and configurations are proposed to determine the one in which the best production is obtained, by studying the behaviour of each scenario.

The objective is to carry out a complete techno-economic analysis of the plant, validating the chosen method by means of experimental and bibliographic data. The aim is also to determine the economic profitability of the plant and its possible scaling to achieve industrial production, considering the different scenarios simulated and analysed, choosing for scaling the configuration that provides the greatest economic benefits and/or the lowest costs of auxiliary equipment and services.

Agradecimientos	ix
Resumen	x
Abstract	xii
Índice	xiii
Índice de Tablas	xv
Índice de Figuras	xvii
Índice de Ecuaciones	xix
Notación	xxi
1 Introducción	1
2 Alcance y objetivos	9
3 Estado del arte	11
3.1 <i>Introducción</i>	11
3.2 <i>Desarrollo de los catalizadores</i>	12
3.2.1 Tipos de catalizadores y soportes	13
3.2.2 Desactivación y regeneración de los catalizadores	15
3.3 <i>Escalado del proceso y configuraciones</i>	16
4 Materiales y métodos	20
4.1 <i>Esquema simplificado de la instalación</i>	20
4.2 <i>Alternativas analizadas</i>	21
4.3 <i>Proceso de simulación</i>	21
4.4 <i>Evaluación técnico-económico</i>	29
4.4.1 Validación del modelo	29
4.4.2 Análisis económico	30
4.4.3 VAN	38
4.4.4 TIR	39
4.4.5 Payback	39
5 Resultados y discusión	40
5.1 <i>Simulación en Aspen</i>	40
5.2 <i>Evaluación tecno-económica</i>	42
5.2.1 Validación del modelo	42
5.2.2 Análisis económico	43
5.3 <i>Escalado industrial</i>	47
5.3.1 Evaluación económica del escalado industrial	48
5.3.2 Cálculo del VAN, TIR y Payback	52
6 Conclusiones y futuros trabajos	54
6.1 <i>Modelado y simulación de la planta</i>	54
6.2 <i>Evaluación tecno-económica</i>	54
6.3 <i>Escalado industrial</i>	55

Anexos	56
<i>Anexo I: Balances de materia y energía</i>	56
Escenario 1: Monolito cerámico a 700°C	56
Escenario 2: Monolito cerámico a 800°C	60
Escenario 3: Monolito cerámico a 900°C	64
Escenario 4: Monolito metálico a 700°C	68
Escenario 5: Monolito metálico a 800°C	72
Escenario 6: Monolito metálico a 900°C	76
Escalado industrial	80
<i>Anexo II: Análisis económico</i>	84
Factores de Chilton	84
Cálculo del coste total de producción	85
Referencias	86

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Ventajas e inconvenientes de los procesos de valorización de CO ₂ . Elaboración propia.	3
Tabla 2. Soportes y catalizadores más usados en DR (Aramouni et al., 2018).	14
Tabla 3. Ventajas e inconvenientes de las configuraciones de DR. Elaboración propia.	19
Tabla 4. Escenarios analizados. Elaboración propia.	21
Tabla 5. Equipos y condiciones de operación de la sección de compresión de biogás. (Phan et al., 2022)	22
Tabla 6. Equipos y condiciones de operación de la sección de compresión de agua. (Phan et al., 2022)	22
Tabla 7. Especificaciones de diseño del microrreactor. Elaboración propia.	24
Tabla 8. Valores de la ecuación cinética de DR. (Múnera et al., 2007)	25
Tabla 9. Valores de la ecuación cinética de reacción secundaria. (Triana Beltrán, 2020)	26
Tabla 10. Equipos y condiciones de operación de la sección de producción de hidrógeno. (Phan et al., 2022)	27
Tabla 11. Equipos y condiciones de operación de la sección de separación del producto. (Phan et al., 2022)	28
Tabla 12. Equipos y condiciones de operación de la sección de producción de vapor a alta presión. (Phan et al., 2022)	29
Tabla 13. Valor de los exponentes "n" de Williams en función del tipo de equipo. (Turton et al., 2012)	31
Tabla 14. Factores de Chilton. (Turton et al., 2012)	34
Tabla 15. Coste asociado a los servicios. (Turton et al., 2012)	35
Tabla 16. Operarios en función del equipo. (Turton et al., 2012)	36
Tabla 17. Cálculo del coste total de producción. (Turton et al., 2012)	37
Tabla 18. Producción de hidrógeno de cada escenario en kmol/h. Elaboración propia.	40
Tabla 19. Producción de vapor a alta presión de cada escenario en kmol/h. Elaboración propia.	40
Tabla 20. Comparación de las producciones de hidrógeno y HPS, y de las conversiones de CO ₂ y H ₂ con la temperatura. Elaboración propia.	40
Tabla 21. Validación del método. Elaboración propia.	42
Tabla 22. Coste de los equipos. Elaboración propia.	44
Tabla 23. Coste y consumo de materias primas. Elaboración propia.	45
Tabla 24. Coste y consumo de servicios auxiliares. Elaboración propia.	46
Tabla 25. Costes directo, indirecto, total de producción, inversión e inversión anualizado de los diferentes escenarios. Elaboración propia.	46
Tabla 26. Ingresos por ventas de los diferentes escenarios. Elaboración propia.	47
Tabla 27. Configuración del reactor de DR a escala industrial. Elaboración propia.	47
Tabla 28. Coste de las materias primas a escala industrial. Elaboración propia.	48
Tabla 29. Coste y consumo de servicios auxiliares en escala industrial. Elaboración propia.	48
Tabla 30. Coste de los equipos necesarios a escala industrial. Elaboración propia.	49
Tabla 31. Ingresos por ventas en escala industrial. Elaboración propia.	50
Tabla 32. Costes directo, indirecto, de inversión y producción del escalado industrial. Elaboración propia.	51

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Gráfica representativa de la diferencia entre la temperatura media de cada año y la temperatura media del planeta.(Lindsey et al., 2023)	1
Figura 2. Representación de las emisiones de CO ₂ procedentes de combustibles fósiles desde 1960 hasta 2021. (Hausfather, 2021)	2
Figura 3. Sistemas de producción de polímeros (Zhu, 2019)	2
Figura 4. Obtención de gas de síntesis y sus usos.(Bolívar Caballero et al., 2022)	4
Figura 5. Disposición del proceso MR. (Bolívar Caballero et al., 2022)	6
Figura 6. Gráfica de la evolución de las publicaciones sobre reformado seco hasta 2023.(Web of Science, 2023)	11
Figura 7. Etapas de la reacción de reformado seco de metano. a) Adsorción de CH ₄ y desorción rápida de H ₂ . b) Adsorción de CO ₂ en la interfase metal-soporte y rápida desorción de CO. c) Formación de hidroxilos superficiales a partir del desbordamiento de hidrógeno y oxígeno. d) Los hidroxilos superficiales y especies de oxígeno oxidan las especies CH _x formando CH _x O y formación de CO y H ₂ . (le Saché & Reina, 2022)	12
Figura 8. Formación de coque en la superficie del (Abdulrasheed et al., 2019).	15
Figura 9. Esquema del reactor-receptor volumétrico de irradiación directa. (le Saché & Reina, 2022).	16
Figura 10. Esquema de un reactor de columna burbujeante con capa de metal fundido comprimido y otra capa de K ₂ CO ₃ . (le Saché & Reina, 2022).	17
Figura 11. Diagrama de flujo esquematizado de la instalación de reformado combinado de metano. Elaboración propia.	20
Figura 12. Simulación en Aspen Plus®. Elaboración propia.	23
Figura 13. Comparación de la producción de hidrógeno y HPS con la temperatura. Elaboración propia.	41
Figura 14. Comparación de las conversiones de dióxido de carbono e hidrógeno con la temperatura. Elaboración propia.	41
Figura 15. Comparación entre la carga de catalizador y la conversión a 700°C.	42
Figura 16. Comparación entre el coste de los equipos de la planta a nivel laboratorio en el escenario 1. Elaboración propia.	45
Figura 17. Comparación entre los costes de los equipos de la planta industrial. Elaboración propia.	50
Figura 18. Flujo de caja actualizado. Elaboración propia.	52
Figura 19. Flujo de caja acumulado. Elaboración propia.	52

ÍNDICE DE ECUACIONES

Ecuación 1. Reacción de reformado seco de metano.	4
Ecuación 2. Reacción de producción de gas de síntesis a partir de gases de biomasa.	5
Ecuación 3. Reacción de oxidación completa de gases de biomasa.	5
Ecuación 4. Reacción de reformado con vapor de metano.	6
Ecuación 5. Reacción de reformado con vapor de monóxido de carbono.	6
Ecuación 6. Reacción de reformado con vapor de monóxido de carbono.	7
Ecuación 7. Disposición de las reacciones tipo LHHW.	24
Ecuación 8. Reacción secundaria en DR de formación de monóxido de carbono y agua a partir de dióxido de carbono e hidrógeno.	24
Ecuación 9. Desarrollo de la cinética en Aspen.	25
Ecuación 10. Ecuación cinética de DR.	25
Ecuación 11. Ecuación cinética de reacción secundaria de formación de agua y monóxido de carbono.	25
Ecuación 12. Conversión del dióxido de carbono.	29
Ecuación 13. Conversión del metano.	29
Ecuación 14. Selectividad de la reacción hacia el hidrógeno.	30
Ecuación 15. Cálculo del coste base de equipos a partir de otro equipo. Regla de William.	30
Ecuación 16. Cálculo del coste base de equipos a partir de correlación.	31
Ecuación 17. Ecuación genérica para el cálculo del factor de corrección.	31
Ecuación 18. Variación de los costes con los años.	32
Ecuación 19. Coste total de inversión con el método de Lang.	32
Ecuación 20. Coste total de inversión con el método de Hand.	32
Ecuación 21. Coste total de inversión con el método de Cran.	33
Ecuación 22. Coste total de inversión anualizado.	34
Ecuación 23. Cálculo del coste de la mano de obra.	35
Ecuación 24. Cálculo de los beneficios.	38
Ecuación 25. Cálculo del VAN.	38
Ecuación 26. Cálculo del Payback	39

ATR	Reformado autotérmico/Autothermal reforming
CA	Coste de arranque
CC	Coste circulante
CF	Coste fijo
CPO	Oxidación parcial catalítica/ Catalytic partial oxidation
CSR	Reformado catalítico de vapor/ Catalytic steam reforming
DR/DRM	Reformado seco - Reformado seco de metano/ Dry reforming – Dry reforming of methane
GEI	Gases de efecto invernadero
HPS	Vapor de alta presión/ High pressure steam
HTS-WGS	Reformado con vapor a alta temperatura/ High temperature steam – water gas shift
LTS-WGS	Reformado con vapor a baja temperatura/ Low temperature steam – water gas shift
MIEC	Mixed oxygen Ion and Electronic Conducting
MOCC	Mixed Oxide ion and Carbonate ion Conductive
MPEC	Mixed Proton and Electron Conducting ceramic
MR	Reformado con membranas/ Membrane reforming
NTP	Plasma no térmico - Plasma en frío/ Non-thermal plasma
POX	Oxidación parcial/ Partial oxidation
PSRK	Soave-Redlick-Kwong Predictivo/ Predictive Soave-Redlick-Kwong
PSA	Adsorción por cambio de presión/ Pressure swing adsorption
RWGS	Reacción de desplazamiento del gas de agua/ reverse water gas shift reaction
SOFC	Pila de combustible de óxido sólido/ Solid oxide fuel cell
TRL	Nivel de madurez de la tecnología/ Technology readiness level

1 INTRODUCCIÓN

Este trabajo surge de la problemática actual referida a los gases de efecto invernadero (GEI) y al cambio climático. La mayoría de las emisiones de GEI se producen por el consumo de combustibles fósiles, produciendo la acumulación de CO₂ en la atmósfera. Esta acumulación produce el atrapamiento de las radiaciones infrarrojas emitidas en la superficie del planeta, incrementando la temperatura del mismo (Zandalinas et al., 2021). En la siguiente figura se presenta la diferencia entre la temperatura media del planeta entre los años 1880 – 2020 y la temperatura media que se registró en cada año:

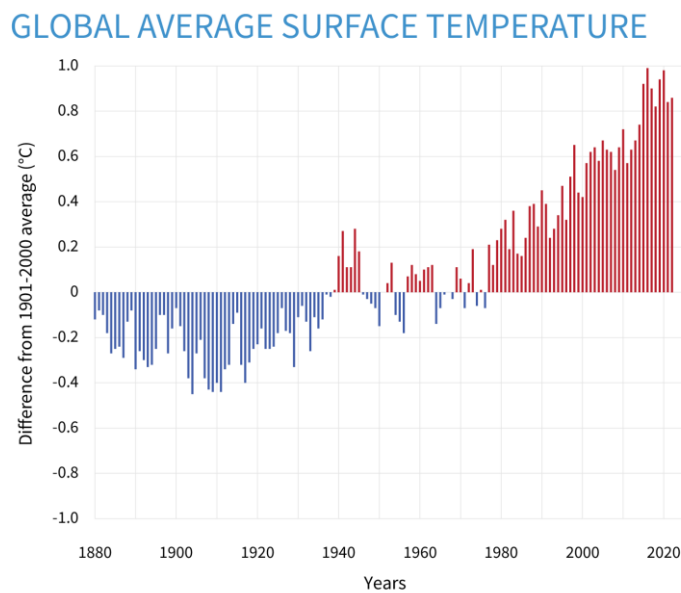


Figura 1. Gráfica representativa de la diferencia entre la temperatura media de cada año y la temperatura media del planeta.(Lindsey et al., 2023)

Observándose un incremento de la temperatura de manera exponencial con los años excluyendo algunos años como 2009, en el cual se produjo una recesión económica de manera global. Se debe tener en cuenta que este crecimiento depende directamente de la cantidad de dióxido de carbono y otros gases de efecto invernadero se emiten a la atmósfera tal y como se representa en la Figura 2:

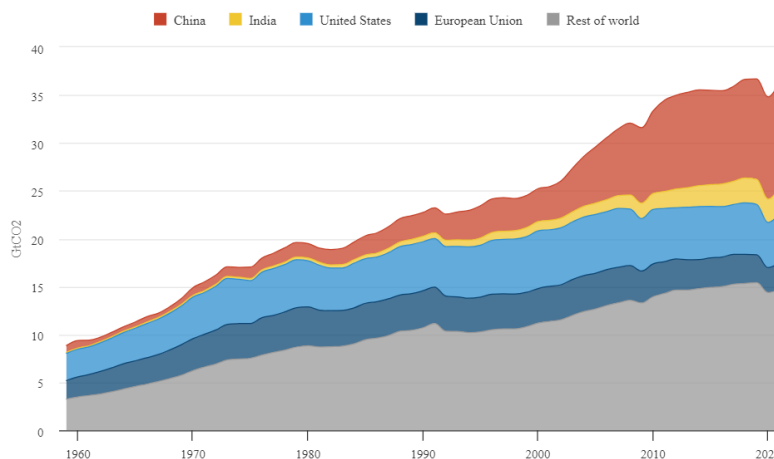


Figura 2. Representación de las emisiones de CO₂ procedentes de combustibles fósiles desde 1960 hasta 2021. (Hausfather, 2021)

Por lo que se propone valorizar este gas de efecto invernadero para evitar sus emisiones a la atmósfera, convirtiéndolo en materia prima útil para la industria, ayudando a crear una sociedad basada en la economía circular, la reutilización y el reciclaje. A continuación, se proponen métodos de valorización de CO₂, entre ellos destacan:

- **Carbonatación mineral:** Se realiza en el curado de cemento, inyectándose en el proceso de mezcla. Se obtiene un cemento de mayor calidad comparado con el convencional, reduciendo el tiempo de curado. Se obtiene un rendimiento de atrapamiento del 50-80% aunque se debe tener en cuenta que la inyección de CO₂ líquido aumenta los costes de producción. (Zhu, 2019)
- **Copolimerización de CO₂:** Se evita la producción de plásticos a partir de compuestos derivados del petróleo. Se ha conseguido obtener policarbonato y glicol monoetilénico. Es un proceso catalítico con una gran actividad y selectividad obteniendo gran pureza del producto y rendimiento del proceso, no es necesario un proceso de separación y purificación de los productos. Sin embargo, aunque se utiliza CO₂ para la formación de polímeros, sigue siendo necesario la inclusión de compuestos petroquímicos, como se muestra en la Figura 3, y los polímeros tardan años en desintegrarse, es decir, el problema de emisiones de gases de efecto invernadero pasa a ser un problema de acumulación de residuos. (Zhu, 2019)

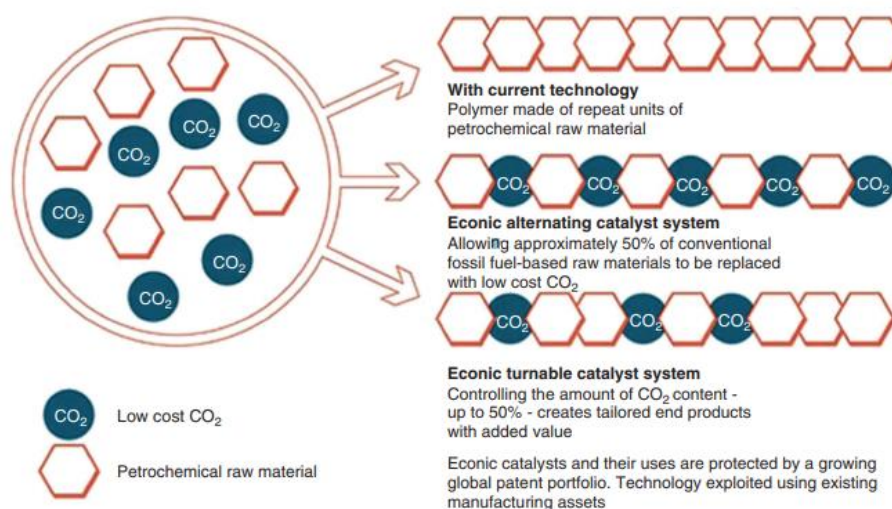


Figura 3. Sistemas de producción de polímeros (Zhu, 2019)

- **Conversión electroquímica:** Se convierte en productos como el gas de síntesis, metano, metanol o dimetil éter, utilizando energías renovables. Sólo se ha llegado a obtener plantas piloto de este proceso y se pueden llegar a obtener combustibles de alta calidad. (Zhu, 2019). Las conversiones obtenidas dependen del tipo de electrodo utilizado, variando desde el 30% hasta conversiones del 96%. (Hussin & Aroua, 2019). Se elegirá el tipo de electrodo en función del producto buscado y algunos procesos requieren de un catalizador. Puede incorporarse energías renovables y el proceso puede realizarse a temperatura y presión atmosférica, pero en algunos casos requiere un voltaje alto para llevar a cabo la reacción y catalizadores de alto coste para soportar el voltaje.(Hussin & Aroua, 2019)
- **Conversión catalítica:** Es el más usado actualmente para la producción de productos intermedios como metanol, metano y gas de síntesis. Se llega a producir mediante este proceso más de 5 millones de litros de metanol al año. Actualmente se estudia la incorporación al proceso de energías renovables para reducir las emisiones. (Zhu, 2019)

A continuación, se muestra una tabla resumen dónde se recogen los procesos mencionados anteriormente, con sus ventajas e inconvenientes para compararlos entre sí y, posteriormente, elegir el mecanismo más interesante desde el punto de vista ambiental y económico:

Tabla 1. Ventajas e inconvenientes de los procesos de valorización de CO₂. Elaboración propia.

Proceso	Ventajas	Inconvenientes
<i>Carbonatación mineral</i>	Captura de manera permanente Alto rendimiento	Altos costes de producción
<i>Copolimerización de CO₂</i>	Reducción del consumo de compuestos petroquímicos Gran pureza y rendimiento	Sigue existiendo consumo de compuestos derivados del petróleo Los polímeros tardan años en descomponerse
<i>Conversión electroquímica</i>	Convierte GEI en productos Incorporación de energías renovables Combustibles de alta calidad	Sólo escala piloto
<i>Conversión catalítica</i>	Muy usado actualmente Incorporación de energías renovables	Reacciones a altas temperaturas.

Teniendo en cuenta la tabla anterior, la conversión catalítica es la más interesante desde el punto de vista industrial, dado que es el proceso mejor integrado y de mayores rendimientos tanto de consumo de CO₂ como de producción de productos intermedios.

Como se ha mencionado anteriormente, y sin olvidar el objetivo de una economía circular que permita el uso de GEI como materias primas, la conversión catalítica permite que a partir de CO₂ y CH₄ se obtenga productos intermedios como el gas de síntesis, por lo que se considera la opción óptima para su valorización.

Este es un gas compuesto de monóxido de carbono e hidrógeno en su mayoría. Es el producto intermedio más demandado en la industria, siendo empleado para la elaboración de amoníaco, parafinas, olefinas, alcoholes, ácidos orgánicos y cetonas, entre ellos (Córdoba Rodríguez et al., 2022). Atendiendo a las vías de obtención del gas de síntesis a través del dióxido de carbono, la Figura 4 muestra los diferentes procesos de conversión catalítica y no catalítica:

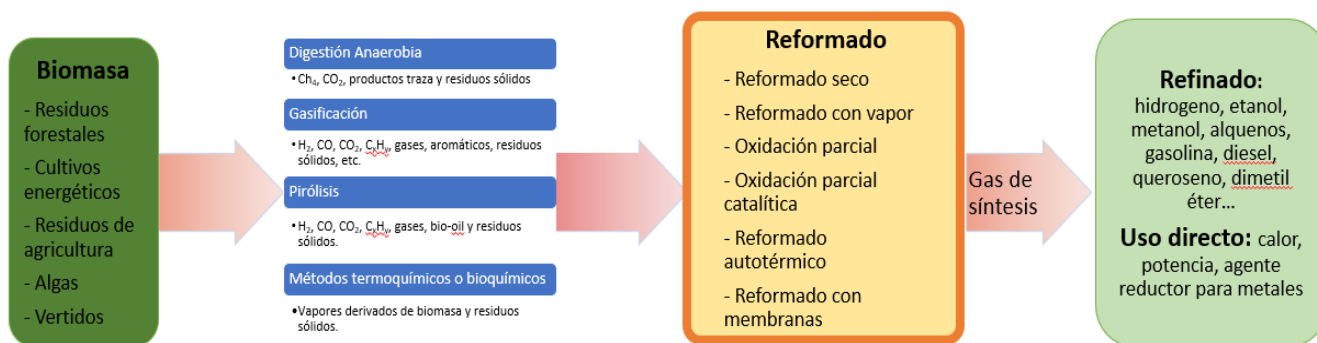


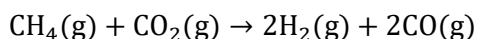
Figura 4. Obtención de gas de síntesis y sus usos. (Bolívar Caballero et al., 2022)

En esta figura se menciona el proceso completo desde el tratamiento de biomasa, ya que es considerada la clave de la descarbonización mundial, hasta su transformación en productos valiosos para la industria. Se debe tener en cuenta que la biomasa facilita la producción de químicos y combustibles de huella de carbono negativa. (Bolívar Caballero et al., 2022)

La biomasa se refiere típicamente a materiales biodegradables derivados de plantas, animales y microorganismos, como pueden ser los residuos de agricultura, de la explotación forestal e incluso fracciones orgánicas derivadas de residuos municipales. También es considerado biomasa los gases y líquidos producidos de la descomposición de los mismos, como es el biogás, por ello este trabajo se centra en la conversión de biogás en productos con interés desde el punto de vista industrial. (Bolívar Caballero et al., 2022)

Los diferentes mecanismos estudiados actualmente para la conversión de biogás son los siguientes:

- **Reformado seco (DR):** Proceso endotérmico en el cual se consumen dos gases de efecto invernadero (dióxido de carbono y metano) para producir gas de síntesis según la siguiente reacción:

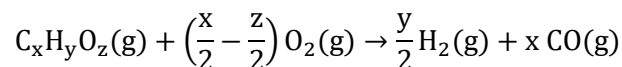


Ecuación 1. Reacción de reformado seco de metano.

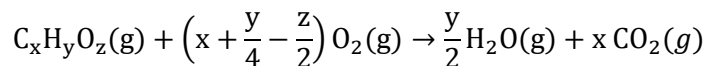
Es un proceso utilizado en su mayoría a escala de laboratorio debido a la problemática de la deposición de coque en la superficie del catalizador. En la formulación del catalizador existe una tendencia creciente en el uso de metales no nobles tales como Ni, Co, Cu y Fe, siendo soportados en alúmina. El catalizador más usado es el Ni/Al₂O₃ al tener una mayor actividad y menor coste, aunque tiende a una mayor formación de coque en la superficie ocasionando una rápida desactivación del catalizador. Actualmente se está estudiando la formulación de catalizadores con metales nobles y níquel, aumentando la resistencia a la formación de coque. (Bolívar Caballero et al., 2022)

Se opera a altas temperaturas (400-800°C) y bajas presiones. La tendencia actual es de trabajar a más de 700°C para favorecer que el ratio H₂/CO sea mayor de 1 y reducir la producción de coque, ya que a 750°C no se produce la formación de este. Se obtienen conversiones del 86-95% con catalizadores bimetalicos formados en su mayoría por níquel y un metal noble para favorecer la conversión sin el coste de un catalizador íntegramente formado por un metal noble. (Bolívar Caballero et al., 2022)

- **Oxidación parcial (POX):** Referido al proceso de reformado en presencia de oxígeno, usado en vapores derivados de biomasa, gas natural e hidrocarburos a 650-850°C según las siguientes ecuaciones:



Ecuación 2. Reacción de producción de gas de síntesis a partir de gases de biomasa.



Ecuación 3. Reacción de oxidación completa de gases de biomasa.

Se obtienen rendimientos entre 50%-70% y se debe incluir la reacción 3 para que el proceso sea autotérmico. Se realiza en alimentaciones con una relación vapor/carbono elevada para facilitar las reacciones de reformado con vapor y de cambio agua-gas para aumentar el contenido en hidrógeno. No es muy común su realización a escala industrial debido a que es menos eficiente que el reformado de vapor y requiere de mayores temperaturas, lo que conlleva mayores costes económicos. (Bolívar Caballero et al., 2022)

- **Oxidación parcial catalítica (CPO) y reformado autotérmico (ATR):** Ídem a POX, pero en presencia de un catalizador para obtener las mismas conversiones a una menor temperatura. Se suele utilizar en conjunto con SR para proporcionar la energía suficiente al proceso. Se permite tener una gran conversión sin la presencia de un quemador inicial, se mezclan oxígeno y el combustible sin producir llama. Se realiza a 400-900°C en el caso de CPO y 400-700°C en el caso de ATR; mayoritariamente a escala de laboratorio con catalizadores de rodio $Rh(NO_3)_3$ y cerio $Ce(NO_3)_3 \cdot 6H_2O$ sobre monolitos con forma espuma soportados en alúmina. Se obtienen conversiones del 97% con respecto al CO_2 . (Bolívar Caballero et al., 2022)
- **Reformado con membranas (MR):** Se realiza en reactores con membranas con óxido de varios compuestos, trabajando a temperaturas superiores a 1000K con aporte de oxígeno para favorecer la selectividad. Si existe un aporte de vapor en el proceso se puede reducir la temperatura hasta los 300K y trabajar a bajas presiones (0,03-0,2 bar). (Bolívar Caballero et al., 2022)

La membrana catalítica consta de dos zonas: la zona de la carcasa con el catalizador (donde se da la reacción) y el permeado, donde se puede introducir gas de arrastre de manera opcional, que llevará el producto deseado (Figura 5) (Bolívar Caballero et al., 2022):

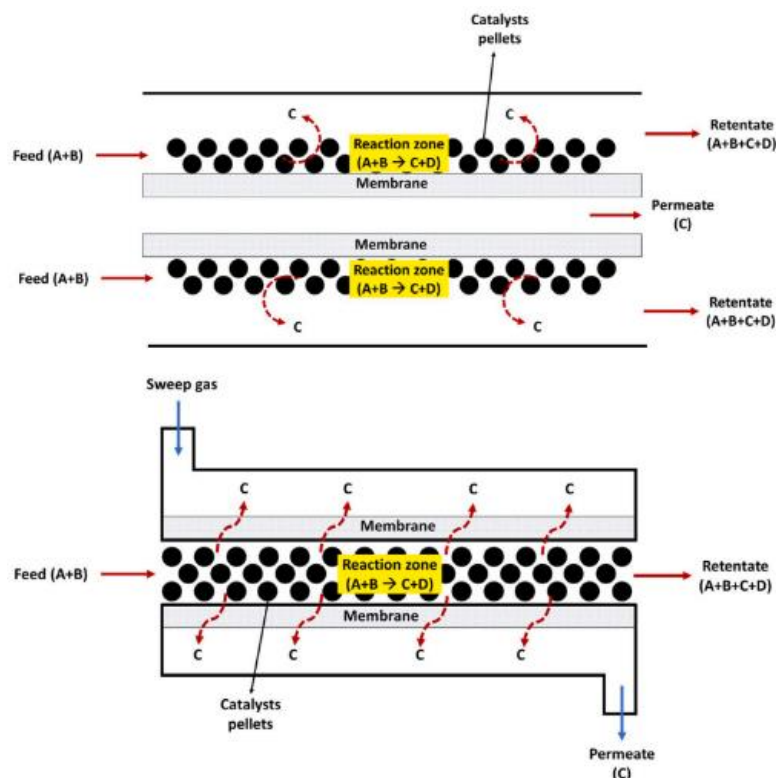
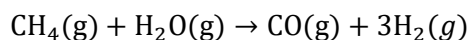


Figura 5. Disposición del proceso MR. (Bolívar Caballero et al., 2022)

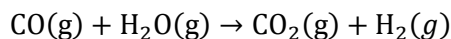
En la Figura 5 se observan dos configuraciones diferentes de un reactor de membrana tipo tubo-en-tubo: la configuración superior trata capas de membrana recubiertas en la superficie exterior del tubo interior y la configuración inferior capas de membrana recubiertas en la superficie interna del tubo interior. (Bolívar Caballero et al., 2022)

Se obtiene una reacción selectiva con una gran conversión, aunque este sistema está en proceso de desarrollo y se han realizado modelaciones del proceso para estudiar su viabilidad sobre todo para el reformado de gas natural y la escalabilidad (Bolívar Caballero et al., 2022)

- **Reformado catalítico de vapor (CSR):** Reacciona metano con vapor de agua para producir gas de síntesis según la siguiente reacción:



Ecuación 4. Reacción de reformado con vapor de metano.

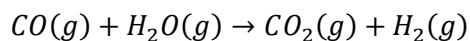


Ecuación 5. Reacción de reformado con vapor de monóxido de carbono.

Es un proceso muy endotérmico y el realizado mayoritariamente a nivel mundial (el 50% del hidrógeno producido). Se aporta el calor necesario al proceso a partir de gases de combustión y de la propia combustión del gas natural. Se realiza en lechos fijos, tipo horno con 100 tubos de 10-14m de largo que tiene pequeñas áreas donde se deposita el catalizador o en lecho fluidizado con pequeñas partículas de catalizador. Se obtienen rendimientos de 75% a 550-700°C, pero si se pierde calor en el proceso la conversión puede bajar hasta el 50%. Existen problemas por la deposición de coque en el catalizador, desactivándolo. (Bolívar Caballero et al., 2022; Zhu, 2019)

El catalizador trata de un monolito bimetálico tipo Rh-Ni/CeO₂-Al₂O₃ o Ru-Ni/CeO₂-Al₂O₃ con una gran degradación debido a las altas temperaturas y la presencia del vapor, produciendo su oxidación. (Bolívar Caballero et al., 2022)

Se debe tener en cuenta que en la producción de hidrógeno existe una gran cantidad de monóxido de carbono, que debe reformarse para ajustar la relación H₂/CO en función de las necesidades del uso del gas de síntesis. Para ello se apoya en el reformado con vapor de monóxido de carbono, en el cual se utiliza vapor de agua para transformar el monóxido de carbono en dióxido de carbono e hidrógeno, tal y como se muestra en la siguiente ecuación:



Ecuación 6. Reacción de reformado con vapor de monóxido de carbono.

Atendiendo a la información anteriormente descrita, este TFM se ha centrado en la valorización de CO₂ a través del reformado seco de metano, ya que podría ofrecer beneficios a través de la transformación de dos gases de efecto invernadero en gas de síntesis. Como se comentará en el apartado 3, Estado del Arte, el análisis económico realizado es muy reducido, por lo que este trabajo se centra en cuantificar las ganancias realizando un análisis tecno-económico completo del proceso.

2 ALCANCE Y OBJETIVOS

Este trabajo surge a partir de dos antecedentes: Córdoba Rodríguez et al., 2022 y Navarro Puyuelo et al., 2021 en el cual se realiza el estudio de microrreactores cerámicos y metálicos respectivamente para su uso en reformado seco. Estos últimos han sido producidos a partir de impresión 3D y ambos han sido únicamente estudiados a escala laboratorio, por lo que se propone su utilización a escala industrial, apoyado de otros procesos para ayudar a su rentabilidad económica y perfeccionamiento del producto final.

Teniendo en cuenta la introducción planteada en el Capítulo 1 y lo comentado en este apartado, el objetivo principal de este trabajo es estudiar y comprobar que la valorización del biogás, a través de una planta de reformado seco de metano para la obtención de gas de síntesis, no ofrece sólo beneficios medioambientales, sino que puede ser rentable económicamente. Para poder llevar a cabo este objetivo, se plantean los siguientes objetivos específicos:

- Estudio bibliográfico sobre el estado del arte del reformado seco de metano que permita identificar y fijar las condiciones de operación y los datos de partida del proceso y seleccionar los posibles escenarios del reformado seco como proceso de valorización del CO₂.
- Desarrollo de un modelo de simulación a través de una herramienta por ordenador que permita evaluar y validar el comportamiento del proceso con diferentes microrreactores, los cuales han sido estudiados y probados experimentalmente.
- Validación del modelo a partir de los resultados experimentales de conversión y selectividad obtenidos en los estudios anteriores para comprobar que el modelo es representativo de lo producido en el laboratorio.
- A través de los resultados de la simulación, desarrollar un procedimiento técnico-económico que permita evaluar los diferentes escenarios y comprobar su viabilidad a una mayor escala. Para ello, los parámetros de estudio que se han considerado son: Integración energética de la planta para reducir el coste de corrientes auxiliares, calculando así la demanda energética (tanto térmica como eléctrica), y análisis económico de los diferentes escenarios propuestos para determinar cuál es más favorable desde el punto de vista económico y producir su escalado hasta la escala industrial, obteniendo los costes y beneficios reales de una planta de reformado seco de metano.

A partir de este estudio se obtendrá, a parte de la demanda energética, el VAN (Valor Actual Neto – se obtiene el beneficio en unidades monetarias), TIR (Tasa Interna de Retorno – permite conocer la tasa de beneficio o pérdida de la inversión realizada en la planta de manera relativa, en porcentaje), Payback (el tiempo necesario para recuperar la inversión realizada y obtener beneficios reales), así como los beneficios obtenidos de la venta de gas de síntesis expresados en \$/tn de gas de síntesis.

3 ESTADO DEL ARTE

3.1 Introducción

El reformado seco de metano se ha convertido en los últimos años en un tema relevante a nivel académico, lo cual se ve reflejado en las publicaciones realizadas en los últimos años sobre reformado seco (Figura 6)(Schwab et al., 2015; Web of Science, 2023). Esto es debido a que en los últimos años se ha producido un rápido agotamiento de los recursos fósiles y una mayor restricción en las normativas medioambientales sobre el control de las emisiones producidas por el crecimiento exponencial de la población y por la industrialización (Gao et al., 2018; Abdulrasheed et al., 2019).

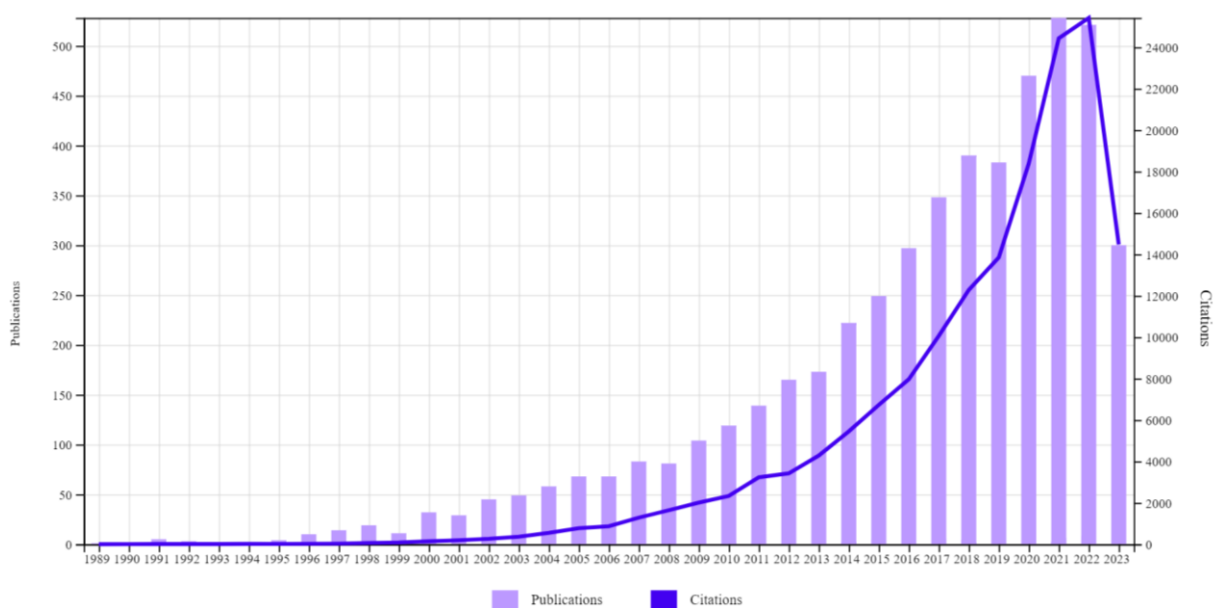


Figura 6. Gráfica de la evolución de las publicaciones sobre reformado seco hasta 2023.(Web of Science, 2023)

Se debe tener en cuenta que el año 2023 no está finalizado, por lo que se puede llegar a la conclusión de que el interés por el reformado seco en los últimos años es de manera exponencial. Este interés recae en el consumo de dos GEI (Ecuación 1) en un único proceso para la obtención de un producto intermedio como se mencionó en la introducción, aunque también puede usarse como fuente de combustible (Abdulrasheed et al., 2019). Este proceso permite la utilización de biogás como materia prima, producido por la biomasa mayoritariamente, por lo que no depende de los combustibles fósiles (Gao et al., 2018) y tiene un precio muy reducido, de 4,4USD/GJ (Lavoie, 2014).

Aunque es un proceso muy beneficioso desde el punto de vista medioambiental se debe tener en cuenta que es un proceso altamente endotérmico ($\Delta H=247$ kJ/mol) por lo que requiere de unas temperaturas de operación de entre 900 y 1273 K para conseguir unas conversiones aceptables y obtener un proceso rentable desde el punto de vista económico. (Aramouni et al., 2018) .

La relación de producción según estequiometría se espera de 1:1 aunque se puede obtener una mayor relación según la elección de los catalizadores, en función de las reacciones secundarias producidas e incluso aportando vapor de agua al proceso para producir un reformado con vapor (Abdulrasheed et al., 2019).

3.2 Desarrollo de los catalizadores

Para comprender el funcionamiento del catalizador se debe conocer el mecanismo de la reacción. Este mecanismo varía en función de la composición y propiedades del catalizador, pero la mayoría de ellos siguen una vía bifuncional: tanto el metano como el dióxido de carbono se activan en dos sitios diferentes y la reacción y productos intermedios tienen lugar en la interfase metal-soporte. Generalmente el mecanismo puede describirse en cuatro fases, tal y como se refleja en la

Figura 7 (le Saché & Reina, 2022):

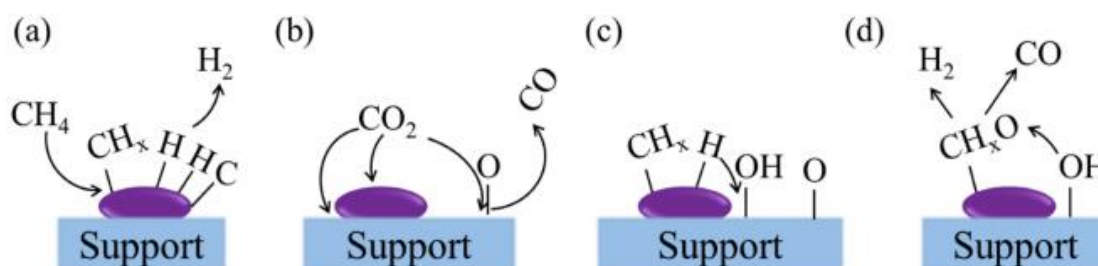


Figura 7. Etapas de la reacción de reformado seco de metano. a) Adsorción de CH_4 y desorción rápida de H_2 .

b) Adsorción de CO_2 en la interfase metal-soporte y rápida desorción de CO . c) Formación de hidroxilos superficiales a partir del desbordamiento de hidrógeno y oxígeno. d) Los hidroxilos superficiales y especies de oxígeno oxidan las especies CH_x formando CH_xO y formación de CO y H_2 . (le Saché & Reina, 2022)

- La primera fase es la adsorción de metano, que se produce de forma disociativa en la superficie del metal. Este paso suele ser el que limita la velocidad debido a que la disociación del enlace $\text{CH}_3\text{-H}(\text{g})$ tiene una energía de 439,3 kJ/mol. El metano se disocia paso a paso, eliminando poco a poco el hidrógeno. (le Saché & Reina, 2022)
- A continuación, se produce la adsorción de CO_2 que puede ser en el soporte, en la superficie del metal y en la interfase metal-soporte, aunque en la mayoría de los casos este se adsorbe en el soporte o en la interfase con el metal. El CO_2 puede disociarse directamente en CO y oxígeno adsorbido o formar precursores de carbonatos. La formación de carbonatos se ve favorecida a pH altos y pueden formarse carbonatos monodentados, bidentados, puenteados o carboxilatos. (le Saché & Reina, 2022)
- La activación de CO_2 se ve favorecida por el hidrógeno adsorbido que forma carbonilos a través de un proceso de activación y disociación de CO_2 asistido por H. Pueden producirse numerosas reacciones entre todas las especies adsorbidas. El hidrógeno adsorbido puede pasar al soporte y reaccionar con las especies de oxígeno adsorbidas formando grupos hidroxilo, mientras que el oxígeno adsorbido puede migrar a la superficie del metal y oxidar fragmentos de CH_x formando especies de CH_xO . La presencia de agua en la superficie puede favorecer también la formación de especies CH_xO . (le Saché & Reina, 2022)
- Por último la especie CH_xO se disocia para formar CO y H_2 , es un proceso rápido. (le Saché & Reina, 2022)

Dependiendo del tipo de catalizador la reacción puede variar los carbonatos intermedios formados, ya que no existe un mecanismo de reacción determinado para DRM y, por lo tanto, obtener una relación H_2/CO diferente de la esperada estequiométricamente (le Saché & Reina, 2022).

3.2.1 Tipos de catalizadores y soportes

De acuerdo con las publicaciones que desarrollan catalizadores para el proceso del reformado seco, la mayoría se centran en el **uso de catalizadores metálicos**. En ese sentido, el catalizador con base níquel es el más estudiado por su a su bajo coste, aunque estos presentan una gran producción de coque ($17,2 \text{ mg}_{\text{coque}}/\text{g}_{\text{cat}} \text{ h}$) y una baja conversión de los reactivos, 62 y 68,4% para el metano y el dióxido de carbono respectivamente. (Abdulrasheed et al., 2019; Gao et al., 2018; Schwab et al., 2015)

Un aspecto a tener en cuenta en los catalizadores de Ni es la **basicidad o acidez del catalizador** ya que es decisivo en su rendimiento. Esto es aportado por el soporte del catalizador. La acidez del catalizador dificulta la quimisorción del CO_2 por la acumulación de carbono deshidrogenado en la superficie desactivando prematuramente el catalizador. Sin embargo, la basicidad mejora la adsorción del CO_2 , la gasificación del carbono depositado y reduce la energía de activación de la reacción. (Abdulrasheed et al., 2019).

De igual manera el catalizador no puede ser excesivamente básico ya que se produce la reacción de desplazamiento del gas de agua (RWGS – Reverse Water Gas Shift Reaction) formándose óxidos metálicos y desactivando el catalizador. En los últimos estudios se ha descubierto que una distribución homogénea y moderada de puntos básicos y ácidos en el catalizador produce una síntesis con menos reacciones secundarias y una gran estabilidad del catalizador (Abdulrasheed et al., 2019).

En los últimos años se está estudiando los metales nobles para su uso de catalizadores, entre ellos destacan: platino, paladio, rodio, iridio y rutenio. Estos metales presentan una gran actividad y resistencia frente a la deposición de coque, uno de los mayores problemas de desactivación que se desarrolla. Sin embargo, su uso supone un gran coste económico, por lo que se han desarrollado catalizadores de níquel con inclusión de metales nobles. Al producir esta inclusión se observa como la producción de coque es prácticamente nula y una mayor conversión de los reactivos, llegando a ser del 80% aproximadamente. (Gao et al., 2018).

Los **soportes de los catalizadores** son críticos en el proceso, dado que proporcionan una gran superficie de dispersión del metal activo (Gao et al., 2018). Los más usados son aquellos con un carácter ligeramente ácidos como la alúmina (Al_2O_3) o con carácter ligeramente básicos como el dióxido de cerio (CeO_2) o el óxido de lantano (La_2O_3). Se tratan de soportes metálicos con una gran interacción con el catalizador, lo que provoca una dispersión y ayuda a obtener un tamaño uniforme en el proceso de reacción, por lo que será mayor la temperatura necesaria para que el metal se aglomere (inhibición por aglomeración a altas temperaturas) (Abdulrasheed et al., 2019).

En la Tabla 2 se describen las diferentes configuraciones de catalizador y sus características. Para la simulación de la planta se ha elegido un catalizador de $\text{Rh}/\text{Al}_2\text{O}_3$, ya que fue el elegido en los estudios previos a este trabajo, pero no se descarta el uso de otros catalizadores que combinen metal noble y no-noble para reducir su coste económico.

Tabla 2. Soportes y catalizadores más usados en DR (Aramouni et al., 2018).

		METAL				
		Monometálico		Bimetálico		
		No-Noble	Noble	No-Noble	Mezcla	Noble
SOPORTE	Óxidos metálicos reducibles	Buenas propiedades redox que permiten una buena sinterización pero alta riesgo de desactivación por coquización. Ni/ZrO₂	Resistencia a la deposición de coque pero interacción metal-soporte débil. Se intercambia actividad por estabilidad. Rh/(Ta₂O₅ o ZrO₂)	Buena dispersión pero baja interacción metal-soporte. Bajo rendimiento. Ni-ZrO₂/ Al₂O₃	Pequeñas cantidades de metal noble ayuda a la dispersión de los metales no nobles, obteniendo mayor resistencia a la coquización. Ni-Rh/ZrO₂	Se obtienen una interacción débil entre el metal y el soporte pero una buena dispersión que genera una gran estabilidad.
	Óxidos metálicos no reducibles	Menos propenso a la sinterización pero la basicidad del soporte tiene una mayor resistencia a la coquización. Ni/Al₂O₃	Se reduce la producción de carbón gracias a la basicidad el soporte. Rh/Al₂O₃	Buena interacción metal-soporte y mejor rendimiento que los mono-metales nobles, aunque mayor deposición de carbón. Ni-Ce/ Al₂O₃	Reduce la formación de coque en el catalizador y se obtiene una mayor actividad. Ni-Rh/Al₂O₃	Gran estabilidad y actividad por la sinergia entre el metal noble y el soporte. Pt-Ru/γ-Al₂O₃
	Mesoporosos	El tiempo de desactivación puede ampliarse atrapando el catalizador en un soporte poroso pero sigue existiendo coquización. Co/Carbón activado	Se obtienen mayores conversiones y la dispersión metálica es la mayor de las diferentes configuraciones.	No se han estudiado todavía, se están investigando actualmente. Ni-Co/SBA15	Los materiales mesoporosos tienen potencialmente una resistencia a la deposición de coque. Rh-Ni/ Al₂O₃	La gran dispersión de los metales nobles en los poros se espera que tengan una gran estabilidad y resistencia a la formación de coque.
	Composites	Balance entre basicidad, interacción metal-soporte y dispersión del metal. Ni/MgO-Al₂O₃	Rh y Ru son fácilmente reducibles, metales nobles con gran actividad y buena interacción metal-soporte. Rh/perovskita	Características eclécticas del soporte ayudan a obtener un buen rendimiento. Ni-Co/SBA15-L₂O₃	La mezcla de metales activos con soportes de composites son catalizadores prometedores, se está investigando su actividad. MgO-Alúmina	Gran potencial en la actividad del catalizador pero es necesario utilizar metales nobles raros y no se considera una opción deseable.

3.2.2 Desactivación y regeneración de los catalizadores

Para garantizar la robustez del proceso y su duración en el tiempo a escala industrial es necesario analizar la desactivación y regeneración de los catalizadores.

Debido a las altas temperaturas de operación y a la presencia de carbono, aunque el catalizador tenga una gran actividad, es inevitable la **producción y deposición de coque** (Figura 8) lo cual causa la desactivación del catalizador. Este fenómeno se ve incrementado cuanto menor es la relación de H/C de la corriente de alimentación, es decir, la relación entre el metano y el dióxido de carbono respectivamente. De igual manera son cruciales el tipo de catalizador y las condiciones de operación del reactor, que determinan la estructura del coque formado en el catalizador. (Abdulrasheed et al., 2019)

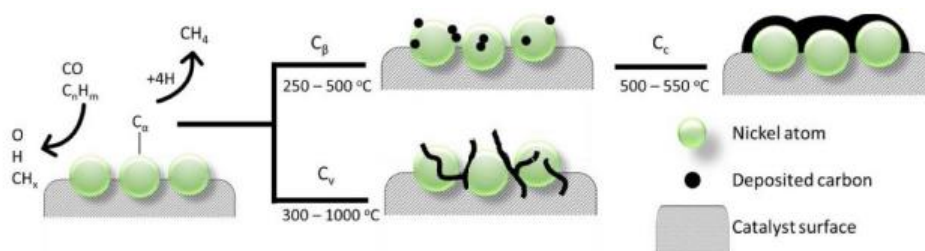


Figura 8. Formación de coque en la superficie del (Abdulrasheed et al., 2019).

Otro motivo para la desactivación de catalizador es por la **sinterización del metal**, producido por la expansión del soporte metálico, reduciendo el área de la fase activa o por el colapso de los poros de la fase metálica, produciéndose una aglomeración. Esto se produce a altas temperaturas, superiores a 700°C, y en presencia de humedad generada normalmente por RWSG (Abdulrasheed et al., 2019). Se debe tener en cuenta que ambos mecanismos se pueden producir de manera simultánea.

Por último, también puede producirse la desactivación del catalizador por **envenenamiento del catalizador** en presencia de azufre, sobre todo en catalizadores de níquel, e impurezas del biogás, dado que pueden contener siloxanos y a altas temperaturas y en presencia de oxígeno pueden producir SiO₂ que se aglomera en el reactor. (le Saché & Reina, 2022)

Para evitar la desactivación **de los catalizadores** se propone pretratar la corriente de biogás entrante al reactor para evitar el envenenamiento por la presencia de azufre e incluir vapor de agua para retirar el coque formado en el catalizador. (le Saché & Reina, 2022)

3.3 Escalado del proceso y configuraciones

Aunque el reformado en seco es un proceso prometedor desde el punto de vista medioambiental, actualmente esta técnica de valorización de CO_2 se encuentra entre un escala laboratorio, correspondido con el nivel de madurez de la tecnología (TRL – Technology Readiness Level) 1-3, y planta piloto con un TRL de 4-6, es decir, el nivel máximo realizado es la validación del sistema en un entorno relevante (le Saché & Reina, 2022). Esto es debido al alto carácter endotérmico (demanda energética elevada) y a la desactivación acelerada del catalizador por la deposición de coque o, en el caso de los metales nobles, al gran coste de operación relacionado (Aramouni et al., 2018). De cara a evitar o minimizar estos inconvenientes que ralentizan el paso a escala industrial, existen muchas tecnologías emergentes en el proceso de reformado seco:

- **DR asistido por plasma:** La catálisis por plasma trata de la aplicación de una fuente de plasma para facilitar las reacciones químicas. Se puede utilizar el plasma únicamente para iniciar la reacción o en conjunto con un catalizador para una reacción determinada. En presencia de este plasma se generan especies excitadas, entre ellas iones, radicales, átomos, moléculas y electrones libres, y no existe un equilibrio de las mismas. Esta tecnología es interesante desde el punto de vista de industrial, ya que permite activar el CO_2 y CH_4 a presión y temperatura ambiente, a partir del plasma no térmico (NTP – Non-Thermal Plasma). Esto resulta en una mayor eficiencia y selectividad que el sistema convencional, gracias a la sinergia entre plasma y catalizador, aunque se debe tener en cuenta que en el proceso se alteran las propiedades del plasma, aumentando el campo eléctrico y provocando una descarga más fuerte que en los reactores de lecho fijo. (le Saché & Reina, 2022)
- **Fotocatálisis:** Alternativa para reducir la temperatura de la reacción de DRM. Utiliza la energía de un fotón para producir la reacción a bajas temperaturas consiguiendo buenos rendimientos a 500°C , por lo que se compensa la energía libre de Gibbs del sistema de reacción. La eficiencia dependerá de la capacidad del semiconductor de absorber la luz visible e infrarroja y de la habilidad de suprimir la combinación rápida de electrones y huecos fotogenerados. Se debe tener en cuenta que la estructura de bandas del semiconductor debe coincidir con los potenciales redox de reacción, por lo que se suele utilizar como catalizador CeO_2 modificado con Si y soportado en Pt aunque la conversión obtenida es del 20%. (le Saché & Reina, 2022)
- **Reactor solar termoquímico:** La catálisis térmica es el proceso más estudiado para DRM, aunque las altas temperaturas requieren de la utilización de combustibles fósiles para dar el calor necesario a la reacción. Si se utiliza calor procedente de la radiación solar se pueden reducir las emisiones de CO_2 del proceso hasta en un 21%, aparte de que el DRM puede utilizarse como un mecanismo de almacenamiento de energía a partir de la conversión de la energía solar. Es un proceso que se ha estudiado durante más de 30 años y existen configuraciones para la utilización de la energía solar concentrada (Figura 9)(le Saché & Reina, 2022)

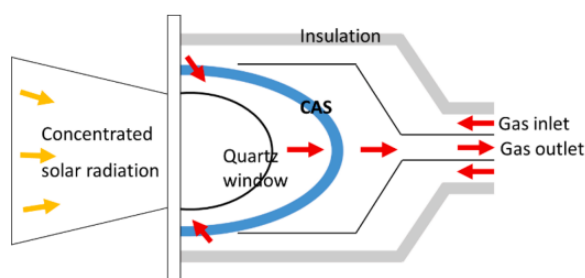


Figura 9. Esquema del reactor-receptor volumétrico de irradiación directa. (le Saché & Reina, 2022).

- **Calentamiento por inducción magnética:** En DRM es muy importante una buena transferencia de calor para evitar grandes gradientes de temperatura y evitar la desactivación del catalizador, por lo que se propone calentamiento por inducción para aportar energía al sistema. Esto implica el calentamiento de materiales conductores eléctricos o materiales magnéticos sin contacto directo, sino generando el calor en el material de interés reduciendo las pérdidas de calor y la energía consumida. Se aplica un campo magnético oscilante, produciendo calor mediante dos fenómenos: corrientes de Foucault e histéresis magnética. Las corrientes de Foucault provocan calor por efecto Joule, mientras que el calentamiento por histéresis se produce cuando el material ferromagnético atraviesa el bucle de histéresis magnética. (le Saché & Reina, 2022).

Se ha estudiado el uso de catalizadores basados en aleaciones de cobalto, como por ejemplo Co-Ni con un soporte de $MgAl_2O_4$ que consiguen llegar a temperaturas superiores a los $780^\circ C$ únicamente con el oscilamiento del campo magnético. (le Saché & Reina, 2022)

- **DRM asistido por microondas:** Similar al calentamiento por inducción, se produce el calentamiento por microondas sin contacto directo, obteniéndose una gran transmisión de energía y una gran eficiencia comparado con el sistema convencional de calentamiento. Las ondas electromagnéticas interactúan con los componentes a calentar, que pueden absorber la energía microondas en el catalizador. Igualmente estas microondas tienen un efecto en el reactivo gaseoso, permitiendo reducir la energía de activación y operar a una temperatura y presiones menores (le Saché & Reina, 2022)

Este tipo de configuración tiene el inconveniente de que algunas regiones del catalizador pueden absorber una mayor cantidad de irradiación microondas obteniéndose puntos calientes o incluso en la formación de microplasma en el reactor aunque se ha observado que tiene un mayor rendimiento que el sistema convencional. (le Saché & Reina, 2022)

- **Reactor de columna burbujeante de metal fundido:** Son usados normalmente en la pirólisis de metano, permitiendo producir hidrógeno a partir de subproductos de óxidos carbonosos y produciendo carbono sólido. En este tipo de configuración, aunque se opera a temperaturas superiores a los $1000^\circ C$, se evita el envenenamiento del catalizador por la presencia del carbón sólido, debido a que al tener una densidad menor que el metal fundido flota y puede ser separado en operación continua. Se estudia su aplicación en DRM con el mismo concepto, añadiendo una capa de sal fundida (Figura 10). Se opera con dos capas, segregadas por la diferencia de densidad y por su inmiscibilidad. Los gases son introducidos por la parte inferior del reactor, distribuido de manera que produzca pequeñas burbujas y se obtenga un mejor contacto entre la fase gaseosa y las diferentes fases líquidas del reactor, obteniéndose una selectividad del 44% hacia el metano y una conversión del 81% del dióxido de carbono introducido. (le Saché & Reina, 2022)

Se debe tener en cuenta que la temperatura de operación sigue siendo muy elevada y que se produce una gran oxidación de los materiales en presencia de agua. (le Saché & Reina, 2022)

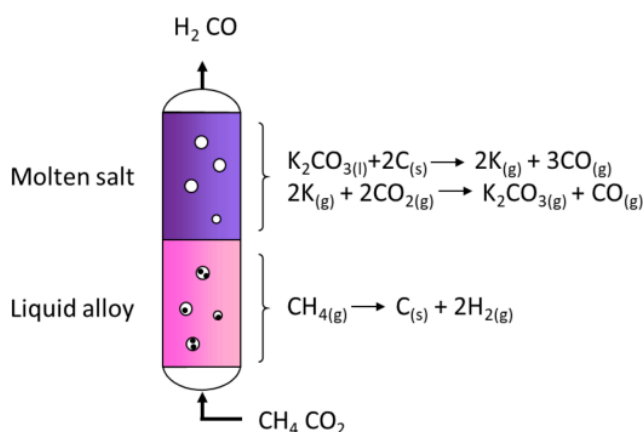


Figura 10. Esquema de un reactor de columna burbujeante con capa de metal fundido comprimido y otra capa de K_2CO_3 . (le Saché & Reina, 2022).

- DRM electroquímico: Se basa en realizar DRM en una celda electrolítica, usando los conceptos de la electrólisis a CO_2 y SOFC (Solid Oxide Fuel Cell – Pila de combustible de óxido sólido) con unas condiciones de operación de 800°C y un potencial de 1,6V. En la electrólisis al dióxido de carbono se produce en el cátodo la separación de la molécula en monóxido de carbono y O^{2-} , el ion generado viaja por el electrolito hasta el ánodo para formar oxígeno diatómico. Para ajustar este proceso a DRM, se introduce en el ánodo el metano, que reaccionará con el ion generado O^{2-} para formar hidrógeno y monóxido de carbono. Se obtienen rendimientos de casi el 100% a 800°C y se obtiene una resistencia a la generación de coque con un voltaje inferior al 0,9V, pero el ánodo se descompone rápidamente (le Saché & Reina, 2022)
- Reactor de membrana: permite combinar reacción y separación en la misma unidad, produciendo una intensificación del proceso. También ayuda a la selectividad y conversión de la reacción, se produce un desplazamiento del equilibrio al no existir los productos en la zona de reacción. Algunas de las membranas más utilizadas son de: oxígeno (MIEC – Mixed oxygen Ion and Electronic Conducting, estructura de tipo perovskita $\text{ABO}_{3.5}$) en las cuales se obtiene una pureza del oxígeno permeado cercana al 100% favoreciendo la selectividad hacia el CO y un control de la temperatura; dióxido de carbono (MOCC – Mixed Oxide ion and Carbonate ion Conductive, composites carbonosos) en las cuales se consigue una distribución homogénea del reactivo y una conversión del 88% del CO_2 ; o hidrógeno permeable (MPEC – Mixed Proton and Electron Conducting ceramic, SrCeO_3 , BaCeO_3) en las cuales se obtiene una temperatura de operación de 550°C y un producto más puro o control de la pureza deseada. (le Saché & Reina, 2022)
- Microrreactores: Surgen de la necesidad de utilizar los recursos energéticos de manera más eficiente y de reducir el impacto ambiental de la industria. Esta configuración permite realizar las mismas actividades industriales en un espacio más reducido de manera menos costosa y siendo capaz de adaptarse a cualquier escala. Son una adaptación de los reactores convencionales. Es un término que se propuso por primera vez en Alemania en 1995. Se define como un sistema de reacción miniaturizado y fabricados por métodos de microtecnología. Esto permite realizar canales en el interior de los mismos que ayudan a obtener un mayor contacto entre reactivo y catalizador. (Córdoba Rodríguez et al., 2022). Estos reactores trabajan en las mismas condiciones de operación que el proceso industrial pero al estar miniaturizados se necesita una menor cantidad de energía para obtener la temperatura deseada y se obtienen mayores rendimientos al existir un mayor contacto entre reactivo y catalizador.

A continuación, se muestra una tabla con las ventajas e inconvenientes de cada una de las tecnologías descritas para posteriormente justificar la elección de la tecnología a simular y evaluar:

Tabla 3. Ventajas e inconvenientes de las configuraciones de DR. Elaboración propia.

Tecnología	Ventajas	Inconvenientes
DR asistido por plasma	Menor temperatura de operación, mayor eficiencia y selectividad.	Mayor producción de electrones con una temperatura mayor a la media (puntos calientes)
Fotocatálisis	Reducción de la temperatura de operación	Baja conversión
Reactor solar termoquímico	Reducción de las emisiones de CO ₂ y tecnología muy estudiada	Requiere de la utilización de combustibles fósiles
Calentamiento por inducción magnética	Menor desactivación de los catalizadores al aportar calor por inducción magnética	Materiales ferromagnéticos y generación de un campo magnético, consumo de energía eléctrica
DRM asistido por microondas	Menor desactivación de los catalizadores al aportar calor por microondas, mayores rendimientos	Generación de puntos fríos y calientes, no hay homogeneidad en la temperatura
Reactor de columna burbujeante de metal fundido	No hay desactivación por generación de coque, mayor contacto entre reactivo y catalizador	Gran temperatura de operación, baja selectividad y oxidación de los materiales
DRM electroquímico	Resistencia a la generación de coque	Descomposición rápida del ánodo, coste de energía eléctrica.
Reactor de membrana	Combinación de reacción y separación, diferentes configuraciones en función de las necesidades del producto	Muy costoso, necesidad de reactivos puros y sensible al deterioro
Microrreactores	Mayor contacto entre reactivos y catalizador, menor utilización de recursos para el mismo proceso, fácilmente escalable.	Altas temperaturas de operación y requiere de tecnologías de alta precisión

Esta última configuración ha sido la elegida, basándonos en estudios previos (Córdoba Rodríguez et al., 2022; Navarro Puyuelo et al., 2021), además de la posibilidad de escalarse de manera más fácil que las demás tecnologías, la poca utilización de recursos para la fabricación del reactor y la posibilidad de trabajar en las condiciones usuales de operación.

De igual manera, se estudia la simulación de estos reactores para el reformado seco de metano. La temperatura de operación oscilará entre 700°C y 900°C, ya que se trata de una reacción altamente endotérmica, tal y como se ha expresado en la introducción. El catalizador está formado de rodio con soporte de alúmina, debido a los estudios previos que han estudiado este tipo de configuración (Córdoba Rodríguez et al., 2022; Navarro Puyuelo et al., 2021).

4 MATERIALES Y MÉTODOS

En este apartado se describe el proceso de selección de la instalación teórica, procedimiento de simulación de la instalación en el software Aspen Plus y, por último, la evaluación económica de las diferentes alternativas analizadas.

4.1 Esquema simplificado de la instalación

Como se ha explicado anteriormente, uno de los objetivos de este TFM es analizar la viabilidad del reformado seco desde un punto de vista técnico-económico. Para ello, se ha desarrollado un modelo de simulación mediante el programa Aspen Plus V8.8 que permite desarrollar el proceso al completo, adjuntando todos los equipos y corrientes que participan en el sistema y obteniendo información sobre su balance de materia y energía, además de la demanda térmica y eléctrica para su posterior integración y análisis tecno-económico. En este sentido, se ha decidido simular una instalación a nivel laboratorio de reformado seco de una corriente de 6,678 Nm³/h de biogás como reactivo, cuya composición en fracción molar es: 0,597 CH₄, 0,4006 CO₂, 0,002 N₂ y 0,0004 O₂ basada en el artículo “Hydrogen production from biogas: Process optimization using Aspen Plus®”(Phan et al., 2022), ya que se trata de la composición más usual del biogás y la cantidad es la utilizada en las experiencias de referencia para la simulación (Córdoba Rodríguez et al., 2022; Navarro Puyuelo et al., 2021). El esquema básico de la instalación se muestra en la siguiente figura, el cual ha sido la base para todos los escenarios estudiados que se estudiarán posteriormente:

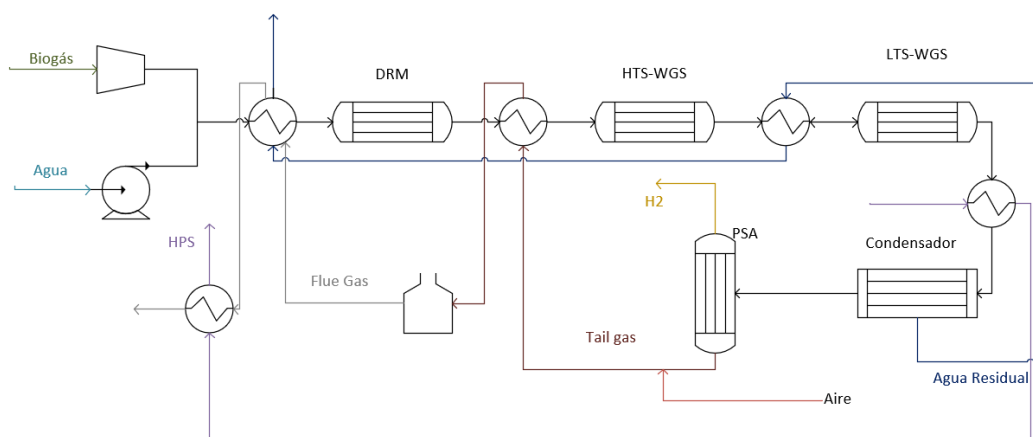


Figura 11. Diagrama de flujo esquematizado de la instalación de reformado combinado de metano.
Elaboración propia.

El biogás y el agua deben comprimirse hasta 16 bar y calentarse inicialmente hasta la temperatura de operación del reactor de reformado seco de metano, esta variará en función del escenario analizado. Se introducen en el reactor de reformado seco de metano (DRM), posteriormente se enfría la corriente de salida hasta 350°C para producir una primer reformado con vapor (HTS-WGS) y finalmente se vuelve a enfriar hasta 210°C para producir un segundo reformado con vapor a una menor temperatura (LTS-WGS).

En la instalación se ha incluido una sección de reformado con vapor a alta temperatura (HTS-WGS) y a baja temperatura (LTS-WGS) para aumentar el rendimiento de producción de hidrógeno, así como la generación de vapor a alta presión para su venta, aumentando la rentabilidad. La corriente procedente de LTS-WGS se enfría a 38°C para eliminar el vapor de agua que no ha reaccionado. Esta agua condensada se utilizará para enfriar las corrientes que van hacia los reactores de reformado con vapor y para precalentar los reactivos que entran al reactor de reformado seco.

El gas sin vapor de agua que se obtiene en el condensador se debe llevar a adsorción por cambio de presión (PSA) para obtener hidrógeno puro. El gas restante se compone en su mayoría de metano y dióxido de carbono, por lo que se mezcla con aire y se precalienta en contacto con la corriente saliente del reactor de reformado seco para combustionarlo. El gas obtenido se encuentra a una temperatura muy elevada (1612°C) por lo que se utiliza para calentar los reactivos del reactor de reformado seco y para la producción de vapor a alta presión.

4.2 Alternativas analizadas

Se han analizado seis escenarios diferentes (Tabla 4. Escenarios analizados. Elaboración propia.) en función de la bibliografía consultada para determinar cuál de ellos es más rentable económicamente y las diferentes necesidades térmicas y eléctricas, así como la generación de vapor de alta presión e hidrógeno. Posteriormente, se busca producir su escalado a nivel industrial y obtener datos estimados de una planta real de reformado seco de metano.

Estos escenarios están referidos a la temperatura de operación y tipo de reactor. Teniendo en cuenta que se trata de una reacción endotérmica, la temperatura de operación debe ser elevada y se ha estudiado el rango de 700 a 900°C, con un intervalo de 100°C.

De igual manera, los reactores elegidos han sido microrreactores monolíticos con 0,14g de catalizador de Rh/Al₂O₃ de aluminio y de cerámica, teniendo en cuenta los datos experimentales en (Córdoba Rodríguez et al., 2022) para el microrreactor cerámico y (Navarro Puyuelo et al., 2021) para el reactor metálico, validando posteriormente los datos experimentales con los obtenidos en Aspen Plus®.

Tabla 4. Escenarios analizados. Elaboración propia.

<i>Escenario</i>	1	2	3	4	5	6
<i>Reactor</i>	Cerámico	Cerámico	Cerámico	Metálico	Metálico	Metálico
<i>Temperatura (°C)</i>	700	800	900	700	800	900

4.3 Proceso de simulación

A la hora de desarrollar un modelo de simulación con el software Aspen Plus, el primer paso es completar el apartado de propiedades, siendo el método termodinámico uno de los aspectos claves. Como se trata de un proceso de simulación de gases a altas temperaturas y presiones, el asistente de métodos de Aspen Plus® aconseja el método de PSRK (Predictive Soave-Redlick-Kwong/Soave-Redlick-Kwong predictivo).

Una vez elegido el método se introducen las diferentes especies que van a intervenir en el proceso que, en este caso, son: metano, dióxido de carbono, agua, nitrógeno, monóxido de carbono, hidrógeno y oxígeno. Tras completar los compuestos se completa y especifican los datos de partida de las diferentes corrientes de entrada y equipos principales que participan del proceso. El proceso se divide en cuatro secciones fundamentales reflejadas en la Figura 12:

- Compresión con refrigeración intermedia de biogás: La corriente de biogás (BIOGAS) debe comprimirse a una presión de 16 bar a través de un tren de compresión, el cual se compone de 4 compresores con refrigeración intermedia (C1, C2, C3, C4 e INTC1, INTC2, INTC3) utilizando intercambiadores de calor tipo HeatX, no permitiendo que el gas supere los 80°C en ningún caso. Para la refrigeración se ha utilizado agua de refrigeración a 25°C, que retorna a 40°C. Así mismo, se ha fijado una relación de compresión de 4 y se ha utilizado una eficiencia isentrópica de 0,75 (Tabla 5).

Tabla 5. Equipos y condiciones de operación de la sección de compresión de biogás. (Phan et al., 2022)

<i>Equipo</i>	Tipo de bloque	Descripción	Condiciones de operación
<i>C1</i>	Compressor/turbine	Compresor	Presión de descarga: 4 bar Eficiencia isentrópica: 0,75
<i>C2</i>	Compressor/turbine	Compresor	Presión de descarga: 8 bar Eficiencia isentrópica: 0,75
<i>C3</i>	Compressor/turbine	Compresor	Presión de descarga: 12 bar Eficiencia isentrópica: 0,75
<i>C4</i>	Compressor/turbine	Compresor	Presión de descarga: 16 bar Eficiencia isentrópica: 0,75
<i>INTC1</i>	HeatX	Intercambiador de calor de carcasas y tubos	Temperatura de salida de la corriente caliente: 80°C
<i>INTC2</i>	HeatX	Intercambiador de calor de carcasas y tubos	Temperatura de salida de la corriente caliente: 80°C
<i>INTC3</i>	HeatX	Intercambiador de calor de carcasas y tubos	Temperatura de salida de la corriente caliente: 80°C

- Compresión de agua: Se produce la compresión de la corriente de agua (WATER) destinada al reformado con vapor CO hasta la presión de 16 bar. Se debe tener en cuenta que no se añade refrigeración intermedia, ya que el aumento de temperatura es mínimo entre bombas. Se han utilizado 4 bombas (P1, P2, P3, P4) con una relación de compresión de 4 y una eficiencia de 0,75 (Tabla 6).

Tabla 6. Equipos y condiciones de operación de la sección de compresión de agua. (Phan et al., 2022)

<i>Equipo</i>	Tipo de bloque	Descripción	Condiciones de operación
<i>P1</i>	Pump	Bomba	Presión de descarga: 4 bar Eficiencia: 0,75
<i>P2</i>	Pump	Bomba	Presión de descarga: 8 bar Eficiencia: 0,75
<i>P3</i>	Pump	Bomba	Presión de descarga: 12 bar Eficiencia: 0,75
<i>P4</i>	Pump	Bomba	Presión de descarga: 16 bar Eficiencia: 0,75

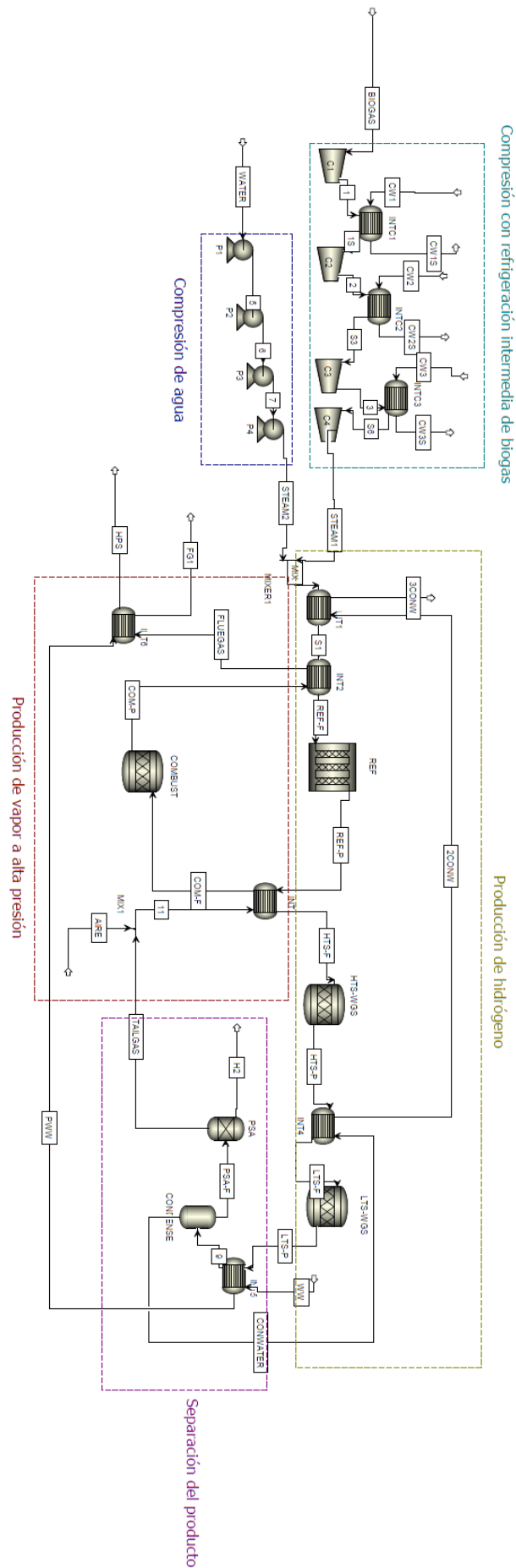


Figura 12. Simulación en Aspen Plus®. Elaboración propia.

Una vez comprimidas ambas corrientes (STEAM1 y STEAM2) se mezclan (MIX) y se llevan a la siguiente sección:

- **Producción de hidrógeno:** Antes de llevar la corriente de reactivos al reactor de reformado seco se debe precalentar hasta una temperatura de operación comprendida entre los 700 y 900°C, en función del escenario analizado. Para ello, la corriente MIX sufre un primer calentamiento con la corriente de agua procedente del condensador (INT1), precalentada entre LTS-WGS y HTS-WGS a través del intercambiador INT1 (tipo HeatX). Seguidamente, pasa a un segundo calentamiento con la corriente gaseosa (COM-P) procedente del quemador (INT2). Una vez calentada la corriente se introduce en el reactor de reformado seco (REF). De acuerdo con los diferentes tipos de reactores disponibles en el simulador, se ha seleccionado el reactor tipo RPlug, el cual requiere especificar las condiciones de operación, datos de diseño y especificaciones cinéticas. En la Tabla 10 se adjuntas las especificaciones técnicas del equipo.

Las dimensiones y especificaciones del reactor son las siguientes (Tabla 7):

Tabla 7. Especificaciones de diseño del microrreactor. Elaboración propia.

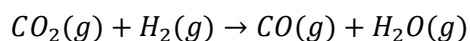
Características de los microrreactores	Bibliografía	
Altura	30 mm	(Navarro Puyuelo et al., 2021)
Diámetro	16 mm	(Navarro Puyuelo et al., 2021)
Cantidad de catalizador	0,14 g	(Navarro Puyuelo et al., 2021)
Porosidad	0,42 (metálico)	(Navarro Puyuelo et al., 2021)
	0,6 (cerámico)	(Rendtorff et al., 2010)

Con respecto a la cinética de la reacción, se ha seleccionado en el modelo una reacción de tipo LHHW (Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson), donde se recoge la catálisis heterogénea. Los distintos parámetros se extrajeron diversos datos bibliográficos (Olsbye et al., 1997; Quiroga & Luna, 2007; Triana Beltrán, 2020). En este tipo de reacción se observan tres términos, uno referido al factor cinético, otro a la fuerza impulsora y el último a la adsorción del reactivo:

$$r = \frac{[\text{Factor cinético}][\text{Fuerza impulsora}]}{[\text{Adsorción}]}$$

Ecuación 7. Disposición de las reacciones tipo LHHW.

Se debe tener en cuenta que en el reformado ocurren dos reacciones de manera simultánea: la reacción de reformado seco (Ecuación 1) y una reacción secundaria en la cual se produce monóxido de carbono y agua a partir de dióxido de carbono e hidrógeno (Ecuación 8):



Ecuación 8. Reacción secundaria en DR de formación de monóxido de carbono y agua a partir de dióxido de carbono e hidrógeno.

Para la introducción de los parámetros en Aspen se realiza una simplificación del factor cinético, también llamado constante de reacción, utilizando el valor de la unidad para la constante y se multiplica el factor cinético por la fuerza impulsora. Se debe tener en cuenta las diferencias entre las unidades de la referencia ($\text{mol/s} \cdot \text{kg}_{\text{cat}}$) y las de Aspen, por lo que la constante k debe multiplicarse por 0,001 para obtener las unidades correctas ($\text{kmol/s} \cdot \text{kg}_{\text{cat}}$).

De igual manera, las constantes de adsorción están referidas a unidades de bar^{-1} , por lo que se deben transformar en unidades de $(\text{N/m}^2)^{-1}$ multiplicando las mismas por 10^{-5} .

Se debe tener en cuenta que la introducción de la cinética en Aspen se realiza de la siguiente manera:

$$\ln(k) = A + \frac{B}{T}$$

Ecuación 9. Desarrollo de la cinética en Aspen.

Siendo A el logaritmo natural de la constante y B el valor de dividir el factor exponencial entre R , constante de los gases ideales.

Se introducen en Aspen los siguientes parámetros teniendo en cuenta que el valor de R es de 8,314 J/mol, k_x y K_x son las constantes de reacción y de adsorción del compuesto X respectivamente:

- Reacción DR: Ecuación 10 y Tabla 8.

$$r_1 = \frac{K_1 k_2 K_3 k_4 P_{CO_2} P_{CH_4}}{K_1 K_3 k_4 P_{CH_4} P_{CO_2} + K_1 k_2 P_{CH_4} + K_3 k_4 P_{CO_2}}$$

Ecuación 10. Ecuación cinética de DR.

Tabla 8. Valores de la ecuación cinética de DR. (Múnera et al., 2007)

Expresión	Valor	A	B
$K_1 k_2 K_3 k_4$	$8,324 * 10^{-8} * e^{\frac{4550}{T}}$	-16,302	4550
$K_1 K_3 k_4$	$1,615 * 10^{-14} * e^{\frac{4318,4}{T}}$	-31,757	4318,4
$K_1 k_2$	$8,136 * 10^{-5} * e^{\frac{-6561}{T}}$	-9,416	-6561
$K_3 k_4$	$1,023 * 10^{-3} * e^{\frac{-231,6}{T}}$	-6,885	-231,6

- Reacción secundaria de formación de agua y monóxido de carbono: Tabla 9 y Ecuación 11

$$r_2 = \frac{(k_2 K_{CO_2-2} K_{H_2-2}) P_{CO_2} P_{H_2} - \left(\frac{k_2 K_{CO_2-2} K_{H_2-2}}{K_{P-2}} \right) P_{CO} P_{H_2O}}{(1 + K_{CO_2-2} P_{CO_2} + K_{H_2-2} P_{H_2})^2}$$

Ecuación 11. Ecuación cinética de reacción secundaria de formación de agua y monóxido de carbono.

Tabla 9. Valores de la ecuación cinética de reacción secundaria. (Triana Beltrán, 2020)

Expresión	Valor	A	B
$k_2 K_{CO_2-2} K_{H_2-2}$	$3,017 * 10^{-5} * e^{\frac{-7907,32}{T}}$	-10,4084	-7907,51
$\frac{k_2 K_{CO_2-2} K_{H_2-2}}{K_{P-2}}$	$5,341 * 10^{-17} * e^{\frac{-3507,52}{T}}$	-37,4687	-3507,70
K_{CO_2-2}	$5,771 * 10^{-6} * e^{\frac{1114,0245}{T}}$	-12,0627	1114,0245
K_{H_2-2}	$1,494 * 10^{-5} * e^{\frac{724,6816}{T}}$	-11,1115	724,6816

Una vez producida la reacción de reformado seco, la corriente producto (REF-P) pasa por una refrigeración hasta los 457°C en el intercambiador INT3, cuya corriente fría es el gas procedente del PSA. El objetivo de este enfriamiento es acondicionar la corriente para producir el primer reformado con vapor a alta temperatura (HTS-WGS) donde el monóxido de carbono en presencia de agua se convierte en hidrógeno y dióxido de carbono (Ecuación 5).

Para esta reacción se ha considerado una conversión del 75% del monóxido de carbono según (Phan et al., 2022). A continuación, se enfría la corriente resultante con el agua procedente del condensador (INT4) hasta de 238°C para producir la reacción de reformado con vapor de monóxido de carbono (Ecuación 5) a una menor temperatura (LTS-WGS). Se considerará de igual manera una conversión del monóxido de carbono del 75%.

Ambos reactores de reformado con vapor se realizan en el modelo RStoic.

En la siguiente tabla se incluyen las especificaciones y condiciones de operación necesarias de los equipos contenidos en este apartado:

Tabla 10. Equipos y condiciones de operación de la sección de producción de hidrógeno. (Phan et al., 2022)

<i>Equipo</i>	Tipo de bloque	Descripción	Condiciones de operación
<i>HTS-WGS</i>	RStoic	Reactor de reformado con vapor a altas temperaturas	Temperatura: 457°C Presión: 15,75 bar Ecuación 5 Conversión de CO: 0,75
<i>INT1</i>	HeatX	Intercambiador de calor de carcasas y tubos	Temperatura de salida de la corriente caliente: 85°C
<i>INT2</i>	HeatX	Intercambiador de calor de carcasas y tubos	Temperatura de salida de la corriente fría: [700 - 900°C]
<i>INT3</i>	HeatX	Intercambiador de calor de carcasas y tubos	Temperatura de salida de la corriente caliente: 350°C
<i>INT4</i>	HeatX	Intercambiador de calor de carcasas y tubos	Temperatura de salida de la corriente caliente: 210°C
<i>LTS-WGS</i>	RStoic	Reactor de reformado con vapor a baja temperatura	Temperatura: 238°C Presión: 15,7 bar Ecuación 5 Conversión de CO: 0,75
<i>MIX1</i>	Mixer	Mezclador de los reactivos	-
<i>REF</i>	RPlug	Reactor de reformado seco	Longitud: 30mm Diámetro: 16mm Tabla 8; Tabla 9; Ecuación 1; Ecuación 10; Ecuación 11 Cantidad de catalizador: 0,14g Porosidad: [0,42; 0,6]

A partir de esta sección ya se ha producido el hidrógeno y se procede a la separación de los compuestos y a la producción de vapor e integración energética de la siguiente manera:

- **Separación del producto:** De cara a separar el agua producida en el proceso y la que no ha reaccionado, la corriente LTS-P pasa a un proceso de separación compuesto por un enfriamiento y un tanque flash. El enfriamiento se ha llevado a cabo en el intercambiador INT5 con el agua destinada a producción de vapor a alta presión. La temperatura de salida de la corriente caliente (LTS-P) fijada es igual a 38°C. Seguidamente, esta corriente pasa al equipo tipo Flash (CONDENSE). La corriente exenta de agua se lleva al equipo PSA (PSA) de tipo Component Separator para obtener la corriente pura de hidrógeno. El agua separada se llevará a intercambiadores de calor con las corrientes de salida y entrada a los reformadores de vapor para enfriarlas hasta la temperatura de operación. (Tabla 11. Equipos y condiciones de operación de la sección de separación del producto. (Phan et al., 2022))

Tabla 11. Equipos y condiciones de operación de la sección de separación del producto. (Phan et al., 2022)

<i>Equipo</i>	<i>Tipo de bloque</i>	<i>Descripción</i>	<i>Condiciones de operación</i>
<i>CONDENSE</i>	Flash2	Equipo tipo flash para la separación de agua	Temperatura: 38°C Presión: 35°C
<i>INT5</i>	HeatX	Intercambiador de calor de carcasas y tubos	Temperatura de salida de la corriente caliente: 38°C
<i>PSA</i>	Component Separator	Equipo PSA	Fracción de separación de H ₂ : 1

- **Producción de vapor a alta presión:** la corriente de cola procedente del PSA (TAILGAS) contiene una gran concentración de metano, por lo que se puede usar para combustión y producción de vapor a alta presión. Esta corriente se mezcla con aire (MIX1) y se precalienta con la corriente procedente de HTS-WGS. Una vez precalentada se quema en antorcha (COMBUST), equipo tipo RSTOIC y se destina a calentar la corriente de reactivos del equipo de reformado seco. A continuación, se lleva a un intercambiador de calor (INT6) donde se pone en contacto con la corriente de agua precalentada en la entrada del condensador para producir vapor a alta presión. En la siguiente tabla se muestra las especificaciones de los equipos mencionados:

Tabla 12. Equipos y condiciones de operación de la sección de producción de vapor a alta presión. (Phan et al., 2022)

<i>Equipo</i>	Tipo de bloque	Descripción	Condiciones de operación
<i>COMBUST</i>	RStoic	Quemador de gas	Temperatura: 1654,6°C Presión: 15,65 bar
<i>INT6</i>	HeatX	Intercambiador de calor de carcasas y tubos	Fracción de vapor de la corriente fría: 1 Presión de salida de la corriente fría: 36 bar
<i>MIXER1</i>	Mixer	Mezclador de la corriente de cola y aire para su combustión	-

También se debe tener en cuenta que se han realizado especificaciones de diseño, en las cuales se calcula:

- Caudal de agua necesario para refrigerar la corriente de biogás y que esta no supere los 80°C,
- Caudal de agua destinado a producción de vapor de alta presión, teniendo en cuenta que el producto de la combustión del gas de cola no debe tener una temperatura inferior a 120°C para obtener una buena dispersión del gas.

4.4 Evaluación técnico-económico

4.4.1 Validación del modelo

Antes de realizar el análisis tecno-económico, se debe comprobar si el modelo de simulación desarrollado se ajusta en lo máximo posible al comportamiento real de los resultados experimentales. Por ello, se realiza un validación del modelo en el cual se compara la simulación realizada con los datos experimentales obtenidos. Este trabajo ha utilizado Aspen Plus para el análisis y optimización de la planta realizada y, de este mismo programa, se han extraído los datos necesarios para la validación del modelo.

Los parámetros elegidos para la validación del modelo han sido la conversión y selectividad (Ecuación 12, Ecuación 13 y Ecuación 14) de la reacción, en el cual se caracteriza la actividad catalítica y se compararán con diferentes datos bibliográficos.

$$\text{Conversión } CO_2(\%) = \frac{CO_{2,IN} - CO_{2,OUT}}{CO_{2,IN}} * 100$$

Ecuación 12. Conversión del dióxido de carbono.

$$\text{Conversión } CH_4(\%) = \frac{CH_{4,IN} - CH_{4,OUT}}{CH_{4,IN}} * 100$$

Ecuación 13. Conversión del metano.

$$\text{Selectividad } H_2(\%) = \frac{H_{2,OUT}}{2 * (CH_{4,IN} - CH_{4,OUT})} * 100$$

Ecuación 14. Selectividad de la reacción hacia el hidrógeno.

Los subíndices IN y OUT indica el flujo molar de cada compuesto a la entrada y salida del reactor de reformado seco respectivamente.

4.4.2 Análisis económico

La rentabilidad de una planta recae en los costes de la misma, por lo que se debe calcular los costes de inversión y de operación de cada uno de los escenarios planteados, y compararlos entre sí. Esta estimación debe realizarse en la ingeniería conceptual para asegurar el beneficio frente a la inversión realizada y su rentabilidad.

Para este análisis se ha considerado una planta a escala laboratorio de producción de gas de síntesis que procesa 6,678 Nm³/h de biogás, ya que es el caudal utilizado en los estudios con los cuales se quiere comparar (Córdoba Rodríguez et al., 2022; Navarro Puyuelo et al., 2021) en los cuales se hizo una experiencia a escala laboratorio. Teniendo en cuenta este dato, el resto de los equipos y demandas energéticas (eléctricas y térmicas) se calcularán en base a esto.

➤ Coste de los equipos

Inicialmente debe calcularse el coste base de los equipos utilizados, utilizando la regla de Williams (Ecuación 15). Este método de cálculo se basa en la estimación del coste a partir de la capacidad del equipo, aplicando una regla de escalado:

$$\frac{C_{equipo a}^0}{C_{equipo b}^0} = \left(\frac{A_a}{A_b}\right)^n$$

Ecuación 15. Cálculo del coste base de equipos a partir de otro equipo. Regla de William.

Siendo C_{equipo}^0 el coste del equipo correspondiente en \$ y A su capacidad. El subíndice b es utilizado para el equipo del cual se conoce el coste y se utiliza como referencia para el cálculo del equipo a . n es el exponente de coste y depende del equipo utilizado pero su valor oscila entre 0,4 y 0,8. Estos valores se recopilan en la siguiente tabla:

Tabla 13. Valor de los exponentes "n" de Williams en función del tipo de equipo. (Turton et al., 2012)

<i>Equipo</i>	Capacidad (A_i)	Exponente (n)	Equivalencia equipo	Referencia Capacidad
<i>Compresor</i>	Caudal	0,73	Compresor	Simulación Aspen
<i>Bomba</i>	Caudal	0,64	Bomba	Simulación Aspen
<i>Intercambiador</i>	Área de intercambio (m ²)	0,6	Intercambiador	Simulación Aspen
<i>Reformador CO</i>	Volumen	0,6	Tanque	Chen et al., 2017
<i>Reformador CH₄</i>	Volumen	0,6	Torre de relleno	(Córdoba Rodríguez et al., 2022; Navarro Puyuelo et al., 2021)
<i>Tanque flash</i>	Volumen	0,6	Vasija	(Penn Separator Corporation, n.d.)
<i>PSA</i>	Corriente	-	-	(Zhang et al., 2021)
<i>Quemador</i>	Calor producido (kW)	0,6	Quemador	Simulación Aspen

En el caso de que no se conozca el coste de un equipo equivalente se puede calcular a partir de una correlación que tiene en cuenta la capacidad del equipo (Ecuación 16):

$$\log_{10} C_{equipo}^0 = K_1 + K_2 * \log_{10}(A) + K_3(\log_{10}(A))^2$$

Ecuación 16. Cálculo del coste base de equipos a partir de correlación.

Siendo K_i parámetros característicos de cada equipo y A su capacidad.

Dada la casuística de que los equipos operen a presiones diferentes a la atmosférica se debe añadir un factor de corrección F_p . Este factor se calcula con la siguiente ecuación genérica:

$$\log_{10} F_p = C_1 + C_2 \log_{10} P + C_3(\log_{10} P)^2$$

Ecuación 17. Ecuación genérica para el cálculo del factor de corrección.

Se debe cumplir que F_p sea mayor que 1. P es la presión de operación del equipo y C_i son parámetros característicos del equipo. Tanto P como C_i deben ir expresados en bar manométrico. También debe de tenerse en cuenta que se debe corregir el coste en función del material en aquellos casos en los que no se utiliza acero al carbono, pero no se considerará tal escenario en este trabajo a excepción de los microrreactores.

A continuación, debe actualizarse los costes de los equipos al año de adquisición a partir de la siguiente ecuación:

$$\frac{C_{\text{año } x}}{C_{\text{año } y}} = \left(\frac{I_{\text{año } x}}{I_{\text{año } y}} \right)$$

Ecuación 18. Variación de los costes con los años.

Siendo $C_{\text{año}}$ el coste del equipo e $I_{\text{año}}$ el índice de costes. El subíndice “x” se refiere al equipo a estimar y el subíndice “y” al equipo del cual se tiene información. Para obtener los índices de costes deben acudir a las Tablas de CEPSE.

➤ Coste total de inversión de la planta

Una vez conocido el coste de adquisición de todos los equipos, se calcula el coste total de inversión de la planta. Para ello, es necesario calcular el coste de arranque, de las instalaciones o fijo y el capital circulante:

- *Costes fijos (CF)*: es el componente de inversión principal, recogiendo entre el 80 y el 90% de los costes totales, se suele estimar a partir de los equipos principales. A su vez se dividen en costes directos (costes del material y mano de obra) e indirectos (asociado a la instalación de la planta).
- *Costes de arranque (CA)*: Inversión para poner a punto y arrancar la planta. Se produce el comisioning, calibración de instrumentos, pruebas de arranque, etc.
- *Capital Circulante (CC)*: Inversión necesaria para operar la planta inicialmente hasta que se obtienen ingresos por el producto vendido. Se suele afrontar un mes de gastos de operación, es decir, entre el 10-20% del coste total de inversión.

Existen muchas técnicas diferentes para el cálculo :

- **Lang**: El coste total de la planta se considera múltiplo del coste del equipo, mostrado en la siguiente ecuación:

$$C_{I,G} = F * \sum C_{T,a}$$

Ecuación 19. Coste total de inversión con el método de Lang.

El factor F de Lang depende del tipo de planta: 3,1 para plantas de sólidos; 3,63 para plantas mixtas y 4,74 para plantas de fluidos.

- **Hand**: Aplica el método de Lang de manera individual a cada elemento, teniendo un factor $f_{h,a}$ diferente en función del equipo (Ecuación 20; **Error! No se encuentra el origen de la referencia.**).

$$C_{I,G} = \sum (f_{h,a} C_{T,a})$$

Ecuación 20. Coste total de inversión con el método de Hand.

- Cran: Método factorial más preciso (Ecuación 21).

$$C_{I,G} = \left[\sum (f_{h,a} C_{T,a}) + I * F_I \right] + F_N$$

Ecuación 21. Coste total de inversión con el método de Cran.

Siendo I el coste del instrumento, F_I el factor de coste del instrumento y F_N el factor de coste directo.

- Chilton: Se parte del valor de los equipos y pondera el resto de los costes por unos factores medios. Este será el método utilizado para la estimación económica de cada escenario presentado.

En este caso se calculará los costes de inversión de la planta a partir de los factores de Chilton, los cuales se recogen en la siguiente tabla:

Tabla 14. Factores de Chilton. (Turton et al., 2012)

Ítem	Costes	Factor (f _i)	Ecuación
C ₁	Equipos principales	1	$C_1 = \sum C_{T,a}$
C ₂	Equipos instalados	1,8	$C_2 = f_2 * C_1$
C ₃	Tuberías. Planta con fluidos.	0,45	$C_3 = f_3 * C_2$
C ₄	Instrumentación. Algo de instrumentación.	0,07	$C_4 = f_4 * C_2$
C ₅	Edificios y preparación del terreno. Mixta.	0,4	$C_5 = f_5 * C_2$
C ₆	Auxiliares. Pequeña ampliación.	0,025	$C_6 = f_6 * C_2$
C ₇	Líneas exteriores. Unidad separada.	0,1	$C_7 = f_7 * C_2$
C ₈	Coste Directo Total	-	$C_8 = \sum_{i=2}^7 C_i$
C ₉	Ingeniería y construcción. Complejidad simple.	0,275	$C_9 = f_9 * C_8$
C ₁₀	Contingencia y beneficio del contratista. Proceso sujeto a cambios.	0,25	$C_{10} = f_{10} * C_9$
C ₁₁	Factor del tamaño. Planta piloto.	0,25	$C_{11} = f_{11} * C_{10}$
C ₁₂	Coste Indirecto Total	-	$C_{12} = \sum_{i=9}^{11} C_i$
CTF	Coste Total de la planta	-	$C_8 + C_{12}$

Para anualizar los costes de la planta se debe tener en cuenta toda la vida útil de la planta. Para ello se ha considerado:

- Tasa de interés anual del 7% (i)
- 15 años de vida útil (n)
- Dos años de construcción de la planta

Por lo que se obtiene la siguiente ecuación para el cálculo de los costes anualizados:

$$CTI_a = \frac{CTI}{\frac{(1+i)^n - 1}{i * (1+i)^n}}$$

Ecuación 22. Coste total de inversión anualizado.

➤ Costes de operación

El coste de operación depende a su vez del coste de los servicios, materia prima y mano de obra:

- Costes de los servicios: Se deben tomar los valores estándar que se aplican a los diferentes servicios, tal y como se muestra en la siguiente tabla:

Tabla 15. Coste asociado a los servicios. (Turton et al., 2012)

Servicio	Condiciones	Precio
Agua de enfriamiento	Líquido: 20°C, 1 bar	0,000067 \$/kg
Electricidad	-	0,06 \$/kWh

- Costes de la materia prima: El precio del biogás en Europa es de 30 USD/MBtu (International Energy Agency, 2020), que teniendo en cuenta que este biogás tiene un poder calorífico de 20,21 Btu/m³ (calculado a partir de la composición de metano en el biogás y su poder calorífico), se obtiene un precio de 0,31 USD/m³. Para el coste del agua se asume un precio de 0,000067 \$/kg (Turton et al., 2012).

Para el coste de la reposición de catalizador se ha recurrido al coste del Rodio íntegramente, ya que el precio de la alúmina no es significativo en comparación. El precio de rodio es de 352\$/g (García Santos, 2023), por lo que al tratarse de un catalizador con 0,14g de rodio el catalizador tiene un precio de 49,28 \$ anualmente.

No se tendrá en cuenta el coste del aire utilizado para la combustión del gas resultante producido en el proceso.

- Costes mano de obra: Se debe acudir a la siguiente ecuación, que depende de los equipos de la planta:

$$M.O.D = \sum (No_{p,i} * Eq_i) * \left(Sal \left(\frac{\$}{h} \right) \right) * FC * 8760 \left(\frac{h}{a} \right)$$

Ecuación 23. Cálculo del coste de la mano de obra.

Donde No_p es el número de operarios necesarios, estimados a partir de la .

Tabla 16, Eq el equipo necesario, Sal el salario del operario estimado en 20.000\$/a, FC el factor de capacidad (85%) y 8760 las horas trabajadas al año.

Tabla 16. Operarios en función del equipo. (Turton et al., 2012)

Equipo	Operario/unidad
Compresor/Bomba	0,15
Intercambiador de calor	0,1
Reactor continuo	0,5
Hornos	0,5
Torres (Flash)	0,35

➤ **Coste total de producción**

Para obtener el coste total de producción se debe tener en cuenta todos los valores mencionados anteriormente, es decir, los costes de materias primas, servicios, mano de obra, costes directos anuales y costes indirectos anuales. El proceso completo se recoge en la siguiente tabla:

Tabla 17. Cálculo del coste total de producción. (Turton et al., 2012)

Ítem	Costes	f_i	Ecuación
C ₁	Materias primas	-	Apartado "Costes materias primas"
C ₂	Electricidad, vapor, agua	-	Apartado "Costes de los servicios". Tabla 15
C ₃	Mantenimiento	5%	$C_3 = f_3 * CTF$
C ₄	Materiales Auxiliares	100%	$C_4 = f_4 * C_3$
C ₅	Empaquetado y envío	-	No procede
C ₆	Mano de Obra Directa	-	Tabla 16 Ecuación 23. Cálculo del coste de la mano de obra.
C ₇	Costes de laboratorio	20%	$C_7 = f_7 * C_6$
C ₈	Supervisión	20%	$C_8 = f_8 * C_6$
C ₉	Dirección en planta	50%	$C_9 = f_9 * C_6$
C ₁₀	Cargas de capital	15%	$C_{10} = f_{10} * CTF$
C ₁₁	Seguros	1%	$C_{11} = f_{11} * CTF$
C ₁₂	Impuestos locales	2%	$C_{12} = f_{12} * CTF$
C ₁₃	Royalties	1%	$C_{13} = f_{13} * CTF$
C ₁₄	Coste de Producción Directo (CPD)	-	$C_{14} = \sum_{i=1}^{13} C_i$
C ₁₅	Generales	60%	$C_{15} = f_{15} * C_4$
C ₁₆	Administración	2%	$C_{16} = f_{16} * CTF$
C ₁₇	Impuestos	1%	$C_{17} = f_{17} * CTF$
C ₁₈	Seguros	1%	$C_{18} = f_{18} * CTF$
C ₁₉	Recuperación capital	1,098%	$C_{19} = f_{19} * CTF$
C ₂₀	Coste de Producción Indirecto (CPI)	-	$C_{20} = \sum_{i=15}^{19} C_i$

CTP	Coste Total de Producción	-	CTP = CPD + CPI
------------	---------------------------	---	-----------------

➤ **Capital Circulante (CC)**

Como se ha mencionado anteriormente, este se representa como el 10-20% de la inversión necesaria resultante de la puesta en marcha de la planta.

➤ **Ingresos por ventas**

El precio de venta del gas de síntesis está comprendido entre 1,14 y 1,54 \$/m³ (Baena-Moreno et al., 2021), pero se debe tener en cuenta que en la planta también se genera vapor de alta presión, cuyo precio está estimado en 0,0165 \$/kg. (Turton et al., 2012)

➤ **Resultados del análisis económico**

Para obtener los beneficios económicos se debe realizar la diferencia entre los ingresos y los costes totales de operación y conocer si la planta es rentable desde el punto de vista económico:

$$\text{Beneficio}(\$) = \text{Ingresos}(\$) - \text{Costes totales de operación}(\$) - \text{Costes de inversión}(\$)$$

Ecuación 24. Cálculo de los beneficios.

4.4.3 VAN

Al realizarse la estimación económica de los diferentes escenarios en escala laboratorio, se debe producir el escalado a planta industrial a partir de la Regla de William (Ecuación 15). A continuación, se debe obtener la rentabilidad suponiendo una vida útil de 15 años y una tasa de interés del 7%. (Galván Díaz et al., 2021)

No se tiene en cuenta la compra del terreno pero sí la construcción completa de la fábrica en 2 años y su montaje. A partir del tercer año se produce la puesta en marcha y se debe añadir el coste del capital circulante, definido anteriormente en el punto 4.4.2.

Una vez se realiza la puesta en funcionamiento se estima que se obtienen los primeros ingresos al producirse los productos.

Para conocer si una inversión es viable se debe calcular el Valor Actual Neto y se acude a la siguiente ecuación:

$$VAN = -I_0 + \sum_{t=1}^n \frac{F_t}{(1+k)^t}$$

Ecuación 25. Cálculo del VAN.

Sabiendo que F_t son los flujos de caja, I_0 la inversión que se realiza inicialmente (6,25% de la inversión total), n el número de años que se lleva a cabo (15) y k el tipo de interés (0,07). De esta expresión se pueden obtener 3 escenarios:

- $VAN > 0$: Se generan beneficios
- $VAN = 0$: No se generan ni beneficios ni pérdidas
- $VAN < 0$: Se generan pérdidas económicas

A mayor VAN, mayor probabilidad de obtener beneficios.

4.4.4 TIR

Tasa Interna de Rentabilidad, es aquel tipo de interés que hace que el VAN sea cero, es decir, cuando no se generan ni beneficios ni pérdidas. Se debe utilizar la Ecuación 25, con un valor de VAN 0 y despejando el valor de k . Se debe tener en cuenta que, para que este cálculo sea realista, el TIR no debe sobrepasar el 35%. Un valor por encima del 100% indica error en el cálculo.

4.4.5 Payback

Determina cuándo se va a recuperar el capital invertido a partir de la siguiente ecuación:

$$PB = \frac{CI}{CF_i}$$

Ecuación 26. Cálculo del Payback

Siendo CI el desembolso inicial necesario y CF_i el beneficio de cada año. De esta manera se obtiene los años necesarios para poder recuperar el capital invertido y tener unos beneficios reales.

5 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

5.1 Simulación en Aspen

En todos los casos se ha procesado la misma corriente de biogás y agua, por lo que la diferencia principal se encuentra en la cantidad de hidrogeno producida y cantidad de vapor a alta presión. Estas se presentan en las siguientes tablas:

Tabla 18. Producción de hidrógeno de cada escenario en kmol/h. Elaboración propia.

Temperatura/Tipo de monolito	700°C	800°C	900°C
Metálico	0,0517	0,0808	0,1139
Cerámico	0,0517	0,0969	0,1139

Tabla 19. Producción de vapor a alta presión de cada escenario en kmol/h. Elaboración propia.

Temperatura/Tipo de monolito	700°C	800°C	900°C
Metálico	7,482	7,403	7,323
Cerámico	7,482	7,403	7,323

Todos los balances de materia y energía se han realizado con Aspen Plus V8.8. y se encuentran descritos en el Anexo I.

A continuación, se añade el análisis de sensibilidad realizado comparando la producción de hidrógeno, HPS y las conversiones de dióxido de carbono y metano con la temperatura en el reactor (Tabla 20, Figura 13. Comparación de la producción de hidrógeno y HPS con la temperatura. Elaboración propia. Figura 14):

Tabla 20. Comparación de las producciones de hidrógeno y HPS, y de las conversiones de CO₂ y H₂ con la temperatura. Elaboración propia.

T (°C)	XCH ₄	XCO ₂	H ₂ (kmol/h)	HPS (kmol/h)
700	0,0756	0,1159	0,0521	7,4819
750	0,0958	0,1484	0,0660	7,4429
800	0,1180	0,1845	0,0812	7,4027
850	0,1395	0,2205	0,0961	7,3651
900	0,1646	0,2630	0,1133	7,3229

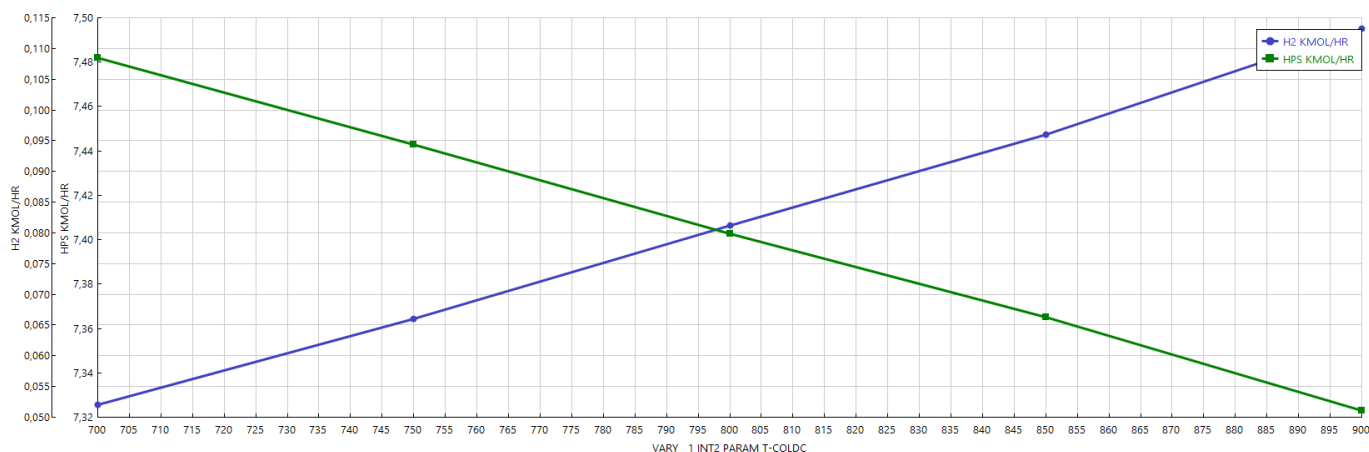


Figura 13. Comparación de la producción de hidrógeno y HPS con la temperatura. Elaboración propia.

La tendencia mostrada por la producción de hidrógeno es ligeramente exponencial con la temperatura, el rango debe ser mayor para apreciarse mejor la tendencia.

La tendencia de la producción de HPS es lineal con la temperatura en el rango descrito.

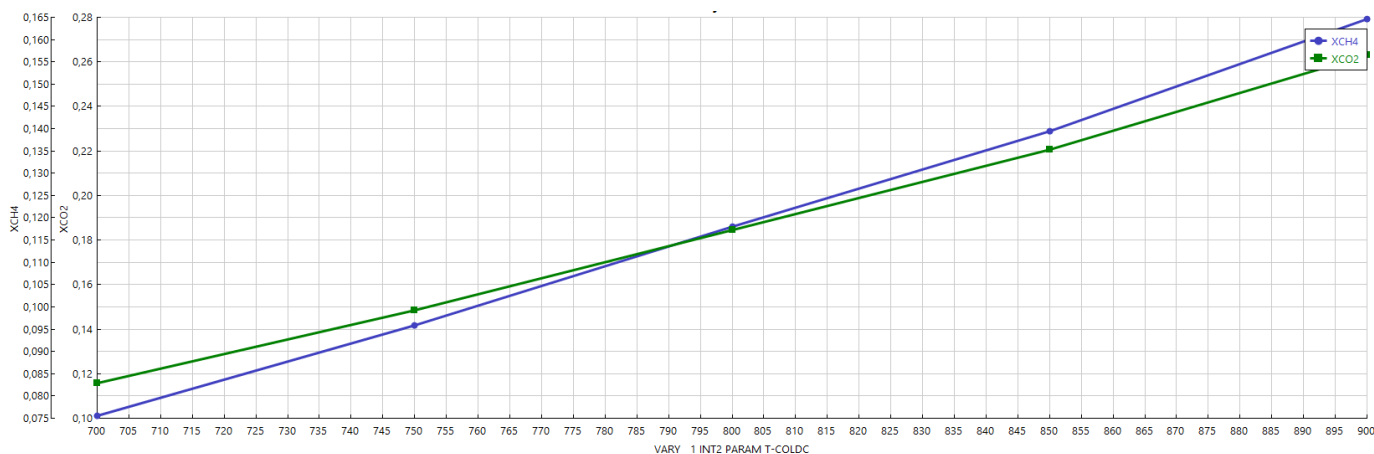


Figura 14. Comparación de las conversiones de dióxido de carbono e hidrógeno con la temperatura. Elaboración propia.

En la Figura 14 se aprecia como al aumentar la temperatura ambas conversiones aumentan drásticamente, existiendo un mayor aumento en la conversión de metano que en la de dióxido de carbono. Tal y como se desarrollará en el apartado 5.2.1 (Validación del modelo), se puede comprobar que las conversiones y selectividades obtenidas son similares a las obtenidas en el reactor cerámico, tal y como se expresa en Córdoba Rodríguez et al., 2022.

Se ha realizado otro estudio de comparación entre la carga de catalizador y la conversión obtenida de los diferentes reactivos a 700°C, mostrado en la siguiente figura:

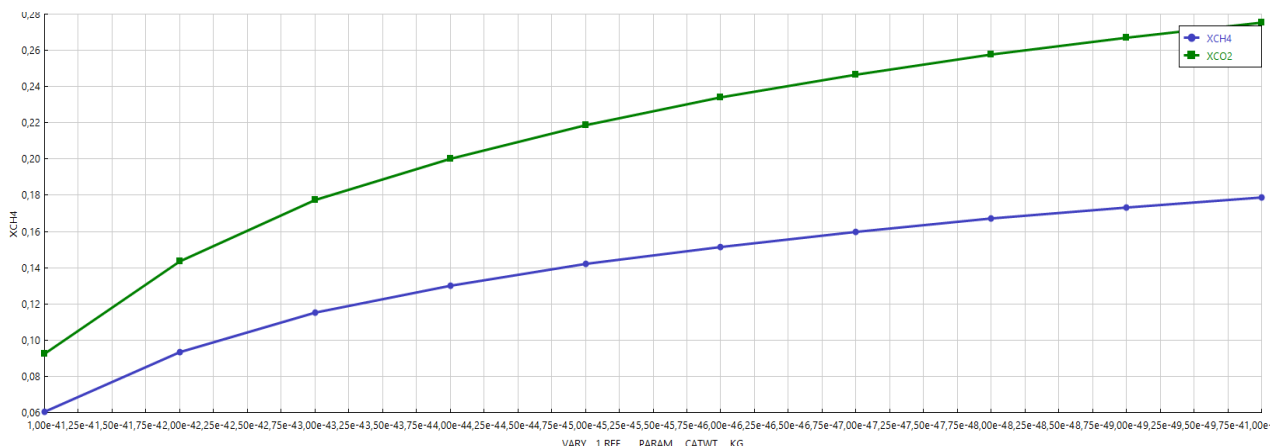


Figura 15. Comparación entre la carga de catalizador y la conversión a 700°C.

La Figura 15 muestra como un pequeño aumento de la carga de catalizador produce un gran impacto sobre la conversión de los reactivos, con una tendencia logarítmica. Esto es congruente con lo expresado en las referencias Navarro Puyuelo et al., 2021 y Córdoba Rodríguez et al., 2022, en el cual se expresa que al aumentar la carga de catalizador se obtiene una mayor conversión del reactivo.

5.2 Evaluación tecno-económica

5.2.1 Validación del modelo

Antes de realizar el análisis económico se debe comprobar que el modelo se ajusta a la experiencia en laboratorio y a las diferentes bibliografías consultadas. Para ello, los parámetros utilizados para compararlos han sido a la selectividad y conversión expresadas en Córdoba Rodríguez et al., 2022 y Navarro Puyuelo et al., 2021. Para ello, se han comparado los diferente valores de temperaturas, sin tener en cuenta los diferentes tipos de reactor, y se contrastan con las obtenidas en la simulación, tal y como se muestra en la siguiente tabla:

Tabla 21. Validación del método. Elaboración propia.

Referencia	Conversión CO ₂	Conversión CH ₄	Selectividad H ₂
Córdoba Rodríguez et al., 2022 (Monolito cerámico)	10,06%	3,4%	77,45%
Navarro Puyuelo et al., 2021 (Monolito metálico)	30,03%	46,75%	17,92%
Modelo Aspen (Monolito cerámico a 700°C)	11,59%	7,56%	95,77%

Se observa como los resultados obtenidos de conversión de los reactivos son similares a los expresados en los monolitos cerámicos. Sin embargo, la selectividad difiere con las expresadas en ambas referencias, pero se considera un modelo válido. Esto se debe a que sólo difiere en un parámetro y de manera no significativa.

Es importante tener en cuenta que Aspen no es una herramienta que permita estudiar la fluidodinámica de los monolitos.

5.2.2 Análisis económico

Teniendo en cuenta los estudios previos y la naturaleza de la reacción se ha decidido estudiar tres temperaturas diferentes de operación: 700°C, 800°C y 900°C. Esto es debido a que se trata de una reacción altamente endotérmica y requiere una gran temperatura de operación para que se produzca. De igual manera, se ha decidido estudiar dos configuraciones diferentes de reactor: monolito cerámico y metálico. Esto es debido a que son en los cuales se ha basado el estudio para la validación del modelo y el escalado del proceso.

Teniendo en cuenta lo comentado anteriormente, en este apartado se recogerán los costes asociados a una planta a escala laboratorio con los diferentes ítems referidos anteriormente designándose:

- Escenario 1: Monolito cerámico a 700°C
- Escenario 2: Monolito cerámico a 800°C
- Escenario 3: Monolito cerámico a 900°C
- Escenario 4: Monolito metálico a 700°C
- Escenario 5: Monolito metálico a 800°C
- Escenario 6: Monolito metálico a 900°C

5.2.2.1 Coste de los equipos

Tabla 22. Coste de los equipos. Elaboración propia.

Equipo	Coste (\$)					
	Escenario					
	1	2	3	4	5	6
C1	904,99	904,99	904,99	904,99	904,99	904,99
C2	584,14	584,14	584,14	584,14	584,14	584,14
C3	385,10	385,10	385,10	385,10	385,10	385,10
C4	296,14	296,14	296,14	296,14	296,14	296,14
COMBUST	35656,40	35988,30	36380,89	35656,40	35988,30	36380,89
CONDENSE	20,75	20,75	20,75	20,75	20,75	20,75
HTS-WGS	533,15	533,15	533,15	533,15	533,15	533,15
INT1	315,78	320,46	325,60	315,78	320,46	325,60
INT2	109,48	121,16	133,44	109,48	121,16	133,44
INT3	98,22	106,81	113,44	98,22	106,81	113,44
INT4	144,99	145,73	146,53	144,99	145,73	146,53
INT5	556,68	547,85	537,78	556,68	547,85	537,78
INT6	1023,80	1020,35	1016,59	1023,80	1020,35	1016,59
INTC1	79,68	79,68	79,68	79,68	79,68	79,68
INTC2	76,93	76,93	76,93	76,93	76,93	76,93
INTC3	61,55	61,55	61,55	61,55	61,55	61,55
LTS-WGS	533,15	533,15	533,15	533,15	533,15	533,15
P1	26,59	26,59	26,59	26,59	26,59	26,59
P2	32,03	32,03	32,03	32,03	32,03	32,03
P3	32,03	32,03	32,03	32,03	32,03	32,03
P4	32,03	32,03	32,03	32,03	32,03	32,03
PSA	38,52	124,82	131,27	38,52	124,82	131,27
REF	0,06	0,06	0,06	0,19	0,19	0,19
TOTAL	41.542,20	41.973,80	42.383,60	41.542,30	41.973,88	42.383,70

A continuación, se compara en la siguiente gráfica el coste de los diferentes equipos entre sí:

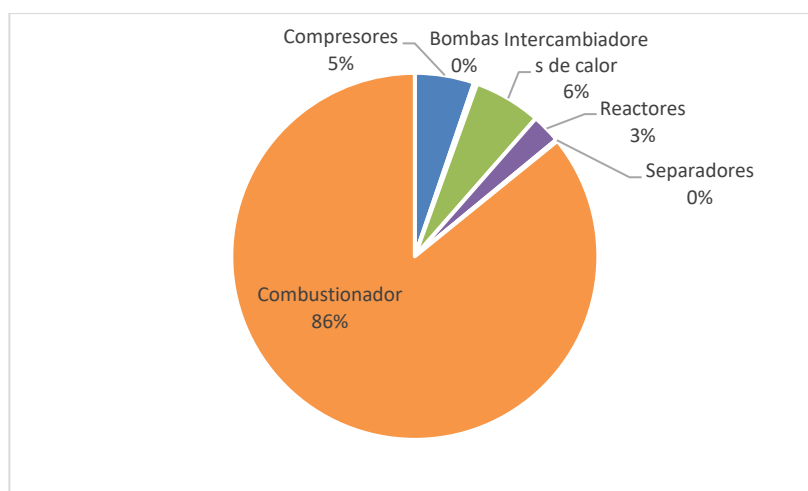


Figura 16. Comparación entre el coste de los equipos de la planta a nivel laboratorio en el escenario 1. Elaboración propia.

Atendiendo a los resultados mostrados en la Tabla 22, el coste de los equipos es muy similar en los diferentes escenarios. Si se representa el coste de cada uno de los equipos para el Escenario 1 (Figura 16), se observa que la mayor inversión se debe realizar sobre el combustionador debido al gran efluente de metano que recibe (baja conversión en el reactor) y a la cantidad de calor que este produce.

También puede apreciarse como el menor coste está asociado a las bombas, ya que el caudal de agua a bombear es muy pequeño y, por lo tanto, este será el menor coste de todos.

5.2.2.2 Coste de las materias primas

En todos los casos se han utilizado las mismas materias primas y caudales excepto en la producción de vapor de alta presión que cambia únicamente en función de la temperatura de operación, por lo que el coste de las materias primas será:

Tabla 23. Coste y consumo de materias primas. Elaboración propia.

Materia prima	Caudal/Cantidad	Precio (\$/a)
Biogás	7,29 m ³ /h	26839,15
Agua para reformado	5,79 kg/h	18,88
Aire	200 kmol/h	0
Catalizador	0,14g	49,28

5.2.2.3 Costes de los servicios auxiliares

Al igual que en el caso anterior, no existe diferencia entre la demanda de servicios auxiliares en cada escenario. Esto es debido a que la zona de reformado seco (la variante entre escenarios) está integrada en su totalidad.

En la siguiente tabla se recogen los costes asociados a electricidad y agua de enfriamiento:

Tabla 24. Coste y consumo de servicios auxiliares. Elaboración propia.

Servicio Auxiliar	Cantidad	Precio (\$/a)
Electricidad	0,916 kW	747,13
Agua de enfriamiento	28,06 kg/h	25,54
Total	-	772,67

5.2.2.4 Coste de la mano de obra

En todos los casos existe el mismo número de equipos, por lo que será necesario 5 operarios en total y los costes obtenidos serán de 127.500\$/a.

5.2.2.5 Coste directo, indirecto, total de producción e inversión y coste de inversión anualizado

El desarrollo de los factores de Chilton y cálculo de coste de producción total se encuentra desarrollado en el Anexo II.

Tabla 25. Costes directo, indirecto, total de producción, inversión e inversión anualizado de los diferentes escenarios. Elaboración propia.

<i>Costes (\$/a)</i>	Escenario					
	1	2	3	4	5	6
<i>Coste directo total</i>	111.749	112.910	114.012	111.749	112.910	114.012
<i>Coste indirecto total</i>	40.334,3	40.753,3	41.151,2	40.334,3	40.753,42	41.151,34
<i>Coste total de inversión</i>	152.083	153.663	155.163	152.083	153.663,3	155.163,71
<i>Coste total de inversión anualizado</i>	16.697,88	16.871,36	17.036,09	16.697,88	16.871,36	17.036,09
<i>Coste de producción directo</i>	233.284	233.742	234.177	233.284	233.742	234.177
<i>Coste de producción indirecto</i>	12.315,7	12.443,6	12.565,1	12.315,7	12.443,66	12.565,2
<i>Coste total de producción</i>	245.607	246.186	246.750	245.610	246.186	246.742

5.2.2.6 Ingresos por ventas

Las ventas consideradas han sido las de venta de hidrógeno y vapor de alta presión. Como solo varían en función de la temperatura y no es dependiente de la porosidad del material (tipo de monolito) se presenta en la siguiente tabla los diferentes ingresos dependiendo de las condiciones de operación:

Tabla 26. Ingresos por ventas de los diferentes escenarios. Elaboración propia.

Temperatura de operación	700°C	800°C	900°C
	Escenarios 1 y 4	Escenarios 2 y 5	Escenarios 3 y 6
Producción de hidrógeno	314,62	490,91	684,73
Producción de HPS	30.468,12	30.145,72	29.820,82
Ingresos totales	30.782,74 \$/a	30.636,63 \$/a	30.505,55 \$/a

5.3 Escalado industrial

Para el escalado industrial se ha elegido el escenario 3, monolito cerámico a 900°C debido a que los resultados obtenidos del análisis económico muestran un gran aumento de la conversión (26% en el caso de dióxido de carbono, escenario 3) sin ser necesario una gran inversión en los equipos (variación menor del 1,2%, coste de 42.383 \$) a partir de la misma materia prima y servicios auxiliares. Así mismo, dicho escenario contempla una integración energética que no implica un aporte de energía extra, tal y como se expresa en el apartado 5.2.2.3.

Para el escalado industrial se propone una planta de producción de 50.000 Nm³/h de hidrógeno (Minh et al., 2018), en el que las materias primas necesarias se han fijado con una relación molar 1,07/1 a la entrada al reactor de reformado seco de agua/biogás.

De igual manera, el reactor de reformado seco se compondrá de 20.000 microrreactores de reformado seco, al buscar aumentar la producción en 20.000 veces de manera aproximada (de una producción de 2,5 Nm³/h obtenida en la planta a escala laboratorio a 50.000 Nm³/h). Se dispondrán 200 tandas de 20 microrreactores, obteniéndose las siguientes dimensiones y cantidad de catalizador:

Tabla 27. Configuración del reactor de DR a escala industrial. Elaboración propia.

Diámetro	320 mm
Longitud	6.000 mm
Cantidad de catalizador	2800 g

De igual manera debe aumentarse los caudales de entrada al reactor, siendo necesario para obtener la producción deseada 130.200 Nm³/h de biogás y 6.471 kmol/h de agua.

5.3.1 Evaluación económica del escalado industrial

A continuación, se muestra los costes de las materias primas (Tabla 28), servicios auxiliares (Tabla 29), equipos necesarios para la planta industrial con la comparación entre los costes de los mismos (Tabla 30); así como los ingresos producidos por ventas (Tabla 31):

Tabla 28. Coste de las materias primas a escala industrial. Elaboración propia.

Materia prima	Caudal/Cantidad	Precio (\$/a)
Biogás	142.222 m ³ /h	523.277.426,07
Agua para reformado	116.577 kg/h	8.969.001,07
Catalizador	2800 g	985.600

Tabla 29. Coste y consumo de servicios auxiliares en escala industrial. Elaboración propia.

Servicio Auxiliar	Cantidad	Precio (\$/a)
Electricidad	17.854,12 kW	14.568.901,03
Agua de enfriamiento	547.077 kg/h	497.925,53
Total	-	15.066.826,57

El consumo total de energía ha sido de 3,97 kW/kg H₂, 5 veces menor que el artículo realizado por Phan et al., 2020 (15,79 kWh/kg H₂) y 1,15 veces menor que en el artículo realizado por Lee et al., 2020 (16.672.714,29 \$/a para la misma producción de hidrógeno).

Tabla 30. Coste de los equipos necesarios a escala industrial. Elaboración propia.

Equipo	Coste (M\$)
C1	1,185
C2	0,765
C3	0,510
C4	0,403
COMBUST	18,110
CONDENSE	0,003
HTS-WGS	0,030
INT1	0,051
INT2	0,021
INT3	0,018
INT4	0,023
INT5	0,086
INT6	0,163
INTC1	0,012
INTC2	0,012
INTC3	0,009
LTS-WGS	0,030
P1	0,017
P2	0,017
P3	0,017
P4	0,017.
PSA	0,028
REF	0,052
TOTAL	68,894

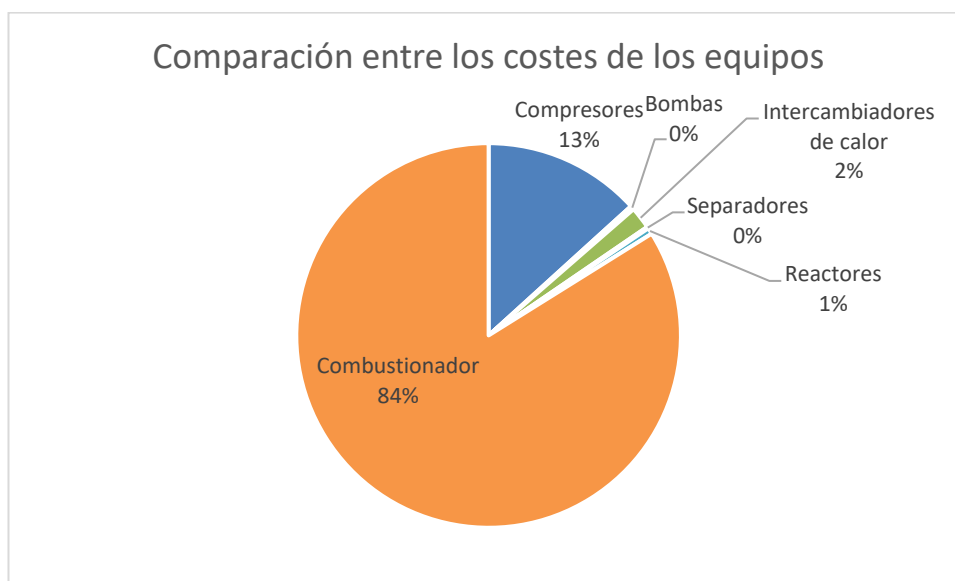


Figura 17. Comparación entre los costes de los equipos de la planta industrial. Elaboración propia.

En la Figura 17. Comparación entre los costes de los equipos de la planta industrial. Elaboración propia. se muestra que, al igual que en el caso de planta a escala laboratorio, la mayor inversión que se debe realizar es sobre el quemador del gas que no ha reaccionado, a diferencia de otros artículos tales y como son Lee et al., 2020 en el cual el mayor coste está asociado al equipo PSA. Al igual que en el caso de los diferentes escenarios a escala laboratorio, se vuelve a apreciar como las bombas son los equipos que requieren menor inversión asociado, ya que el caudal de agua a bombear es mucho menor que el caudal de biogás.

Esta similitud entre el escalado y los escenarios laboratorios se debe a que para el escalado de la planta se ha aumentado la capacidad de los equipos pero no el número de equipos.

Tabla 31. Ingresos por ventas en escala industrial. Elaboración propia.

Producto	Cantidad	Ingresos (\$/a)
Producción de hidrógeno	4.499,41 kg/h	13.490.842,2
Producción de HPS	2.634.430 kg/h	595.499.119,93
Ingresos totales	-	608.989.962,1

En la tabla 31 se muestra como la mayoría de los ingresos provienen de la venta de vapor de alta presión, dado que el caudal producido es muy superior al de la producción de hidrógeno.

A continuación, se muestra una tabla con los costes directo, indirecto, de inversión e inversión anualizado, y producción directo, indirecto y total:

Tabla 32. Costes directo, indirecto, de inversión y producción del escalado industrial. Elaboración propia.

<i>Costes</i>	(M\$/a)
<i>Coste directo total</i>	58,08
<i>Coste indirecto total</i>	20,96
<i>Coste total de inversión</i>	79,04
<i>Coste total de inversión anualizado</i>	8,67
<i>Coste de producción directo</i>	571,38
<i>Coste de producción indirecto</i>	6,40
<i>Coste total de producción</i>	577,93

El coste total de producción de 14,68 \$/kg H₂, un coste hasta 4,5 veces mayor que otros estudios que han realizado un escalado industrial de una planta de producción de hidrógeno a partir de reformado seco (Lee et al., 2020) que han obtenido un coste total de producción de 3,27 \$/kg H₂. Esto se deberá a la baja conversión de reactivo y costes asociados en su mayoría al caudal de reactivo necesario para producir la reacción.

5.3.2 Cálculo del VAN, TIR y Payback

A continuación, se representa el flujo de caja actualizado (Figura 18) y acumulado (Figura 19), ya que para obtener el segundo tipo de flujo se debe partir del flujo de caja actualizado, en el cual se representa el flujo de caja actual con respecto al del año pasado.

A partir de estas gráficas han calculado el VAN, TIR y Payback, permitiendo evaluar la planta debidamente:

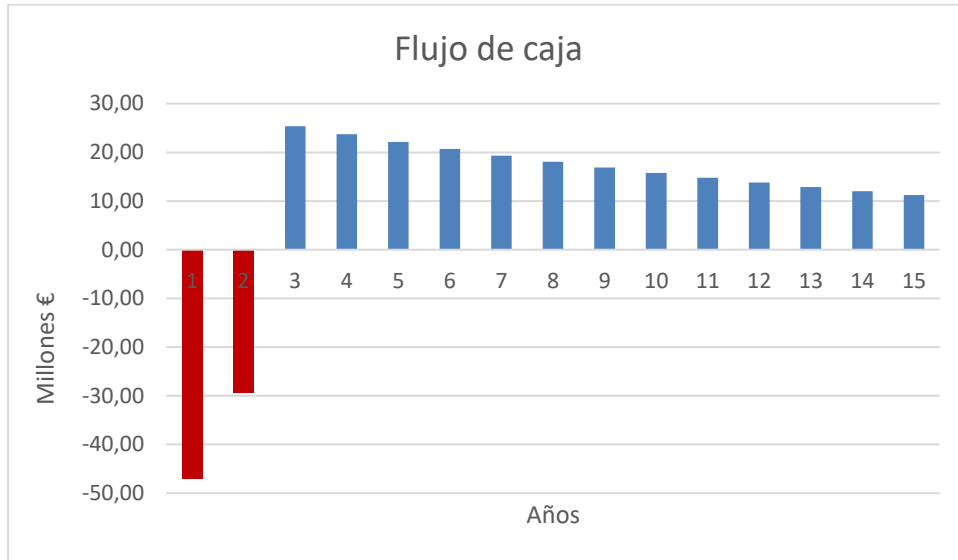


Figura 18. Flujo de caja actualizado. Elaboración propia.

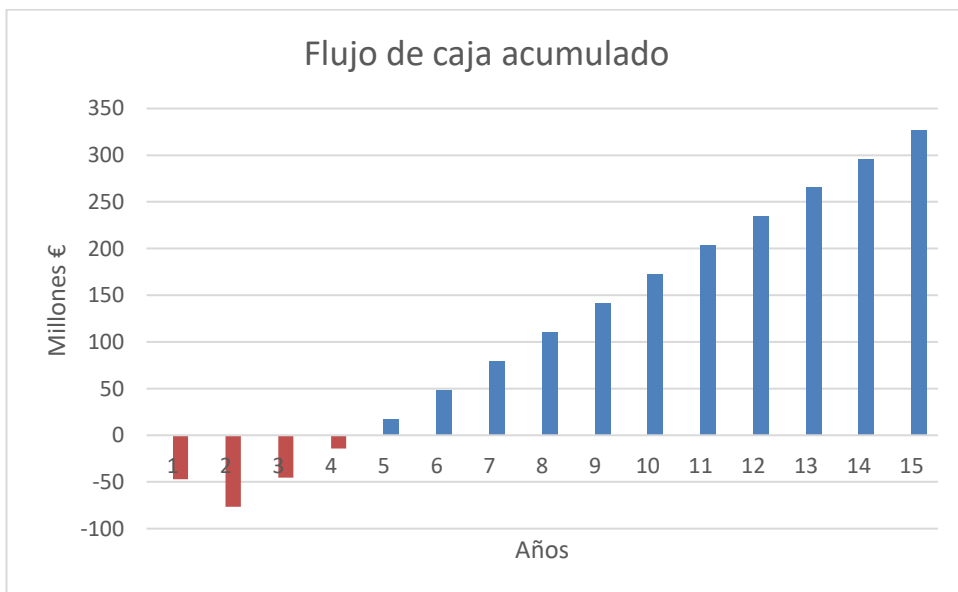


Figura 19. Flujo de caja acumulado. Elaboración propia.

A partir de estos datos se obtiene:

- Valor Actual Neto (VAN): 145.343.954,35. Este es superior a cero, por lo que se espera obtener grandes beneficios con la planta.
- TIR: 33%, inferior al 35%, se puede asumir que los cálculos están realizados debidamente.
- PayBack: 4 años y 6 meses. A partir de este punto la instalación podrá empezar a tener beneficios. Se ha tenido en cuenta que los dos primeros años la planta no genera actividad.

6 CONCLUSIONES Y FUTUROS TRABAJOS

6.1 Modelado y simulación de la planta

Durante el modelado de la planta se ha pretendido evaluar la cinética asociada al reformado seco de metano. Este TFM ha propuesto un estudio en el cual se realice un modelo cinético de los reactores de reformado con vapor para obtener datos más exactos sobre la conversión de las corrientes en el paso de los mismos, la demanda térmica asociada al equipo, así como obtener un coste más preciso asociado a estos reactores.

Con respecto a la simulación de los diferentes escenarios analizados se puede concluir que la porosidad del material no afecta en la producción de hidrógeno ni en la de vapor de alta presión, aunque se debe tener en cuenta que Aspen Plus® no es capaz de modelizar la fluidodinámica de las distintas configuraciones internas de los monolitos. Para ello sería necesario de otras herramientas como Aspen Custom Modeler en el caso de conocer las ecuaciones que rigen el comportamiento fluidodinámico o programas de computación fluidodinámica tales como Autodesk CFD o Ansys Fluent.

Atendiendo al efecto de la temperatura, un incremento en este parámetro conlleva una mayor producción de hidrógeno (reacción endotérmica) y una menor producción de vapor (menos reactivos a antorcha y calor utilizado mayoritariamente para el precalentamiento de la corriente de reactivo). Por tanto, se concluye que un aumento de la temperatura de operación es beneficioso para el sistema, ya que no es necesario un aporte de calor externo por la integración energética realizada y persiguiendo el objetivo principal del estudio, centrado en la producción de hidrógeno.

De igual manera se propone un estudio que explore la posibilidad de utilizar diferentes cantidades de catalizador para ayudar a obtener una mayor conversión de los reactivos, ya que una pequeña cantidad de catalizador ha representado un gran aumento de la conversión de los reactivos, tal y como se muestra en la Figura 15, por lo que no existiría un gran aumento del coste del catalizador.

6.2 Evaluación tecno-económica

En la validación del modelo se encuentran grandes diferencias entre el modelo teórico y experimental debido a, como se mencionó anteriormente, Aspen no es capaz de modelar los efectos de la fluidodinámica del modelo y, de igual manera, en los monolitos cerámicos se expresa que la baja conversión obtenida es debido a la baja carga de catalizador presente y al bloqueo físico producido por la alúmina hacia el rodio. Sin embargo, se considera que el modelo se aproxima adecuadamente a la actividad realizada por los monolitos cerámicos.

De acuerdo con los resultados económicos, este trabajo ha llegado a las siguientes conclusiones:

- No existe una diferencia importante en el coste de los equipos entre los diferentes escenarios, observándose un valor promedio aproximado de 42.000\$. El motivo de estos resultados se debe a que las condiciones de operación son muy similares entre los diferentes escenarios. De igual manera, se requiere similares materias primas y corrientes de servicio, sólo diferenciándose en la cantidad de agua destinada a producción de HPS (7,482-7,323 kmol/h)
- Evaluando la diferencia entre los costes de equipos se observa que el mayor coste está determinado por el quemador, llevando este a superar el 80% de los costes asociados a los equipos. Esto se debe a que la mayoría de metano no reacciona y, por lo tanto, se lleva al quemador para producir calor. Este calor primero es destinado a calentar los reactivos entrantes al reactor de reformado hasta la temperatura de operación y, posteriormente, producir vapor de alta presión con el calor residual restante.
- La diferencia principal entre los casos son los ingresos por ventas, que aumenta al disminuir la temperatura de operación, aunque la diferencia entre los escenarios no supera el 1,2% en ningún caso. Esto es debido a que se produce una mayor generación de vapor de alta presión, el cual genera la mayoría de los ingresos obtenidos, es decir, representa más del 90% de los ingresos.

- Se ha realiza el proceso de escalado del escenario 3 (monolito cerámico a 900°C). Aunque no ha sido el escenario más prometedor económicamente es aquel en el que se produce una mayor cantidad de hidrógeno. Se debe tener en cuenta que el objetivo principal de la planta es producir la mayor cantidad de hidrógeno y la diferencia entre el coste de los diferentes escenarios supera ligeramente el 1%. Se concluye que la diferencia no es relevante.

6.3 Escalado industrial

Se ha supuesto una planta con una producción de 50.000 Nm³/h de hidrógeno, en la cual se ha obtenido un coste total de producción de 14,68 \$/kg H₂. Este coste resultante ha sido hasta 4,5 veces mayor que otros estudios que han realizado un escalado industrial de una planta de producción de hidrógeno a partir de reformado seco (Lee et al., 2020). Esto se deberá a la baja conversión de reactivo y costes asociados en su mayoría al caudal de reactivo necesario para producir la reacción. A partir de esta conclusión se propone realizar un estudio que permita optimizar el proceso, incluyendo recirculaciones del reactivo no reaccionado para reducir el coste asociado a la producción de hidrógeno.

Con respecto a los costes asociados a la generación de electricidad se ha obtenido que consumo total de energía ha sido 5 veces menor que el artículo realizado por Phan et al., 2020 y 1,15 veces menor que en el artículo realizado por Lee et al., 2020. Por tanto, la integración energética ha sido correctamente realizada, evitando sobrecostes asociados a la demanda energética del proceso.

Se debe tener en cuenta que la mayor inversión que se debe realizar en los equipos se trata del quemador, debido al gran efluente de metano que llega al equipo y la gran generación de calor, a diferencia del artículo Lee et al., en el cual el mayor coste se refleja en el equipo tipo PSA, aunque se debe tener en cuenta que este trabajo no considera el tratamiento del metano sin convertir para producir vapor de alta presión.

Con respecto al VAN se ha obtenido un valor superior a 0, por lo que se concluye que la planta es prometedora desde el punto de vista económico. En el caso del TIR es inferior al 35% pero muy cercano, se concluye igualmente que los cálculos han sido debidamente realizados.

Por último, se ha obtenido un Payback de 4 años y 6 meses que, considerando que los dos primeros años no se realiza actividad, a partir de los 2 años y medio de actividad se habrá recuperado el capital invertido, lo cual es positivo desde el punto de vista económico.

Se propone un estudio futuro en el cual se evalúe el rendimiento y costes asociados a la producción de hidrógeno utilizando un catalizador más económico y una mayor cantidad de catalizador para aumentar la conversión de los reactivos y explorar un escenario en el cual la temperatura de operación sea menor a la elegida para el escalado industrial.

ANEXOS

Anexo I: Balances de materia y energía

Escenario 1: Monolito cerámico a 700°C

	Unidades	1	11	1S	2	2CONW	3	3CONW	5	6	7	9	AIRE
<i>Desde</i>		C1	MIX1	INTC1	C2	INT4	C3	INT1	P1	P2	P3	INT5	
<i>Hacia</i>		INTC1	INT3	C2	INTC2	INT1	INTC3		P2	P3	P4	CONDENSE	MIX1
<i>Fase</i>		Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Mix	Vapor	Mix	Liquido	Liquido	Liquido	Mix	Vapor
<i>Fracción molar</i>													
<i>CH₄</i>		0,60	0,02	0,60	0,60	0,00	0,60	0,00	0,00	0,00	0,00	0,25	0,00
<i>CO₂</i>		0,40	0,02	0,40	0,40	0,00	0,40	0,00	0,00	0,00	0,00	0,20	0,00
<i>H₂O</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,46	0,00
<i>N₂</i>		0,00	0,76	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,79
<i>CO</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>H₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,08	0,00
<i>O₂</i>		0,00	0,20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,21
<i>Flujo molar</i>	kmol/h	0,30	7,23	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,32	0,32	0,32	0,65	6,93
<i>Flujo másico</i>	kg/h	8,13	208,48	8,13	8,13	5,34	8,13	5,34	5,79	5,79	5,79	13,92	200
<i>Flujo volumétrico</i>	m ³ /h	2,68	179,32	2,18	1,32	0,22	0,81	0,01	0,01	0,01	0,01	0,57	171,86
<i>Temperatura</i>	°C	160,16	25,10	80,00	152,44	200,03	121,99	85,00	25,05	25,12	25,19	38,00	25,00
<i>Presión</i>	Bar	4,00	1,00	4,00	8,00	15,65	12,00	15,65	4,00	8,00	12,00	15,70	1,00
<i>Fracción vapor</i>		1,00	1,00	1,00	1,00	0,31	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,54	1,00
<i>Fracción líquida</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,69	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,46	0,00
<i>Entalpía</i>	kJ/kmol	-19685	-8882,93	-200140	-197220	-261740	-198560	-281580	-285920	-285910	-285900	-229480	-6,24
<i>Entropía</i>	kJ/kmol*K	-0,04	0,00	-0,05	-0,04	-0,10	-0,05	-0,15	-0,16	-0,16	-0,16	-0,10	0,00

	Unidades	BIOGA S	COM-F	COM-P COMBUS T	CONWATE R	CW1	CW1S	CW2	CW2S	CW3	CW3S	FG1	FLUEGA S
<i>Desde</i>			INT3	COMBUS T	CONDENSE		INTC1		INTC2		INTC3	INT6	INT2
<i>Hacia</i>		C1	COMBUS T	INT2	INT4	INTC1		INTC2		INTC3			INT6
<i>Fase</i>		Vapor	Vapor	Vapor	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Vapor	Vapor
<i>Fracción molar</i>													
<i>CH₄</i>		0,60	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>CO₂</i>		0,40	0,02	0,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,04	0,04
<i>H₂O</i>		0,00	0,00	0,05	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,05	0,05
<i>N₂</i>		0,00	0,76	0,76	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,76	0,76
<i>CO</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>H₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>O₂</i>		0,00	0,20	0,16	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,16	0,16
<i>Flujo molar</i>	kmol/h	0,30	7,23	7,23	0,30	0,64	0,64	0,58	0,58	0,33	0,33	7,23	7,23
<i>Flujo másico</i>	kg/h	8,13	208,48	208,48	5,34	11,55	11,55	10,48	10,48	6,03	6,03	208,48	208,48
<i>Flujo volumétrico</i>	m ³ /h	7,29	199,53	73,89	0,01	0,02	0,02	0,01	0,01	0,01	0,01	15,13	70,25
<i>Temperatura</i>	°C	25,00	58,64	1651,60	38,00	25,00	45,00	25,00	45,00	25,00	45,00	120,01	1556,78
<i>Presión</i>	Bar	1,01	1,00	15,65	15,65	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	15,65	15,65
<i>Fracción vapor</i>		1,00	1,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	1,00
<i>Fracción líquida</i>		0,00	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,00	0,00
<i>Entalpía</i>	kJ/kmol	-202150	-7890,97	28941,01	-285150	285930	284410	285930	284410	285930	284410	- 24258,6 1	25371,84
<i>Entropía</i>	kJ/kmol* K	-0,04	0,01	0,04	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,01	0,04

	Unidades	H2	HPS	HTS-F	HTS-P	LTS-F	LTS-P	MIX	PSA-F	PWW	REF-F	REF-P	S1
<i>Desde</i>		PSA	INT6	INT3	HTS-WGS	INT4	LTS-WGS	MIXER1	CONDENSE	INT5	INT2	REF	INT1
<i>Hacia</i>				HTS-WGS	INT4	LTS-WGS	INT5	INT1	PSA	INT6	REF	INT3	INT2
<i>Fase</i>		Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Mix	Vapor	Liquido	Vapor	Vapor	Mix
<i>Fracción molar</i>													
<i>CH₄</i>		0,00	0,00	0,25	0,25	0,25	0,25	0,29	0,47	0,00	0,29	0,25	0,29
<i>CO₂</i>		0,00	0,00	0,16	0,19	0,19	0,20	0,19	0,37	0,00	0,19	0,16	0,19
<i>H₂O</i>		0,00	1,00	0,50	0,47	0,47	0,46	0,52	0,01	1,00	0,52	0,50	0,52
<i>N₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>CO</i>		0,00	0,00	0,04	0,01	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,04	0,00
<i>H₂</i>		1,00	0,00	0,04	0,07	0,07	0,08	0,00	0,15	0,00	0,00	0,04	0,00
<i>O₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>Flujo molar</i>	kmol/h	0,05	7,48	0,65	0,65	0,65	0,65	0,62	0,35	7,48	0,62	0,65	0,62
<i>Flujo másico</i>	kg/h	0,10	134,79	13,92	13,92	13,92	13,92	13,92	8,58	134,79	13,92	13,92	13,92
<i>Flujo volumétrico</i>	m ³ /h	0,09	7,77	2,08	2,48	1,61	1,72	0,50	0,57	0,18	3,13	2,89	0,78
<i>Temperatura</i>	°C	38,00	244,25	350,00	457,00	210,00	238,00	50,19	38,00	50,62	700,00	591,50	133,40
<i>Presión</i>	Bar	15,65	36,00	16,00	15,75	15,75	15,70	16,00	15,65	1,00	16,00	16,00	16,00
<i>Fracción vapor</i>		1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,48	1,00	0,00	1,00	1,00	0,60
<i>Fracción líquida</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,52	0,00	1,00	0,00	0,00	0,40
<i>Entalpía</i>	kJ/kmol	389,24	-236010	-196120	-192530	-203220	-202380	-244160	-182660	-283980	-193050	-185020	-234710
<i>Entropía</i>	kJ/kmol*K	-0,02	-0,06	-0,02	-0,02	-0,03	-0,03	-0,11	-0,05	-0,16	-0,01	-0,01	-0,09

	Unidades	S3	S6	STEAM1	STEAM2	TAILGAS	WATER	WW
<i>Desde</i>		INTC2	INTC3	C4	P4	PSA		
<i>Hacia</i>		C3	C4	MIXER1	MIXER1	MIX1	P1	INT5
<i>Fase</i>		Vapor	Vapor	Vapor	Líquido	Mix	Líquido	Líquido
<i>Fracción molar</i>								
<i>CH₄</i>		0,60	0,60	0,60	0,00	0,55	0,00	0,00
<i>CO₂</i>		0,40	0,40	0,40	0,00	0,44	0,00	0,00
<i>H₂O</i>		0,00	0,00	0,00	1,00	0,01	1,00	1,00
<i>N₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>CO</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00
<i>H₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>O₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>Flujo molar</i>	kmol/h	0,30	0,30	0,30	0,32	0,30	0,32	7,48
<i>Flujo másico</i>	kg/h	8,13	8,13	8,13	5,79	8,48	5,79	134,79
<i>Flujo volumétrico</i>	m ³ /h	1,08	0,72	0,59	0,01	0,48	0,01	0,18
<i>Temperatura</i>	°C	80,00	80,00	109,72	25,25	38,00	25,00	20,00
<i>Presión</i>	Bar	8,00	12,00	16,00	16,00	15,65	1,01	1,00
<i>Fracción vapor</i>		1,00	1,00	1,00	0,00	1,00	0,00	0,00
<i>Fracción líquida</i>		0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	1,00	1,00
<i>Entalpía</i>	kJ/kmol	-200210	-200280	-199130	-285890	-214640	-285930	-286320
<i>Entropía</i>	kJ/kmol*K	-0,05	-0,06	-0,06	-0,16	-0,06	-0,16	-0,16

Escenario 2: Monolito cerámico an 800°C

	Unidades	1	11	1S	2	2CONW	3	3CONW	5	6	7	9	AIRE
<i>Desde</i>		INTC1	INT3	C2	INTC2	INT1	INTC3		P2	P3	P4	CONDENSE	MIX1
<i>Hacia</i>		Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Mixed	Vapor	Mixed	Liquid	Liquid	Liquid	Mixed	Vapor
<i>Fase</i>													
<i>Fracción molar</i>			0,60	0,02	0,60	0,60	0,00	0,60	0,00	0,00	0,00	0,00	0,24
<i>CH₄</i>		0,40	0,02	0,40	0,40	0,00	0,40	0,00	0,00	0,00	0,00	0,21	0,00
<i>CO₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,43	0,00
<i>H₂O</i>		0,00	0,76	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,79
<i>N₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>CO</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,12	0,00
<i>H₂</i>		0,00	0,20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,21
<i>O₂</i>		0,00	0,22	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,23
<i>Flujo molar</i>	kmol/h	0,30	7,23	0,30	0,30	0,28	0,30	0,28	0,32	0,32	0,32	0,66	6,93
<i>Flujo másico</i>	kg/h	8,13	208,68	8,13	8,13	5,08	8,13	5,08	5,79	5,79	5,79	13,92	200,00
<i>Flujo volumétrico</i>	m ³ /h	2,68	179,30	2,18	1,32	0,23	0,81	0,01	0,01	0,01	0,01	0,62	171,86
<i>Temperatura</i>	°C	160,16	25,07	80,00	152,44	200,08	121,99	85,00	25,05	25,12	25,19	38,00	25,00
<i>Presión</i>	Bar	4,00	1,00	4,00	8,00	15,65	12,00	15,65	4,00	8,00	12,00	15,70	1,00
<i>Fracción vapor</i>		1,00	1,00	1,00	1,00	0,35	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,58	1,00
<i>Fracción líquida</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,65	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,42	0,00
<i>Entalpía</i>	kJ/kmol	-196850	-9185,31	-200140	-197220	-260330	-198560	-281570	-285920	-285910	-285900	-221350	-6,24
<i>Entropía</i>	kJ/kmol*K	-0,04	0,00	-0,05	-0,04	-0,10	-0,05	-0,15	-0,16	-0,16	-0,16	-0,09	0,00

	Unidades	BIOGAS	COM-F	COM-P	CONWATER	CW1	CW1S	CW2	CW2S	CW3	CW3S	FG1	FLUEGAS
<i>Desde</i>			INT3	COMBUST	CONDENSE		INTC1		INTC2		INTC3	INT6	INT2
<i>Hacia</i>		C1	COMBUST	INT2	INT4	INTC1		INTC2		INTC3			INT6
<i>Fase</i>		Vapor	Vapor	Vapor	Liquid	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Vapor	Vapor
<i>Fracción molar</i>													
<i>CH₄</i>		0,60	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>CO₂</i>		0,40	0,02	0,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,04	0,04
<i>H₂O</i>		0,00	0,00	0,04	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,04	0,04
<i>N₂</i>		0,00	0,76	0,76	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,76	0,76
<i>CO</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>H₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>O₂</i>		0,00	0,20	0,16	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,16	0,16
<i>Flujo molar</i>	kmol/h	0,30	7,23	7,23	0,28	0,64	0,64	0,58	0,58	0,33	0,33	7,23	7,23
<i>Flujo másico</i>	kg/h	8,13	208,68	208,68	5,08	11,55	11,55	10,48	10,48	6,03	6,03	208,68	208,68
<i>Flujo volumétrico</i>	m ³ /h	7,29	203,38	73,89	0,01	0,02	0,02	0,01	0,01	0,01	0,01	15,13	69,79
<i>Temperatura</i>	°C	25,00	65,03	1651,60	38,00	25,00	45,00	25,00	45,00	25,00	45,00	120,00	1544,78
<i>Presión</i>	Bar	1,01	1,00	15,65	15,65	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	15,65	15,65
<i>Fracción vapor</i>		1,00	1,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	1,00
<i>Fracción líquida</i>		0,00	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,00	0,00
<i>Entalpía</i>	kJ/kmol	-202150	-8002,76	29403,36	-285140	-	-	-	-	-	-	-	23770,63
<i>Entropía</i>	kJ/kmol* K	-0,04	0,01	0,04	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,01	0,04

	Unidades	H2	HPS	HTS-F	HTS-P	LTS-F	LTS-P	MIX	PSA-F	PWW	REF-F	REF-P	S1
<i>Desde</i>		PSA	INT6	INT3	HTS-WGS	INT4	LTS-WGS	MIXER1	CONDENSE	INT5	INT2	REF	INT1
<i>Hacia</i>				HTS-WGS	INT4	LTS-WGS	INT5	INT1	PSA	INT6	REF	INT3	INT2
<i>Fase</i>		Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Mix	Vapor	Líquido	Vapor	Vapor	Mix
<i>Fracción molar</i>													
<i>CH₄</i>		0,00	0,00	0,24	0,24	0,24	0,24	0,29	0,41	0,00	0,29	0,24	0,29
<i>CO₂</i>		0,00	0,00	0,15	0,20	0,20	0,21	0,19	0,36	0,00	0,19	0,15	0,19
<i>H₂O</i>		0,00	1,00	0,49	0,44	0,44	0,43	0,52	0,01	1,00	0,52	0,49	0,52
<i>N₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>CO</i>		0,00	0,00	0,07	0,02	0,02	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,07	0,00
<i>H₂</i>		1,00	0,00	0,06	0,11	0,11	0,12	0,00	0,21	0,00	0,00	0,06	0,00
<i>O₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>Flujo molar</i>	kmol/h	0,08	7,40	0,66	0,66	0,66	0,66	0,62	0,38	7,40	0,62	0,66	0,62
<i>Flujo másico</i>	kg/h	0,16	133,36	13,92	13,92	13,92	13,92	13,92	8,84	133,36	13,92	13,92	13,92
<i>Flujo volumétrico</i>	m ³ /h	0,14	7,69	2,13	2,54	1,65	1,76	0,50	0,62	0,18	3,44	3,11	0,78
<i>Temperatura</i>	°C	38,00	244,25	350,00	457,00	210,00	238,00	50,19	38,00	49,98	800,00	634,50	134,18
<i>Presión</i>	Bar	15,65	36,00	16,00	15,75	15,75	15,70	16,00	15,65	1,00	16,00	16,00	16,00
<i>Fracción vapor</i>		1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,48	1,00	0,00	1,00	1,00	0,61
<i>Fracción líquida</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,52	0,00	1,00	0,00	0,00	0,39
<i>Entalpía</i>	kJ/kmol	389,24	-236010	-188680	-185820	-196360	-195700	-244160	-174240	-284030	-187650	-175750	-234530
<i>Entropía</i>	kJ/kmol*K	-0,02	-0,06	-0,02	-0,01	-0,03	-0,03	-0,11	-0,04	-0,16	0,00	0,00	-0,09

	Unidades	S3	S6	STEAM1	STEAM2	TAILGAS	WATER	WW
<i>Desde</i>		INTC2	INTC3	C4	P4	PSA		
<i>Hacia</i>		C3	C4	MIXER1	MIXER1	MIX1	P1	INT5
<i>Fase</i>		Vapor	Vapor	Vapor	Liquid	Mix	Liquido	Liquido
<i>Fracción molar</i>								
<i>CH₄</i>		0,60	0,60	0,60	0,00	0,52	0,00	0,00
<i>CO₂</i>		0,40	0,40	0,40	0,00	0,46	0,00	0,00
<i>H₂O</i>		0,00	0,00	0,00	1,00	0,01	1,00	1,00
<i>N₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>CO</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00
<i>H₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>O₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>Flujo molar</i>	kmol/h	0,30	0,30	0,30	0,32	0,30	0,32	7,40
<i>Flujo másico</i>	kg/h	8,13	8,13	8,13	5,79	8,68	5,79	133,36
<i>Flujo volumétrico</i>	m ³ /h	1,08	0,72	0,59	0,01	0,48	0,01	0,18
<i>Temperatura</i>	°C	80,00	80,00	109,72	25,25	38,00	25,00	20,00
<i>Presión</i>	Bar	8,00	12,00	16,00	16,00	15,65	1,01	1,00
<i>Fracción vapor</i>		1,00	1,00	1,00	0,00	1,00	0,00	0,00
<i>Fracción líquida</i>		0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	1,00	1,00
<i>Entalpía</i>	kJ/kmol	-200210	-200280	-199130	-285890	-221820	-285930	-286320
<i>Entropía</i>	kJ/kmol*K	-0,05	-0,06	-0,06	-0,16	-0,06	-0,16	-0,16

Escenario 3: Monolito cerámico a 900°C

	Unidades	1	11	1S	2	2CONW	3	3CONW	5	6	7	9	AIRE
<i>Desde</i>		C1	MIX1	INTC1	C2	INT4	C3	INT1	P1	P2	P3	INT5	
<i>Hacia</i>		INTC1	INT3	C2	INTC2	INT1	INTC3		P2	P3	P4	CONDENSE	MIX1
<i>Fase</i>		Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Mix	Vapor	Mix	Liquido	Liquido	Liquido	Mix	Vapor
<i>Fracción molar</i>													
<i>CH₄</i>		0,60	0,02	0,60	0,60	0,00	0,60	0,00	0,00	0,00	0,00	0,22	0,00
<i>CO₂</i>		0,40	0,02	0,40	0,40	0,00	0,40	0,00	0,00	0,00	0,00	0,21	0,00
<i>H₂O</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,39	0,00
<i>N₂</i>		0,00	0,76	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,79
<i>CO</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00
<i>H₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,17	0,00
<i>O₂</i>		0,00	0,20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,21
<i>Flujo molar</i>	kmol/h	0,30	7,23	0,30	0,30	0,27	0,30	0,27	0,32	0,32	0,32	0,68	6,93
<i>Flujo másico</i>	kg/h	8,13	208,90	8,13	8,13	4,79	8,13	4,79	5,79	5,79	5,79	13,92	200,00
<i>Flujo volumétrico</i>	m ³ /h	2,68	179,28	2,18	1,32	0,25	0,81	0,01	0,01	0,01	0,01	0,67	171,86
<i>Temperatura</i>	°C	160,16	25,02	80,00	152,44	200,13	121,99	85,00	25,05	25,12	25,19	38,00	25,00
<i>Presión</i>	Bar	4,00	1,00	4,00	8,00	15,65	12,00	15,65	4,00	8,00	12,00	15,70	1,00
<i>Fracción vapor</i>		1,00	1,00	1,00	1,00	0,39	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,61	1,00
<i>Fracción líquida</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,61	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,39	0,00
<i>Entalpía</i>	kJ/kmol	-196850	-9516,79	-200140	-197220	-258620	-198560	-281560	-285920	-285910	-285900	-212830	-6,24
<i>Entropía</i>	kJ/kmol*K	-0,04	0,00	-0,05	-0,04	-0,10	-0,05	-0,15	-0,16	-0,16	-0,16	-0,09	0,00

	Unidades	BIOGA S	COM-F	COM-P COMBUS T	CONWATE R	CW1	CW1S	CW2	CW2S	CW3	CW3S	FG1	FLUEGA S
<i>Desde</i>			INT3	COMBUS T	CONDENSE		INTC1		INTC2		INTC3	INT6	INT2
<i>Hacia</i>		C1	COMBUS T	INT2	INT4	INTC1		INTC2		INTC3			INT6
<i>Fase</i>		Vapor	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Vapor	Vapor
<i>Fracción molar</i>													
<i>CH₄</i>		0,60	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>CO₂</i>		0,40	0,02	0,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,04	0,04
<i>H₂O</i>		0,00	0,00	0,04	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,04	0,04
<i>N₂</i>		0,00	0,76	0,76	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,76	0,76
<i>CO</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>H₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>O₂</i>		0,00	0,20	0,16	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,16	0,16
<i>Flujo molar</i>	kmol/h	0,30	7,23	7,23	0,27	0,64	0,64	0,58	0,58	0,33	0,33	7,23	7,23
<i>Flujo másico</i>	kg/h	8,13	208,90	208,90	4,79	11,55	11,55	10,48	10,48	6,03	6,03	208,90	208,90
<i>Flujo volumétrico</i>	m ³ /h	7,29	206,55	73,90	0,01	0,02	0,02	0,01	0,01	0,01	0,01	15,13	69,34
<i>Temperatura</i>	°C	25,00	70,27	1651,60	38,00	25,00	45,00	25,00	45,00	25,00	45,00	120,00	1532,90
<i>Presión</i>	Bar	1,01	1,00	15,65	15,65	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	15,65	15,65
<i>Fracción vapor</i>		1,00	1,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	1,00
<i>Fracción líquida</i>		0,00	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,00	0,00
<i>Entalpía</i>	kJ/kmol	-202150	-8177,38	29912,46	-285130	285930	284410	285930	284410	285930	284410	- 23232,9 4	25454,30
<i>Entropía</i>	kJ/kmol* K	-0,04	0,01	0,04	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,01	0,04

	Unidades	H2	HPS	HTS-F	HTS-P	LTS-F	LTS-P	MIX	PSA-F	PWW	REF-F	REF-P	S1
<i>Desde</i>		PSA	INT6	INT3	HTS-WGS	INT4	LTS-WGS	MIXER1	CONDENSE	INT5	INT2	REF	INT1
<i>Hacia</i>				HTS-WGS	INT4	LTS-WGS	INT5	INT1	PSA	INT6	REF	INT3	INT2
<i>Fase</i>		Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Mixed	Vapor	Liquid	Vapor	Vapor	Mixed
<i>Fracción molar</i>													
<i>CH₄</i>		0,00	0,00	0,22	0,22	0,22	0,22	0,29	0,36	0,00	0,29	0,22	0,29
<i>CO₂</i>		0,00	0,00	0,13	0,20	0,20	0,21	0,19	0,35	0,00	0,19	0,13	0,19
<i>H₂O</i>		0,00	1,00	0,48	0,41	0,41	0,39	0,52	0,01	1,00	0,52	0,48	0,52
<i>N₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>CO</i>		0,00	0,00	0,09	0,02	0,02	0,01	0,00	0,01	0,00	0,00	0,09	0,00
<i>H₂</i>		1,00	0,00	0,08	0,15	0,15	0,17	0,00	0,27	0,00	0,00	0,08	0,00
<i>O₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>Flujo molar</i>	kmol/h	0,11	7,32	0,68	0,68	0,68	0,68	0,62	0,41	7,32	0,62	0,68	0,62
<i>Flujo másico</i>	kg/h	0,23	131,92	13,92	13,92	13,92	13,92	13,92	9,13	131,92	13,92	13,92	13,92
<i>Flujo volumétrico</i>	m ³ /h	0,19	7,61	2,18	2,61	1,69	1,80	0,50	0,67	0,18	3,76	3,30	0,79
<i>Temperatura</i>	°C	38,00	244,25	350,00	457,00	210,00	238,00	50,19	38,00	49,24	900,00	669,22	135,01
<i>Presión</i>	Bar	15,65	36,00	16,00	15,75	15,75	15,70	16,00	15,65	1,00	16,00	16,00	16,00
<i>Fracción vapor</i>		1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,48	1,00	0,00	1,00	1,00	0,61
<i>Fracción líquida</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,52	0,00	1,00	0,00	0,00	0,39
<i>Entalpía</i>	kJ/kmol	389,24	-236010	-180850	-178780	-189150	-188690	-244160	-166360	-284080	-182310	-166570	-234340
<i>Entropía</i>	kJ/kmol*K	-0,02	-0,06	-0,02	-0,01	-0,03	-0,03	-0,11	-0,04	-0,16	0,00	0,00	-0,08

	Unidades	S3	S6	STEAM1	STEAM2	TAILGAS	WATER	WW
<i>Desde</i>		INTC2	INTC3	C4	P4	PSA		
<i>Hacia</i>		C3	C4	MIXER1	MIXER1	MIX1	P1	INT5
<i>Fase</i>		Vapor	Vapor	Vapor	Liquid	Mix	Liquido	Liquido
<i>Fracción molar</i>								
<i>CH₄</i>		0,60	0,60	0,60	0,00	0,50	0,00	0,00
<i>CO₂</i>		0,40	0,40	0,40	0,00	0,48	0,00	0,00
<i>H₂O</i>		0,00	0,00	0,00	1,00	0,01	1,00	1,00
<i>N₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>CO</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00
<i>H₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>O₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>Flujo molar</i>	kmol/h	0,30	0,30	0,30	0,32	0,30	0,32	7,32
<i>Flujo másico</i>	kg/h	8,13	8,13	8,13	5,79	8,90	5,79	131,92
<i>Flujo volumétrico</i>	m ³ /h	1,08	0,72	0,59	0,01	0,48	0,01	0,17
<i>Temperatura</i>	°C	80,00	80,00	109,72	25,25	38,00	25,00	20,00
<i>Presión</i>	Bar	8,00	12,00	16,00	16,00	15,65	1,01	1,00
<i>Fracción vapor</i>		1,00	1,00	1,00	0,00	1,00	0,00	0,00
<i>Fracción líquida</i>		0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	1,00	1,00
<i>Entalpía</i>	kJ/kmol	-200210	-200280	-199130	-285890	-229670	-285930	-286320
<i>Entropía</i>	kJ/kmol*K	-0,05	-0,06	-0,06	-0,16	-0,05	-0,16	-0,16

Escenario 4: Monolito metálico a 700°C

	Unidades	1	11	1S	2	2CONW	3	3CONW	5	6	7	9	AIRE
<i>Desde</i>		C1	MIX1	INTC1	C2	INT4	C3	INT1	P1	P2	P3	INT5	
<i>Hacia</i>		INTC1	INT3	C2	INTC2	INT1	INTC3		P2	P3	P4	CONDENSE	MIX1
<i>Fase</i>		Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Mix	Vapor	Mix	Liquido	Liquido	Liquido	Mix	Vapor
<i>Fracción molar</i>													
<i>CH₄</i>		0,60	0,02	0,60	0,60	0,00	0,60	0,00	0,00	0,00	0,00	0,25	0,00
<i>CO₂</i>		0,40	0,02	0,40	0,40	0,00	0,40	0,00	0,00	0,00	0,00	0,20	0,00
<i>H₂O</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,46	0,00
<i>N₂</i>		0,00	0,76	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,79
<i>CO</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>H₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,08	0,00
<i>O₂</i>		0,00	0,20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,21
<i>Flujo molar</i>	kmol/h	0,30	7,23	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,32	0,32	0,32	0,65	6,93
<i>Flujo másico</i>	kg/h	8,13	208,48	8,13	8,13	5,34	8,13	5,34	5,79	5,79	5,79	13,92	200
<i>Flujo volumétrico</i>	m ³ /h	2,68	179,32	2,18	1,32	0,22	0,81	0,01	0,01	0,01	0,01	0,57	171,86
<i>Temperatura</i>	°C	160,16	25,10	80,00	152,44	200,03	121,99	85,00	25,05	25,12	25,19	38,00	25,00
<i>Presión</i>	Bar	4,00	1,00	4,00	8,00	15,65	12,00	15,65	4,00	8,00	12,00	15,70	1,00
<i>Fracción vapor</i>		1,00	1,00	1,00	1,00	0,31	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,54	1,00
<i>Fracción líquida</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,69	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,46	0,00
<i>Entalpía</i>	kJ/kmol	-19685	-8882,93	-200140	-197220	-261740	-198560	-281580	-285920	-285910	-285900	-229480	-6,24
<i>Entropía</i>	kJ/kmol*K	-0,04	0,00	-0,05	-0,04	-0,10	-0,05	-0,15	-0,16	-0,16	-0,16	-0,10	0,00

	Unidades	BIOGA S	COM-F	COM-P COMBUS T	CONWATE R	CW1	CW1S	CW2	CW2S	CW3	CW3S	FG1	FLUEGA S
<i>Desde</i>			INT3	COMBUS T	CONDENSE		INTC1		INTC2		INTC3	INT6	INT2
<i>Hacia</i>		C1	COMBUS T	INT2	INT4	INTC1		INTC2		INTC3			INT6
<i>Fase</i>		Vapor	Vapor	Vapor	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Vapor	Vapor
<i>Fracción molar</i>													
<i>CH₄</i>		0,60	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>CO₂</i>		0,40	0,02	0,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,04	0,04
<i>H₂O</i>		0,00	0,00	0,05	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,05	0,05
<i>N₂</i>		0,00	0,76	0,76	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,76	0,76
<i>CO</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>H₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>O₂</i>		0,00	0,20	0,16	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,16	0,16
<i>Flujo molar</i>	kmol/h	0,30	7,23	7,23	0,30	0,64	0,64	0,58	0,58	0,33	0,33	7,23	7,23
<i>Flujo másico</i>	kg/h	8,13	208,48	208,48	5,34	11,55	11,55	10,48	10,48	6,03	6,03	208,48	208,48
<i>Flujo volumétrico</i>	m ³ /h	7,29	199,53	73,89	0,01	0,02	0,02	0,01	0,01	0,01	0,01	15,13	70,25
<i>Temperatura</i>	°C	25,00	58,64	1651,60	38,00	25,00	45,00	25,00	45,00	25,00	45,00	120,01	1556,78
<i>Presión</i>	Bar	1,01	1,00	15,65	15,65	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	15,65	15,65
<i>Fracción vapor</i>		1,00	1,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	1,00
<i>Fracción líquida</i>		0,00	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,00	0,00
<i>Entalpía</i>	kJ/kmol	-202150	-7890,97	28941,01	-285150	285930	284410	285930	284410	285930	284410	- 24258,6 1	25371,84
<i>Entropía</i>	kJ/kmol* K	-0,04	0,01	0,04	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,01	0,04

	Unidades	H2	HPS	HTS-F	HTS-P	LTS-F	LTS-P	MIX	PSA-F	PWW	REF-F	REF-P	S1
<i>Desde</i>		PSA	INT6	INT3	HTS-WGS	INT4	LTS-WGS	MIXER1	CONDENSE	INT5	INT2	REF	INT1
<i>Hacia</i>				HTS-WGS	INT4	LTS-WGS	INT5	INT1	PSA	INT6	REF	INT3	INT2
<i>Fase</i>		Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Mix	Vapor	Liquido	Vapor	Vapor	Mix
<i>Fracción molar</i>													
<i>CH₄</i>		0,00	0,00	0,25	0,25	0,25	0,25	0,29	0,47	0,00	0,29	0,25	0,29
<i>CO₂</i>		0,00	0,00	0,16	0,19	0,19	0,20	0,19	0,37	0,00	0,19	0,16	0,19
<i>H₂O</i>		0,00	1,00	0,50	0,47	0,47	0,46	0,52	0,01	1,00	0,52	0,50	0,52
<i>N₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>CO</i>		0,00	0,00	0,04	0,01	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,04	0,00
<i>H₂</i>		1,00	0,00	0,04	0,07	0,07	0,08	0,00	0,15	0,00	0,00	0,04	0,00
<i>O₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>Flujo molar</i>	kmol/h	0,05	7,48	0,65	0,65	0,65	0,65	0,62	0,35	7,48	0,62	0,65	0,62
<i>Flujo másico</i>	kg/h	0,10	134,79	13,92	13,92	13,92	13,92	13,92	8,58	134,79	13,92	13,92	13,92
<i>Flujo volumétrico</i>	m ³ /h	0,09	7,77	2,08	2,48	1,61	1,72	0,50	0,57	0,18	3,13	2,89	0,78
<i>Temperatura</i>	°C	38,00	244,25	350,00	457,00	210,00	238,00	50,19	38,00	50,62	700,00	591,50	133,40
<i>Presión</i>	Bar	15,65	36,00	16,00	15,75	15,75	15,70	16,00	15,65	1,00	16,00	16,00	16,00
<i>Fracción vapor</i>		1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,48	1,00	0,00	1,00	1,00	0,60
<i>Fracción líquida</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,52	0,00	1,00	0,00	0,00	0,40
<i>Entalpía</i>	kJ/kmol	389,24	-236010	-196120	-192530	-203220	-202380	-244160	-182660	-283980	-193050	-185020	-234710
<i>Entropía</i>	kJ/kmol*K	-0,02	-0,06	-0,02	-0,02	-0,03	-0,03	-0,11	-0,05	-0,16	-0,01	-0,01	-0,09

	Unidades	S3	S6	STEAM1	STEAM2	TAILGAS	WATER	WW
<i>Desde</i>		INTC2	INTC3	C4	P4	PSA		
<i>Hacia</i>		C3	C4	MIXER1	MIXER1	MIX1	P1	INT5
<i>Fase</i>		Vapor	Vapor	Vapor	Liquido	Mix	Liquido	Liquid
<i>Fracción molar</i>								
<i>CH₄</i>		0,60	0,60	0,60	0,00	0,55	0,00	0,00
<i>CO₂</i>		0,40	0,40	0,40	0,00	0,44	0,00	0,00
<i>H₂O</i>		0,00	0,00	0,00	1,00	0,01	1,00	1,00
<i>N₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>CO</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00
<i>H₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>O₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>Flujo molar</i>	kmol/h	0,30	0,30	0,30	0,32	0,30	0,32	7,48
<i>Flujo másico</i>	kg/h	8,13	8,13	8,13	5,79	8,48	5,79	134,79
<i>Flujo volumétrico</i>	m ³ /h	1,08	0,72	0,59	0,01	0,48	0,01	0,18
<i>Temperatura</i>	°C	80,00	80,00	109,72	25,25	38,00	25,00	20,00
<i>Presión</i>	Bar	8,00	12,00	16,00	16,00	15,65	1,01	1,00
<i>Fracción vapor</i>		1,00	1,00	1,00	0,00	1,00	0,00	0,00
<i>Fracción líquida</i>		0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	1,00	1,00
<i>Entalpía</i>	kJ/kmol	-200210	-200280	-199130	-285890	-214640	-285930	-286320
<i>Entropía</i>	kJ/kmol*K	-0,05	-0,06	-0,06	-0,16	-0,06	-0,16	-0,16

Escenario 5: Monolito metálico a 800°C

	Unidades	1	11	1S	2	2CONW	3	3CONW	5	6	7	9	AIRE
<i>Desde</i>		INTC1	INT3	C2	INTC2	INT1	INTC3		P2	P3	P4	CONDENSE	MIX1
<i>Hacia</i>		Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Mixed	Vapor	Mixed	Liquid	Liquid	Liquid	Mixed	Vapor
<i>Fase</i>													
<i>Fracción molar</i>			0,60	0,02	0,60	0,60	0,00	0,60	0,00	0,00	0,00	0,00	0,24
<i>CH₄</i>		0,40	0,02	0,40	0,40	0,00	0,40	0,00	0,00	0,00	0,00	0,21	0,00
<i>CO₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,43	0,00
<i>H₂O</i>		0,00	0,76	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,79
<i>N₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>CO</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,12	0,00
<i>H₂</i>		0,00	0,20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,21
<i>O₂</i>		0,00	0,22	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,23
<i>Flujo molar</i>	kmol/h	0,30	7,23	0,30	0,30	0,28	0,30	0,28	0,32	0,32	0,32	0,66	6,93
<i>Flujo másico</i>	kg/h	8,13	208,68	8,13	8,13	5,08	8,13	5,08	5,79	5,79	5,79	13,92	200,00
<i>Flujo volumétrico</i>	m ³ /h	2,68	179,30	2,18	1,32	0,23	0,81	0,01	0,01	0,01	0,01	0,62	171,86
<i>Temperatura</i>	°C	160,16	25,07	80,00	152,44	200,08	121,99	85,00	25,05	25,12	25,19	38,00	25,00
<i>Presión</i>	Bar	4,00	1,00	4,00	8,00	15,65	12,00	15,65	4,00	8,00	12,00	15,70	1,00
<i>Fracción vapor</i>		1,00	1,00	1,00	1,00	0,35	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,58	1,00
<i>Fracción líquida</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,65	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,42	0,00
<i>Entalpía</i>	kJ/kmol	-196850	-9185,31	-200140	-197220	-260330	-198560	-281570	-285920	-285910	-285900	-221350	-6,24
<i>Entropía</i>	kJ/kmol*K	-0,04	0,00	-0,05	-0,04	-0,10	-0,05	-0,15	-0,16	-0,16	-0,16	-0,09	0,00

	Unidades	BIOGAS	COM-F	COM-P	CONWATER	CW1	CW1S	CW2	CW2S	CW3	CW3S	FG1	FLUEGAS			
<i>Desde</i>			INT3	COMBUST	CONDENSE		INTC1		INTC2		INTC3	INT6	INT2			
<i>Hacia</i>		C1	COMBUST	INT2	INT4	INTC1		INTC2		INTC3			INT6			
<i>Fase</i>		Vapor	Vapor	Vapor	Liquid	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Vapor	Vapor			
<i>Fracción molar</i>																
<i>CH₄</i>		0,60	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00			
<i>CO₂</i>		0,40	0,02	0,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,04	0,04			
<i>H₂O</i>		0,00	0,00	0,04	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,04	0,04			
<i>N₂</i>		0,00	0,76	0,76	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,76	0,76			
<i>CO</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00			
<i>H₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00			
<i>O₂</i>		0,00	0,20	0,16	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,16	0,16			
<i>Flujo molar</i>	kmol/h	0,30	7,23	7,23	0,28	0,64	0,64	0,58	0,58	0,33	0,33	7,23	7,23			
<i>Flujo másico</i>	kg/h	8,13	208,68	208,68	5,08	11,55	11,55	10,48	10,48	6,03	6,03	208,68	208,68			
<i>Flujo volumétrico</i>	m ³ /h	7,29	203,38	73,89	0,01	0,02	0,02	0,01	0,01	0,01	0,01	15,13	69,79			
<i>Temperatura</i>	°C	25,00	65,03	1651,60	38,00	25,00	45,00	25,00	45,00	25,00	45,00	120,00	1544,78			
<i>Presión</i>	Bar	1,01	1,00	15,65	15,65	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	15,65	15,65			
<i>Fracción vapor</i>		1,00	1,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	1,00			
<i>Fracción líquida</i>		0,00	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,00	0,00			
<i>Entalpía</i>	kJ/kmol	-202150	-8002,76	29403,36	-285140	-	285930	-	284410	-	285930	-	284410	-	23770,63	25386,69
<i>Entropía</i>	kJ/kmol* K	-0,04	0,01	0,04	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,01	0,04	

	Unidades	H2	HPS	HTS-F	HTS-P	LTS-F	LTS-P	MIX	PSA-F	PWW	REF-F	REF-P	S1
<i>Desde</i>		PSA	INT6	INT3	HTS-WGS	INT4	LTS-WGS	MIXER1	CONDENSE	INT5	INT2	REF	INT1
<i>Hacia</i>				HTS-WGS	INT4	LTS-WGS	INT5	INT1	PSA	INT6	REF	INT3	INT2
<i>Fase</i>		Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Mix	Vapor	Líquido	Vapor	Vapor	Mix
<i>Fracción molar</i>													
<i>CH₄</i>		0,00	0,00	0,24	0,24	0,24	0,24	0,29	0,41	0,00	0,29	0,24	0,29
<i>CO₂</i>		0,00	0,00	0,15	0,20	0,20	0,21	0,19	0,36	0,00	0,19	0,15	0,19
<i>H₂O</i>		0,00	1,00	0,49	0,44	0,44	0,43	0,52	0,01	1,00	0,52	0,49	0,52
<i>N₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>CO</i>		0,00	0,00	0,07	0,02	0,02	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,07	0,00
<i>H₂</i>		1,00	0,00	0,06	0,11	0,11	0,12	0,00	0,21	0,00	0,00	0,06	0,00
<i>O₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>Flujo molar</i>	kmol/h	0,08	7,40	0,66	0,66	0,66	0,66	0,62	0,38	7,40	0,62	0,66	0,62
<i>Flujo másico</i>	kg/h	0,16	133,36	13,92	13,92	13,92	13,92	13,92	8,84	133,36	13,92	13,92	13,92
<i>Flujo volumétrico</i>	m ³ /h	0,14	7,69	2,13	2,54	1,65	1,76	0,50	0,62	0,18	3,44	3,11	0,78
<i>Temperatura</i>	°C	38,00	244,25	350,00	457,00	210,00	238,00	50,19	38,00	49,98	800,00	634,50	134,18
<i>Presión</i>	Bar	15,65	36,00	16,00	15,75	15,75	15,70	16,00	15,65	1,00	16,00	16,00	16,00
<i>Fracción vapor</i>		1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,48	1,00	0,00	1,00	1,00	0,61
<i>Fracción líquida</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,52	0,00	1,00	0,00	0,00	0,39
<i>Entalpía</i>	kJ/kmol	389,24	-236010	-188680	-185820	-196360	-195700	-244160	-174240	-284030	-187650	-175750	-234530
<i>Entropía</i>	kJ/kmol*K	-0,02	-0,06	-0,02	-0,01	-0,03	-0,03	-0,11	-0,04	-0,16	0,00	0,00	-0,09

	Unidades	S3	S6	STEAM1	STEAM2	TAILGAS	WATER	WW
<i>Desde</i>		INTC2	INTC3	C4	P4	PSA		
<i>Hacia</i>		C3	C4	MIXER1	MIXER1	MIX1	P1	INT5
<i>Fase</i>		Vapor	Vapor	Vapor	Liquid	Mix	Liquido	Liquido
<i>Fracción molar</i>								
<i>CH₄</i>		0,60	0,60	0,60	0,00	0,52	0,00	0,00
<i>CO₂</i>		0,40	0,40	0,40	0,00	0,46	0,00	0,00
<i>H₂O</i>		0,00	0,00	0,00	1,00	0,01	1,00	1,00
<i>N₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>CO</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00
<i>H₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>O₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>Flujo molar</i>	kmol/h	0,30	0,30	0,30	0,32	0,30	0,32	7,40
<i>Flujo másico</i>	kg/h	8,13	8,13	8,13	5,79	8,68	5,79	133,36
<i>Flujo volumétrico</i>	m ³ /h	1,08	0,72	0,59	0,01	0,48	0,01	0,18
<i>Temperatura</i>	°C	80,00	80,00	109,72	25,25	38,00	25,00	20,00
<i>Presión</i>	Bar	8,00	12,00	16,00	16,00	15,65	1,01	1,00
<i>Fracción vapor</i>		1,00	1,00	1,00	0,00	1,00	0,00	0,00
<i>Fracción líquida</i>		0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	1,00	1,00
<i>Entalpía</i>	kJ/kmol	-200210	-200280	-199130	-285890	-221820	-285930	-286320
<i>Entropía</i>	kJ/kmol*K	-0,05	-0,06	-0,06	-0,16	-0,06	-0,16	-0,16

Escenario 6: Monolito metálico a 900°C

	Unidades	1	11	1S	2	2CONW	3	3CONW	5	6	7	9	AIRE
<i>Desde</i>		C1	MIX1	INTC1	C2	INT4	C3	INT1	P1	P2	P3	INT5	
<i>Hacia</i>		INTC1	INT3	C2	INTC2	INT1	INTC3		P2	P3	P4	CONDENSE	MIX1
<i>Fase</i>		Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Mix	Vapor	Mix	Liquido	Liquido	Liquido	Mix	Vapor
<i>Fracción molar</i>													
<i>CH₄</i>		0,60	0,02	0,60	0,60	0,00	0,60	0,00	0,00	0,00	0,00	0,22	0,00
<i>CO₂</i>		0,40	0,02	0,40	0,40	0,00	0,40	0,00	0,00	0,00	0,00	0,21	0,00
<i>H₂O</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,39	0,00
<i>N₂</i>		0,00	0,76	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,79
<i>CO</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00
<i>H₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,17	0,00
<i>O₂</i>		0,00	0,20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,21
<i>Flujo molar</i>	kmol/h	0,30	7,23	0,30	0,30	0,27	0,30	0,27	0,32	0,32	0,32	0,68	6,93
<i>Flujo másico</i>	kg/h	8,13	208,90	8,13	8,13	4,79	8,13	4,79	5,79	5,79	5,79	13,92	200,00
<i>Flujo volumétrico</i>	m ³ /h	2,68	179,28	2,18	1,32	0,25	0,81	0,01	0,01	0,01	0,01	0,67	171,86
<i>Temperatura</i>	°C	160,16	25,02	80,00	152,44	200,13	121,99	85,00	25,05	25,12	25,19	38,00	25,00
<i>Presión</i>	Bar	4,00	1,00	4,00	8,00	15,65	12,00	15,65	4,00	8,00	12,00	15,70	1,00
<i>Fracción vapor</i>		1,00	1,00	1,00	1,00	0,39	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,61	1,00
<i>Fracción líquida</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,61	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,39	0,00
<i>Entalpía</i>	kJ/kmol	-196850	-9516,79	-200140	-197220	-258620	-198560	-281560	-285920	-285910	-285900	-212830	-6,24
<i>Entropía</i>	kJ/kmol*K	-0,04	0,00	-0,05	-0,04	-0,10	-0,05	-0,15	-0,16	-0,16	-0,16	-0,09	0,00

	Unidades	BIOGA S	COM-F	COM-P COMBUS T	CONWATE R	CW1	CW1S	CW2	CW2S	CW3	CW3S	FG1	FLUEGA S
<i>Desde</i>			INT3	COMBUS T	CONDENSE		INTC1		INTC2		INTC3	INT6	INT2
<i>Hacia</i>		C1	COMBUS T	INT2	INT4	INTC1		INTC2		INTC3			INT6
<i>Fase</i>		Vapor	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Vapor	Vapor
<i>Fracción molar</i>													
<i>CH₄</i>		0,60	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>CO₂</i>		0,40	0,02	0,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,04	0,04
<i>H₂O</i>		0,00	0,00	0,04	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,04	0,04
<i>N₂</i>		0,00	0,76	0,76	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,76	0,76
<i>CO</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>H₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>O₂</i>		0,00	0,20	0,16	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,16	0,16
<i>Flujo molar</i>	kmol/h	0,30	7,23	7,23	0,27	0,64	0,64	0,58	0,58	0,33	0,33	7,23	7,23
<i>Flujo másico</i>	kg/h	8,13	208,90	208,90	4,79	11,55	11,55	10,48	10,48	6,03	6,03	208,90	208,90
<i>Flujo volumétrico</i>	m ³ /h	7,29	206,55	73,90	0,01	0,02	0,02	0,01	0,01	0,01	0,01	15,13	69,34
<i>Temperatura</i>	°C	25,00	70,27	1651,60	38,00	25,00	45,00	25,00	45,00	25,00	45,00	120,00	1532,90
<i>Presión</i>	Bar	1,01	1,00	15,65	15,65	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	15,65	15,65
<i>Fracción vapor</i>		1,00	1,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	1,00
<i>Fracción líquida</i>		0,00	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,00	0,00
<i>Entalpía</i>	kJ/kmol	-202150	-8177,38	29912,46	-285130	285930	284410	285930	284410	285930	284410	- 23232,9 4	25454,30
<i>Entropía</i>	kJ/kmol* K	-0,04	0,01	0,04	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,16	-0,01	0,04

	Unidades	H2	HPS	HTS-F	HTS-P	LTS-F	LTS-P	MIX	PSA-F	PWW	REF-F	REF-P	S1
<i>Desde</i>		PSA	INT6	INT3	HTS-WGS	INT4	LTS-WGS	MIXER1	CONDENSE	INT5	INT2	REF	INT1
<i>Hacia</i>				HTS-WGS	INT4	LTS-WGS	INT5	INT1	PSA	INT6	REF	INT3	INT2
<i>Fase</i>		Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Mixed	Vapor	Liquid	Vapor	Vapor	Mixed
<i>Fracción molar</i>													
<i>CH₄</i>		0,00	0,00	0,22	0,22	0,22	0,22	0,29	0,36	0,00	0,29	0,22	0,29
<i>CO₂</i>		0,00	0,00	0,13	0,20	0,20	0,21	0,19	0,35	0,00	0,19	0,13	0,19
<i>H₂O</i>		0,00	1,00	0,48	0,41	0,41	0,39	0,52	0,01	1,00	0,52	0,48	0,52
<i>N₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>CO</i>		0,00	0,00	0,09	0,02	0,02	0,01	0,00	0,01	0,00	0,00	0,09	0,00
<i>H₂</i>		1,00	0,00	0,08	0,15	0,15	0,17	0,00	0,27	0,00	0,00	0,08	0,00
<i>O₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>Flujo molar</i>	kmol/h	0,11	7,32	0,68	0,68	0,68	0,68	0,62	0,41	7,32	0,62	0,68	0,62
<i>Flujo másico</i>	kg/h	0,23	131,92	13,92	13,92	13,92	13,92	13,92	9,13	131,92	13,92	13,92	13,92
<i>Flujo volumétrico</i>	m ³ /h	0,19	7,61	2,18	2,61	1,69	1,80	0,50	0,67	0,18	3,76	3,30	0,79
<i>Temperatura</i>	°C	38,00	244,25	350,00	457,00	210,00	238,00	50,19	38,00	49,24	900,00	669,22	135,01
<i>Presión</i>	Bar	15,65	36,00	16,00	15,75	15,75	15,70	16,00	15,65	1,00	16,00	16,00	16,00
<i>Fracción vapor</i>		1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,48	1,00	0,00	1,00	1,00	0,61
<i>Fracción líquida</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,52	0,00	1,00	0,00	0,00	0,39
<i>Entalpía</i>	kJ/kmol	389,24	-236010	-180850	-178780	-189150	-188690	-244160	-166360	-284080	-182310	-166570	-234340
<i>Entropía</i>	kJ/kmol*K	-0,02	-0,06	-0,02	-0,01	-0,03	-0,03	-0,11	-0,04	-0,16	0,00	0,00	-0,08

	Unidades	S3	S6	STEAM1	STEAM2	TAILGAS	WATER	WW
<i>Desde</i>		INTC2	INTC3	C4	P4	PSA		
<i>Hacia</i>		C3	C4	MIXER1	MIXER1	MIX1	P1	INT5
<i>Fase</i>		Vapor	Vapor	Vapor	Liquid	Mix	Liquido	Liquido
<i>Fracción molar</i>								
<i>CH₄</i>		0,60	0,60	0,60	0,00	0,50	0,00	0,00
<i>CO₂</i>		0,40	0,40	0,40	0,00	0,48	0,00	0,00
<i>H₂O</i>		0,00	0,00	0,00	1,00	0,01	1,00	1,00
<i>N₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>CO</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00
<i>H₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>O₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>Flujo molar</i>	kmol/h	0,30	0,30	0,30	0,32	0,30	0,32	7,32
<i>Flujo másico</i>	kg/h	8,13	8,13	8,13	5,79	8,90	5,79	131,92
<i>Flujo volumétrico</i>	m ³ /h	1,08	0,72	0,59	0,01	0,48	0,01	0,17
<i>Temperatura</i>	°C	80,00	80,00	109,72	25,25	38,00	25,00	20,00
<i>Presión</i>	Bar	8,00	12,00	16,00	16,00	15,65	1,01	1,00
<i>Fracción vapor</i>		1,00	1,00	1,00	0,00	1,00	0,00	0,00
<i>Fracción líquida</i>		0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	1,00	1,00
<i>Entalpía</i>	kJ/kmol	-200210	-200280	-199130	-285890	-229670	-285930	-286320
<i>Entropía</i>	kJ/kmol*K	-0,05	-0,06	-0,06	-0,16	-0,05	-0,16	-0,16

Escalado industrial

	Unidades	1	11	1S	2	2CONW	3	3CONW	5	6	7	9	AIRE
<i>Desde</i>		C1	MIX1	INTC1	C2	INT4	C3	INT1	P1	P2	P3	INT5	
<i>Hacia</i>		INTC1	INT3	C2	INTC2	INT1	INTC3		P2	P3	P4	CONDENSE	MIX1
<i>Fase</i>		Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Mix	Vapor	Mix	Liquido	Liquido	Liquido	Mix	Vapor
<i>Fracción molar</i>													
<i>CH₄</i>		0,60	0,02	0,60	0,60	0,00	0,60	0,00	0,00	0,00	0,00	0,22	0,00
<i>CO₂</i>		0,40	0,02	0,40	0,40	0,00	0,40	0,00	0,00	0,00	0,00	0,21	0,00
<i>H₂O</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,40	0,00
<i>N₂</i>		0,00	0,76	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,79
<i>CO</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00
<i>H₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,17	0,00
<i>O₂</i>		0,00	0,20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,21
<i>Flujo molar</i>	kmol/h	5808,88	144485	5808,88	5808,88	5363,01	5808,88	5363,01	6471,00	6471,00	6471,00	13433,40	138646
<i>Flujo másico</i>	kg/h	158447	4173630	158447	158447	96897,07	158447	96897,07	116577	116577	116577	275024	4000000
<i>Flujo volumétrico</i>	m ³ /h	52286,43	3581830	42456,95	25650,92	4826,11	15812,22	137,90	154,81	154,81	154,80	13199,12	3437180
<i>Temperatura</i>	°C	160,16	25,02	80,00	152,44	200,12	121,99	85,00	25,05	25,12	25,19	38,00	25,00
<i>Presión</i>	Bar	4,00	1,00	4,00	8,00	15,65	12,00	15,65	4,00	8,00	12,00	15,70	1,00
<i>Fracción vapor</i>		1,00	1,00	1,00	1,00	0,38	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,60	1,00
<i>Fracción líquida</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,62	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,40	0,00
<i>Entalpía</i>	kJ/kmol	-196850	-9298,10	-200140	-197220	-259200	-198560	-281560	-285920	-285910	-285900	-213610	-6,24
<i>Entropía</i>	kJ/kmol*K	-0,04	0,00	-0,05	-0,04	-0,10	-0,05	-0,15	-0,16	-0,16	-0,16	-0,09	0,00

	Unidades	FLUEGAS	H2	HPS	HTS-F	HTS-P	LTS-F	LTS-P	MIX	PSA-F	PWW	REF-F
<i>Desde</i>		INT2	PSA	INT6	INT3	HTS-WGS	INT4	LTS-WGS	MIXER1	CONDENSE	INT5	INT2
<i>Hacia</i>		INT6			HTS-WGS	INT4	LTS-WGS	INT5	INT1	PSA	INT6	REF
<i>Fase</i>		Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Mix	Vapor	Liquido	Vapor
<i>Fracción molar</i>												
<i>CH₄</i>		0,00	0,00	0,00	0,22	0,22	0,22	0,22	0,28	0,36	0,00	0,28
<i>CO₂</i>		0,04	0,00	0,00	0,13	0,19	0,19	0,21	0,19	0,35	0,00	0,19
<i>H₂O</i>		0,04	0,00	1,00	0,48	0,42	0,42	0,40	0,53	0,01	1,00	0,53
<i>N₂</i>		0,76	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>CO</i>		0,00	0,00	0,00	0,09	0,02	0,02	0,01	0,00	0,01	0,00	0,00
<i>H₂</i>		0,00	1,00	0,00	0,08	0,15	0,15	0,17	0,00	0,28	0,00	0,00
<i>O₂</i>		0,16	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>Flujo molar</i>	kmol/h	144448	2231,98	146233	13433,40	13433,40	13433,40	13433,40	12279,88	8070,39	146233	12279,88
<i>Flujo másico</i>	kg/h	4173630	4499,41	2634430	275024	275024	275024	275024	275024	178127	2634430	275024
<i>Flujo volumétrico</i>	m ³ /h	1385430	3724,72	151937	43183,11	51634,19	33507,52	35739,24	9693,30	13112,16	3561,32	74576,21
<i>Temperatura</i>	°C	1533,01	38,00	244,25	350,00	457,00	210,00	238,00	49,74	38,00	49,40	900,00
<i>Presión</i>	Bar	15,65	15,65	36,00	16,00	15,75	15,75	15,70	16,00	15,65	1,00	16,00
<i>Fracción vapor</i>		1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,48	1,00	0,00	1,00
<i>Fracción líquida</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,52	0,00	1,00	0,00
<i>Entalpía</i>	kJ/kmol	26065,24	389,24	-236010	-181320	-179240	-189600	-189130	-244850	-166080	-284070	-182740
<i>Entropía</i>	kJ/kmol*K	0,04	-0,02	-0,06	-0,02	-0,01	-0,03	-0,03	-0,11	-0,04	-0,16	0,00

	Unidades	REF-P	S1	S3	S6	STEAM1	STEAM2	TAILGAS	WATER	WW
<i>Desde</i>		REF	INT1	INTC2	INTC3	C4	P4	PSA		
<i>Hacia</i>		INT3	INT2	C3	C4	MIXER1	MIXER1	MIX1	P1	INT5
<i>Fase</i>		Vapor	Mixed	Vapor	Vapor	Vapor	Liquid	Mixed	Liquid	Liquid
<i>Fracción molar</i>										
<i>CH₄</i>		0,22	0,28	0,60	0,60	0,60	0,00	0,50	0,00	0,00
<i>CO₂</i>		0,13	0,19	0,40	0,40	0,40	0,00	0,48	0,00	0,00
<i>H₂O</i>		0,48	0,53	0,00	0,00	0,00	1,00	0,01	1,00	1,00
<i>N₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>CO</i>		0,09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00
<i>H₂</i>		0,08	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>O₂</i>		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>Flujo molar</i>	kmol/h	13433,40	12279,88	5808,88	5808,88	5808,88	6471	5838,40	6471	146233
<i>Flujo másico</i>	kg/h	275024	275024	158447	158447	158447	116577	173627	116577	2634430
<i>Flujo volumétrico</i>	m ³ /h	65486,93	15388,69	21138,28	14033,03	11444,24	154,80	9286,58	154,81	3486,46
<i>Temperatura</i>	°C	669,82	134,87	80,00	80,00	109,72	25,25	38,00	25,00	20,00
<i>Presión</i>	Bar	16,00	16,00	8,00	12,00	16,00	16,00	15,65	1,01	1,00
<i>Fracción vapor</i>		1,00	0,60	1,00	1,00	1,00	0,00	1,00	0,00	0,00
<i>Fracción líquida</i>		0,00	0,40	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	1,00	1,00
<i>Entalpía</i>	kJ/kmol	-167050	-235080	-200210	-200280	-199130	-285890	-229950	-285930	-286320
<i>Entropía</i>	kJ/kmol*K	0,00	-0,09	-0,05	-0,06	-0,06	-0,16	-0,05	-0,16	-0,16

Anexo II: Análisis económico

Factores de Chilton

<i>FACTORES DE CHILTON</i>	f	Escenarios						Escalado industrial
		1	2	3	4	5	6	
<i>C1</i>	1	41542,17	41973,76	42383,59	41542,29	41973,88	42383,72	21591263,08
<i>C2</i>	1,8	74775,90	75552,76	76290,47	74776,13	75552,99	76290,70	38864273,54
<i>C3</i>	0,45	33649,16	33998,74	34330,71	33649,26	33998,85	34330,81	17488923,09
<i>C4</i>	0,07	2355,44	2379,91	2403,15	2355,45	2379,919	2403,16	1224224,62
<i>C5</i>	0,4	942,17	951,96	961,26	942,18	951,9677	961,26	489689,85
<i>C6</i>	0,025	23,55	23,80	24,03	23,55	23,79919	24,03	12242,25
<i>C7</i>	0,1	2,35	2,38	2,40	2,36	2,379919	2,40	1224,22
<i>C8 (CD)</i>		111748,60	112909,56	114012,02	111748,93	112909,9	114012,37	58080577,56
<i>C9</i>	0,275	30730,86	31050,13	31353,31	30730,95	31050,22	31353,40	15972158,83
<i>C10</i>	0,25	7682,72	7762,53	7838,33	7682,74	7762,556	7838,35	3993039,71
<i>C11</i>	0,25	1920,68	1940,63	1959,58	1920,68	1940,639	1959,59	998259,93
<i>C12 (CI)</i>		40334,26	40753,30	41151,22	40334,38	40753,42	41151,34	20963458,46
<i>CTF</i>		152082,80	153662,86	155163,24	152083,30	153663,3	155163,70	79044036,03

Cálculo del coste total de producción

<i>Ítem</i>	f	Escenarios						Escalado industrial
		1	2	3	4	5	6	
<i>C1</i>		26932,81	26932,81	26932,81	26932,81	26932,81	26932,81	340517441,14
<i>C2</i>		747,13	747,13	747,13	747,13	747,13	747,13	9384123,35
<i>C3</i>	0,05	7604,14	7683,14	7758,16	7604,16	7683,16	7758,19	3952201,80
<i>C4</i>	1	7604,14	7683,14	7758,16	7604,16	7683,16	7758,19	3952201,80
<i>C5</i>	0	0	0	0	0	0	0	0
<i>C6</i>		85000	85000	85000	85000	85000	85000	85000
<i>C7</i>	0,2	17000	17000	17000	17000	17000	17000	17000
<i>C8</i>	0,2	17000	17000	17000	17000	17000	17000	17000
<i>C9</i>	0,5	42500	42500	42500	42500	42500	42500	42500
<i>C10</i>	0,15	22812,43	23049,43	23274,49	22812,5	23049,5	23274,56	11856605,40
<i>C11</i>	0,01	1520,82	1536,62	1551,63	1520,83	1536,63	1551,64	790440,36
<i>C12</i>	0,02	3041,65	3073,25	3103,26	3041,66	3073,26	3103,27	1580880,72
<i>C13</i>	0,01	1520,82	1536,62	1551,63	1520,83	1536,63	1551,64	790440,36
<i>C14</i>		233284	233742,2	234177,3	233284,1	233742,3	234177,42	372985834,94
<i>C15</i>	0,6	4562,48	4609,88	4654,90	4562,49	4609,9	4654,91	2371321,08
<i>C16</i>	0,02	3041,657	3073,26	3103,26	3041,66	3073,26	3103,27	1580880,72
<i>C17</i>	0,01	1520,828	1536,63	1551,63	1520,83	1536,63	1551,64	790440,36
<i>C18</i>	0,01	1520,828	1536,63	1551,63	1520,83	1536,63	1551,64	790440,36
<i>C19</i>	0,01098	1669,87	1687,22	1703,69	1669,87	1687,22	1703,70	867903,52
<i>C20</i>		12315,67	12443,62	12565,12	12315,71	12443,66	12565,16	6400986,04
<i>CTP</i>		245607	236371,77	236935,78	245610,2	246186	246742,57	379534660,97

REFERENCIAS

- Abdulrasheed, A., Jalil, A. A., Gambo, Y., Ibrahim, M., Hambali, H. U., & Shahul Hamid, M. Y. (2019). A review on catalyst development for dry reforming of methane to syngas: Recent advances. In *Renewable and Sustainable Energy Reviews* (Vol. 108, pp. 175–193). Elsevier Ltd. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2019.03.054>
- Aramouni, N. A. K., Touma, J. G., Tarboush, B. A., Zeaiter, J., & Ahmad, M. N. (2018). Catalyst design for dry reforming of methane: Analysis review. In *Renewable and Sustainable Energy Reviews* (Vol. 82, pp. 2570–2585). Elsevier Ltd. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.09.076>
- Baena-Moreno, F. M., Sebastia-Saez, D., Pastor-Pérez, L., & Reina, T. R. (2021). Analysis of the potential for biogas upgrading to syngas via catalytic reforming in the United Kingdom. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 144. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2021.110939>
- Bolívar Caballero, J. J., Zaini, I. N., & Yang, W. (2022). Reforming processes for syngas production: A mini-review on the current status, challenges, and prospects for biomass conversion to fuels. *Applications in Energy and Combustion Science*, 10. <https://doi.org/10.1016/j.jaecs.2022.100064>
- Chen, W. H., Tsai, C. W., Lin, Y. L., Chein, R. Y., & Yu, C. T. (2017). Reaction phenomena of high-temperature water gas shift reaction in a membrane reactor. *Fuel*, 199, 358–371. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2017.03.002>
- Córdoba Rodríguez, M., Laguna Espitía, O. H., & Cotes Palomino, M. T. (2022). *Microrreactores cerámicos obtenidos por impresión 3D*. Escuela Politécnica Superior de Linares.
- Galván Díaz, I., Portillo Estévez, E., & Pastor Pérez, L. (2021). *Aplicaciones de catalizadores avanzados a procesos de conversión de CO2 en fase gas*.
- Gao, Y., Jiang, J., Meng, Y., Yan, F., & Aihemaiti, A. (2018). A review of recent developments in hydrogen production via biogas dry reforming. In *Energy Conversion and Management* (Vol. 171, pp. 133–155). Elsevier Ltd. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2018.05.083>
- García Santos, P. (2023, March 16). Este es el metal precioso más caro del mundo: 352 euros por gramo (y no es el oro ni la plata). *El Español*. https://www.elespanol.com/ciencia/20230316/metal-precioso-mundo-euros-gramo-utilizado-coches/748925386_0.html
- Hausfather, Z. (2021). Global CO2 emissions have been flat for a decade, new data reveals. *CarboBrief*. <https://www.carbonbrief.org/global-co2-emissions-have-been-flat-for-a-decade-new-data-reveals/>
- Hussin, F., & Aroua, M. K. (2019). Recent development in the electrochemical conversion of carbon dioxide: Short review. *AIP Conference Proceedings*, 2124. <https://doi.org/10.1063/1.5117139>
- International Energy Agency. (2020). *Outlook for biogas and biomethane. Prospects for organic growth*.
- Lavoie, J. M. (2014). Review on dry reforming of methane, a potentially more environmentally-friendly approach to the increasing natural gas exploitation. In *Frontiers in Chemistry* (Vol. 2, Issue NOV). Frontiers Media S. A. <https://doi.org/10.3389/fchem.2014.00081>
- le Saché, E., & Reina, T. R. (2022). Analysis of Dry Reforming as direct route for gas phase CO2 conversion. The past, the present and future of catalytic DRM technologies. In *Progress in Energy and Combustion Science* (Vol. 89). Elsevier Ltd. <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2021.100970>
- Lee, B., Kim, H., Lee, H., Byun, M., Won, W., & Lim, H. (2020). Technical and economic feasibility under uncertainty for methane dry reforming of coke oven gas as simultaneous H2 production and CO2 utilization. In *Renewable and Sustainable Energy Reviews* (Vol. 133). Elsevier Ltd. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2020.110056>
- Lindsey, R., Dahlman, L., & Blunden, J. (2023). *Climate Change: Global Temperature*. <http://www.climate.gov/media/15021>

- Minh, D. P., Siang, T. J., Vo, D. V. N., Phan, T. S., Ridart, C., Nzihou, A., & Grouset, D. (2018). Hydrogen production from biogas reforming: An overview of steam reforming, dry reforming, dual reforming, and tri-reforming of methane. In *Hydrogen Supply Chain: Design, Deployment and Operation* (pp. 111–166). Elsevier. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-811197-0.00004-X>
- Múnera, J. F., Cornaglia, L. M., Cesar, D. V., Schmal, M., & Lombardo, E. A. (2007). Kinetic studies of the dry reforming of methane over the Rh/La 2O₃-SiO₂ catalyst. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 46(23), 7543–7549. <https://doi.org/10.1021/ie061621p>
- Navarro Puyuelo, A., Gandía Pascual, L. M., & Bimbela Serrano, F. (2021). *Desarrollo de catalizadores basados en rodio y otros metales de transición para la producción de gas de síntesis a partir de biogás*. Universidad Pública de Navarra.
- Olsbye, U., Wurzel, T., & Mleczko, L. (1997). *Kinetic and Reaction Engineering Studies of Dry Reforming of Methane over a Ni/La/Al 2 O 3 Catalyst*. <https://pubs.acs.org/sharingguidelines>
- Penn Separator Corporation. (n.d.). *Flash separators: sizing, selection and dimensions*. Retrieved August 31, 2023, from <https://www.pennseparator.com/fssel.htm>
- Phan, T. S., Pham Minh, D., Espitalier, F., Nzihou, A., & Grouset, D. (2022). Hydrogen production from biogas: Process optimization using ASPEN Plus®. *International Journal of Hydrogen Energy*, 47(100), 42027–42039. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2022.01.100>
- Quiroga, M. M. B., & Luna, A. E. C. (2007). Kinetic analysis of rate data for dry reforming of methany. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 46(16), 5265–5270. <https://doi.org/10.1021/ie061645w>
- Schwab, E., Milanov, A., Schunk, S. A., Behrens, A., & Schödel, N. (2015). Dry reforming and reverse water gas shift: Alternatives for syngas production? In *Chemie-Ingenieur-Technik* (Vol. 87, Issue 4, pp. 347–353). Wiley-VCH Verlag. <https://doi.org/10.1002/cite.201400111>
- Triana Beltrán, D. (2020, August 5). *Incorporación de cinética tipo LHHW de una reacción de reformado seco en Aspen Plus*. <https://www.youtube.com/watch?v=8cCC8USsEH0>
- Turton, R., Baile, R. C., Whiting, W. B., Shaeiwitz, J. A., & Bhattacharyya, D. (2012). *Analysis, synthesis, and design of chemical processes* (B. Wood, Ed.; 4th ed.). Pearson Education, Inc.
- Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., Shaeiwitz, J. A., & Bhattacharyya, D. (n.d.). *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes Fourth Edition*.
- Web of Science. (2023, August 7). *Web of Science*. <https://www.webofscience.com/wos/woscc/citation-report/adc420a5-b96f-445c-93cd-82d025446a3c-9c3a21f5>
- Zandalinas, S. I., Fritschi, F. B., & Mittler, R. (2021). Global Warming, Climate Change, and Environmental Pollution: Recipe for a Multifactorial Stress Combination Disaster. In *Trends in Plant Science* (Vol. 26, Issue 6, pp. 588–599). Elsevier Ltd. <https://doi.org/10.1016/j.tplants.2021.02.011>
- Zhang, N., Bénard, P., Chahine, R., Yang, T., & Xiao, J. (2021). Optimization of pressure swing adsorption for hydrogen purification based on Box-Behnken design method. *International Journal of Hydrogen Energy*, 46(7), 5403–5417. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2020.11.045>
- Zhu, Q. (2019). Developments on CO₂-utilization technologies. In *Clean Energy* (Vol. 3, Issue 2, pp. 85–100). Oxford University Press. <https://doi.org/10.1093/ce/zkz008>