

Estado del Arte y Estudio de Ingeniería Conceptual Aplicado a la Generación de Hidrógeno
Azul Mediante el Reformado del Gas Natural

Gloria Carolina Giraldo Vergara y Henry Leonardo Sandoval Rojas

Trabajo de Grado para Optar al Título de Ingenieros de petróleos

Director

Nicolas Santos Santos

M. Sc. Ingeniería de hidrocarburos

Codirector

Fabián Andrés Tapias Hernández

M. Sc. Ingeniería Mecánica

Universidad Industrial de Santander
Facultad de Ingenierías fisicoquímicas
Escuela de Ingeniería de petróleos
Ingeniería de petróleos
Bucaramanga

2023

Dedicatoria

Dedico mi tesis de grado principalmente a la vida, por traerme hasta este momento
y permitirme lograr este sueño.

A mis padres Henry y Fanny, y a mi hermano Felipe, por su apoyo, amor y
motivación día a día.

A mi tío Alexis, por ser una fuente de inspiración y admiración.

Y a Brunito por recibirme en casa todos los días ladrando y batiendo el rabito.

Henry Leonardo Sandoval Rojas

Dedico este trabajo principalmente a Dios por darme la fuerza para continuar en este
proceso y cumplir uno de mis mayores anhelos.

A mi mamá y mis abuelos, por su amor, trabajo y sacrificio todos estos años, por inculcar
en mí, ejemplo de esfuerzo y valentía, de no temer a las adversidades porque Dios está
connigo siempre.

A toda mi familia porque con sus oraciones, consejos y palabras de aliento hicieron de mí
una mejor persona.

Finalmente, a mi chiqui, que aunque ya no está de una u otra forma me acompaña en todos
mis sueños y metas

Este trabajo también es de ustedes

Gloria Carolina Giraldo Vergara

Agradecimientos

Agradezco a los Ingenieros Nicolas Santos y Fabian Tapias por sus asesorías y orientación durante el desarrollo de este proyecto de investigación.

Igualmente agradezco a Juanjo y Paola por su apoyo, amistad, lealtad y cariño a largo de los años.

Por último y no menos importante, le agradezco a Gloria, Natha e Indira y todas aquellas personas de alguna forma me acompañaron en esta aventura, en las buenas y en las no tan buenas, donde puedo decir con certeza que “AL FINAL, TODO NOS SALIÓ BIEN”.

Henry Leonardo Sandoval Rojas

En primer lugar, deseo expresar mi agradecimiento a los ingenieros Nicolás Santos y Fabián Tapias, director y codirector de esta tesis por la dedicación y apoyo que brindaron a este trabajo, por el respeto a nuestras ideas y por facilitar las mismas dedicando su tiempo. Gracias por la confianza ofrecida desde el primer día.

Igualmente, a Andrés, Henry, Indira, Natha, Vane, Dani y todos lo que en algún momento estuvieron para mí, esto es fruto del reconocimiento y apoyo que siempre me brindaron y finalizo resaltando que “al final, todo nos salió bien”.

Gloria Carolina Giraldo Vergara

Tabla de Contenido

	Pág.
Introducción.....	12
Objetivos.....	14
Objetivo General.....	14
Objetivos Específicos	14
1. El hidrógeno	15
1.1. Tipos de hidrógeno	17
1.2. Métodos de producción de hidrógeno	19
2. Hidrógeno a partir de combustibles fósiles	20
2.1. Hidrógeno azul	21
2.2. Producción de hidrógeno azul	22
2.2.1. Reformado con vapor de agua (Steam Methane Reforming – SMR).....	24
2.2.2. Oxidación parcial (Partial Oxidation - POX).....	26
2.2.3. Reformado autotérmico (Auto-Thermal Reforming – ATR).....	28
3. Captura de carbono.....	29
3.1. Precombustión	29
3.2. Postcombustión.....	31
3.3. Oxicombustión	32
3.4. Adsorción	33
3.5. Absorción	34
3.6. Separación con membranas	35
4. Métodos de generación de hidrógeno azul: ¿Tienen futuro en Colombia?	36
5. Ingeniería conceptual.....	44

5.1.	Identificación de equipos y diseño de ingeniería conceptual para la producción de hidrógeno azul mediante el reformado de metano con vapor (SMR) a escala de laboratorio.....	45
5.1.1.	Bomba HPLC (High Pressure Liquid MASS Control)	45
5.1.2.	Evaporador.....	46
5.1.3.	Horno	46
5.1.4.	Reactor tubular	46
5.1.5.	Condensador	46
5.1.6.	Controlador de flujo másico	46
5.1.7.	Balanza	47
5.1.8.	Cromatógrafo de gases	47
5.2.	Descripción general de la instalación y proceso de reformado con vapor	47
5.3.	Normativa y regulación requerida	50
5.3.1.	Panorama nacional.....	50
5.3.2.	Panorama internacional	52
5.4.	Memorias de cálculo.....	54
5.5.	Estimación económica.....	77
5.5.1.	Consumo eléctrico y de agua.....	79
5.5.2.	Estimación de ingresos por servicio de laboratorio.....	81
5.5.3.	Rentabilidad.....	82
	Conclusiones.....	89
	Recomendaciones	91
	Bibliografía.....	92

Lista de Tablas

	Pág.
Tabla 1. Ventajas y desventajas de la separación con membranas.....	36
Tabla 2. Screening métodos de producción de hidrógeno mediante el reformado del gas natural.....	42
Tabla 3. Instrumentos normativos del gobierno colombiano desarrollados en materia de fuentes no convencionales de energía	50
Tabla 4. Constantes de Antoine.....	67
Tabla 5. Presiones de saturación.....	68
Tabla 6. Fracciones de vapor.....	69
Tabla 7. Fracciones de vapor obtenidas de la simulación	70
Tabla 8. Datos simulación software COCO	71
Tabla 9. parámetros simulación software COCO.....	72
Tabla 10. Costo aproximado del equipo de laboratorio.....	77
Tabla 11. Precios aproximados de equipos para cumplir condiciones mínimas de operación y seguridad.....	79
Tabla 12. Costos talento humano	79
Tabla 13. Consumo y costos de energía aproximados.....	80
Tabla 14. Costos de acueducto y alcantarillado.	81
Tabla 15. Ingresos mensuales.....	82
Tabla 16. Inversión del proyecto	83
Tabla 17. Tabla salarial	83
Tabla 18. Proyección a 8 años con incremento anual del 5%	83
Tabla 19. Egresos	84

Tabla 20. Proyección egresos a 8 años	84
Tabla 21. Ingresos	84
Tabla 22. Ingresos proyectados a ocho (8) años.....	85
Tabla 23. Flujo de caja a ocho (8) años	85
Tabla 24. Valor presente neto (VPN)	86
Tabla 25. Periodo de recuperación de la inversión.....	87
Tabla 26. Relación costo - beneficio	88

Lista de Figuras

	Pág.
Figura 1. La electricidad, red de gas y combustible para el transporte se acoplan a través del hidrógeno.....	17
Figura 2. Tipos de hidrógeno.....	18
Figura 3. Métodos, procesos y materia prima para la producción de hidrogeno.....	20
Figura 4. Procesos de producción de hidrogeno que requieren energía térmica	22
Figura 5. Tipos de reformadores	23
Figura 6. Diagrama de flujo del proceso de reformado de metano con vapor	24
Figura 7. Diagrama de flujo del proceso de reformado autotérmico con captura y almacenamiento de carbono	28
Figura 8. Esquema de captura de CO2 mediante precombustión.....	30
Figura 9. Captura de carbono después de la combustión con gas natural	31
Figura 10. Combustión de aire tradicional versus combustión de oxicombustible	33
Figura 11. Captura de carbono por método de absorción.....	34
Figura 12. Componentes de los costos de producción de hidrógeno con SMR	38
Figura 13. Componentes de los costos de producción de hidrógeno con POx.....	40
Figura 14. Criterios tenidos en cuenta para la selección de dos métodos de producción de hidrógeno para Colombia	41
Figura 15. Diagrama de flujo de procesos P&ID para el método SMR	48
Figura 16. Esquema de flujo del mezclador	57
Figura 17. Esquema de flujo del reactor de conversión.	60
Figura 18. Esquema de flujo del reactor de equilibrio	62
Figura 19. Esquema de flujo destilador	66

Figura 20. Esquema flujo separador flash (simulado en COCO simulation environment)..	70
Figura 21. Diagrama del proceso SMR simulado en Aspen HYSYS	75
Figura 22. Condiciones corriente de gas de síntesis	76
Figura 23. Composición corriente de gas de síntesis	76

Resumen

Título: Estado del Arte y Estudio de Ingeniería Conceptual Aplicado a la Generación de Hidrógeno Azul Mediante el Reformado del Gas Natural*

Autor: Gloria Carolina Giraldo Vergara y Henry Leonardo Sandoval Rojas **

Palabras Clave: Hidrogeno, Gas natural, CO₂, Emisiones, Transición, Energía, Reformado, SMR, ATR, POx.

Descripción: La creciente necesidad de migrar a fuentes energéticas que sean amigables con el medio ambiente requiere la adaptación de las materias primas con las que se cuentan actualmente para la generación de energía de manera eficiente. Es entonces cuando la atención se dirige al metano debido a que este se encuentra en la naturaleza en grandes cantidades y se puede trabajar en métodos de conversión de este para la generación de hidrogeno con la posterior captura del CO₂ generado.

A lo largo de esta contribución se presentan los diferentes métodos de producción de hidrógeno azul, centrándose en la generación mediante el reformado de gas natural.

Debido a la importancia que tiene el hidrógeno en la canasta energética nacional, hay un interés por entender mejor cómo funcionan las técnicas de producción y poder optimizarlas, por tanto, se espera contribuir a la construcción de esta curva de aprendizaje por medio de un estado del arte exponiendo las tres tecnologías de hidrogeno azul, basadas en gas natural: Reformado de metano con vapor (SMR), Reformado autotérmico (ATR) y Oxidación parcial (POx). Se establecieron las bases de selección de dos de estos métodos con mayor viabilidad en el país, descartando la oxidación parcial por su mínimo desarrollo a nivel industrial y por ser más viable para realizar con materias primas más pesadas (Residuos de petróleo y Carbón), posteriormente se determinó que el SMR es el método con más aplicabilidad en Colombia seguido del ATR, ya que tiene mayor eficiencia y, además, será más rentable al poder operar a mayor capacidad. Finalmente se desarrolla la ingeniería conceptual del SMR a escala de laboratorio.

El resultado de este documento servirá como una guía de enfoque para futuros proyectos de investigación al sintetizar el “*know-how*” a escala de laboratorio de la tecnología con mayor viabilidad para la producción de hidrógeno azul mediante el reformado del gas natural en Colombia.

* Estado del Arte y Estudio de Ingeniería Conceptual Aplicado a la Generación de Hidrógeno Azul Mediante el Reformado del Gas Natural

** Facultad de Ingenierías fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería de petróleos. Ingeniería de petróleos. Director: Nicolás Santos Santos. M. Sc. Ingeniería de hidrocarburos. Codirector: Fabian Andrés Tapias Hernández. M. Sc. Ingeniería mecánica

Abstract

Title: State of the Art and Conceptual Engineering Study Applied to the Generation of Blue Hydrogen by Natural Gas Reforming*

Author(s): Gloria Carolina Giraldo Vergara and Henry Leonardo Sandoval Rojas**

Key Words: Hydrogen, Natural gas, CO₂, Emissions, Transition, Energy, Reformed, SMR, ATR, POx.

Description: The growing need to migrate to environmentally friendly energy sources requires the adaptation of the raw materials currently available for efficient energy generation. It is then when the attention is directed to methane because it is found in nature in large quantities and it is possible to work on methods of conversion of this for the generation of hydrogen with the subsequent capture of the CO₂ generated.

Throughout this contribution, the different methods of blue hydrogen production are presented, focusing on the generation through the reforming of natural gas.

Due to the importance of hydrogen in the national energy basket, there is an interest to better understand how the production techniques work and to be able to optimize them, therefore, it is expected to contribute to the construction of this learning curve by means of a state of the art exposing the three blue hydrogen technologies, based on natural gas: Steam Methane Reforming (SMR), Autothermal Reforming (ATR) and Partial Oxidation (POx). The bases for the selection of two of these methods with greater viability in the country were established, discarding partial oxidation because of its minimum development at the industrial level and because it is more viable to be carried out with heavier raw materials (oil residues and coal). Subsequently, it was determined that SMR is the method with more applicability in Colombia followed by ATR, since it has greater efficiency and, in addition, it will be more profitable since it can operate at greater capacity. Finally, the conceptual engineering of the SMR is developed at laboratory scale.

The result of this document will serve as an approach guide for future research projects by synthesizing the know-how at laboratory scale of the most feasible technology for the production of blue hydrogen through natural gas reforming in Colombia.

* State of the Art and Conceptual Engineering Study Applied to the Generation of Blue Hydrogen by Natural Gas Reforming

** Department of Physicochemical Engineering. School of Petroleum Engineering. Petroleum Engineering. Director: Nicolás Santos Santos. M. Sc. Hydrocarbon Engineering. Co-director: Fabian Andrés Tapias Hernández. M. Sc. Mechanical Engineering.

Introducción

En la lucha contra el cambio climático uno de los retos medioambientales más grandes se enfoca en la búsqueda de nuevas fuentes energéticas que permitan lograr una transición a la implementación de recursos amigables con el medio ambiente para disminuir gradual y efectivamente las emisiones de CO₂ (cuya concentración atmosférica en 2018 fue de 410 partes por millón (ppm), lo cual representó un incremento de cerca del 50% comparado con los últimos 250 años (Fan et al., 2020)).

El gas natural fue definido como el combustible esencial para la seguridad, diversificación y transición energética por Felipe Bayón, líder del grupo Ecopetrol durante la asamblea prosantander 2021 donde presentó un análisis de los retos y oportunidades para la correcta transición energética. Uno de los roles más promisorios del gas natural dentro de la transición energética se basa en su uso como materia prima para la producción de Hidrógeno como vector energético. El hidrógeno es considerado un vector energético ya que es un medio capaz de almacenar y transportar energía (Abdin et al., 2020), este puede ser clasificado a partir de la forma en que es producido como: Hidrogeno gris, azul y verde, generados mediante combustibles fósiles, combustibles fósiles con captura de CO₂ y electrolisis del agua, respectivamente (Newborough & Cooley, 2020).

A nivel nacional se han realizado varios descubrimientos de yacimientos de gas en el Caribe colombiano que permitirán al país aumentar sus reservas, garantizando un abastecimiento más allá del 2030 y evidenciando el potencial que tiene Colombia para emprender la transición energética basada en la generación de hidrógeno azul. Además, este proceso representa una ventana de oportunidad y su acoplamiento a la industria petrolera ya que el CO₂ generado puede ser usado para procesos de recuperación mejorada de crudo

convencional y pesado. Basado en el contexto anteriormente expuesto, queda en evidencia la necesidad de empezar a incorporar el elemento químico conocido más abundante que se tiene en el universo (el Hidrogeno) como vector energético de una economía nacional productiva, sostenible y competitiva, en donde se saque provecho de este elemento como tecnología convergente de bajo impacto ambiental, una vez se produzca “hidrógeno azul”. El producto de la combustión del hidrógeno es limpio, y consiste en agua y una pequeña cantidad de óxidos de nitrógeno (Balat, 2008).

Al realizar un enfoque a nivel nacional, surge la siguiente pregunta: ¿Existe el conocimiento y el saber hacer “know-how” necesario en Colombia para la generación de hidrógeno, específicamente, el hidrógeno azul mediante el reformado de gas natural?

Por lo tanto, se pretende contribuir construcción de dicha curva de aprendizaje y para ello, se busca apropiarse del conocimiento existente a nivel nacional e internacional sobre la producción de hidrogeno azul mediante el reformado de gas natural con el objetivo de profundizar en el estado del arte de este tema. Dicho conocimiento es considerado en estado maduro a nivel internacional (Fan et al., 2020). Lo anterior permitirá contribuir con la transición energética nacional en miras de alcanzar un nivel de conocimiento suficiente que viabilice el posterior desarrollo de tecnologías más complejas y limpias como la generación de hidrogeno verde.

Objetivos

Objetivo General

Generar estado del arte y efectuar ingeniería conceptual para la generación de Hidrógeno Azul Mediante el reformado del Gas Natural

Objetivos Específicos

Elaborar estado del arte de la generación de Hidrógeno Azul mediante el reformado del Gas Natural

Plantear un screening para la selección de dos métodos de generación de hidrogeno azul mediante el reformado del gas natural con mayor proyección de aplicabilidad en Colombia, teniendo en cuenta la escala de desarrollo (laboratorio e industrial).

Identificar los equipos que se requieren para evaluar experimentalmente la producción de hidrogeno azul mediante el reformado de Gas Natural a escala de laboratorio.

Proponer un diseño de ingeniería conceptual para la generación de Hidrógeno Azul mediante el reformado del Gas Natural basado en el método a escala de laboratorio.

1. El hidrógeno

El hidrogeno es el elemento con menor número atómico de la naturaleza y el más abundante, está formado por un protón y un electrón. Es un portador de energía, como la electricidad, y no un combustible; esto se debe a que en la Tierra el hidrógeno no se encuentra normalmente en estado elemental, por el contrario, se encuentra principalmente en compuestos químicos, como puede ser el agua o los hidrocarburos (*Compendium of Hydrogen Energy - 1st Edition*, s. f.).

A condiciones normales, el hidrogeno es un gas incoloro e inodoro no tóxico que se encuentra en el aire en concentraciones de aproximadamente 100 ppm (Suban et al., 2001), además, es el elemento más ligero con una densidad volumétrica de tan sólo 0.09 kg/m³, lo que le confiere la capacidad de ser almacenado en altas cantidades másicas en un volumen razonable; También, ofrece beneficios potenciales que permiten su consideración dentro de la cadena de valor energético (Balat, 2008), como los siguientes:

- No genera dióxido de carbono durante su utilización, ya que su combustión produce únicamente agua.
- Las reservas son inagotables, ya que es un combustible renovable.
- Se puede almacenar físicamente y transportar de forma relativamente sencilla, como gas presurizado o como líquido.

Hace treinta años, el hidrógeno se identificó como "un elemento crítico e indispensable de un sistema energético sostenible y descarbonizado" para proporcionar energía segura, rentable y no contaminante (Staffell et al., 2019)

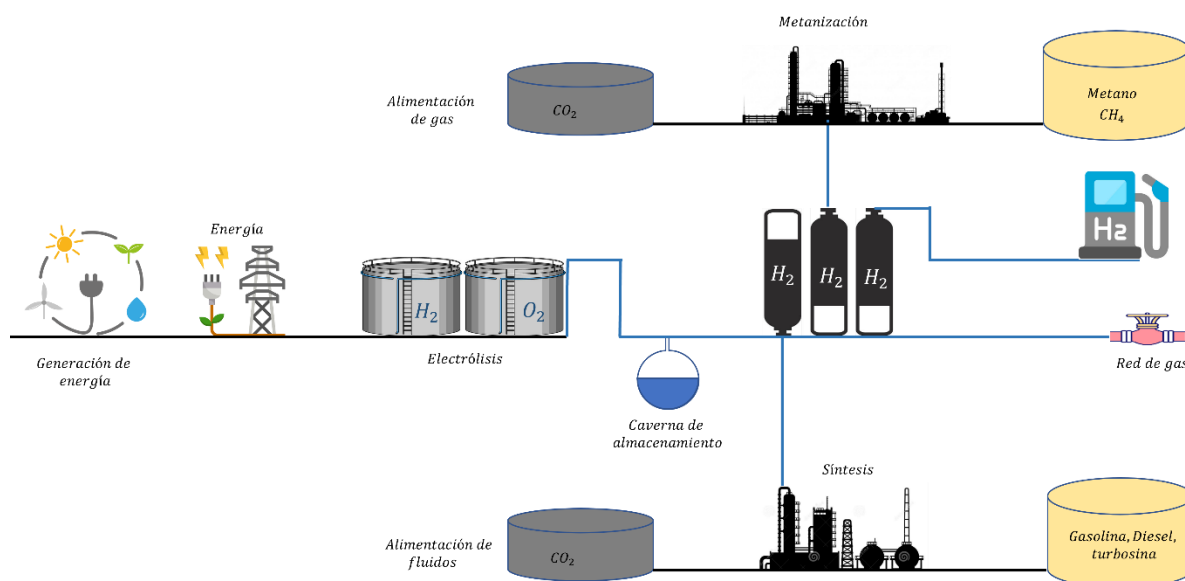
El hidrogeno no es una fuente primaria de energía como el Carbón, el petróleo o el gas natural, es considerado un vector energético ya que es un medio para almacenar y transportar energía (Abdin et al., 2020). En general, las ventajas del uso de hidrógeno como vector energético se podrían resumir en los siguientes puntos:

- Su uso no genera gases de efecto invernadero, sino sólo vapor de agua en cantidades equivalente al producto por los motores de combustión interna a gasolina
- El hidrógeno azul puede estar libre de emisiones netas de CO₂ si se obtiene a partir de gas natural con captura, transporte y utilización del CO₂.
- Las eficiencias de las tecnologías de uso asociadas al hidrógeno como la pila de combustible son mucho mayores que la combustión.

Sin embargo, el papel más importante del hidrogeno radica en su capacidad de acoplamiento sectorial, es decir, puede integrar las diferentes infraestructuras y capacidades de los principales sectores que rigen el suministro energético y la economía (Electricidad, red de gas y combustible para el transporte) (McPhail, 2020), como se muestra en la figura 1.

Figura 1.

La electricidad, red de gas y combustible para el transporte se acoplan a través del hidrógeno.



Fuente: Modificado de (McPhail, 2020)

Toda la red de consumo industrial se puede adaptar al hidrógeno para que así, el usuario final pueda obtener hidrogeno en vez de gas natural.

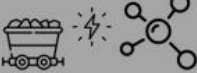
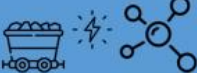



En este contexto y debido a sus múltiples usos posibles, el hidrógeno desempeñaría un papel clave en una futura economía climáticamente neutra, permitiendo el transporte, la calefacción y los procesos industriales libres de emisiones, así como el almacenamiento de energía entre estaciones. (McPhail, 2020)

1.1. Tipos de hidrógeno

Dependiendo de la forma en que es producido el hidrógeno, recientemente, se ha adoptado el uso de colores (gris, azul, verde, turquesa y rosa) asociado al impacto ambiental que tendría cada método (Newborough & Cooley, 2020).

Figura 2.

Tipos de hidrógeno

	Proceso	Fuente de energía	Emisiones directas
HIDRÓGENO GRIS	Reformado o gasificación	Combustibles fósiles 	CO ₂ y CH ₄ fugitivo
HIDRÓGENO AZUL	Reformado o gasificación con CCU	Combustibles fósiles 	CO ₂ * y CH ₄ fugitivo
HIDRÓGENO VERDE	Electrólisis	Energías renovables 	Nulas
HIDRÓGENO TURQUESA	Electrólisis	Gas natural 	CH ₄ fugitivo
HIDRÓGENO ROSA	Electrólisis	Energía nuclear 	Residuos radioactivos

* CCS no es 100% eficiente

Fuente: (Cerezo-Araujo, 2022)

El hidrógeno “gris” se refiere a la producción a partir de combustibles fósiles (nafta, asfaltos, fuel oil, gas natural y carbón) con emisiones asociadas de CO₂. Es decir, se genera energía con alto impacto ambiental (Elevadas emisiones de CO₂ a la atmosfera).

El término “azul” se usa comúnmente para la producción a partir de combustibles fósiles, generalmente gas natural (Yan et al., 2020), que necesariamente incluye la captura, utilización y almacenamiento del carbono («Carbon Capture», s. f.)

El término “verde” se aplica a la producción de hidrógeno generalmente a través de la electrólisis del agua, proceso en el cual ha determinado volumen de agua se le induce un potencial eléctrico capaz de disociar la molécula del agua. Aunque también se refiere a otras

fuentes renovables como la biomasa o métodos biológicos (Singh & Das, 2019). Es el método con menor huella de carbono. Sin embargo, la producción y uso de este tipo de hidrógeno aún afronta grandes retos, por ejemplo, la necesidad de encontrar nuevos materiales para los electrodos utilizados durante el proceso de electrólisis, desarrollo de membranas semipermeables que aumenten la eficiencia del proceso, entre otros (Eljack & Kazi, 2021).

El hidrógeno “Turquesa” es aquel que se produce mediante el pirólisis del metano, el cual no genera emisiones de CO₂, sin embargo, este proceso deja como subproducto un material sólido conocido como “negro de carbón” (Cerezo-Araujo, 2022)

Por último, el hidrógeno “rosa” es aquel que se genera a partir de la electricidad nuclear. Estos tipos de hidrógeno no están tan desarrollados como el gris, azul o verde, pero aún así, merece la pena mencionarlos para tener un contexto de los diferentes métodos de producción (Cerezo-Araujo, 2022).

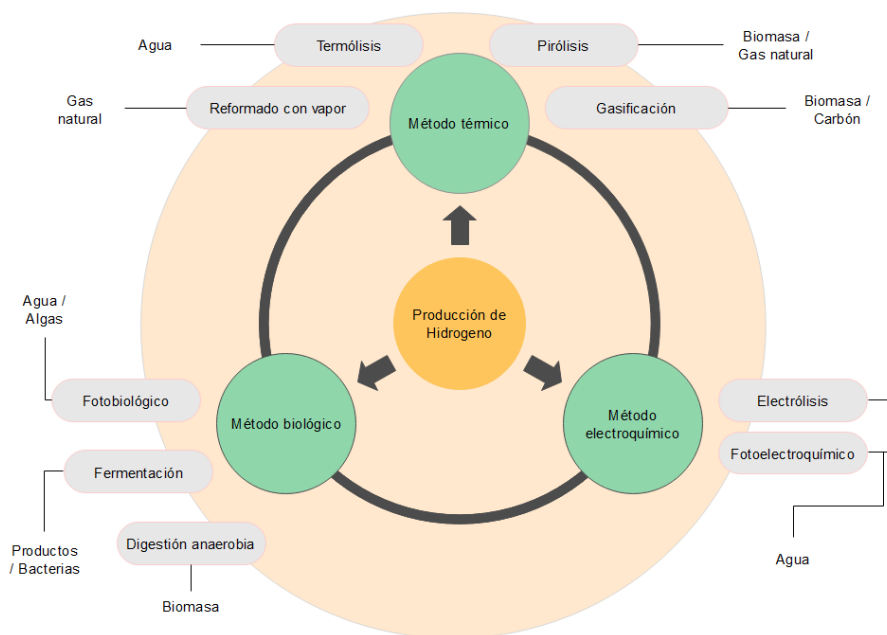
Según la Agencia Internacional de Energía (IEA), a 2021 la producción mundial de hidrógeno fue de aproximadamente 94 Mt, de las cuales el 99% es gris, que genera unas emisiones anuales de 900 Mt de CO₂ (IEA, 2022). Por lo tanto, si se pretenden alcanzar los objetivos mundiales de descarbonización es necesaria la inmediata transición energética de hidrógeno gris al azul neutro en carbón, mientras se avanza y aúnan esfuerzos para el despliegue a nivel industrial de la producción de hidrógeno verde (Noussan et al., 2021).

1.2.Métodos de producción de hidrógeno

Existen diversos métodos de producción de hidrogeno, con grandes diferencias entre ellos, en cuánto a la materia prima, al proceso de producción o a la madurez de la tecnología asociada al proceso. La figura 3 presenta un resumen de los principales métodos de producción de hidrogeno, sus procesos y materia prima (Nikolaidis & Poullikkas, 2017).

Figura 3.

Métodos, procesos y materia prima para la producción de hidrógeno

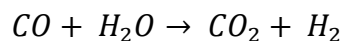


Fuente: Modificado de: (Nikolaidis & Poullikkas, 2017)

2. Hidrógeno a partir de combustibles fósiles

El hidrógeno puede ser producido a partir de la mayor parte de los combustibles fósiles mediante una técnica de reformación de hidrocarburos que involucra vapor y/u oxígeno, este es el llamado 'hidrógeno gris', sin embargo, en estos procesos se produce dióxido de carbono como subproducto de la reacción química que esta implica (Ecuación 1).

Ecuación 1



Si se pretende una producción sin emisiones de gases de efecto invernadero (GEI), el CO_2 debe ser capturado y almacenado. La factibilidad de la captura y almacenamiento del

CO₂ varía dependiendo del tamaño de la planta de producción, si es centralizada (gran escala) o distribuida (Gonzales, 2010)

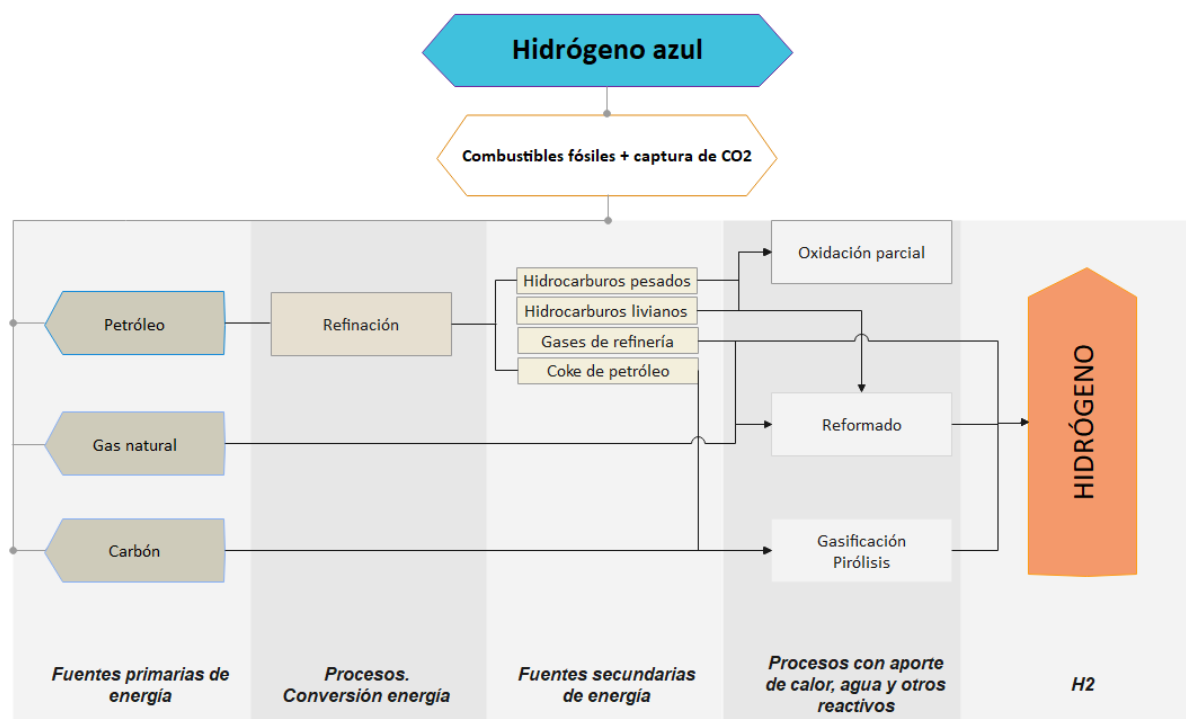
A Octubre de 2022, el 6% del uso mundial del gas natural y el 2% del consumo del carbón fueron implementados para producir Hidrógeno, dando como resultado emisiones atmosféricas de alrededor 830 Mt de dióxido de carbono (*Hydrogen - Fuels & Technologies*, 2022)

2.1.Hidrógeno azul

Se le denomina hidrógeno azul al producido a partir de combustibles fósiles y que además parte o casi todas las emisiones de CO₂ asociadas con su producción son capturadas. Hay muchas tecnologías alternativas propuestas para producir hidrógeno azul. Pero producirlo con estas tecnologías depende de factores como la disponibilidad de materia prima, el nivel de preparación de la tecnología y la viabilidad económica (Oni et al., 2022a). En la figura 4 se pueden apreciar los procesos de producción de hidrógeno azul que requieren energía térmica.

Figura 4.

Procesos de producción de hidrogeno que requieren energía térmica



Fuente: Modificado de: (Gonzales, 2010)

La mayor parte de la producción de hidrogeno existente es por reformado de metano con vapor debido a que la planta requerida tiene un costo relativamente bajo y la reacción química es fácil de controlar (Newborough & Cooley, 2020)

2.2. Producción de hidrógeno azul

En la figura 4 se muestran los diferentes procesos de producción de hidrógeno azul, sin embargo, para cumplimiento de los objetivos este documento se centra en el método de producción de hidrógeno azul más común y económico que ha alcanzado proyección comercial e industrial: El reformado de gas natural (Fundación Naturgy, 2020).

El reformado de gas natural se basa en la descomposición de la molécula de metano para dar lugar a hidrógeno y óxidos de carbono (CO y CO₂), para lograr este proceso se

requiere la combinación de tres condiciones: alta temperatura (700-1100 °C), presencia de un catalizador (generalmente, níquel), y presencia de un agente oxidante (agua y/o aire) (Kalamaras & Efstathiou, 2013).

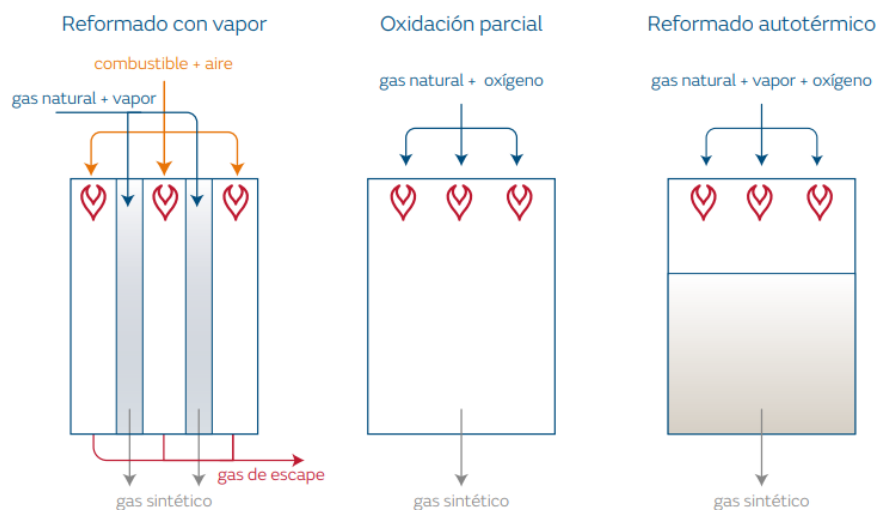
Esto constituye un proceso industrial importante para la producción de Hidrógeno.

Varias vías son posibles para esta reacción:

- **Reformado con vapor de agua (Steam Methane Reforming – SMR)**
- **Oxidación parcial (Partial Oxidation - POX)**
- **Reformado autotérmico (Auto-Thermal Reforming – ATR)**

Figura 5.

Tipos de reformadores



Fuente: (Fundación Naturgy, 2020)

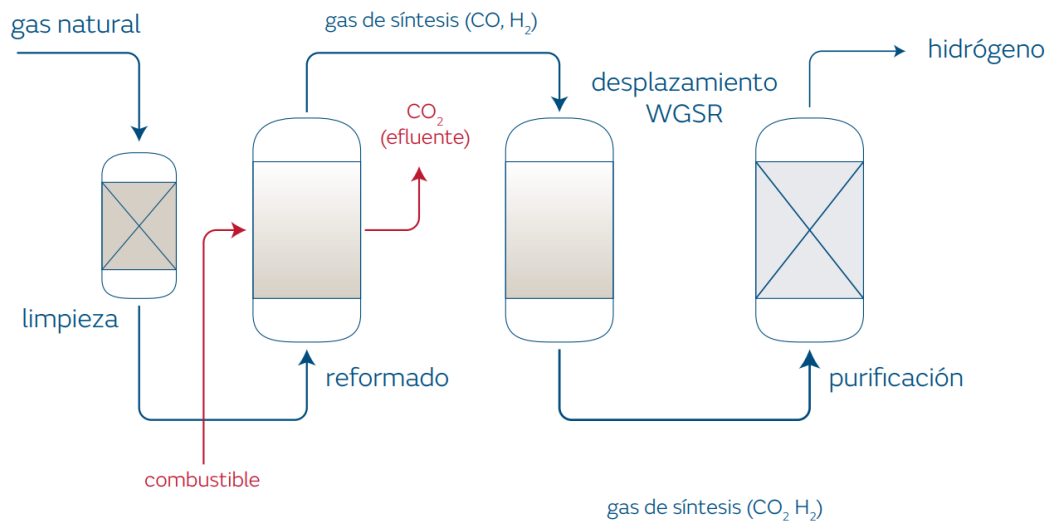
A continuación, son explicados en detalle los diferentes tipos de reformado:

2.2.1. Reformado con vapor de agua (*Steam Methane Reforming – SMR*)

El reformado de gas natural por vapor de agua es una reacción endotérmica que opera en unas temperaturas entre 700 y 900 °C y presiones de 15 a 40 bares.

Figura 6.

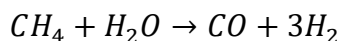
Diagrama de flujo del proceso de reformado de metano con vapor



Fuente: (Fundación Naturgy, 2020)

El proceso inicia con la purificación del metano, donde se eliminan trazas de azufre, cloro y otras impurezas para evitar la desactivación del catalizador, posteriormente consta de tres fases. La primera fase es el reformado propiamente dicho (Franchi et al., 2020), que posee una entalpía de reacción estándar de 206.14 kJ/mol, por tanto, es endotérmica (Ecuación 2). Se produce a temperaturas alrededor de 700 a 900 °C en tubos por lo que circulan metano y el vapor de agua a través de lechos catalizadores de base de níquel (Welaya et al., 2012). Los tubos están contenidos en un horno cuya temperatura es de alrededor de 900 °C, que se mantiene mediante quemadores.

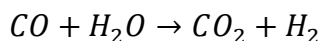
Ecuación 2



En la salida del reformador el gas se dirige hacia la unidad de desplazamiento (WGSR) de CO en la que se verifica la siguiente reacción sobre catalizadores de cobre; esta posee una entalpía de reacción estándar de -41.17 kJ/mol, siendo por tanto exotérmica (Ecuación 3).

La cantidad de calor liberada y su nivel de temperatura no es suficiente para satisfacer totalmente la demanda de la reacción de reformado, por lo que parte del gas natural se emplea en los quemadores para mantener la temperatura de operación del reformador. El calor liberado en la reacción de desplazamiento se aprovecha para precalentar el gas natural a su entrada al reformador.

Ecuación 3



El gas producido de las dos reacciones anteriores pasa por un condensador en el que se retira el vapor de agua y finalmente llega a la última fase del proceso.

A continuación, y tras condensar el agua, continua una etapa de purificación del hidrógeno que se puede realizar de dos maneras diferentes dependiendo del grado de pureza al que se quiera llegar (Ortiz Navarro, 2011):

2.2.1.1. Absorción química:

En esta opción el grado de pureza del H₂ no es muy alto (≈ 97-99 %). Se utiliza un proceso de absorción química, por ejemplo, con monoetanolamina (MEA), para retener y separar el CO₂ del resto de componentes de la corriente gaseosa, luego sigue una etapa de metanación para eliminar el CO y CO₂ que puedan quedar en la corriente. Así, se obtiene una

corriente de H₂ y otros componentes minoritarios (CH₄, CO, CO₂) y una corriente pura de CO₂ que se puede almacenar.

2.2.1.2. Adsorción por cambio de presión (Pressure swing adsorption - PSA):

Estas unidades de absorción son utilizadas en plantas donde se requiere un alto grado de pureza de H₂, donde todos los gases menos el H₂ son adsorbidos. Como material adsorbente se utiliza carbón activado, alúmina o zeolitas.

El H₂ a la salida de la unidad PSA puede llegar a tener una pureza de 99.999 %. La concentración de CO₂ en la corriente de Introducción salida de la unidad PSA que se obtiene durante la desorción por bajada de presión es del 40-50%. Esta corriente, que además contiene H₂, CH₄ y CO, es quemada en el horno del reformador para generar parte del calor necesario para las reacciones endotérmicas de reformado.

2.2.1.3. Combinación de ambas tecnologías.

Adicionalmente, está la opción de combinar las dos tecnologías mencionadas anteriormente para obtener corrientes casi completamente puras de CO₂ e H₂.

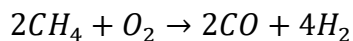
Finalmente, el H₂ se presuriza y almacena en los tanques de almacenamiento. Los gases adsorbidos constituyen el llamado “gas de cola” que, al ser combustible, se recircula hacia los quemadores del reformador o también se puede disponer para la captura, utilización y almacenamiento geológico o con fines para la recuperación mejorada de petróleo e incremento de factor de recuperación. El rendimiento en producción de este método a escala industrial es cercano al 80%.

2.2.2. Oxidación parcial (Partial Oxidation - POX)

La oxidación parcial consiste en la oxidación incompleta del gas natural, donde solo se oxida el carbono hasta obtener monóxido de carbono (Welaya et al., 2012), quedando libre el hidrógeno, según la reacción presentada en la Ecuación 4 la entalpía estándar de reacción

es de -36 kJ/mol, siendo por tanto una reacción exotérmica, pudiendo así prescindir de quemadores externos para mantener la reacción.

Ecuación 4



La reacción se verifica con oxígeno puro o con aire en presencia de catalizadores y ocurre a temperaturas entre 1245 y 1400°C y presiones altas (20 a 40 bares). La elevada presencia de monóxido de carbono en el gas obtenido tiene el riesgo de la deposición de carbonilla, especialmente si la reacción ocurre a presión elevada, lo que es deseable para lograr reformadores más compactos.

Al igual que en el reformado convencional, el gas de síntesis producido se enfría y se lleva a un reactor y la purificación de H₂ y se realiza de la misma manera.

Sin embargo, la eficiencia obtenida en el proceso POX es menor que la obtenida en el reformado con vapor, pero se puede utilizar un rango más amplio de combustibles.

Para la producción de hidrógeno a gran escala, el oxígeno es suministrado por una unidad de separación de aire criogénica (ASU). La gran inversión y el consumo de energía de la ASU pueden ser compensados por la no necesidad de una etapa de captura de CO₂ a la salida del horno del reformador.

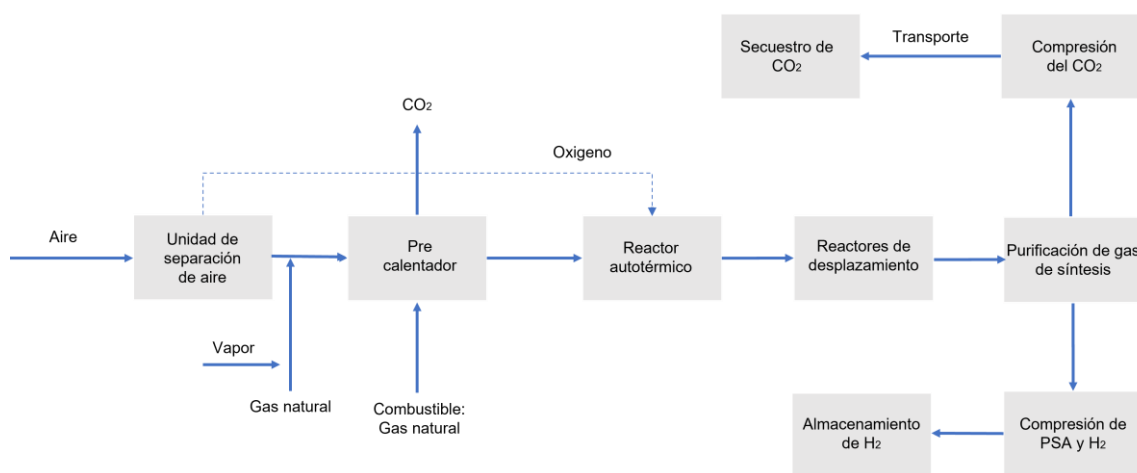
Por otra parte, el monóxido de carbono formado se puede eliminar oxidándolo para formar dióxido de carbono o bien desplazándolo con agua, para obtener más hidrógeno y nuevamente dióxido de carbono. La eficiencia del proceso es de alrededor del 70% en aplicaciones industriales (Kalamaras & Efstathiou, 2013).

2.2.3. Reformado autotérmico (Auto-Thermal Reforming – ATR)

Es un proceso que combina el SMR y el POX, de modo que el calor liberado en el proceso de oxidación se aprovecha para el proceso de reformado por vapor de agua, dando lugar a un balance neto nulo (Zhang et al., 2017).

Figura 7.

Diagrama de flujo del proceso de reformado autotérmico con captura y almacenamiento de carbono



Fuente: Modificado de: (Oni et al., 2022)

En este proceso la reacción exotérmica de oxidación parcial de metano se utiliza como fuente de calor para la reacción de reformado del metano.

El monóxido de carbono producido es desplazado con agua para producir más hidrógeno y dióxido de carbono. La eficiencia del proceso es similar a la del proceso de oxidación parcial, entorno del 70%.

CH₄, H₂O y O₂/aire se alimentan juntos a un reactor adiabático donde tienen lugar tanto la reacción de reformado como la oxidación parcial de metano. El vapor de agua permite una alta conversión del combustible a hidrógeno a menor temperatura. Las temperaturas del proceso ATR son típicamente 950- 1050 °C, aunque esto depende del diseño del proceso y

esto hace que las limitaciones metalúrgicas aumenten los costos del proceso (Ortiz Navarro, 2011)

En términos de costos, este proceso le lleva ventaja al reformado con vapor ya que la inversión para el reactor es menor, además, al no tener aporte externo de energía tiene ausencia de emisiones de CO₂ por este factor; cabe resaltar que estas “ventajas” son fácilmente opacadas por la alta inversión para la planta de producción de oxígeno (Montaje y operación)

3. Captura de carbono

La captura, utilización y almacenamiento de carbono ofrece potencial para la reducción efectiva de emisiones globales de CO₂ y así la mitigación climática. Este CO₂ es capturado de fuentes como la generación de energía fósil y los procesos industriales, luego se reutiliza o se almacena.

Posterior a la producción del gas de síntesis, se tiene que separar el H₂ y el CO₂ de los demás componentes para purificarlos. Durante el proceso de generación de hidrógeno azul existen 3 etapas en las que se puede llevar a cabo la captura de CO₂: precombustión, postcombustión y Oxicombustión (Osman et al., 2021).

3.1. Precombustión

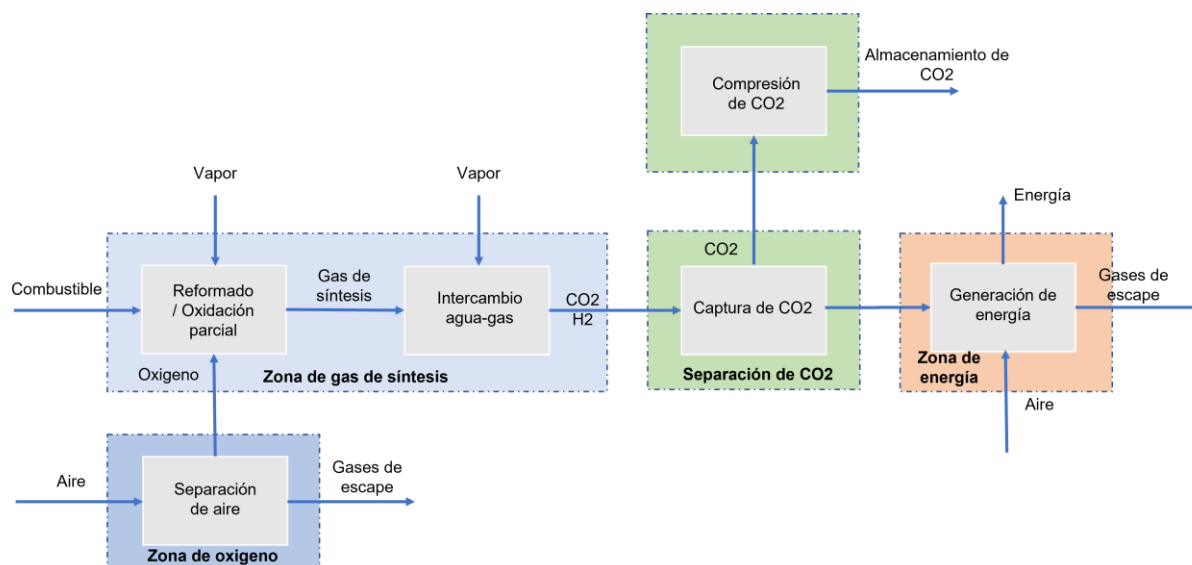
El proceso de precombustión consiste en eliminar el carbono (en forma de CO₂) de los combustibles fósiles en un reactor antes de quemarlo.

Inicialmente el proceso de precombustión es el mismo para el carbón, el petróleo o el gas natural, con la diferencia de que al utilizar carbón o petróleo es necesario agregar más

etapas de purificación del gas de síntesis, lo anterior debido a que el hidrógeno producido contiene más impurezas (Cenizas, azufre, etc) (Jansen et al., 2015).

Figura 8.

Esquema de captura de CO₂ mediante precombustión



Fuente: Modificado de: (Jansen et al., 2015)

En la figura 8 se presenta un esquema del proceso de precombustión con cada una de las secciones en las que se divide.

Llevar a cabo la precombustión en una planta de energía a gas es poco viable ya que esto hace que aumente el costo de producción de la energía y, además, la eficacia de la planta disminuye porque se necesita agregar energía para el funcionamiento de los sistemas de precombustión (Sifat & Haseli, 2019).

Por lo anterior, las empresas optan por pagar impuestos para retribuir sus emisiones en vez de instalar sistemas de precombustión, así, resulta imprescindible reducir los requerimientos de energía que tiene el desarrollo/utilización de la precombustión para que

esta sea una opción viable y eficiente a futuro (*Captura de CO₂ en precombustión (antes de quemarlo)* / *ClimateScience*, s. f.).

3.2. Postcombustión

Después de quemar los combustibles fósiles, se requiere capturar los gases de combustión que pueden llegar a ser liberados a la atmósfera.

El proceso de postcombustión elimina alrededor del 89% de CO₂ del gas en combustión antes de que este sea liberado a la atmósfera (Elias et al., 2018), adicionalmente, a diferencia del proceso de precombustión, en este no es necesaria la modificación de las plantas de energía existentes.

Los sistemas de captura en postcombustión pueden ser implementados para cualquier tipo de combustible y se puede capturar el CO₂ por diferentes métodos, sin embargo, el método más común es la absorción.

Figura 9.

Captura de carbono después de la combustión con gas natural



Fuente: (*Captura de CO₂ en poscombustión (después de quemarlo)* |

ClimateScience, s. f.)

Para el caso de la postcombustión se presenta la misma situación que en la precombustión, los costos de la energía producida serán mayores debido a que se requiere más de esta para los sistemas que hacen parte de este método de captura de carbono.

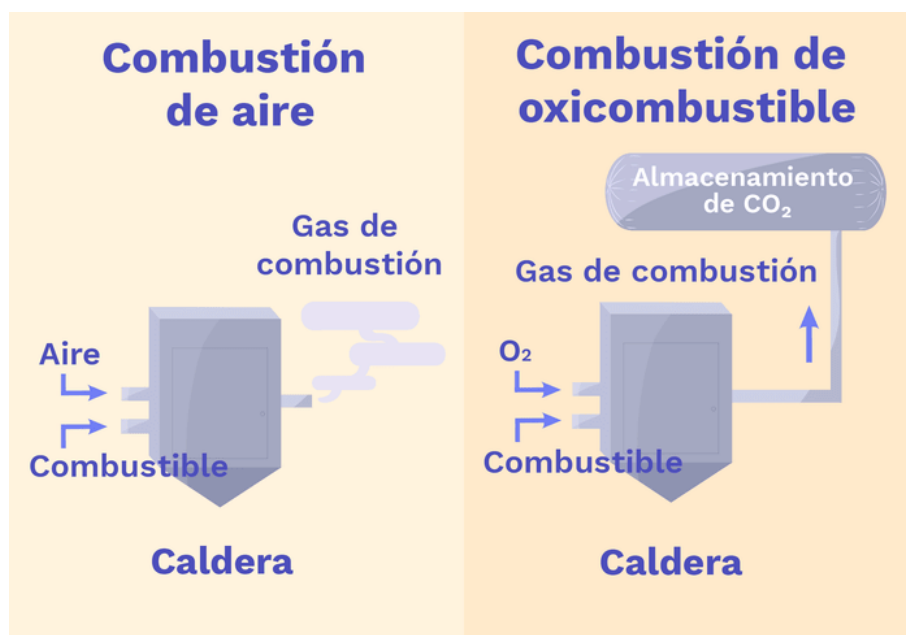
En lo que a impacto ambiental se refiere, este método ocasiona mayor impacto ambiental que la precombustión; principalmente porque aumenta en un 40% con relación a una planta sin tecnologías de captura de carbono el potencial de eutrofización (liberación de nutrientes contaminantes en el agua y los suelos) (US Department of Commerce, s. f.)

3.3. Oxicombustión

La oxicombustión consiste en cambiar el aire como comburente (sustancia que permite el desarrollo de la combustión) por oxígeno, esto causa que el nitrógeno del aire sea eliminado casi en su totalidad en una unidad de separación de gases, dando como resultado, que la concentración de CO₂ en gases de escape en una combustión con aire aumente significativamente de 7-33% en volumen a un 80% en una combustión con oxígeno; esta mayor concentración de CO₂ permite aumentar la eficiencia de los sistemas de captura (Bartolomé Muñoz et al., 2010), adicionalmente, la falta de nitrógeno hace que el gas con altas concentraciones de CO₂ sea más fácil de comprimir y almacenar (*Oxicombustión*, s. f.)

Figura 10.

Combustión de aire tradicional versus combustión de oxicombustible



Fuente: (*Oxicombustión*, s. f.)

Ahora bien, hablando en términos de las tecnologías utilizadas para realizar la captura de CO₂, se cuenta principalmente con tres: Adsorción, absorción y separación con membranas.

3.4. Adsorción

La adsorción se puede definir como un fenómeno físico donde las moléculas se adhieren a la superficie de adsorbente: (normalmente materiales sólidos) (Voldsund et al., 2016). Esta afinidad de las moléculas por varios tipos de adsorbentes se puede aprovechar para purificar los gases.

En el caso del hidrógeno, existen varios tipos de adsorbentes para retirar todos los tipos de impurezas y este pase por una adsorción limitada. Con el propósito de capturar CO₂, se pueden usar aquellos que adsorben selectivamente CO₂ de una mezcla de gases (Voldsund et al., 2016).

Ahora bien, existen varios tipos de procesos de adsorción, estos son:

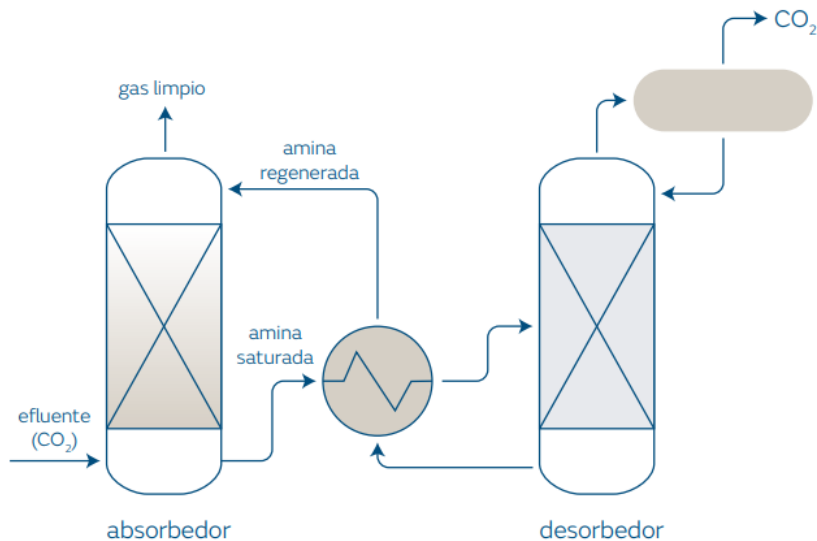
- Adsorción por oscilación de presión (PSA)
- Adsorción por oscilación de temperatura (TSA)
- Adsorción por oscilación eléctrica (ESA).

3.5. Absorción

La absorción es un fenómeno en el que uno o más componentes de una mezcla gaseosa se disuelven en un líquido, esta se produce cuando las moléculas pasan a otra sustancia y son absorbidas por ella. Para este caso, el solvente absorbe el CO₂ y este se queda atrapado ahí (*Captura de CO₂ en poscombustión (después de quemarlo) | ClimateScience, s. f.*).

Figura 11.

Captura de carbono por método de absorción



Fuente: (Fundación Naturgy, 2020)

Este proceso se realiza industrialmente permitiendo que el gas entre en contacto con un disolvente líquido en una columna depuradora, donde se purifica. Posteriormente, el

solvente rico es calentado o despresurizado para luego ser enviado a una columna de regeneración que produce una corriente con los componentes absorbidos (Para este caso CO₂) y otra que se devuelve a la columna depuradora (Voldsund et al., 2016).

Hay métodos de absorción tanto físicos como químicos:

- **Los métodos físicos absorben CO₂ mediante la atracción de moléculas.**
- **Los métodos químicos absorben CO₂ a través de reacciones químicas.**

Para el caso de las centrales de gas, como se tienen concentraciones más bajas de CO₂ es preferible el uso de absorción química debido a que la absorción física requiere altas concentraciones y presiones de CO₂ en el gas de combustión.

Por ejemplo, en Malasia se realiza captura de CO₂ posterior a la combustión empleando el proceso de absorción química para separar 0,2 Mt de CO₂ por año de la corriente de gas de combustión de una planta de energía a gas para la producción de urea y en Dakota del norte se realiza Captura de CO₂ antes de la combustión en una planta de gasificación de carbón, esta planta emplea un proceso de solvente físico para separar 3,3 Mt de CO₂ por año de una corriente de gas para producir gas natural sintético. Parte del CO₂ capturado se utiliza para un proyecto EOR en Canadá (*Carbon Dioxide Capture and Storage — IPCC, 2005*).

3.6. Separación con membranas

La separación con membranas es un proceso físico en el que los componentes de una mezcla de gas son separados por una barrera semi permeable y dispuestos en una corriente de retención y una corriente de permeado (Dhawale & Risbud, 2022)

Las membranas permiten la permeación selectiva de una corriente de gas a través de ellas, la separación de estas depende de los materiales con los cuales son específicamente fabricadas (*Carbon Dioxide Capture and Storage — IPCC, 2005*).

Tabla 1.

Ventajas y desventajas de la separación con membranas

Ventajas	Desventajas
Son usados comercialmente para remover el CO ₂ del gas natural a altas temperaturas y concentraciones de CO ₂	Captura de CO ₂ a gran escala con membranas poliméricas tienen baja estabilidad a altas temperaturas
Tienen una compacidad, modularidad y potencial de ser aplicado en áreas remotas que lo deja en ventaja respecto a otras tecnologías	El compromiso entre la selectividad y la permeabilidad dificulta su uso a gran escala
Flexibilidad de operación y mantención	Su rendimiento es afectado por las condiciones de operación
Menores costos asociados a menor uso energético	Baja efectividad en caudales con bajas concentraciones de CO ₂

Fuente: (Dhawale & Risbud, 2022)

4. Métodos de generación de hidrógeno azul: ¿Tienen futuro en Colombia?

Si bien, se puede afirmar que Colombia posee la materia prima necesaria para producir hidrógeno azul y utilizarlo como un recurso energético que supla gran parte de la

demanda energética del país teniendo en cuenta que la 23^o versión del Informe del Sector gas natural 2022, reveló que, al cierre de 2021, las reservas probadas de gas natural en Colombia totalizaron 3.164 giga pies cúbicos (GPC) y por ende, el país cuenta con reservas probadas de gas que alcanzan para ocho años de autosuficiencia (*Módulo de Gestión de Reservas - Agencia Nacional de Hidrocarburos, s. f.*), surge la pregunta: ¿Cuál es el método para producir hidrógeno azul mediante el reformado del gas natural con mayor aplicabilidad en Colombia?

Anteriormente, se presentaron 3 métodos para la producción de hidrógeno azul a través del reformado del gas natural, ahora, se debe analizar su escala de desarrollo (laboratorio e industrial) para determinar que métodos son los más aplicables en el país.

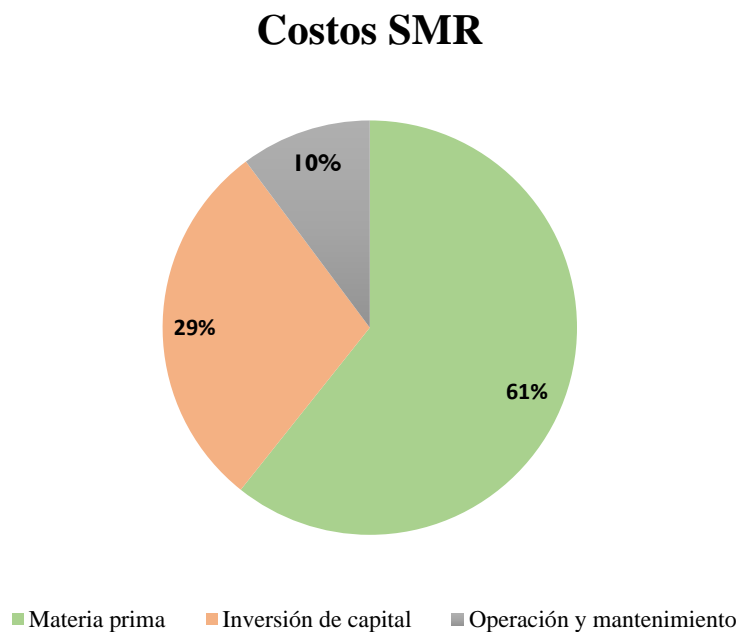
En 2021, el costo de producción de hidrógeno a partir del gas natural con captura de carbono estuvo en promedio entre 1,5-3,0 USD/kg H₂, sin embargo, estos precios son directamente proporcionales al del gas natural, el cual ha aumentado ocasionando que la producción de hidrógeno sea más costosa (IEA, 2022).

Actualmente, la tecnología más utilizada y desarrollada para la producción de hidrógeno a base de gas natural a gran escala es el **reformado de metano con vapor (SMR)**, se utiliza en la mayoría de instalaciones operativas a base de gas natural que se encuentran equipadas con captura de CO₂ (IEA, 2022) y tiene una eficiencia entre el 74 y el 85%. Por ejemplo, en 2005, el reformado de metano con vapor representa el 80% del hidrógeno producido en los Estados Unidos (Chen et al., 2008).

Los costos totales del SMR son dados por sus componentes: Materia prima, inversión de capital, operación y mantenimiento de la siguiente manera (Nikolaidis & Poullikkas, 2017):

Figura 12.

Componentes de los costos de producción de hidrógeno con SMR



Fuente: (Nikolaidis & Poullikkas, 2017)

Se estima que el costo de producción de hidrógeno con este método es de 2.27 USD/kg, basado en plantas con una capacidad de diseño de 379.387 kg/día, al 90% de factor de capacidad y un costo de gas natural de 10,00 USD/MMBtu (Nikolaidis & Poullikkas, 2017)

Al ser el principal proceso de producción de H₂, se ha probado minuciosamente mediante integración de una membrana selectiva directamente en la reacción o aguas debajo de las unidades de reacción, propiciando así beneficios significativos con reactores a base de paladio, combinando la reacción química y la separación de gases en una sola unidad, permitiendo la conversión de metano de hasta 90-95% a temperaturas más bajas (450-550°C) (Nikolaidis & Poullikkas, 2017)

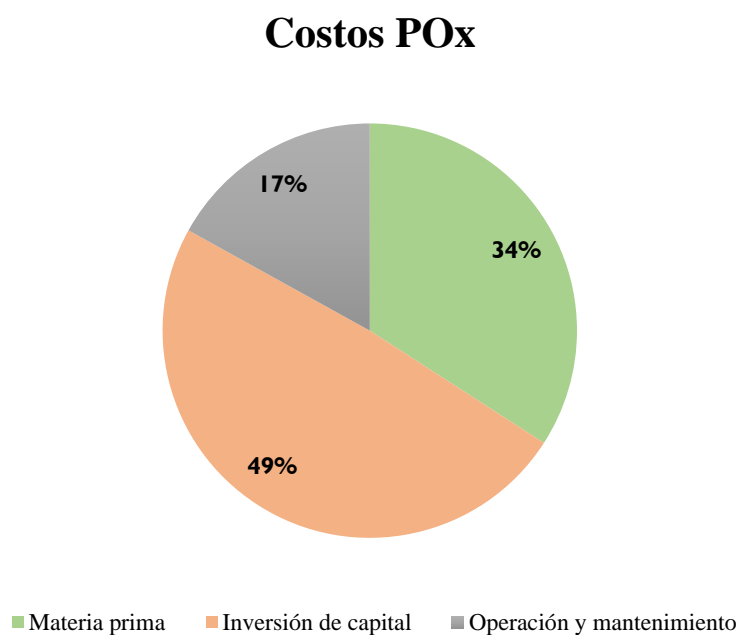
La oxidación parcial (POx) por su parte, produce hidrógeno sin necesidad de catalizadores. Ofrece la ventaja de que, al hacer uso de estos, el rendimiento de hidrógeno puede incrementarse, pudiendo alcanzar eficiencias de energía y captura aún mayores que ATR y SMR, Sin embargo el costo de la planta de oxígeno y los costos adicionales de los pasos de desulfuración hacen que dicha planta sea extremadamente intensiva en capital (IEA, 2022).

POx es la tecnología más apropiada para producir H_2 a partir de materias primas más pesadas, como residuos de petróleo pesado y carbón (IEA, 2022) Dado que los costes de inversión de la oxidación parcial son más elevados que los del reformado con vapor, debido principalmente a la separación criogénica del aire, no suele ser una opción para los hidrocarburos más ligeros, pero las materias primas pesadas, desde el petróleo combustible hasta el asfalto, cuando tienen un precio favorable, pueden ser una opción competitiva para diversos lugares y circunstancias (Appl, 1996). Siendo así que, no tiene la suficiente viabilidad y no se ha desarrollado en plantas de gas a nivel industrial.

Los costos totales del POx son dados por la Materia prima, inversión de capital, operación y mantenimiento de la siguiente manera (Nikolaidis & Poullikkas, 2017):

Figura 13.

Componentes de los costos de producción de hidrógeno con POx



Fuente: (Nikolaidis & Poullikkas, 2017)

El método de **reformado autotérmico (ATR)** utiliza la oxidación parcial exotérmica y el reformado con vapor para proporcionar el calor y aumentar la producción de hidrógeno respectivamente. Básicamente, se inyecta vapor y oxígeno o aire en el reformador, lo que provoca que las reacciones de reformado y oxidación ocurran simultáneamente (IEA, 2022)

El ATR equipado con CCS no es comercial, pero se encuentra en fase de desarrollo en nuevos proyectos como por ejemplo, el Dakota H₂ Hub en Estados Unidos e instalaciones de H₂H Saltend en el Reino Unido (IEA, 2022)

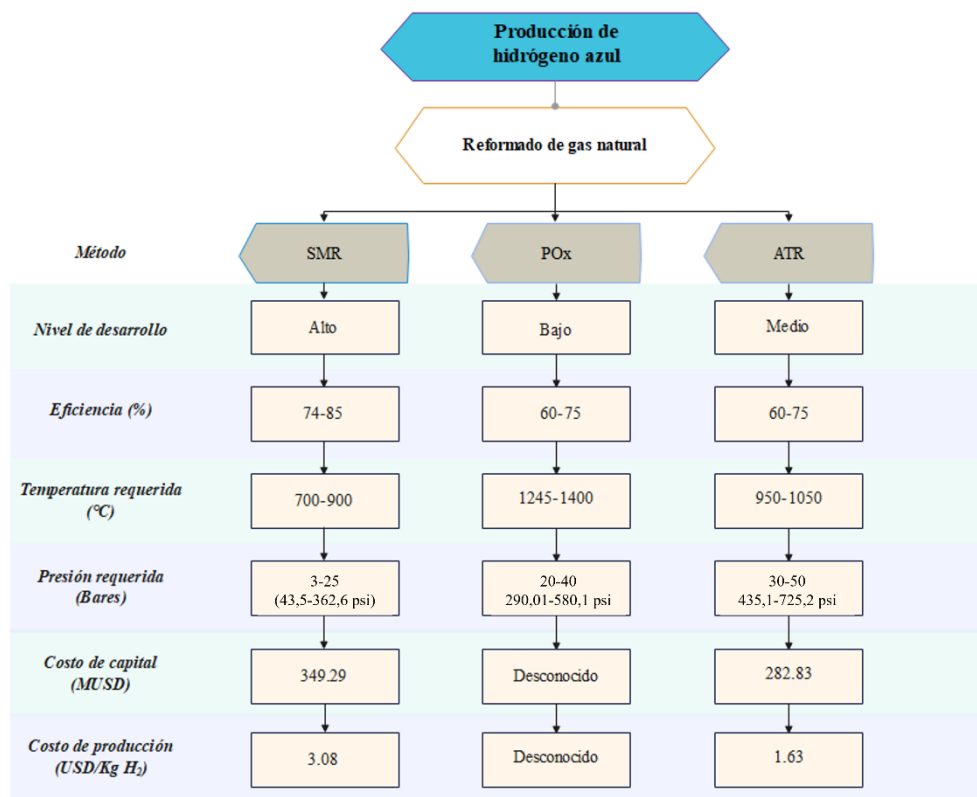
Para plantas ATR avanzadas a gran escala con un 90% de captura de CO₂, una eficiencia del 73% y unos costes de inversión de casi 499,23 \$/kWH₂, permiten un costo de producción 1,48 USD/kg de H₂ producido.

El hidrógeno se puede almacenar en tanques de superficie o en cavernas de sal subterráneas. Los costos de capital de los tanques de superficie oscilan entre 115 y 294 USD/kg de capacidad de H₂, mientras que las cavernas subterráneas de sal solo cuestan de 1,7 a 11 USD/kg de capacidad de H₂ (Oni et al., 2022). Si bien, el almacenamiento subterráneo en cavernas de sal es más económico, las cavernas solo se pueden utilizar en áreas con la geología adecuada.

A continuación, se presentan los criterios tenidos en cuenta para la selección de los dos métodos de producción de hidrógeno azul mediante el reformado del gas natural que tienen mayor aplicabilidad en Colombia:

Figura 14

Criterios tenidos en cuenta para la selección de dos métodos de producción de hidrógeno para Colombia



Nota: Los datos de eficiencia, costo de capital, y costo de producción fueron tomados y ajustados al dólar actual de (Nikolaidis & Poullikkas, 2017), las temperaturas de operación (Welaya et al., 2012) y las presiones de (*Steam Methane Reforming*, s. f.) & (Lamb et al., 2020) respectivamente.

Debido a que, la Oxidación parcial es un proceso que no se encuentra altamente desarrollado en la industria del gas y por ende no se cuenta con información de los costos de este, se decide excluirlo de las opciones para la selección, pues no sería un método viable para implementar en Colombia a partir del gas natural (que es nuestro caso de estudio), sin embargo, como se recomienda su implementación para producir hidrógeno con materias primas más pesadas (Residuos de petróleo y carbón) con las que también se cuenta en el país, es una tecnología que puede ser implementada en un futuro, cuando ya se encuentre en una etapa más madura.

En la tabla 2, se recopila la información disponible de SMR y ATR para su posterior análisis y selección.

Tabla 2.

Screening métodos de producción de hidrógeno mediante el reformado del gas natural

Método	Eficiencia (%)	Temperatura requerida (°C)	Presión requerida (bares)	Costo de capital (MUSD)	Costo de producción (USD/Kg H ₂)	Infraestructura Existente
SMR	74-85	700-900	3-25	349.29	3.08	Sí
ATR	60-75	950-1050	30-50	282.83	1.63	Sí

Nota: Estos datos fueron tomados de los ya presentados en la figura 14.

El reformado de metano con vapor (SMR) y el reformado autotérmico (ATR) se encuentran en una escala de desarrollo más alta, estando en primer lugar el SMR (tanto a escala de laboratorio como industrial) y ambos son aplicables en Colombia, sin embargo, el reformado autotérmico no se encuentra disponible comercialmente a gran escala (Ji & Wang, 2021), lo cual limitaría su puesta en marcha y aumentaría costos.

Justificadamente, SMR es el proceso más recomendado para la producción de hidrógeno mediante el reformado del gas natural, posee la temperatura de funcionamiento más baja (700-900°C) y también proporciona mayor eficiencia (hasta un 85%).

De lo anterior, es posible determinar que se necesitará menos energía en el proceso de SMR que en el de ATR, además, se puede considerar menos riesgoso para el personal que se encuentre en el proceso (adicionalmente, las presiones de operación son considerablemente menores).

Se podría disponer de una mayor cantidad de opciones de materiales para el reactor en el proceso SMR, caso contrario al ATR, donde se necesitaría de una aleación de materiales que resista temperaturas mucho más altas.

Los costos operativos en el proceso SMR tienen más impacto en el costo de producción del hidrógeno que en el ATR, ya que el flujo de proceso en el ATR es suficiente para reducir los costos de combustible y enfriamiento, los cuales en el SMR representan el 24% del costo total de la operación (Oni et al., 2022).

En términos de costos de capital, influyen la determinación del número de equipos, el tamaño de estos y la demanda de servicios públicos (que es mayor en SMR por lo expuesto en el párrafo anterior), por esto, el costo de capital es mayor en el SMR, que en el ATR.

Al ser aparentemente menos costoso el ATR, se podría pensar que es el método de mayor aplicabilidad en el país, sin embargo, los costos del SMR se ven mayormente

influenciados por el precio del gas natural (61% del costo de su producción), así, cuando el precio de GN disminuya, el método de SMR disminuirá significativamente sus costos y será más beneficioso.

Finalmente, basados en el desarrollo que tiene el método SMR y que al realizarse con captura de carbono integrada tiene mayor eficiencia representando así beneficios económicos se llega a la conclusión de que es el método con mayor aplicabilidad en Colombia, seguido del ATR.

A continuación, se identifican los equipos necesarios a escala de laboratorio para producir hidrógeno azul, mediante el reformado del gas natural y se plantea su ingeniería conceptual.

5. Ingeniería conceptual

La ingeniería conceptual se aplica inicialmente para proporcionar los elementos de juicio técnico y económico para la toma de decisiones en un proyecto y es la que marcará la pauta para el desarrollo de la ingeniería básica y la ingeniería de detalle.

Se basa en un estudio previo y en la determinación de los requerimientos del proyecto. A continuación, se recopilan los principales puntos a analizar y estudiar en esta primera fase de ingeniería:

- El listado de equipos preliminar.
- La instalación general y descripción del proceso.
- La normativa y regulación requerida.
- La estimación del costo inversión

- Consideraciones de seguridad en laboratorio

Para lograr llegar a un proceso a escala industrial, antes se debe desarrollar a nivel de laboratorio, pudiendo reducir errores de diseños debido a la falta de información. El escalamiento se debe tener como punto de partida para generación de conocimiento, experiencia, *know how*, desarrollo de nuevas tecnologías, etc.

Durante el proceso experimental de generación de hidrógeno azul mediante el reformado de metano con vapor (SMR) se requiere el uso de equipos de laboratorio que recreen un proceso masivo, esta fase experimental es vital para fundamentar la toma de decisiones en nuevas o ya existentes plantas del proceso.

El desarrollo experimental es muy importante tanto en la formación de ingenieros como en el escalamiento de equipos o procesos, pues es fuente de información y generación de conocimiento.

5.1. Identificación de equipos y diseño de ingeniería conceptual para la producción de hidrógeno azul mediante el reformado de metano con vapor (SMR) a escala de laboratorio.

Los diferentes métodos de generación de hidrógeno mediante el reformado del gas se pueden reproducir en laboratorio utilizando prácticamente los mismos equipos, sin embargo, este documento se centrará en el reformado de metano con vapor (SMR). Los equipos básicos para llevar a cabo este proceso son los siguientes:

5.1.1. Bomba HPLC (*High Pressure Liquid MASS Control*)

Una bomba se puede definir como “un dispositivo mecánico que agrega energía a un fluido con el propósito de aumentar su tasa de flujo y presión”, en este caso, se utiliza para enviar el agua al evaporador.

5.1.2. Evaporador

El evaporador es un intercambiador de calor entre fluidos, donde mientras uno se enfría, el otro se calienta pasando de líquido a vapor, es utilizado para generar el vapor de agua necesario para reaccionar con el metano.

5.1.3. Horno

Para el proceso experimental es utilizado un horno eléctrico, el cual convierte la energía eléctrica en calor por medio de resistencias, en este se encuentra introducido el reactor y es utilizado para controlar la temperatura y así lograr la requerida para que se de la reacción y producción de hidrógeno.

5.1.4. Reactor tubular

Estos reactores son columnas cilíndricas que se encuentran empacadas con partículas del catalizador (en este caso níquel), que a su vez se encuentran fijas y en contacto unas con otras, por medio de las cuales pasa el fluido para finalmente salir los productos transformados por el efecto catalítico (*Reactores de Lecho Fijo | PDF | Reactor Químico | Catálisis*, s. f.).

5.1.5. Condensador

Es un equipo que permite transformar el vapor de agua a fase líquida, está conformado por dos tubos cilíndricos concéntricos. Por el conducto interior del tubo circulara el gas que se desea condensar y por el conducto más externo circulara el líquido refrigerante. En este caso los productos de la reacción son enfriados hasta aproximadamente 20°C mediante un enfriador peltier y el agua cae por gravedad a un depósito de condensados.

5.1.6. Controlador de flujo másico

Con estos se logra controlar los caudales de los gases del proceso

5.1.7. Balanza

Es un instrumento de pesaje de precisión que se utiliza en este contexto para determinar la cantidad de agua condensada.

5.1.8. Cromatógrafo de gases

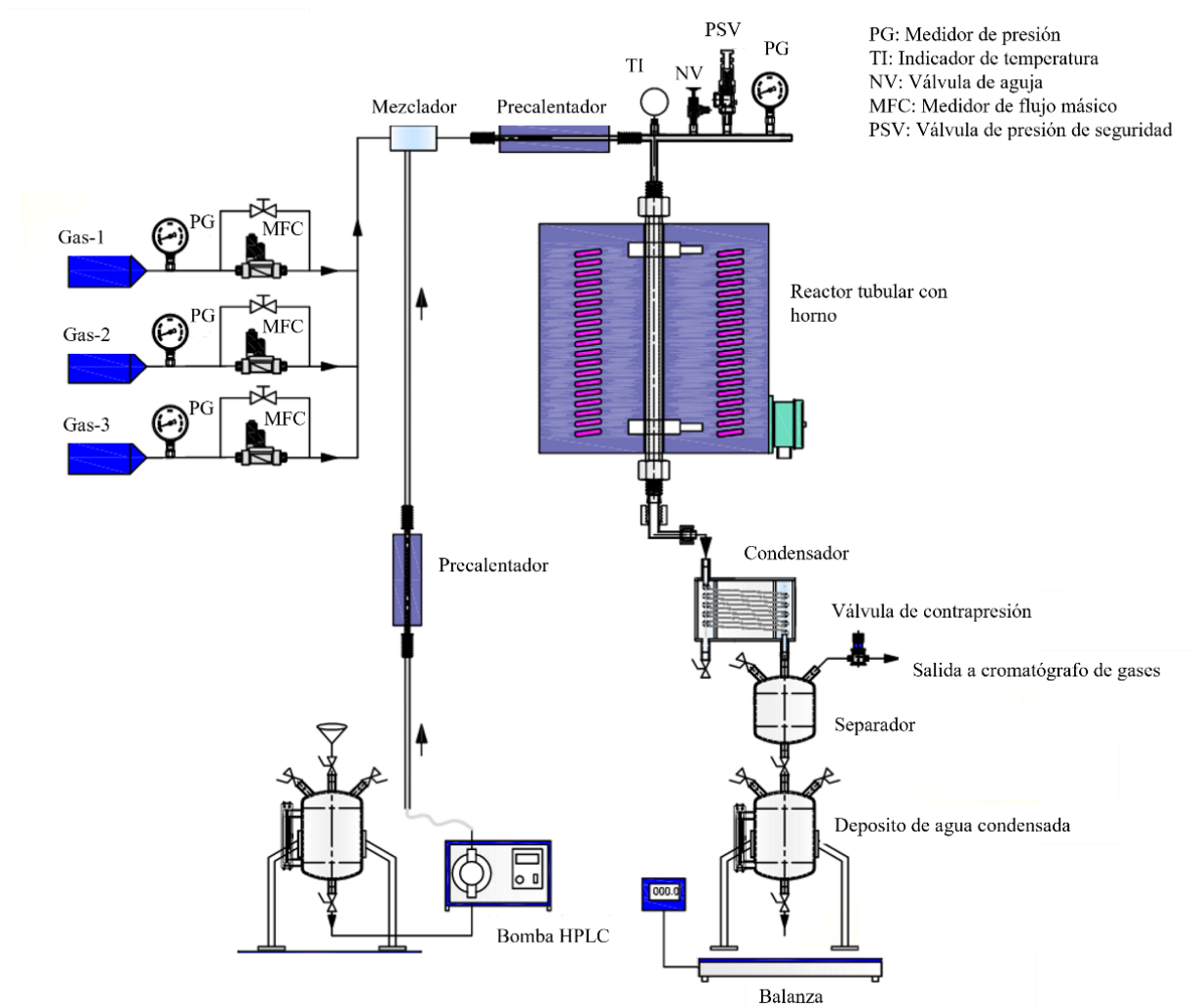
Este equipo efectúa un análisis químico de muestras, permitiendo separar y/o detectar sus componentes químicos, determinando la presencia o ausencia y/o cantidades de estos.

5.2. Descripción general de la instalación y proceso de reformado con vapor

Teniendo claros los equipos requeridos para generar hidrógeno por medio del SMR se presenta un esquema de la instalación experimental:

Figura 15.

Diagrama de flujo de procesos P&ID para el método SMR



Fuente: Modificado de: (OEM Manufacturer of High Pressure Autoclaves & Pilot Plants by Trident Labortek, Thane, s. f.)

Esta configuración experimental para la producción de hidrógeno azul se realiza para representar el proceso de reformado de metano en laboratorio, sin embargo, cabe resaltar que, el reactor presentado en la Figura 15 es adecuado para cualquiera de los métodos de producción de hidrógeno que se mencionaron en este documento teniendo al gas como materia prima.

La instalación permite controlar el caudal del gas de entrada a través de los medidores de flujo másico. El metano se mezcla con el vapor de agua arriba del evaporador donde el agua es suministrada (Este funciona alrededor de 200°C (Farinha, 2008) para llevarla a fase gaseosa)

La mezcla de metano y vapor se precalienta y llega al reactor (instalado dentro de un horno) que opera a una temperatura de 700 a 850°C, la necesaria para que se dé la reacción presentada en la ecuación 1. La presión de funcionamiento del reactor se rige por un controlador de presión ubicado en la línea de flujo de los gases.

Los productos de la reacción se enfrían alrededor de 20°C (Farinha, 2008) en un condensador que funciona mediante el efecto peltier y el agua condensada cae por gravedad a un recipiente con una balanza de precisión, esto para que la corriente de salida al cromatógrafo este compuesta en su mayoría por Carbono e hidrógeno.

Se encuentra entonces una línea de conexión directa a un cromatógrafo de gases donde los productos pasan a un análisis de cromatografía; el vapor de agua que es arrastrado con los productos también puede detectarse en el análisis de gases.

Se deben fijar los flujos de entrada para los experimentos, inicialmente estos se pueden determinar mediante una simulación del proceso.

Si se realiza el proceso manual para el análisis cromatográfico, es decir, se toman las muestras del producto del gas manualmente y se inyectan en el cromatógrafo existe el riesgo de que haya fuga de aire en las muestras, estas serían detectadas en el análisis y se pueden eliminar para normalizar la composición del gas del reactor. Por estudios experimentales previamente realizados de esta manera, se recomienda que cuando el volumen total detectado por el cromatógrafo de gases difiera en más del 10% del volumen de la muestra tomado se

descarte el análisis (Farinha, 2008). Sin embargo, esto puede ser tomado a consideración de la persona que se encuentre realizando las pruebas.

5.3. Normativa y regulación requerida

5.3.1. Panorama nacional

En Colombia, la implementación de las tecnologías para la generación de hidrógeno aún no se encuentra maduras, de igual forma sucede con las regulaciones. Sin embargo, si hay a disposición muchos instrumentos de política pública y el gobierno ha considerado como prioritario el desarrollo de un marco legal sólido que comprenda herramientas desde una perspectiva regulatoria y fiscal (Gómez-Pinzón, 2022).

Se cuenta con el marco legal en materia de fuentes no convencionales de energía, en la siguiente tabla, se describen los principales instrumentos normativos que el gobierno ha desarrollado en materia de fuentes no convencionales de energía que el Gobierno Nacional ha desarrollado desde el 2001 a 2022 (Gómez-Pinzón, 2022):

Tabla 3.

Instrumentos normativos del gobierno colombiano desarrollados en materia de fuentes no convencionales de energía

Instrumento normativo	Descripción
Ley 697 de 2001	promueve el uso eficiente de la energía y las fuentes alternativas.
Ley 1715 de 2014	Marco legal para promover el uso y desarrollo de las fuentes de energía

	renovables no convencionales, incluye beneficios fiscales.
Decreto 829 2020	Procedimiento para solicitar los beneficios fiscales de la Ley 1715 de 2014
Ley 2099 de 2021	Bajo esta ley, el hidrógeno verde y azul se consideran fuentes no convencionales de energía renovable (“FNCER”) y fuentes no convencionales de energía (“FNCE”), respectivamente, y se hacen extensivos los beneficios de la Ley 1715 de 2014 al hidrógeno.
Decreto 1476 de 2022	Define los mecanismos, condiciones e incentivos para promover la innovación, investigación, producción, almacenamiento, distribución y uso de hidrógeno
Decreto 1537 de 2022	Declaratoria de utilidad pública e interés social de los proyectos de generación, transmisión y distribución de energía eléctrica, así como proyectos y/o ejecución de obras para la producción y almacenamiento de hidrógeno verde

Decreto 895 2022

Lineamientos relacionados con los incentivos tributarios a la generación de energía eléctrica con FNCE (Fuentes No Convencionales de Energía).

Modificado de: (Gómez-Pinzón, 2022)

5.3.2. Panorama internacional

Contrario al panorama nacional, internacionalmente la producción de hidrógeno se encuentra mucho más desarrollada. En cuestiones de normas y regulaciones se puede tomar como referencia la Organización internacional de normalización (ISO), la cual cuenta con un comité técnico de tecnologías de hidrógeno (ISO/TC 197) que ha establecido diferentes normas, de las cuales 18 se encuentran en vigencia y 23 en desarrollo (*ISO/TC 197 - Hydrogen Technologies*, 2022).

Para los métodos de interés desarrollados a lo largo de este documento se resaltan las siguientes (*ISO/TC 197 - Hydrogen Technologies*, 2022):

ISO 16110-1:2007 (Generadores de hidrógeno que utilizan tecnologías de procesamiento de combustible — Parte 1: Seguridad): se aplica a sistemas de generación de hidrógeno que utilizan combustibles de entrada como el gas natural y otros gases ricos en metano derivados de fuentes renovables (biomasa) o combustibles fósiles, etc.

ISO 16110-2:2010 (Generadores de hidrógeno que utilizan tecnologías de procesamiento de combustible — Parte 2: Métodos de ensayo de rendimiento): proporciona procedimientos de prueba para determinar el rendimiento de sistemas de generación de hidrógeno

ISO/TR 15916:2015 (Consideraciones básicas para la seguridad de los sistemas de hidrógeno): proporciona pautas para el uso de hidrógeno en sus formas gaseosas y líquidas, así como su almacenamiento en cualquiera de estas u otras formas (hidruros).

ISO/TS 19883:2017 (Seguridad de los sistemas de adsorción por oscilación de presión para la separación y purificación de hidrógeno): Identifica las medidas de seguridad y las características de diseño aplicables que se utilizan en el diseño, la puesta en marcha y el funcionamiento de los sistemas de adsorción por oscilación de presión para la separación y purificación de hidrógeno.

ISO 14687: 2019 (Calidad del combustible de hidrógeno — Especificación del producto): Especifica las características mínimas de calidad del combustible de hidrógeno distribuido para su utilización en aplicaciones vehiculares y estacionarias.

Existen también directivas y normas importantes con respecto a las tecnologías e infraestructuras estacionarias de hidrógeno (*Chapter*, s. f.):

-Directivas ATEX: 95 y 137 referidas a la directiva de equipos destinados a utilizarse en atmosferas explosivas y a mejorar la protección de la salud y la seguridad de los trabajadores que puedan encontrarse en riesgo debido a una atmósfera explosiva respectivamente.

-PED (Directiva de equipos presurizados)

Por su parte, el instituto nacional estadounidense de estándares (ANSI) ha desarrollado estándares relacionados con el hidrógeno y los gases comprimidos como:

-Norma RP01-98: Control de la corrosión bajo instalación térmica y material ignífugo

- Método de ensayo estándar Evaluación de la resistencia de los aceros para tuberías y recipientes a presión al agrietamiento inducido por hidrógeno

- **Norma RP05 02:** Metodología de evaluación directa de la corrosión externa de tuberías

- **Estándar RP:** Mitigación de los efectos de corriente alterna y rayos en estructuras metálicas y sistemas de control de corrosión

Todas las normas y regulaciones ya mencionadas contribuyen al desarrollo de la industria del hidrógeno, proporcionando el conocimiento y el saber hacer necesario, lo que permite la contribución a la transición energética para la lucha contra el cambio climático.

5.4. Memorias de cálculo

En la ingeniería conceptual es importante realizar memorias de cálculo y así tener unas bases adecuadas para el diseño de los diferentes equipos a utilizar (que se realiza en posteriores etapas de la ingeniería), además, permiten determinar la capacidad del proyecto.

Se realiza entonces el balance de masa para el equipo a utilizar partiendo de información suministrada por el proveedor (datos generalmente utilizados para este tipo de procesos) y datos obtenidos de (Treese et al., 2015) para plantas de reformado de metano con vapor.

Se parte de la corriente de metano conocida de 1 kg/h de metano al 94% molar de pureza, con un 5% de Nitrógeno (N₂) y 1% de dióxido de carbono (CO₂).

Las fracciones másicas se pueden determinar a partir de las fracciones molares con las ecuaciones 5, 6 y 7.

Ecuación 5

$$w_{CH_4} = \frac{x_{CH_4} M_{CH_4}}{x_{CH_4} M_{CH_4} + x_{CO_2} M_{CO_2} + x_{N_2} M_{N_2}}$$

Ecuación 6

$$w_{CO_2} = \frac{x_{CO_2} M_{CO_2}}{x_{CH_4} M_{CH_4} + x_{CO_2} M_{CO_2} + x_{N_2} M_{N_2}}$$

Ecuación 7

$$w_{N_2} = \frac{x_{N_2} M_{N_2}}{x_{CH_4} M_{CH_4} + x_{CO_2} M_{CO_2} + x_{N_2} M_{N_2}}$$

Donde x son las fracciones molares de cada compuesto y M las masas molares de cada componente.

$$x_{CH_4} = 0.94$$

$$x_{CO_2} = 0.01$$

$$x_{N_2} = 0.05$$

$$M_{CH_4} = 16.0424 \text{ kg/kmol}$$

$$M_{CO_2} = 44.0090 \text{ kg/kmol}$$

$$M_{N_2} = 28.0134 \text{ kg/kmol}$$

Lo que da como resultado una composición másica de la corriente de metano de 89.12% metano, 2.60% de dióxido de carbono y 8.28% de nitrógeno:

$$w_{CH_4} = 0.8912$$

$$w_{CO_2} = 0.0260$$

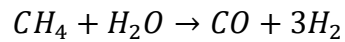
$$w_{N_2} = 0.0828$$

Como hay reacciones implicadas, conviene hacer los balances en moles, la cantidad del flujo total de metano en moles. Para pasar los (F_{Metano}) 1 kg/h a kmol/h.

$$N^{Metano} = \frac{F_{Metano} w_{CH_4}}{M_{CH_4}} + \frac{F_{Metano} w_{CO_2}}{M_{CO_2}} + \frac{F_{Metano} w_{N_2}}{M_{N_2}}$$

$$N^{Metano} = 0.0591 \text{ kmol/h}$$

Nota: en la primera reacción el agua es el reactivo en exceso, es el que está en mayor proporción y ambos coeficientes estequiométricos de reactivos es 1.



$$v_{CH_4} = -1$$

$$v_{H_2O} = -1$$

$$v_{CO} = 1$$

$$v_{H_2} = 3$$

El % en exceso de agua se determina con la ecuación 8;

Ecuación 8

$$\%Exceso = \frac{N_{H_2O} - N_{H_2O}^{Teórico}}{N_{H_2O}^{Teórico}} * 100\%$$

Ecuación 9

$$N_{H_2O}^{Teórico} = N_{CH_4}^{Metano} \frac{v_{H_2O}}{v_{CH_4}} = N^{Metano} x_{CH_4} \frac{v_{H_2O}}{v_{CH_4}} = 116.4854 \text{ kmol/h}$$

$$N_{H_2O} = 0.2000 \text{ kmol/h}$$

$$\%Exceso = 260\%$$

En el proceso de calentamiento no hay cambios en la masa ni separaciones, por ende, las composiciones se mantienen tal que:

$$N^1 = N^{Metano} = 0.0591 \text{ kmol/h}$$

$$x_{CH_4}^1 = 0.94$$

$$x_{N_2}^1 = 0.05$$

$$x_{CO_2}^1 = 0.01$$

$$x_{H_2O}^1 = 0$$

$$N^2 = N_{H_2O} = 0.2000 \text{ kmol/h}$$

$$x_{H_2O}^2 = 1$$

$$x_{CH_4}^2 = 0$$

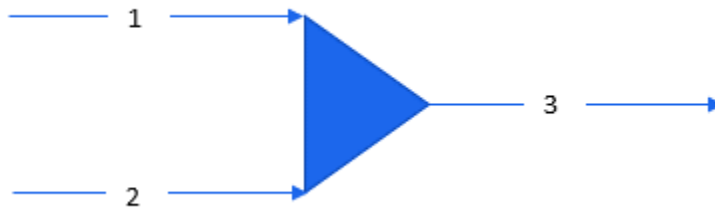
$$x_{N_2}^2 = 0$$

$$x_{CO_2}^2 = 0$$

En el mezclador no ocurren cambios químicos, por ende, el flujo total y las composiciones para cada sustancia quedan como se muestra a continuación y en la figura 16 se presenta el esquema de flujo.

Figura 16.

Esquema de flujo del mezclador



Fuente: Elaboración propia

$$N^3 = N^1 + N^2 = 0.2591 \text{ kmol/h}$$

$$N_{CH_4}^3 = N^1 x_{CH_4}^1 + N^2 x_{CH_4}^2 = N^1 x_{CH_4}^1$$

$$N_{N_2}^3 = N^1 x_{N_2}^1 + N^2 x_{N_2}^2 = N^1 x_{N_2}^1$$

$$N_{CO_2}^3 = N^1 x_{CO_2}^1 + N^2 x_{CO_2}^2 = N^1 x_{CO_2}^1$$

$$N_{H_2O}^3 = N^1 x_{H_2O}^1 + N^2 x_{H_2O}^2 = N^2 x_{H_2O}^2$$

$$x_{CH_4}^3 = \frac{N_{CH_4}^3}{N^3} = 0.2144$$

$$x_{CO_2}^3 = \frac{N_{CO_2}^3}{N^3} = 0.0023$$

$$x_{H_2O}^3 = \frac{N_{H_2O}^3}{N^3} = 0.7719$$

$$x_{N_2}^3 = \frac{N_{N_2}^3}{N^3} = 0.0114$$

En los procesos de calentamiento no ocurren cambios químicos, por ende, los flujos y las composiciones se mantienen de tal forma que

$$N^3 = N^4 = N^5 = 0.2591 \text{ kmol/h}$$

$$x_{CH_4}^3 = x_{CH_4}^4 = x_{CH_4}^5 = 0.2144$$

$$x_{CO_2}^3 = x_{CO_2}^4 = x_{CO_2}^5 = 0.0023$$

$$x_{H_2O}^3 = x_{H_2O}^4 = x_{H_2O}^5 = 0.7719$$

$$x_{N_2}^3 = x_{N_2}^4 = x_{N_2}^5 = 0.0114$$

Para la estequiometria de los reactores, que no presentan acumulación de materia, se aplica la siguiente ecuación para un balance del componente i

$$N_i^{Entra} - N_i^{Sale} + \sum v_i r_j = 0$$

Donde $v_i r_j$ es la velocidad con la que se consume o genera el componente en la reacción j .

Y r_j es la velocidad de reacción, que se determina mediante la ecuación

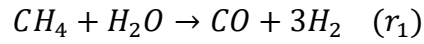
$$r_j = \frac{N_{RL}^{Entra} X_{RL}}{-v_{RL}}$$

N_{RL}^{Entra} = moles que entran al reactor del reactivo limite.

X_{RL} = Conversión

v_{RL} = coeficiente estequiométrico del reactivo limite

Para este caso solo hay una reacción de conversión (Ecuación 2):



$$v_{CH_4} = -1$$

$$v_{H_2O} = -1$$

$$v_{CO} = 1$$

$$v_{H_2} = 3$$

En esta reacción la conversión (X) de metano es de 0.85 y su coeficiente estequiométrico es de -1. La velocidad de reacción (r_1) queda como:

Ecuación 10

$$r_1 = \frac{N_{CH_4}^5 X}{-v_{CH_4}} = \frac{N^5 x_{CH_4}^5 X}{-v_{CH_4}}$$

$$r_1 = 0.0472 \text{ kmol/h}$$

La ecuación se reduce a:

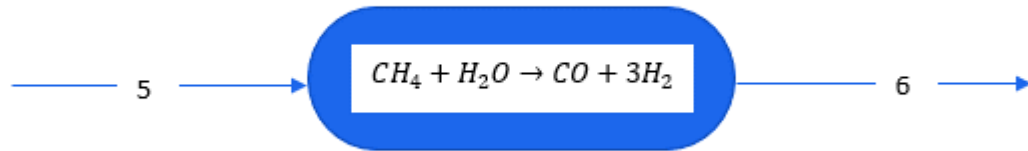
$$N_i^{Entra} - N_i^{Sale} + v_i r_1 = 0$$

Como se conocen las cantidades de cada sustancia que entran al reactor, la cantidad que sale queda determinada como:

$$N_i^{Sale} = N_i^{Entra} + v_i r_1$$

Figura 17.

Esquema de flujo del reactor de conversión.



Fuente: Elaboración propia

$$N_{CH_4}^6 = N_{CH_4}^5 + v_{CH_4}r_1 = N_{CH_4}^5 - r_1 = 0.0083 \text{ kmol/h}$$

$$N_{H_2O}^6 = N_{H_2O}^5 + v_{H_2O}r_1 = N_{H_2O}^5 - r_1 = 0.1528 \text{ kmol/h}$$

$$N_{CO}^6 = N_{CO}^5 + v_{CO}r_1 = N_{CO}^5 + r_1 = r_1 = 0.0472 \text{ kmol/h}$$

$$N_{H_2}^6 = N_{H_2}^5 + v_{H_2}r_1 = N_{H_2}^5 + 3r_1 = 3r_1 = 0.1417 \text{ kmol/h}$$

Debido a que el dióxido de carbono y el nitrógeno no intervienen en la reacción su coeficiente estequiométrico es 0 o sea que todo lo que entra sale, sin consumirse ni generarse en el reactor

$$N_{CO_2}^6 = N_{CO_2}^5 = N^5 x_{CO_2}^5 = 0.0006 \text{ kmol/h}$$

$$N_{N_2}^6 = N_{N_2}^5 = N^5 x_{N_2}^5 = 0.0030 \text{ kmol/h}$$

Un balance global queda de la siguiente manera:

$$N^{Entra} - N^{Sale} + (\sum v_i)r_1 = 0$$

$$\sum v_i = v_{CH_4} + v_{H_2O} + v_{CO} + v_{H_2} = 2$$

$$N^6 = N^5 + 2r_1 = 0.3535 \text{ kmol/h}$$

Las fracciones quedan así:

$$x_{CH_4}^6 = \frac{N_{CH_4}^6}{N^6} = 0.0236$$

$$x_{H_2O}^6 = \frac{N_{H_2O}^6}{N^6} = 0.4321$$

$$x_{CO}^6 = \frac{N_{CO}^6}{N^6} = 0.1336$$

$$x_{H_2}^6 = \frac{N_{H_2}^6}{N^6} = 0.4007$$

$$x_{CO_2}^6 = \frac{N_{CO_2}^6}{N^6} = 0.0017$$

$$x_{N_2}^6 = \frac{N_{N_2}^6}{N^6} = 0.0084$$

El proceso de enfriamiento no implica cambios químicos, por ende, las cantidades y composiciones se mantienen.

$$N^7 = N^6 = \mathbf{0.3535 \text{ kmol/h}}$$

$$x_{CH_4}^6 = x_{CH_4}^7 = 0.0236$$

$$x_{H_2O}^6 = x_{H_2O}^7 = 0.4321$$

$$x_{CO}^6 = x_{CO}^7 = 0.1336$$

$$x_{H_2}^6 = x_{H_2}^7 = 0.4007$$

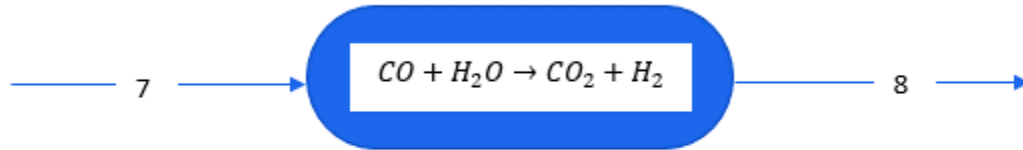
$$x_{CO_2}^6 = x_{CO_2}^7 = 0.0017$$

$$x_{N_2}^6 = x_{N_2}^7 = 0.0084$$

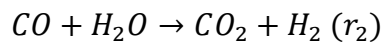
Para el segundo reactor se opera de igual forma que el anterior:

Figura 18.

Esquema de flujo del reactor de equilibrio.



Fuente: Elaboración propia



$$v_{CO} = -1$$

$$v_{H_2O} = -1$$

$$v_{CO_2} = 1$$

$$v_{H_2} = 1$$

$$v_{N_2} = 0$$

$$v_{CH_4} = 0$$

$$\sum v_i = 0$$

Para este caso se desconoce la conversión que se tendrá, pero se usa un reactor de equilibrio, por ende se asume que las composiciones de salida del reactor están en equilibrio, el sistema opera a alta temperatura y baja presión, por ende se puede asumir que la ecuación de estado de gas ideal se puede adaptar satisfactoriamente.

La constante de equilibrio K_p se puede determinar a partir de la ecuación 11:

Ecuación 11

$$K_{2e}[-] = \exp \left[-3.79762 + \frac{4159.54}{T} \right]$$

De esto se conoce que la temperatura de operación es de aproximadamente 470 °C, es decir, 743.15 K.

Con ello la constante de equilibrio sería:

$$K_{2e} = 6.0470$$

A partir de las cantidades iniciales y de las condiciones se puede determinar las concentraciones en el equilibrio y las cantidades como sigue (según la ecuación para cálculos de concentraciones y fracciones de sistemas en equilibrio de introducción a la IQ, Smith, Van Ness).

$$N_i^8 = N_i^7 + v_i \epsilon$$

$$N^8 = N^7 + \epsilon \sum v_i$$

$$x_i^8 = \frac{N_i^7 + v_i \epsilon}{N^7 + \epsilon \sum v_i}$$

Donde ϵ es el grado de avance de la reacción.

$$x_{CH_4}^8 = \frac{N_{CH_4}^7 + v_{CH_4} \epsilon}{N^7}$$

$$x_{CO}^8 = \frac{N_{CO}^7 + v_{CO} \epsilon}{N^7}$$

$$x_{H_2O}^8 = \frac{N_{H_2O}^7 + v_{H_2O} \epsilon}{N^7}$$

$$x_{CO_2}^8 = \frac{N_{CO_2}^7 + v_{CO_2} \epsilon}{N^7}$$

$$x_{H_2}^8 = \frac{N_{H_2}^7 + v_{H_2} \epsilon}{N^7}$$

$$x_{N_2}^8 = \frac{N_{N_2}^7 + v_{N_2} \epsilon}{N^7}$$

Para determinar ϵ se usa la ecuación 12, para gas ideal

Ecuación 12

$$\Pi x_i^8 = K_{2e} P^{\sum v_i}$$

Se sabe que la presión de operación de este reactor es de 27 bar.

Ecuación 13

$$\left(\frac{N_{CH_4}^7 + v_{CH_4} \epsilon}{N^7} \right)^{v_{CH_4}} * \left(\frac{N_{CO}^7 + v_{CO} \epsilon}{N^7} \right)^{v_{CO}} * \left(\frac{N_{H_2O}^7 + v_{H_2O} \epsilon}{N^7} \right)^{v_{H_2O}} * \left(\frac{N_{CO_2}^7 + v_{CO_2} \epsilon}{N^7} \right)^{v_{CO_2}} \\ * \left(\frac{N_{H_2}^7 + v_{H_2} \epsilon}{N^7} \right)^{v_{H_2}} * \left(\frac{N_{N_2}^7 + v_{N_2} \epsilon}{N^7} \right)^{v_{N_2}} = K_{2e}$$

Resolviendo la ecuación cuya única incógnita es ϵ se obtiene que:

$$\epsilon = r_2 = 0.0375 \text{ kmol/h}$$

Reemplazando:

$$N^8 = N^7 = 0.3535 \text{ kmol/h}$$

$$N_{CH_4}^8 = 0.0083 \text{ kmol/h}$$

$$N_{H_2O}^8 = 0.1153 \text{ kmol/h}$$

$$N_{CO}^8 = 0.0098 \text{ kmol/h}$$

$$N_{H_2}^8 = 0.1791 \text{ kmol/h}$$

$$N_{CO_2}^8 = 0.0380 \text{ kmol/h}$$

$$N_{N_2}^8 = 0.0030 \text{ kmol/h}$$

$$x_{CH_4}^8 = \frac{N_{CH_4}^7}{N^7} = 0.0236$$

$$x_{CO}^8 = \frac{N_{CO}^7 + v_{CO} \epsilon}{N^7} = 0.0276$$

$$x_{H_2O}^8 = \frac{N_{H_2O}^7 + v_{H_2O}\epsilon}{N^7} = 0.3262$$

$$x_{CO_2}^8 = \frac{N_{CO_2}^7 + v_{CO_2}\epsilon}{N^7} = 0.1076$$

$$x_{H_2}^8 = \frac{N_{H_2}^7 + v_{H_2}\epsilon}{N^7} = 0.5066$$

$$x_{N_2}^8 = \frac{N_{N_2}^7}{N^7} = 0.0084$$

En el proceso de enfriamiento no ocurren cambios químicos, por ende, las composiciones y cantidades se mantiene, de tal forma que la corriente 8 y 9 tienen las mismas cantidades y composiciones.

$$N^8 = N^9 = 0.3535 \text{ kmol/h}$$

$$N_{CH_4}^8 = N_{CH_4}^9 = 0.0083 \text{ kmol/h}$$

$$N_{H_2O}^8 = N_{H_2O}^9 = 0.1153 \text{ kmol/h}$$

$$N_{CO}^8 = N_{CO}^9 = 0.0098 \text{ kmol/h}$$

$$N_{H_2}^8 = N_{H_2}^9 = 0.1791 \text{ kmol/h}$$

$$N_{CO_2}^8 = N_{CO_2}^9 = 0.0380 \text{ kmol/h}$$

$$N_{N_2}^8 = N_{N_2}^9 = 0.0030 \text{ kmol/h}$$

$$x_{CH_4}^8 = x_{CH_4}^9 = 0.0236$$

$$x_{CO}^8 = x_{CO}^9 = 0.0276$$

$$x_{H_2O}^8 = x_{H_2O}^9 = 0.3262$$

$$x_{CO_2}^8 = x_{CO_2}^9 = 0.1076$$

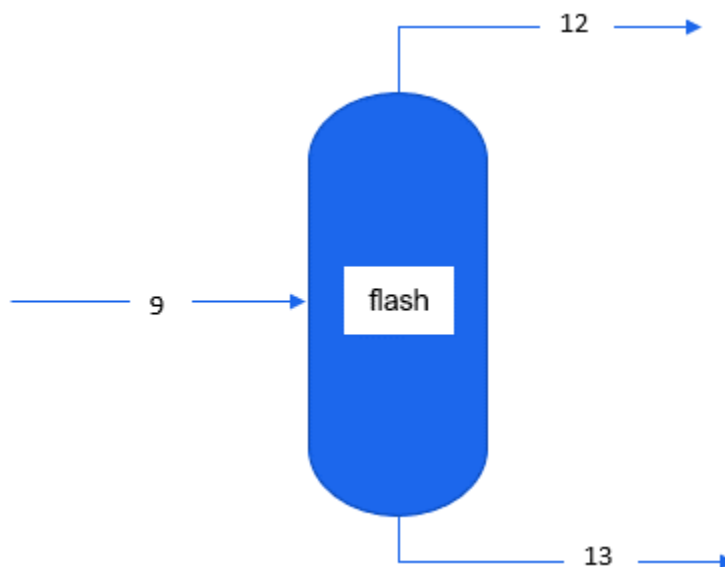
$$x_{H_2}^8 = x_{H_2}^9 = 0.5066$$

$$x_{N_2}^8 = x_{N_2}^9 = 0.0084$$

La corriente de salida del enfriador (corriente 9) es sometida a destilación simple, en un destilador flash que opera a 35 °C y 25 bar. Con el fin de separar el agua de los demás componentes

Figura 19.

Esquema de flujo destilador



Fuente: Elaboración propia

Para determinar las composiciones y corrientes en el destilador flash, se hace necesario conocer la relación vapor alimento ϕ .

Se puede hallar de forma iterativa por medio de la ecuación 1:

Ecuación 14

$$\sum \frac{x_i^9}{K_i \phi + (1 - \phi)} = 1$$

Donde K_i se determina como:

Ecuación 15

$$K_i = \frac{P_i^{sat}(T)}{P}$$

Las presiones de saturación se pueden determinar con la ecuación de Antoine. P es la presión con la que opera el destilador flash.

Las constantes de Antoine presentadas en la tabla 4 se tomaron de la quinta edición del libro “The properties of Gases and Liquids”.

Tabla 4.

Constantes de Antoine

Componente	A	B	C
CH ₄	3.7687	395.744	266.681
H ₂ O	16.3872	3885.7	230.17
CO	3.81912	291.743	267.996
H ₂	2.94928	67.508	275.7
CO ₂	6.470232	1956.255	-2.1117
N ₂	3.61947	255.68	266.55

Tomado de: (*The Properties of Gases and Liquids 5E* : Bruce Poling : 9780070116825, 2001)

Ecuación 16

$$\log(P_i^{sat} [bar]) = A_i - \frac{B_i}{T[^\circ C] + C_i}$$

Para este caso se usa la ecuación con logaritmo natural, las constantes se leyeron en el libro introducción a la IQ Smith Van Ness.

Ecuación 17

$$\ln(P_i^{sat}[kPa]) = A_i + \frac{B_i}{T[^\circ C] + C_i}$$

Para este caso se usa la ecuación con logaritmo base exp

Ecuación 18

$$\ln(P_i^{sat}[kPa]) = A_i + \frac{B_i}{T[K] + C_i}$$

Tabla 5.

Presiones de saturación

Componente	Psat/kPa	K _i
CH ₄	28635.4337	11.4542
H ₂ O	5.6609	0.0023
CO	38419.6327	15.3679
H ₂	53951.4205	21.5806
CO ₂	36271.1614	14.5085
N ₂	59099.5368	23.6398

Las presiones de saturación se determinaron usando la ecuación de Antoine.

Ecuación 19

$$\frac{x_{CH_4}^g}{K_{CH_4}\phi + (1 - \phi)} + \frac{x_{H_2O}^g}{K_{H_2O}\phi + (1 - \phi)} + \frac{x_{CO}^g}{K_{CO}\phi + (1 - \phi)} + \frac{x_{H_2}^g}{K_{H_2}\phi + (1 - \phi)}$$

$$+ \frac{x_{CO_2}^g}{K_{CO_2}\phi + (1 - \phi)} + \frac{x_{N_2}^g}{K_{N_2}\phi + (1 - \phi)} = 1$$

$$\phi = 0.6574$$

De esta forma la fracción del componente i en la corriente 13 queda determinada como:

$$x_i^{13} = \frac{x_i^9}{K_i \phi + (1 - \phi)}$$

Y las fracciones en la corriente de vapor (corriente 12) quedan como:

$$x_i^{12} = K_i x_i^{13}$$

Tabla 6.

Fracciones de vapor

Componente	X_i^{12}	X_i^{13}
CH₄	0.0343	0.0030
H₂O	0.0021	0.9481
CO	0.0407	0.0026
H₂	0.7525	0.0349
CO₂	0.1580	0.0109
N₂	0.0124	0.0005

Fuente: Elaboración propia

La fracción de vapor determinada por métodos iterativos es de 0.6574, sin embargo, debido a las aproximaciones los valores de las fracciones son susceptibles a pequeños cambios, por lo que se opta por usar los datos obtenidos mediante simulación, los cuales son:

Tabla 7.

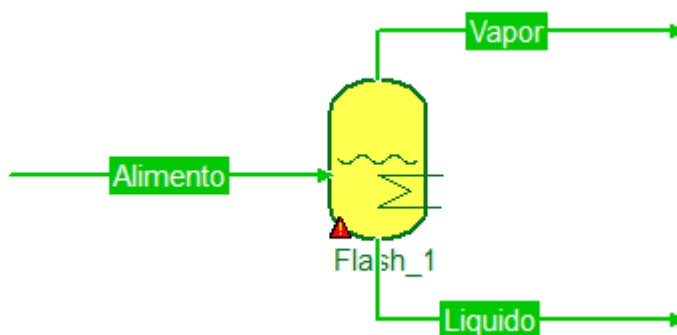
Fracciones de vapor obtenidas de la simulación

Componente	X_i^{12}	X_i^{13}
CH ₄	0.0349	0.0000
H ₂ O	0.0023	0.9997
CO	0.0409	0.0000
H ₂	0.7503	0.0000
CO ₂	0.1592	0.0003
N ₂	0.0124	0.0000

Tomado de: COCO simulation environment

Figura 20.

Esquema flujo separador flash (simulado en COCO simulation environment)



Tomado de: COCO simulation environment

Tabla 8.

Datos simulación software COCO

Corriente	Alimento	Vapor	Líquido	Unidad
Presión	2500	2500	35	Kpa
Temperatura	210	35	35	°C
Caudal	0.353541	0.238724	0.114817	Kmol/h
Fracción molar CH₄	0.02357	0.0349058	9.77059e ⁻⁷	--
Fracción molar CO	0.027635	0.0409263	8.47538e ⁻⁸	--
Fracción molar CO₂	0.107601	0.159217	0.000283032	--
Fracción molar N₂	0.008358	0.0123779	2.35298e ⁻⁸	--
Fracción molar H₂	0.506624	0.750287	6.65477e ⁻⁶	--
Fracción molar H₂O	0.326211	0.00228622	0.999709	--

Tomado de: COCO simulation environment

Donde $\phi = 0.6752$

Tabla 9.

parámetros simulación software COCO

Flash 1		
parámetro	Valor	Unidad
Temperatura	35	°C
Fracción de vapor	0.675237	
Presión	25	bar

Tomado de: COCO simulation environment

La fracción de vapor es:

$$\phi = \frac{N^{12}}{N^9}$$

Entonces

$$N^{12} = \phi N^9$$

$$N^{12} = \mathbf{0.2387 \text{ kmol/h}}$$

Y por un balance de masa global en el flash

$$N^9 = N^{12} + N^{13}$$

$$N^{13} = N^9 - N^{12} = \mathbf{0.1148 \text{ kmol/h}}$$

La corriente rica en hidrógeno se somete a un proceso de adsorción con agua, con el fin de retirar un porcentaje de dióxido de carbono, en esta se debe obtener un 5.65% de absorción de dióxido de carbono.

$$\%ABS = 5.65\% = \frac{N_{CO_2}^{salida \ de \ regenerador}}{N_{CO_2}^{12}} * 100$$

Asumiendo que los demás gases no se absorben en el agua a estas condiciones, la cantidad de esta que entra a la torre sale por el tope, de forma que:

$$N_{CH_4}^{Syn gas} = N_{CH_4}^{12} = N^{12} x_{CH_4}^{12} = 0.0083 \text{ kmol/h}$$

$$N_{CO}^{Syn gas} = N_{CO}^{12} = N^{12} x_{CO}^{12} = 0.0098 \text{ kmol/h}$$

$$N_{H_2}^{Syn gas} = N_{H_2}^{12} = N^{12} x_{H_2}^{12} = 0.1791 \text{ kmol/h}$$

$$N_{N_2}^{Syn gas} = N_{N_2}^{12} = N^{12} x_{N_2}^{12} = 0.0030 \text{ kmol/h}$$

$$N_{H_2O}^{Syn gas} = N_{H_2O}^{12} = N^{12} x_{H_2O}^{12} = 0.0005 \text{ kmol/h}$$

Un balance de agua en el sistema, considerando que el vapor de agua presente en el gas que entra a la torre no es retenido por la corriente de agua que entra como agente extractor.

$$N_{H_2O}^{Absorbente} = N_{H_2O}^{Salida de regenerador}$$

$$N_{H_2O}^{Salida de regenerador} = N_{H_2O}^{Absorbente}$$

$$N_{H_2O}^{Salida de regenerador} = 1.5210 \text{ kmol/h}$$

Por medio de la simulación se determinó que el % de absorción de CO_2 fue de 5%, entonces

$$N_{CO_2}^{Salida de regenerador} = 0.0565 * N^{12} x_{CO_2}^{12} = 0.0021 \text{ kmol/h}$$

La cantidad total de la corriente salida de regenerador

$$N_{Salida de regenerador} = N_{CO_2}^{Salida de regenerador} + N_{H_2O}^{Salida de regenerador} = 1.5231 \text{ kmol/h}$$

$$x_{H_2O}^{Salida de regenerador} = \frac{N_{H_2O}^{Salida de regenerador}}{N_{Salida de regenerador}} = 0.9986$$

$$x_{CO_2}^{Salida de regenerador} = \frac{N_{CO_2}^{Salida de regenerador}}{N_{Salida de regenerador}} = 0.0014$$

Por un balance de dióxido de carbono se tiene que

$$N_{CO_2}^{Syngas} = N_{CO_2}^{12} - N_{CO_2}^{Salida\ de\ regenerador} = 0.0359\ kmol/h$$

La corriente total Syngas se puede determinar como la suma de los flujos parciales.

$$N^{Syngas} = \sum N_i^{Syngas} = 0.2366\ kmol/h$$

Las fracciones en esta corriente se determinan como

$$x_{CH_4}^{Syngas} = \frac{N_{CH_4}^{Syngas}}{N^{Syngas}} = 0.0352$$

$$x_{H_2O}^{Syngas} = \frac{N_{H_2O}^{Syngas}}{N^{Syngas}} = 0.0023$$

$$x_{CO}^{Syngas} = \frac{N_{CO}^{Syngas}}{N^{Syngas}} = 0.0413$$

$$x_{H_2}^{Syngas} = \frac{N_{H_2}^{Syngas}}{N^{Syngas}} = 0.7571$$

$$x_{CO_2}^{Syngas} = \frac{N_{CO_2}^{Syngas}}{N^{Syngas}} = 0.1516$$

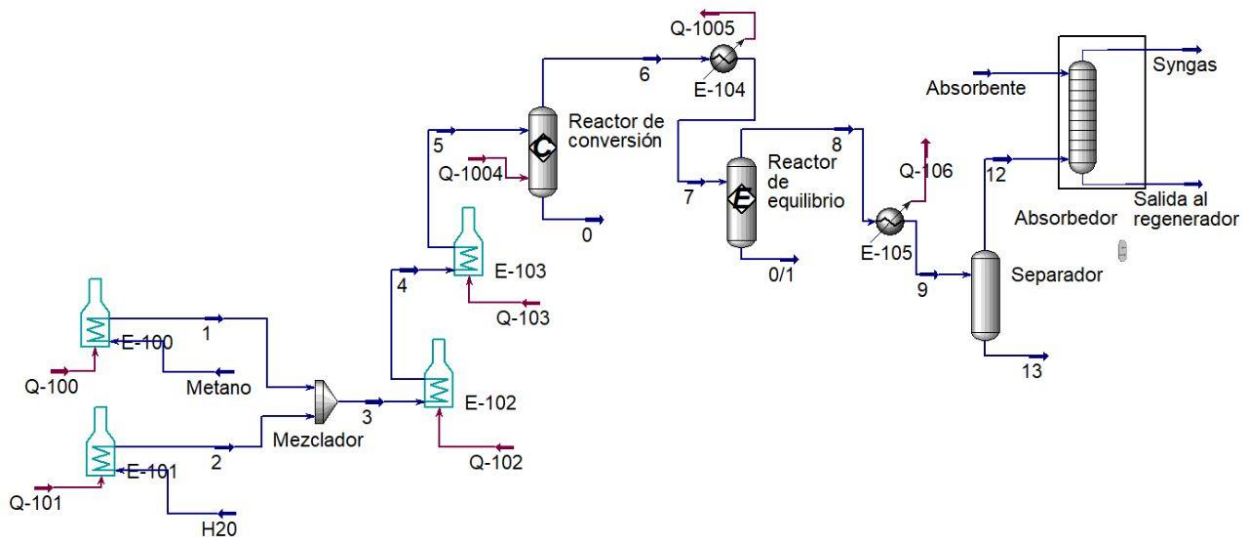
$$x_{N_2}^{Syngas} = \frac{N_{N_2}^{Syngas}}{N^{Syngas}} = 0.0125$$

En el proceso se obtiene una corriente de gas de 0.2366 kmol/h con un 75.51% molar de pureza de hidrógeno.

Adicionalmente, para corroborar los cálculos realizados en el balance, se decide simular el proceso el Aspen HYSYS; El proceso es el presentado en la figura 21.

Figura 21.

Diagrama del proceso SMR simulado en Aspen HYSYS



Tomado de: Aspen HYSYS

Obteniendo como resultado las condiciones y composición del gas de síntesis presentados en las figuras 22 y 23 respectivamente.

Figura 22.

Condiciones corriente de gas de síntesis

Material Stream: Syngas

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet	Stream Name	Syngas	Vapour Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	25,32	25,32
Composition	Pressure [bar]	20,00	20,00
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	0,2364	0,2364
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	2,434	2,434
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	3,513e-002	3,513e-002
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-2,898e+004	-2,898e+004
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	27,78	27,78
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-1,510e+004	-1,510e+004
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	843,8	843,8
Emissions	Fluid Package	Basis-1	
	Utility Type		

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Figura 23.

Composición corriente de gas de síntesis

Material Stream: Syngas

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet	Mole Fractions	Vapour Phase
Conditions	Methane	0,0352
Properties	CO2	0,1518
Composition	CO	0,0406
Oil & Gas Feed	Hydrogen	0,7580
Petroleum Assay	H2O	0,0018
K Value	Nitrogen	0,0125
User Variables		
Notes		
Cost Parameters		
Normalized Yields		
Emissions		

Total 1,00000

Edit... View Properties... Basis...

OK

En el caso de la simulación, se obtiene una corriente de gas de 0.2364 Kmol/h con un 75.8% molar de pureza de hidrógeno, es decir, se producirían aproximadamente 0.179 KmolH₂/h, lo que equivaldría a **0.36 kg H₂/h**.

5.5. Estimación económica

Para determinar los costos de los diferentes equipos para el proceso de producción de hidrógeno por el método SMR a escala de laboratorio y tener una perspectiva real de la inversión necesaria para la adquisición de estos equipos en caso de querer llevar a cabo el estudio experimental de este método se consultó con proveedores como PARR, ECKOCHEM, ChemDist Process Solutions, Tennessine y Trident Labortek obteniendo unos costos aproximados del equipo total requerido por 210.000 USD distribuidos como se muestra en la tabla 4.

Tabla 10.

Costo aproximado del equipo de laboratorio

Equipo	Costo (USD) sin IVA
Cromatógrafo de gases	60000
Sistema reactor	150000

Fuente: Elaboración propia

El sistema reactor se encuentra conformado por:

- Bomba HPLC
- Controlador de flujo másico
- Evaporador
- Horno
- Reactor tubular
- Condensador

- Balanza

Este equipo es suministrado con todas las conexiones y requerimientos que se observan en la figura 15 para su ensamblaje.

Este sistema de reformado operaría a temperaturas superiores a 800°C, se utilizaría una aleación 230 (Níquel-Cromo-Tungsteno-Molibdeno) en la fabricación del reactor tubular ya que tiene una excelente resistencia a la oxidación hasta los 1149°C y estabilidad térmica a largo plazo. Además, esta aleación también tiene una buena resistencia en entornos de nitruración y carburación (*Alloy 230 - Excelentes aleaciones de níquel de NeoNickel*, s. f.).

El reactor cuenta con un diámetro interior estándar del tubo de 25 mm y el cromatógrafo suministrado detectaría principalmente H₂ y CO₂.

Es importante mencionar que la utilización de este equipo en cualquier laboratorio requiere unas condiciones mínimas de seguridad, al generar gases residuales en la reacción, el laboratorio debe contar con un sistema de extracción para eliminación de calor y vapores. El laboratorio también debe contar con Aire acondicionado ya que los equipos utilizados requieren ambientes de humedad y temperatura controlados, además de un suministro de agua para generar el vapor de la reacción a la que se quiere llegar y energía eléctrica para el funcionamiento de los equipos.

El espacio requerido para la ubicación del equipo es de 200 x 150 x 50 cm aproximadamente, más el espacio de trabajo de quien lo operará.

Se debe llevar a cabo el cumplimiento de las medidas de seguridad y recomendaciones de uso suministradas por los fabricantes, adicionalmente, el laboratorio se debe encargar de definir los procedimientos de operación de los equipos, incluyendo panorama de riesgos.

En la tabla 11 se presentan los precios aproximados de los equipos para cumplir con las condiciones mínimas de operación y de seguridad en el laboratorio.

Tabla 11.

Precios aproximados de equipos para cumplir condiciones mínimas de operación y seguridad.

Requerimiento	Costo (USD) sin IVA
Aire acondicionado	1800
Sistema de extracción	5000

Adicionalmente se debe tener en cuenta los gastos de personal requerido para la realización de las pruebas, en la tabla 12 se relacionan estos costos.

Tabla 12.

Costos talento humano

#Personas requeridas	Profesión	Costo/persona/mes (USD)
2	Ingeniero químico, de petróleos o afines	750

5.5.1. Consumo eléctrico y de agua

Los equipos para utilizar tienen ciertos requerimientos de energía que influyen en los costos de servicios, en la tabla 13 se presenta el consumo de energía aproximado de estos (Según fabricantes y datos de simulación).

Tabla 13.

Consumo y costos de energía aproximados.

Equipo	Consumo de energía (Kwh/Mes)	Costo (USD/mes)
Cromatógrafo de gases	67.5	3.78
Sistema reactor	223.58	12.52
Aire acondicionado	793	44.408
Extractor	400	22.4
Total	1484	83.104

Actualmente el precio promedio del kwh para la industria y el comercio se encuentra en 269.51 COP/kWh (*En diciembre de 2022 el precio de bolsa de energía aumentó a 339.92 COP/kWh - BNamericas, s. f.*), lo que equivaldría aproximadamente a 0.056 USD/kWh.

Así, el consumo mensual de energía sería de 1484 kWh, representando un costo de 83.104 USD/mes.

El consumo de agua presupuestado mensualmente se presenta en la tabla 14.

Tabla 14.

Costos de acueducto y alcantarillado.

Consumo de agua	Consumo de agua (m³/Mes)	Costo alcantarillado (USD/mes)	Costo acueducto (USD/mes)
Prueba	0.1	0.041	0.039
Requerimientos laboratorio	2.9	1.189	1.131
Cargo fijo mensual	--	1.12	1.84
Total	3	2.35	3.01

El precio promedio del m³ de agua para el sector industrial se encuentra en 1856.31 COP/m³ y la tarifa para alcantarillado se encuentra en aproximadamente 1948.17 COP/m³ (Piedecuestana de servicios públicos E.S.P., 2022), lo que equivaldría aproximadamente a 0.39 USD/m³ y 0.41 USD/m³ respectivamente.

Las tarifas de acueducto y alcantarillado tienen un cargo fijo mensual de 8805.34 (1.84 USD) y 5347.43 COP/mes (1.12 USD) respectivamente.

5.5.2. Estimación de ingresos por servicio de laboratorio.

Inicialmente, se define el precio del servicio que se puede brindar con el proyecto. Se realizó contacto con diferentes laboratorios que proporcionan este servicio y similares y se llegó a la conclusión de que la prueba tendría un precio aproximado de 1250 USD.

Este precio incluye una caracterización previa al proceso SMR del gas que suministre la empresa que requiera el servicio, la realización del proceso y la determinación de la composición

del gas de síntesis producido. Para el aseguramiento de los resultados, se realizaría repetibilidad en la prueba (3 veces).

Para el servicio se requiere que el gas suministrado para la prueba se encuentre lo más limpio posible (En cada campo cuentan con las facilidades necesarias para tratarlo) debido a que las diferentes impurezas que este pueda contener afectarían los equipos de laboratorio.

Ahora bien, en Colombia hay 5 plantas de producción de hidrógeno y según (Treese et al., 2015) estas deben realizar un balance de masa con frecuencia semanal (idealmente) o mensual.

Estos balances deben ser corroborados por medio de una prueba experimental (propuesta en este proyecto) para un correcto funcionamiento de las plantas, de esta manera, se determinó que el laboratorio tendría una demanda de diez (10) pruebas al mes. En la tabla 15, se especifican los ingresos por estas pruebas.

Tabla 15.

Ingresos mensuales

# de pruebas/mes	Precio (USD)/prueba	Ingresos totales (USD)/mes
10	1250	12500

Adicionalmente, el laboratorio puede ser aprovechado para realizar un seguimiento de la actividad del catalizador y experimentar con otros catalizadores con la finalidad de hacer más eficiente el proceso y obtener mayor porcentaje de hidrógeno.

5.5.3. Rentabilidad

Inicialmente, se determinan la inversión del proyecto, esta es presentada en la tabla 16.

Tabla 16.

Inversión del proyecto

Inversión	
Periodo 0	costos (USD) con IVA 19%
cromatógrafo de gases	71400,00
Sistema reactor	178500,00
Aire acondicionado	2142,00
Sistema de extracción de gases	5950,00
Total inversión	257992,00

Se plantea la tabla salarial para el personal requerido con un incremento anual del 5%, como se muestra en las tablas 17 y 18 con una proyección a 8 años.

Tabla 17.

Tabla salarial

Cargo	# Personas	Salario mensual (USD) Sin prestaciones	Salario mensual (USD) Con prestaciones	salario anual (USD) Con prestaciones
Ingeniero	2	1.500	2.625	31.500

Tabla 18.

Proyección a 8 años con incremento anual del 5%

Incremento anual del 5%								
0	1	2	3	4	5	6	7	8
-	31.500	33.075	34.729	36.465	38.288	40.203	42.213	44.324

En las tablas 19 y 20 se determinan los egresos por concepto de salario (previamente calculado con incremento salarial del 5% anual) y servicios públicos (agua y energía eléctrica) con una inflación del 3% anual proyectados a ocho (8) años.

Tabla 19.

Egresos

Concepto	Costos totales/mes (USD)	Costos anuales (USD)
Energía	83,104	997
Agua	5,360	64
Salario	2.625	31500
Total egresos	2713,464	32562

Tabla 20.

Proyección egresos a 8 años

Concepto	Años proyectados								
	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Energía	-	997	1.027	1058	1.090	1122	1156	1.191	1.226
Agua	-	64	66	68	70	72	75	77	79
Salario	-	31500	33075	34729	36465	38288	40203	42213	44324
Total egresos (USD)	-	32562	34168	35855	37625	39483	41434	43481	45629

El egreso total a los ocho (8) años, se calcula sumando los egresos totales de cada año presentados en la tabla 20, así:

Egresos totales a ocho (8) años: 611034 USD

Los ingresos estarían dados por las pruebas de laboratorio realizadas, en la tabla 21 se presentan los ingresos por este concepto y en la tabla 22 la proyección de los ingresos a ocho (8) años.

Tabla 21.

Ingresos

Concepto	Unidad	Ingresos/unidad (USD)	Ingresos totales (USD)	Ingresos anuales (USD)
Pruebas de Laboratorio	10	1250	12500	150000

Tabla 22.

Ingresos proyectados a ocho (8) años

	Años proyectados								
	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Total ingresos (USD)	-	150000	168750	187500	206250	225000	243750	262500	281250

El ingreso total a los ocho (8) años, se calcula sumando los ingresos totales de cada año presentados en la tabla 22, así:

Ingresos totales a ocho (8) años: 1'725000 USD

Entonces:

Ganancias a los 8 años: Ingresos totales a los 8 - Egresos totales a los 8 años

Ganancias a los 8 años: 1'113966 USD

En la tabla 23 se realiza el flujo de caja para la proyección a 8 años

Tabla 23.

Flujo de caja a ocho (8) años

Concepto (USD)	FLUJO DE CAJA								
	Años proyectados								
	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Ingresos	0	150000	168750	187500	206250	225000	243750	262500	281250
Egresos	257992	64062	67243	70584	74090	77772	81636	85694	89953
Flujo de caja/periodo	-257992	85938	101507	116916	132160	147228	162114	176806	191297
Flujo de caja acumulado	-257992	-172054	-70547	46369	178529	325757	487871	664677	855974

Donde:

Ecuación 20

$$\text{Flujo de caja por periodo} = \text{Ingresos } P_t - \text{Egresos } P_t$$

Ecuación 21

$$\text{Flujo de caja acum} = \text{Flujo de caja acumulado } P_{t-1} + \text{Flujo de caja por periodo } P_t$$

Para el cálculo del valor presente neto (VPN) se supuso una tasa de interés de oportunidad (TIO) del 12%, los valores obtenidos se presentan en la tabla 24.

Ecuación 22

$$VPN = \frac{F}{(1 + TIO)^n}$$

Tabla 24.

Valor presente neto (VPN)

Año	Flujos de efectivo (USD)	VPN (USD)
0	257.992	(257.992)
1	85.938	76.730,74
2	101.507	80.920,43
3	116.916	83.218,70
4	132.160	83.989,83
5	147.228	83.541,29
6	162.114	82.131,80
7	176.806	79.978,24
8	191.297	77.261,68
Total	389.780,72	389.780,72

Con el flujo de efectivo se calcula la tasa interna de retorno (TIR)

Ecuación 23

$$TIR = \sum_{t=0}^n \frac{Fn}{(1 + i)^n}$$

$$TIR = 41.71\%$$

Ahora, se determina el periodo de recuperación de la inversión, esta se presenta en la tabla 25.

Ecuación 24

$$\text{Payback} = \left(\frac{\text{Periodo último con flujo acumulado negativo}}{\text{acumulado negativo}} \right) + \left(\frac{\text{Valor absoluto del último flujo acumulado negativo}}{\text{Valor del flujo de caja en el siguiente periodo}} \right)$$

Tabla 25.

Periodo de recuperación de la inversión

Año	Flujos de efectivo (USD)	F acumulado (USD)
		Periodo de recuperación tradicional
0	-257992	-257992
1	85938,432	-172053,568
2	101506,585	-70546,98304
3	116916,2825	46369,29947
4	132159,621	178528,9205
5	147228,3021	325757,2226
6	162113,6133	487870,8359
7	176806,4069	664677,2428
8	191297,0786	855974,3214
Último año con F acumulado negativo		2
Valor F acumulado negativo (USD)		70547
valor F caja luego del último año con F acumulado negativo (USD)		116916
Periodo de recuperación (Años)		2,6

Por último, se calcula la relación costo – beneficio para determinar si el proyecto genera valor, esta se presenta en la tabla 26.

Ecuación 25

$$vp = \frac{vf}{(1 + TIO)^N}$$

Dónde:

$vp = \text{valor presente}$

$vf = \text{valor futuro}$

$TIO = \text{tasa interna de oportunidad}$

$N = \text{tiempo o numero total de periodos}$

Tabla 26.

Relación costo - beneficio

Año	Flujos de efectivo (USD)	VP ingresos (USD)
0	-257992	0
1	85938,432	76730,74286
2	101506,585	80920,42806
3	116916,2825	83218,70054
4	132159,621	83989,82837
5	147228,3021	83541,29254
6	162113,6133	82131,80167
7	176806,4069	79978,23944
8	191297,0786	77261,68162
VPN ingresos	647772,7151	647772,7151
VPN egresos	257992	
Relación costo beneficio	2,510824813	Se genera valor con el proyecto

Debido a que la relación costo-beneficio es mayor a uno (1), se define que el proyecto si generaría valor.

Conclusiones

En la búsqueda de fuentes energéticas que reemplacen a los combustibles fósiles, el hidrógeno se perfila como una opción importante, la cual vale la pena estudiar y analizar con el fin de su implementación final. Los resultados reportados en la literatura y su análisis permiten concluir que el hidrógeno puede ser una opción para la solución a la crisis energética, con un impacto ambiental menor. El hidrógeno, al ser promovido por estados e instituciones como un gran actor de futuro, constituye un sector lo suficientemente nuevo y prometedor como para aportar un gran crecimiento a corto, medio y largo plazo.

El método más recomendable para implementar en Colombia es el reformado de metano con vapor (SMR) debido a que es una tecnología con un mayor grado de madurez a nivel internacional como para dar garantías a las apuestas que se empeñen en su desarrollo en el país, requiere menores temperaturas para su reacción y por ende menor energía, tiene mayor eficiencia y solo es necesario el vapor de agua y el metano para su producción.

La producción de hidrógeno a nivel de laboratorio cuenta con equipos ya desarrollados y distribuidos comercialmente, sin embargo, es necesario realizar mejoras en estos para prolongar su vida útil debido a que son expuestos a altas temperaturas durante las reacciones, además, es importante resaltar que el equipo no es un factor determinante en la selección del método a utilizar ya que la configuración propuesta puede ajustarse a los tres métodos (SMR, ATR Y POx)

Se concluye que el proyecto es rentable ya que la relación costo-beneficio es mayor a 1, lo cual indica que el proyecto genera valor.

El marco normativo actual en Colombia es alentador y tiene como objetivo dotar a estas

fuentes de los beneficios para poder competir en el mercado, promoviendo beneficios tributarios y fuentes de financiación para los proyectos que utilicen este tipo de energías. No obstante, es necesario que las nuevas leyes estén acompañadas de políticas públicas robustas e inversión por parte del Estado para apalancar este tipo de proyectos.

Recomendaciones

Para optar por la implementación del SMR a escala de laboratorio se recomienda continuar con la ingeniería básica y de detalle de este método para así contar con el cronograma de realización, la valoración económica y las especificaciones básicas y técnicas necesarias para garantizar el éxito de la puesta en marcha del proyecto.

El SMR es el método más factible para producir hidrógeno mediante el reformado del gas natural, sin embargo, no se debe perder de vista el método de producción de hidrógeno por ATR, ya que los costos de inversión son más bajos y podría haber una mejora en su eficiencia en cuanto este se encuentre al nivel de desarrollo del SMR y disponible en etapa comercial.

Se puede llegar a producir hidrógeno por medio del reformado con vapor a menores temperaturas, reduciendo la energía requerida y, además, habría mayores opciones de materiales para el reactor reduciendo los costos de construcción y operación. Se puede profundizar en la investigación de esta opción, buscando eliminar o solucionar efectos negativos de las bajas temperaturas en la reacción, ocasionando que el SMR sea un modo de producción de hidrógeno más deseable.

La producción de hidrógeno a bajas temperaturas se puede llevar a cabo por medio de un reactor de membrana (que tiene alta permeabilidad y selectividad), para el funcionamiento de estos reactores es muy importante el uso de catalizadores y estos podrían ser un tema interesante de investigación ya que pueden llegar a mejorar la permeación del hidrógeno.

Bibliografía

- Abdin, Z., Zafaranloo, A., Rafiee, A., Mérida, W., Lipiński, W., & Khalilpour, K. R. (2020). Hydrogen as an energy vector. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 120, 109620. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2019.109620>
- Alloy 230—Excelentes aleaciones de níquel de NeoNickel*. (s. f.). NeoNickel. Recuperado 9 de febrero de 2023, de <https://www.neonickel.com/es/alloys/aleaciones-de-niquel/alloy-230/>
- Appl, M. (1996). *Ammonia: Principles and Industrial Practice*. <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/book/10.1002/9783527613885>
- Balat, M. (2008). Potential importance of hydrogen as a future solution to environmental and transportation problems. *International Journal of Hydrogen Energy*, 33(15), 4013-4029. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2008.05.047>
- Bartolomé Muñoz, C., Silva Segovia, S., & Mora Peris, P. (2010). Estado del arte de las técnicas de captura y almacenamiento de CO₂. Aplicación a la industria del cemento. *Cemento Hormigón*, 941, 54-61.
- Captura de CO₂ en poscombustión (después de quemarlo) | ClimateScience*. (s. f.). Recuperado 30 de enero de 2023, de <https://climatescience.org/>
- Captura de CO₂ en precombustión (antes de quemarlo) | ClimateScience*. (s. f.). Recuperado 29 de enero de 2023, de <https://climatescience.org/>
- Carbon Capture. (s. f.). *MIT Press*. Recuperado 23 de enero de 2023, de <https://mitpress.mit.edu/9780262535755/carbon-capture/>
- Carbon Dioxide Capture and Storage—IPCC*. (2005). <https://www.ipcc.ch/report/carbon-dioxide-capture-and-storage/>

- Cerezo-Araujo, F. J. (Fermín J. (2022). *Producción de hidrógeno verde: Comparativa de la viabilidad técnica y económica de energía eólica onshore y offshore*.
<https://dadun.unav.edu/handle/10171/64403>
- Chapter: Regulations, Codes and Standars - ppt download*. (s. f.). Recuperado 6 de febrero de 2023, de <https://slideplayer.com/slide/14104659/>
- Chen, H. L., Lee, H. M., Chen, S. H., Chao, Y., & Chang, M. B. (2008). Review of plasma catalysis on hydrocarbon reforming for hydrogen production—Interaction, integration, and prospects. *Applied Catalysis B: Environmental*, 85(1), 1-9.
<https://doi.org/10.1016/j.apcatb.2008.06.021>
- Compendium of Hydrogen Energy—1st Edition*. (s. f.). Recuperado 23 de enero de 2023, de <https://www.elsevier.com/books/compendium-of-hydrogen-energy/barbir/978-1-78242-363-8>
- Dhawale, D., & Risbud, M. (2022). *Informe preliminar con la lista de bienes y servicios asociados a las mejores tecnologías de producción, acondicionamiento, almacenamiento, distribución y reelectrificación de hidrógeno verde y azul*.
- Elias, R. S., Wahab, M. I. M., & Fang, L. (2018). Retrofitting carbon capture and storage to natural gas-fired power plants: A real-options approach. *Journal of Cleaner Production*, 192, 722-734. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2018.05.019>
- Eljack, F., & Kazi, M.-K. (2021). Prospects and Challenges of Green Hydrogen Economy via Multi-Sector Global Symbiosis in Qatar. *Frontiers in Sustainability*, 1.
<https://www.frontiersin.org/articles/10.3389/frsus.2020.612762>

En diciembre de 2022 el precio de bolsa de energía aumentó a 339.92 COP/kWh—BNamericas.

(s. f.). Recuperado 24 de febrero de 2023, de <https://www.bnamericas.com/es/noticias/en-diciembre-de-2022-el-precio-de-bolsa-de-energia-aumento-a-33992-copkwh>

Fan, Z., Wei, W., Zhou, J., Gu, D., & Xiao, W. (2020). Catalytic decomposition of methane to produce hydrogen: A review. *Journal of Energy Chemistry*, 58. <https://doi.org/10.1016/j.jechem.2020.10.049>

Farinha. (2008). *Methane steam reforming in laboratory scale.* <https://www.semanticscholar.org/paper/Methane-steam-reforming-in-laboratory-scale-Farina/7a9bfa441d517fac076a48aab5b5c9bfd66be8d9>

Franchi, G., Capocelli, M., De Falco, M., Piemonte, V., & Barba, D. (2020). Hydrogen Production via Steam Reforming: A Critical Analysis of MR and RMM Technologies. *Membranes*, 10(1), Art. 1. <https://doi.org/10.3390/membranes10010010>

Fundación Naturgy (Ed.). (2020). *Hidrógeno. Vector energético de una economía descarbonizada.* <https://www.fundacionnaturgy.org/publicacion/hidrogeno-vector-energetico-de-una-economia-descarbonizada/>

Gómez-Pinzón. (2022). *Guía legal del hidrógeno.* <https://gomezpinzon.com/wp-content/uploads/2022/09/GUIA-LEGAL-DE-HIDROGENO.pdf>

Gonzales, A. (2010). *Producción, almacenamiento y distribución de hidrógeno.* http://www2.udg.edu/Portals/88/proc_industrials/5%20-%20Otros%20Combustibles-Hidrogeno.pdf

Hydrogen—Fuels & Technologies. (2022, octubre). IEA. <https://www.iea.org/fuels-and-technologies/hydrogen>

- IEA. (2022). *Global Hydrogen Review 2022*. Organisation for Economic Co-operation and Development. https://www.oecd-ilibrary.org/energy/global-hydrogen-review-2022_a15b8442-en
- ISO/TC 197—*Hydrogen technologies*. (2022, septiembre 28). ISO. <https://www.iso.org/committee/54560.html>
- Jansen, D., Gazzani, M., Manzolini, G., Dijk, E. van, & Carbo, M. (2015). Pre-combustion CO₂ capture. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 40, 167-187. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2015.05.028>
- Ji, M., & Wang, J. (2021). Review and comparison of various hydrogen production methods based on costs and life cycle impact assessment indicators. *International Journal of Hydrogen Energy*, 46(78), 38612-38635. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2021.09.142>
- Kalamaras, C., & Efstathiou, A. (2013). Hydrogen Production Technologies: Current State and Future Developments. *Conference Papers in Energy*, 2013, 1-9. <https://doi.org/10.1155/2013/690627>
- Lamb, J. J., Hillestad, M., Rytter, E., Bock, R., Nordgård, A. S. R., Lien, K. M., Burheim, O. S., & Pollet, B. G. (2020). Chapter | three—Traditional Routes for Hydrogen Production and Carbon Conversion. En J. J. Lamb & B. G. Pollet (Eds.), *Hydrogen, Biomass and Bioenergy* (pp. 21-53). Academic Press. <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-102629-8.00003-7>
- McPhail, S. J. (2020). 1 - Hydrogen energy: State of the art and perspectives. En A. Iulianelli & A. Basile (Eds.), *Current Trends and Future Developments on (Bio-) Membranes* (pp. 3-19). Elsevier. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-817384-8.00001-7>

- Módulo de Gestión de Reservas—Agencia Nacional de Hidrocarburos.* (s. f.). Recuperado 3 de febrero de 2023, de <https://www.anh.gov.co/es/operaciones-y-regal%C3%ADas/m%C3%B3dulo-de-gesti%C3%B3n-de-reservas/>
- Newborough, M., & Cooley, G. (2020, noviembre). *Developments in the global hydrogen market: The spectrum of hydrogen colours | Fuel Cells Bulletin.* <https://www.magonlinelibrary.com/doi/abs/10.1016/S1464-2859%2820%2930546-0>
- Nikolaidis, P., & Poullikkas, A. (2017). A comparative overview of hydrogen production processes. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 67(C), 597-611.
- Noissan, M., Raimondi, P. P., Scita, R., & Hafner, M. (2021). The Role of Green and Blue Hydrogen in the Energy Transition—A Technological and Geopolitical Perspective. *Sustainability*, 13(1), Art. 1. <https://doi.org/10.3390/su13010298>
- OEM Manufacturer of High Pressure Autoclaves & Pilot Plants by Trident Labortek, Thane.* (s. f.). <https://www.tridentlabortek.co.in/>. Recuperado 6 de febrero de 2023, de <https://www.tridentlabortek.co.in/>
- Oni, A. O., Anaya, K., Giwa, T., Di Lullo, G., & Kumar, A. (2022). Comparative assessment of blue hydrogen from steam methane reforming, autothermal reforming, and natural gas decomposition technologies for natural gas-producing regions. *Energy Conversion and Management*, 254, 115245. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2022.115245>
- Ortiz Navarro, M. (2011). *Reformado de metano con transportadores sólidos de oxígeno-chemical-looping reforming-*. <https://digital.csic.es/handle/10261/63365>
- Osman, A. I., Hefny, M., Abdel Maksoud, M. I. A., Elgarahy, A. M., & Rooney, D. W. (2021). Recent advances in carbon capture storage and utilisation technologies: A review.

- Environmental Chemistry Letters*, 19(2), 797-849. <https://doi.org/10.1007/s10311-020-01133-3>
- Oxicombustión: Quemar carbono en oxígeno puro para ayudar al clima | ClimateScience*. (s. f.). Recuperado 30 de enero de 2023, de <https://climatescience.org/>
- Piedecuestana de servicios públicos E.S.P. (2022). *Tarifas de servicios de acueducto y alcantarillado* 2022. https://piedecuestanaesp.gov.co/wp-content/uploads/2022/02/TARIFAS-1-SEMESTRE_2022_.pdf
- Rectores de Lecho Fijo | PDF | Reactor Químico | Catálisis*. (s. f.). Scribd. Recuperado 5 de febrero de 2023, de <https://es.scribd.com/presentation/468542814/Rectores-de-Lecho-Fijo>
- Sifat, N. S., & Haseli, Y. (2019). A Critical Review of CO₂ Capture Technologies and Prospects for Clean Power Generation. *Energies*, 12, 4143. <https://doi.org/10.3390/en12214143>
- Singh, V., & Das, D. (2019). Chapter 3—Potential of Hydrogen Production From Biomass. En P. E. V. de Miranda (Ed.), *Science and Engineering of Hydrogen-Based Energy Technologies* (pp. 123-164). Academic Press. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-814251-6.00003-4>
- Staffell, I., Scamman, D., Abad, A. V., Balcombe, P., Dodds, P. E., Ekins, P., Shah, N., & Ward, K. R. (2019). The role of hydrogen and fuel cells in the global energy system. *Energy & Environmental Science*, 12(2), 463-491. <https://doi.org/10.1039/C8EE01157E>
- Steam Methane Reforming*. (s. f.). Recuperado 9 de febrero de 2023, de <https://studentenergy.org/production/steam-methane-reforming/>
- Suban, M., Tušek, J., & Uran, M. (2001). Use of hydrogen in welding engineering in former times and today. *Journal of Materials Processing Technology*, 119(1), 193-198. [https://doi.org/10.1016/S0924-0136\(01\)00956-6](https://doi.org/10.1016/S0924-0136(01)00956-6)

- The Properties of Gases and Liquids 5E: Bruce Poling: 9780070116825.* (2001).
<https://www.bookdepository.com/es/Properties-Gases-Liquids-5E-Bruce-Poling/9780070116825>
- Treese, S. A., Pujadó, P. R., & Jones, D. S. J. (2015). *Handbook of Petroleum Processing*. Springerprofessional.De. <https://www.springerprofessional.de/en/handbook-of-petroleum-processing/11236660?tocPage=1>
- US Department of Commerce, N. O. and A. A. (s. f.). *What is eutrophication?* Recuperado 30 de enero de 2023, de <https://oceanservice.noaa.gov/facts/eutrophication.html>
- Voldsund, M., Jordal, K., & Anantharaman, R. (2016). Hydrogen production with CO₂ capture. *International Journal of Hydrogen Energy*, 41(9), 4969-4992. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2016.01.009>
- Welaya, Y. M. A., El Gohary, M. M., & Ammar, N. R. (2012). Steam and partial oxidation reforming options for hydrogen production from fossil fuels for PEM fuel cells. *Alexandria Engineering Journal*, 51(2), 69-75. <https://doi.org/10.1016/j.aej.2012.03.001>
- Yan, Y., Thanganadar, D., Clough, P. T., Mukherjee, S., Patchigolla, K., Manovic, V., & Anthony, E. J. (2020). Process simulations of blue hydrogen production by upgraded sorption enhanced steam methane reforming (SE-SMR) processes. *Energy Conversion and Management*, 222, 113144. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2020.113144>
- Zhang, S., Wang, X., Xu, X., & Li, P. (2017). Hydrogen production via catalytic autothermal reforming of desulfurized Jet-A fuel. *International Journal of Hydrogen Energy*, 42(4), 1932-1941. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2016.11.004>