



ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL

**Facultad de Ingeniería en Mecánica y Ciencias de la
Producción**

**“Estudio de factibilidad para la producción de hidrógeno como
estrategia de eficiencia energética para el aprovechamiento del
gas quemado en mecheros de la Amazonía de Ecuador.”**

PROYECTO DE TITULACIÓN

Previo a la obtención del Título de:

**MAGÍSTER EN SISTEMAS DE ENERGÍA CON MENCIÓN EN
ENERGÍAS RENOVABLES**

Presentada por:

Kevin Steeven Berrú Saverio

GUAYAQUIL – ECUADOR

Año: 2025

DECLARACIÓN EXPRESA

Yo KEVIN STEEVEN BERRÚ SAVERIO acuerdo y reconozco que: La titularidad de los derechos patrimoniales de autor (derechos de autor) del proyecto de graduación corresponderá al autor o autores, sin perjuicio de lo cual la ESPOL recibe en este acto una licencia gratuita de plazo indefinido para el uso no comercial y comercial de la obra con facultad de sublicenciar, incluyendo la autorización para su divulgación, así como para la creación y uso de obras derivadas. En el caso de usos comerciales se respetará el porcentaje de participación en beneficios que corresponda a favor del autor o autores. El o los estudiantes deberán procurar en cualquier caso de cesión de sus derechos patrimoniales incluir una cláusula en la cesión que proteja la vigencia de la licencia aquí concedida a la ESPOL.

La titularidad total y exclusiva sobre los derechos patrimoniales de patente de invención, modelo de utilidad, diseño industrial, secreto industrial, secreto empresarial, derechos patrimoniales de autor sobre software o información no divulgada que corresponda o pueda corresponder respecto de cualquier investigación, desarrollo tecnológico o invención realizada por mí durante el desarrollo del proyecto de graduación, pertenecerán de forma total, exclusiva e indivisible a la ESPOL, sin perjuicio del porcentaje que me/nos corresponda de los beneficios económicos que la ESPOL reciba por la explotación de mi/nuestra innovación, de ser el caso.

En los casos donde la Oficina de Transferencia de Resultados de Investigación (OTRI) de la ESPOL comunique al autor que existe una innovación potencialmente patentable sobre los resultados del proyecto de graduación, no se realizará publicación o divulgación alguna, sin la autorización expresa y previa de la ESPOL.

Guayaquil, 11 de junio del 2025.

Kevin Berrú Saverio

EVALUADORES

MSc. Christian Polanco Pacheco

Tutor de proyecto

Ph.D. Juan Peralta

Evaluador de proyecto

RESUMEN

La continua quema del gas asociado en los mecheros de la Amazonía de Ecuador no solo causa afectaciones socioambientales y pérdidas económicas, sino que, sobre todo, desperdicia un valioso recurso energético. El presente proyecto propone una solución frente a esta problemática, evaluando la factibilidad de utilizar este subproducto desechado de la industria petrolera como materia prima para el proceso de reformado de metano con vapor para producir hidrógeno, un vector limpio y crucial para la transición hacia un futuro energético sostenible.

El análisis realizado de las condiciones actuales de operación reveló que existen 302 mecheros en el país, los cuales en total queman anualmente al menos 20 000 MMscf de gas asociado, generando emisiones estimadas de 52.2 - 111.4 MTON/año CO_2 y 1.5 - 2.3 kTON/año de BC. Además, el análisis de la composición del gas, basado en una muestra representativa de los campos petroleros con mayor producción y sus respectivas cromatografías, determinó un alto contenido de metano del 41.79%.

Para la producción de hidrógeno a partir del gas asociado, se evaluaron diversas tecnologías existentes en la actualidad. El análisis realizado permitió seleccionar al método de reformado de metano con vapor (SMR), debido principalmente a su eficiencia y madurez tecnológica. La simulación del proceso que se llevó a cabo en el software Aspen HYSYS y comprendió de las etapas de pretratamiento, reformado, desplazamiento agua-gas, y purificación, permitió obtener una producción de 27 Ton/h de H_2 puro, a partir de 90 Ton/h de gas asociado (18 Ton/h de CH_4) y 689 Ton/h de vapor de agua. Adicional, mediante la implementación de la captura de carbono permitió mejorar la eficiencia del proceso, logrando capturar 1.7 MTON/año (189 Ton/h) de CO_2 .

La evaluación económica permitió estimar un CAPEX de 950.97 MMUSD y un OPEX de 144.76 MMUSD/año, determinando a partir de ellos, un costo de producción de 0.81 USD\$/kg H_2 . Adicional, para estimar los ingresos del proyecto se consideraron las potenciales ventas del hidrógeno durante los 20 años de tiempo de vida del proyecto. Teniendo en cuenta que en la actualidad no existe un mercado establecido para la compraventa de hidrógeno, se determinó un retorno de la inversión de 1 año para precios de 10 y 6 USD\$/kg H_2 , 2 años para 3 USD\$/kg H_2 , y 12 años para 1 USD\$/kg H_2 .

ÍNDICE GENERAL

Pág.

RESUMEN	III
ÍNDICE GENERAL	V
CAPÍTULO 1	1
1. INTRODUCCIÓN	1
1.1. Descripción del problema	1
1.2. Justificación del problema.....	2
1.3. Objetivos	3
1.3.1. Objetivo General.....	3
1.3.2. Objetivos Específicos	3
CAPÍTULO 2	4
2. METODOLOGÍA	4
2.1. Descripción general	4
2.2. Condiciones operativas actuales	5
2.3. Caracterización del gas asociado	8
2.4. Selección de la tecnología a utilizar	10
2.5. Simulación del proceso.....	12
2.5.1. Pretratamiento	13
2.5.2. Reformado.....	14
2.5.3. Desplazamiento agua-gas (Water-Gas Shift).....	15
2.5.4. Purificación	17
2.5.5. Generación de vapor de agua (STEAM).....	18
2.6. Factibilidad económica	19
CAPÍTULO 3	23
3. RESULTADOS Y ANÁLISIS	23
3.1. Resultados de evaluación económica	32
CAPÍTULO 4	38
4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	38
4.1. Conclusiones	38
4.2. Recomendaciones	40
BIBLIOGRAFÍA	42

ABREVIATURAS

SMR Reformado de Metano con vapor (Steam Methane Reforming)
WGS Desplazamiento agua-gas (Water-Gas Shift)
MDEA Unidad de absorción con Metildietanolamina
PSA Adsorción con presión oscilante
HTS Reactor de desplazamiento a alta temperatura (High Temperature Shift)
LTS Reactor de desplazamiento a baja temperatura (Low Temperature Shift)
ATR Reformado autotérmico
APR Reformado en fase acuosa
POX Oxidación parcial
BEN Balance Energético Nacional
CdC Costo de los componentes de la planta
BEC Costo de construcción
POC Costo de servicios auxiliares y unidades fuera de sitio
EPCC Costos de Ingeniería, Adquisición y Construcción
TPC Costo total de la planta
TOC Costo overnight
BC Carbono negro (Black Carbon)
CAPEX Costos de capital
OPEX Costos de operación
TIR Tasa Interna de Retorno
VAN Valor Actual Neto
PRI Período de Recuperación de la Inversión

SIMBOLOGÍA

kg kilogramo
kg/h kilogramo por hora
kPa kilopascal
Ton tonelada
kTon kilotonelada
MTon Megatonelada
MTon/año Megatonelada por año
kTon/año Kilotonelada por año
Ton/h Tonelada por hora
MMscf Millones de pies cúbicos
MMscf/año Millones de pies cúbicos por año
Kbbl Miles de barriles
°C Centígrados
Ppm partes por millón
MWLHV Poder calorífico inferior en megawatts
EUR euro
MMEUR Millones de euros
USD dólares de Estados Unidos de América
MMUSD Millones de dólares de Estados Unidos de América
% Porcentaje
\$/kgH₂ Costo en USD por kilogramo de hidrógeno
\$/kgMDEA Costo en USD por kilogramo de Metildietanolamina
\$/tonCO₂ Costo en USD por tonelada de dióxido de carbono
\$/scf Costo en USD por pie cúbico
\$/kwh Costo en USD por kilowatt hora
\$/m³ Costo en USD por metro cúbico
H₂ Hidrógeno
CO₂ Dióxido de carbono
CO Monóxido de carbono
CH₄ Metano
H₂O Agua
C₂H₆ Etano
C₃H₈ Propano
C₄H₁₀ Butano
C₅H₁₂ Pentano
C₆H₁₄ Hexano
C₇H₁₆ Heptano
H₂S Sulfuro de hidrógeno

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1 Representación gráfica de la producción anual de gas asociado	6
Figura 2.2 Relación gráfica entre la producción de petróleo y gas asociado	7
Figura 2.3 Gas anual no aprovechado en Ecuador	8
Figura 2.4 Etapa de pretratamiento – Simulación Aspen HYSYS.....	14
Figura 2.5 Etapa de reformado – Simulación Aspen HYSYS	15
Figura 2.6 Etapa de WGS – Simulación Aspen HYSYS.....	16
Figura 2.7 Etapa de purificación – Simulación Aspen HYSYS	17
Figura 2.8 Subproceso de generación de vapor – Simulación Aspen HYSYS	18
Figura 3.1 Simulación para determinar la composición molar del gas asociado.....	23
Figura 3.2 Visualización general de la simulación del proceso de reformado de metano de vapor del gas asociado de Ecuador	31

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Recopilación de información de producción de hidrocarburos de Ecuador	5
Tabla 2. Composición molar del gas asociado campo Sacha	9
Tabla 3. Composición molar del gas asociado campo Shushufindi, Auca y Secoya	9
Tabla 4. Reacciones del proceso de reformado de metano con vapor	13
Tabla 5. Cálculo del costo de componentes	20
Tabla 6. Composición molar estimada del gas asociado Ecuador	23
Tabla 7. Resultados de la etapa de pre reformado	24
Tabla 8. Resultados de la etapa de reformado	25
Tabla 9. Resultados de la etapa de WGS	26
Tabla 10. Resultados de la etapa de Purificación – Scrubber	26
Tabla 11. Resultados de la etapa de Purificación – MDEA	27
Tabla 12. Resultados de la etapa de Purificación – PSA	28
Tabla 13. Etapa de aprovechamiento de calor para generación de vapor	28
Tabla 14. Resumen del resultado de las principales corrientes de la simulación	29
Tabla 15. Resumen del resultado de las principales corrientes de la simulación (Continuación)	30
Tabla 16. Cálculo del costo de los componentes de la planta	33
Tabla 17. Cálculo del CAPEX	34
Tabla 18. Cálculo del OPEX	35
Tabla 19. Flujo anual de Egresos e Ingresos	36
Tabla 20. Cálculo del TIR, VAN y flujo de caja	37

CAPÍTULO 1

1. INTRODUCCIÓN

En Ecuador, el gas asociado a las diferentes etapas de producción y tratamiento de petróleo es mayoritariamente quemado en mecheros, lo que representa el desperdicio de un recurso energéticamente valioso. Esta práctica, arraigada en la operación petrolera, no solo representa una ineficiencia energética, sino que también limita la oportunidad de generar valor agregado a través de su conversión en productos sostenibles.

En el proceso de producción de petróleo, el fluido multifásico proveniente de los pozos es tratado para obtener crudo que cumpla con las especificaciones de calidad establecidas. Este proceso de tratamiento consiste principalmente en direccionar el fluido hacia subprocesos que permitan la obtención de corrientes separadas de agua, crudo y gas. El gas liberado de cada subproceso, en conjunto con el gas proveniente directamente de los anulares de los pozos productores, forman la producción de gas asociado de una facilidad de superficie productora en un campo petrolero.

Dependiendo de las facilidades de superficie o equipos disponibles en la planta, el gas puede pasar por subprocesos de tratamiento para ser reutilizado, ya sea como parte del sistema de compensación de presión con gas en tanques de almacenamiento, gas piloto en quemadores, generación de energía o el uso que se le pueda dar acorde a las limitaciones de la planta. En caso de no contar con las facilidades de superficie adecuadas para aprovechar este gas asociado, o en el escenario que la producción de gas exceda la capacidad máxima de manejo de gas en la planta, generalmente este gas se direcciona hacia un mechero para ser quemado, o en su defecto venteado al ambiente, para de esta manera asegurar las condiciones operativas y de seguridad en la planta.

Cada mechero encendido es un punto en el cual la energía es desaprovechada y en donde probablemente no se ha analizado una alternativa que permita evitar el derroche de toda esta energía contenida en el gas. Considerando que la búsqueda de alternativas y oportunidades que permitan el aprovechamiento de cada recurso posibilita hacer más eficiente un proceso industrial, reducir costos e incluso minimizar impactos ambientales y/o sociales, se analiza en la presente investigación la factibilidad de utilizar este subproducto desaprovechado de la industria petrolera como materia prima dentro de un proceso para la producción de hidrógeno; un vector energético libre de emisiones contaminantes.

1.1.Descripción del problema

El modelo de negocio de las operadoras petroleras establece un objetivo muy claro que es la obtención de petróleo, por lo que muchas veces no se establecen estrategias para el manejo eficiente o aprovechamiento de otros fluidos del proceso o subproductos como el gas asociado. El cual, para asegurar las condiciones operativas y de seguridad de la planta generalmente se lo ventea o quema en mecheros, ante la falta de alternativas disponibles.

Esta quema constante de gas asociado se ha vuelto una práctica común y normalizada durante la extracción de petróleo en Ecuador, tanto en las operadoras públicas como privadas. A pesar de ser una práctica extendida por años en el país, la quema de gas

asociado no cuenta con un registro público completo que mencione el número total de mecheros en cada campo petrolero, al igual que la cantidad de gas asociado quemado y sus afectaciones socioambientales respectivas. No obstante, en un estudio técnico solicitado por la función judicial como parte de una investigación relacionada a la quema de gas en mecheros se mapearon un total de 447 puntos donde se quema o ventea gas en Ecuador (Funcion Judicial República del Ecuador, 2020)

Acorde a registros oficiales, la empresa estatal E.P. Petroecuador ha desmantelado 145 de los 424 mecheros que forman parte de su operación (Ministerio de Energía y Minas, 2024). Con base a estos datos, considerando tanto la operación privada y estatal, se puede estimar que actualmente aún se tiene operando 302 mecheros, los cuales representan 302 puntos en donde se hace un uso ineficiente de la energía y en los cuales son una oportunidad potencial para evaluar e implementar planes de acción que permitan aprovechar este gas asociado y evitar su quema. No solamente por la parte energética o económica, sino considerando también que cada mechero produce aproximadamente 271 ± 98 kTon/año CO_2 y 5.1 – 7.5 Ton/año de BC (Durango, Saqalli, Parra, & Elger, 2019).

La cantidad de gas asociado producido y quemado difiere en cada planta de tratamiento de hidrocarburos debido a que depende de diversos factores como las condiciones operativas de la planta, capacidades de manejo de los equipos y disponibilidad para reutilización del gas en sitio. Por otra parte, a pesar de que la composición volumétrica de este gas también puede variar de una planta a otra principalmente por las características petrofísicas de la zona productora, es altamente probable que el principal componente del gas asociado sea el metano (CH_4).

La presente investigación plantea el aprovechamiento del gas asociado en Ecuador, al utilizarlo como materia prima para la producción de hidrógeno mediante un proceso termodinámico. El análisis se centrará netamente en el proceso de producción de hidrógeno partiendo de un volumen de gas asociado disponible, no considerará la logística de su captación ni el almacenamiento previo al proceso de transformación, ni el uso final del hidrógeno obtenido.

1.2. Justificación del problema

La práctica de quemar en mecheros el gas asociado producido en la industria petrolera ejemplifica claramente la ineficiencia energética de un proceso. Toda la energía que contiene este gas al ser direccionado y quemado en un mechero es totalmente desaprovechada, implicando también en potenciales pérdidas económicas e impactos socioambientales.

El metano debido a su composición y alta densidad energética proporciona una gran cantidad de energía por unidad de volumen, permitiéndole no solo ser un importante combustible para procesos de generación de energía, calefacción o transporte, sino que también ofrece la posibilidad de obtener productos de valor añadido. Considerando la necesidad de identificar alternativas sostenibles para contrarrestar las practicas ineficientes actuales, y dado que el gas que se está desaprovechando se compone principalmente por metano, esta investigación analiza su aprovechamiento en procesos termodinámicos para producir hidrógeno, un combustible no contaminante.

El hidrógeno es un vector que ha ganado relevancia en el panorama energético global, debido a que es una alternativa prometedora frente a una transición energética más limpia y sostenible. Para ello, en la actualidad, se disponen de diferentes métodos y tecnologías para su producción, tanto a partir de energías tradicionales como renovables. Considerando al gas como materia prima, los métodos de producción de hidrógeno principales son la oxidación parcial, reformado autotérmico, descomposición catalítica y el método de reformado de metano con vapor.

En la actualidad, más del 68% del hidrógeno es producido a partir de gas natural principalmente mediante el reformado de metano con vapor y el reformado autotérmico (Afanasev, y otros, 2024). El hecho de que existen tecnologías con un alto nivel de madurez y que son ampliamente aplicadas a nivel mundial ofrecen una ventaja clave en el objetivo de aprovechar el gas asociado en Ecuador. Además, estas tecnologías, gracias a su exhaustiva investigación, se adaptan a diferentes escalas de operación y se integran dentro de los procesos industriales existentes, lo que las convierte en una opción atractiva para solucionar la problemática planteada.

1.3. Objetivos

1.3.1. Objetivo General

Aprovechar el gas asociado quemado en los mecheros de Ecuador, determinando la factibilidad tecno-económica de ser utilizado para la producción de hidrógeno, como estrategia de eficiencia energética y alternativa a la contaminación asociada a la quema y venteo.

1.3.2. Objetivos Específicos

- Analizar las condiciones actuales de operación y quema de gas asociado en los mecheros de la Amazonía de Ecuador.
- Establecer la cantidad de gas asociado aprovechable para la producción de hidrógeno.
- Evaluar la viabilidad de la producción de hidrógeno mediante métodos termodinámicos utilizando como materia prima el gas asociado quemado actualmente.
- Desarrollar una simulación del proceso mediante un software especializado para la determinación del potencial de producción de hidrógeno a partir del gas asociado.
- Analizar la factibilidad tecno económica del diseño propuesto para la producción de hidrógeno considerando criterios inversión y operativos.

CAPÍTULO 2

2. METODOLOGÍA

2.1. Descripción general

El presente capítulo profundiza en la metodología diseñada para abordar el problema del no aprovechamiento del gas asociado producido en Ecuador y evaluar la factibilidad técnica y económica de utilizar este recurso, quemado actualmente, para producir un vector energético limpio, como el hidrógeno.

La primera etapa se inició con el análisis de las condiciones operativas actuales en el país, para con ello determinar con precisión la cantidad de gas asociado producido y cuanto del mismo es quemado en los diferentes mecheros de la Amazonía. Este análisis preliminar fue crucial para entender el contexto actual, identificar puntos claves y establecer una base sólida con argumentos técnicos para el desarrollo del presente proyecto.

Una vez se analizó las condiciones operativas, la siguiente etapa se enfocó en determinar la cantidad de gas asociado aprovechable para la producción de hidrógeno. Paralelamente, se llevó a cabo la determinación de la caracterización de este gas, fundamental para la selección adecuada del método termodinámico o tecnología a utilizar.

Determinado la cantidad de gas asociado y su composición. Se llevó a cabo un análisis comparativo de los diferentes métodos termodinámicos o tecnologías disponibles para la producción de hidrógeno a partir de gas asociado. Este análisis evaluó factores como la eficiencia, costos de inversión, madurez de la tecnología y principalmente la adaptabilidad a las condiciones específicas del proyecto, para con ello seleccionar la tecnología adecuada.

Posterior, se procedió con el desarrollo de una simulación detallada del proceso. Esta simulación fue implementada mediante un software especializado para modelamiento de procesos, incorporando la información y datos obtenidos de los análisis realizados previamente, incluyendo principalmente la cantidad y caracterización del gas asociado. Los resultados obtenidos permitieron determinar el potencial de producción de hidrógeno bajo las condiciones operativas establecidas en la simulación.

Finalmente, posterior a la validación y verificación de los resultados obtenidos en la simulación, se procedió a realizar el análisis de factibilidad económica del proyecto. Este análisis consideró los costos de inversión de capital, costos de operación y los ingresos potenciales generados por la producción y venta del hidrógeno. De esta manera se logró determinar la tasa interna de retorno, valor actual neto, tiempo de recuperación de la inversión.

2.2. Condiciones operativas actuales

La intensa actividad petrolera en Ecuador, particularmente concentrada en la región amazónica, conlleva la generación de considerables cantidades de gas asociado. Este gas asociado, compuesto por metano y otros hidrocarburos, emergen como un subproducto del proceso de extracción de petróleo, ya que ambos coexisten en el yacimiento.

La producción de petróleo y gas asociado dista de ser una relación lineal ideal, sobre todo si se analiza a nivel país. Factores como las características o propiedades petrofísicas propias de cada yacimiento; que definen la composición y comportamiento de los fluidos, las condiciones operativas en fondo de pozo y superficie, entre otros factores, vuelve compleja una predicción de la producción de gas asociado sin un análisis específico en cada yacimiento o campo petrolero considerando la declinación que presentan los diferentes pozos productores.

Considerando las limitaciones por confidencialidad y acceso a la data de cada campo en Ecuador y la no disponibilidad de un modelo de simulación a nivel país que permita obtener una proyección de la producción de gas asociado y la composición molar del mismo, el análisis detallado para el presente proyecto se volvió complejo. No obstante, fue posible analizar el comportamiento de la producción de gas asociado considerando la data histórica disponible.

Para analizar la tendencia de la producción del gas e interpretar si la producción tiende a tener un comportamiento variable o casi estable, se utilizó la información del Balance Energético Nacional (BEN), la cual es publicada anualmente por el ministerio de la rama de hidrocarburos, actualmente el Ministerio de Energía y Minas. A partir de estos datos fue posible recolectar la producción de gas asociado del periodo desde el 2004 hasta el 2023, los cuales se detallan en la Tabla 1.

Tabla 1. Recopilación de información de producción de hidrocarburos de Ecuador

PRODUCCIÓN ANUAL HIDROCARBUROS ECUADOR					
Año	Petróleo [Kbbl]	Gas Natural [MMscf]	Gas Asociado [MMscf]	Gas Total (GN + GA) [MMscf]	Gas no Aprovechado [MMscf] Gas total - Gas utilizado
2004	182114	8587	41717	50304	29544
2005	194162	9301	47577	56878	35563
2006	195950	10005	46323	56328	33037
2007	186658	10513	41892	52405	27901
2008	184750	8872	41429	50301	27159
2009	177620	10550	39254	49804	23959
2010	177447	11776	37787	49563	21635
2011	182621	8630	40991	49621	23954
2012	184321	15375	39033	54408	21771
2013	192117	18169	39363	57532	24680
2014	203151	20410	41403	61813	28137
2015	198230	17550	41678	59228	25637
2016	200711	18633	43933	62566	26514

PRODUCCIÓN ANUAL HIDROCARBUROS ECUADOR					
Año	Petróleo [Kbbl]	Gas Natural [MMscf]	Gas Asociado [MMscf]	Gas Total (GN + GA) [MMscf]	Gas no Aprovechado [MMscf] Gas total - Gas utilizado
2017	193927	16337	41785	58122	24599
2018	188792	12461	41289	53750	23790
2019	193816	11244	39994	51238	24522
2020	175451	9465	36206	45671	22886
2021	172599	9506	36607	46113	22036
2022	175545	8573	39328	47901	27183
2023	173471	7680	41371	49051	30189

Fuente: Información recopilada del Balance Nacional de Energía emitido por el Ministerio de Energía y Minas de Ecuador.

En la Figura 2.1, se observa que la producción de gas asociado durante el periodo de tiempo analizado tiene un comportamiento casi estable, con algunas fluctuaciones menores que no alteran significativamente la tendencia general. Al analizar conjuntamente la producción de petróleo y gas asociado durante los 19 años, se puede observar en la Figura 2.2, que el gas asociado presenta cierta sensibilidad a las variaciones en la producción de petróleo, esto debido a que es un subproducto. Sin embargo, no es información suficiente para establecer de que existe una proporcionalidad lineal, y con ello establecer una producción futura.

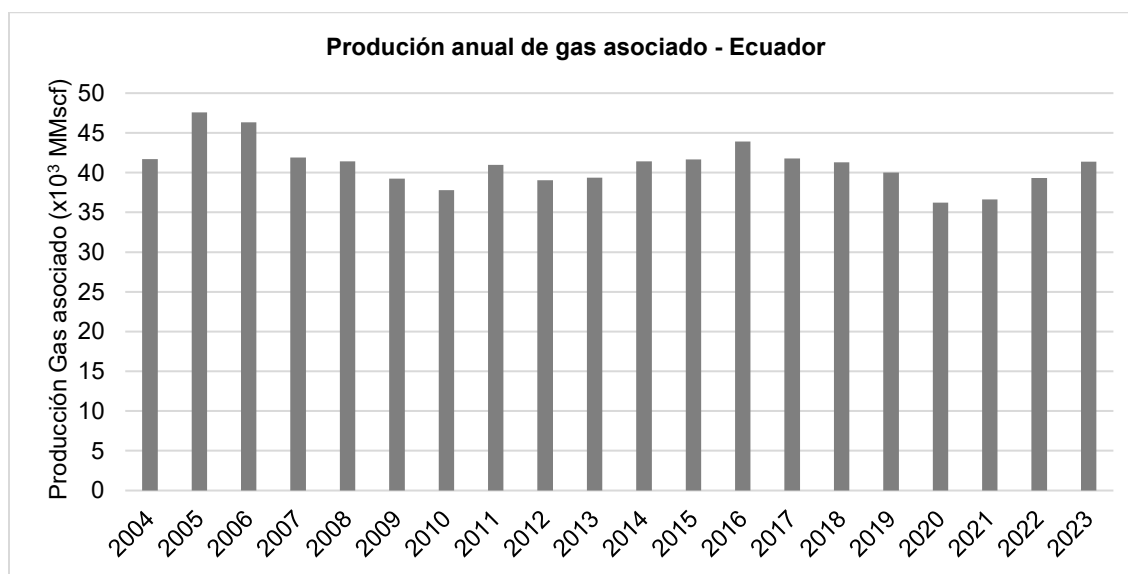


Figura 2.1 Representación gráfica de la producción anual de gas asociado

Fuente: Autor

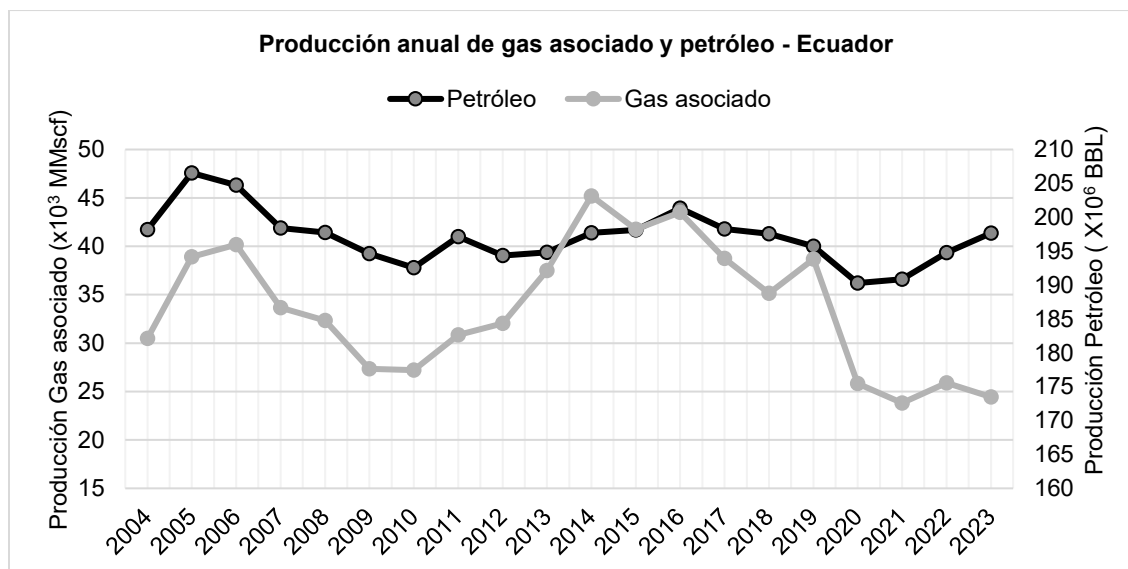


Figura 2.2 Relación gráfica entre la producción de petróleo y gas asociado

Fuente: Autor

No obstante, el comportamiento de la tendencia en la producción de petróleo y gas asociado puede llegar a invertirse, como se evidencia en la Figura 2.2, en los últimos años mientras la producción de petróleo declina la cantidad de gas producido aumenta. La relación no directa se debe a varios factores como la heterogeneidad en los yacimientos productores, técnicas de extracción, y principalmente debido a que se puede aumentar la producción de petróleo explotando yacimientos con baja relación gas-petróleo, afectando a la tendencia de producción de petróleo, pero no influyendo en la del gas asociado.

El Balance Energético Nacional también incluye un dato relevante relacionado a la cantidad de gas no aprovechado, el cual lo define como la diferencia entre la producción de gas total (gas asociado más gas natural) y la suma del gas utilizado en los centros de gas, el consumido en industria y hogares y el gas utilizado para generación de energía (Ministerio de Energía y Minas, 2024). Considerando que el gas natural producido en Ecuador, por su alto contenido de metano mayor al 98% (Vicuña Carrasco, 2011), es aprovechado en su totalidad (Chico & Cuaces, 2016), se pudo establecer que la cantidad de gas no aprovechado mencionada en el BEN corresponde al gas asociado, el cual generalmente cuando no se le puede aprovechar es quemado en mecheros.

En la Figura 2.3, se observa que la cantidad de gas no aprovechado presenta variaciones, pero muestra un comportamiento semejante al del gas producido. Es importante resaltar que, acorde a la gráfica, durante los años analizados la cantidad de gas no aprovechado anual nunca es menor a 20 000 MMscf. Esto implica que, como mínimo, 20 000 millones de pies cúbicos de gas asociado por año son quemados en los 302 mecheros que operan actualmente en Ecuador.

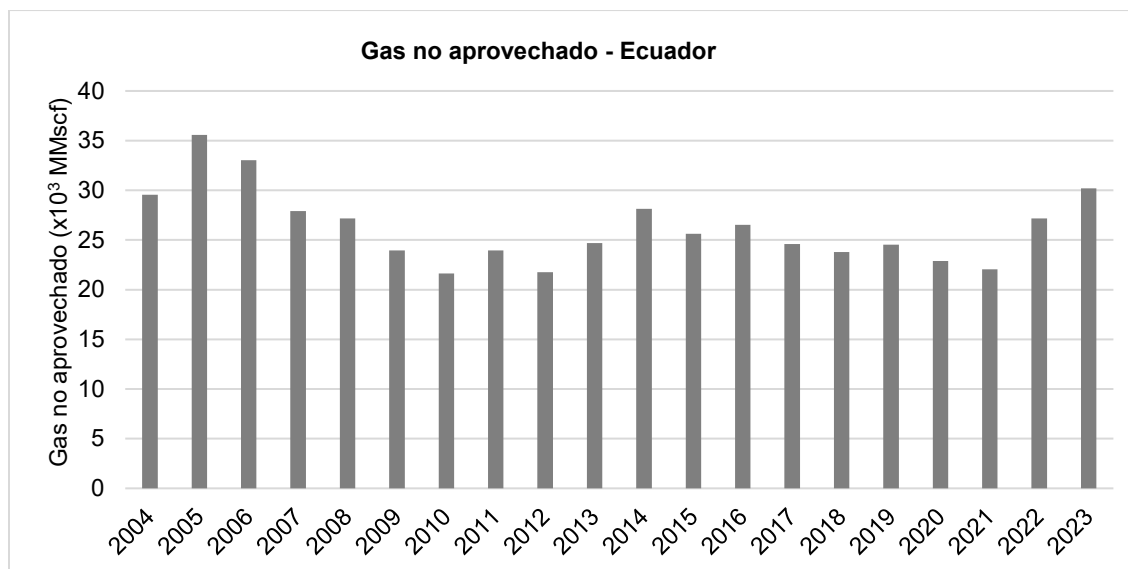


Figura 2.3 Gas anual no aprovechado en Ecuador

Fuente: Autor

2.3. Caracterización del gas asociado

El gas asociado objeto de este estudio, como se mencionó, consideró el desperdicio de gas asociado en los mecheros de la amazonia de Ecuador. Dada la variabilidad en la composición del gas tanto entre campos como entre pozos, y la no disponibilidad de la composición molar del gas quemado en cada mechero, se llevó a cabo un análisis para establecer una composición representativa, considerando los principales campos productores de gas asociado. Considerando que para el diseño de un sistema de producción de hidrógeno la suposición de que la composición molar del gas asociado es en su totalidad metano puede conllevar a la obtención de resultados erróneos.

Para identificar los principales campos productores de gas asociado en Ecuador, se utilizó la información del Informe Anual de la Estadística de Hidrocarburos 2022, elaborado por la Dirección de Análisis de Información Estratégica de Hidrocarburos (DAIEH) y publicado por el Ministerio de Energía y Minas. En este reporte anual se incluye información de todas las fases de la industria de hidrocarburos en Ecuador, entre ellas la producción anual de gas asociado de cada campo público y privado del país. Por lo tanto, considerando los campos que tengan la mayor producción de gas asociado y de los cuales se dispuso de la cromatografía, se procedió a obtener una composición molar que sea representativa para el gas asociado producido en Ecuador.

Para el año 2022, la empresa pública E.P. Petroecuador produjo el 79.57% del gas asociado total producido en Ecuador. Es decir 31 296 MMscf del total de 39 328 MMscf de Ecuador pertenecen a los campos operados por E.P. Petroecuador (Dirección de Análisis de Información Estratégica de Hidrocarburos (DAIEH), 2022). Este dato es importante debido a que permite establecer que los campos con mayor producción son operados por la empresa pública. La producción de gas asociado de los campos Sacha, Shushufindi, Auca y Secoya en conjunto representan el 41% de la producción nacional, es decir 16 188 MMscf del total (Dirección de Análisis de Información Estratégica de Hidrocarburos (DAIEH), 2022).

Para el campo Sacha, el análisis del campo fue dividido en sus estaciones: Sacha Norte 1, Sacha Norte 2, Sacha Central y Sacha Sur. La cromatografía de Sacha Central indica un porcentaje molar de Metano de 58,54% (Jimenez , 2009), mientras que para Sacha Norte 1, Norte 2, y Sur 38.19%, 33.15%, 51.00% respectivamente (Gaibor & Fernandez, 2009). A su vez, mediante las mismas fuentes bibliográficas además de la composición molar para el análisis se consideró la producción de gas asociado en cada estación (Jimenez , 2009), logrando de esta manera simular una mezcla más cercana a la realidad. Para los campos Shushufindi, Auca y Secoya el análisis fue similar. Se recopiló los datos de composición molar y producción diaria del gas asociado en cada estación de dichos campos, como se observa en la Tabla 2 (Vicuña Carrasco, 2011).

Tabla 2. Composición molar del gas asociado campo Sacha

	Sacha			
	Norte 1	Norte 2	Central	Sur
Nitrógeno	2.80	3.21	2.55	1.31
Metano	38.19	33.15	58.54	51.00
Dióxido de Carbono	9.80	36.50	9.35	1.67
Etano	11.47	8.25	10.54	13.44
Agua	0	0	0	0
Propano	19.82	9.40	13.77	17.43
i-Butano	3.16	2.81	4.43	4.20
n-Butano	8.02	3.63	0	7.21
i-Pentanos	1.98	1.45	0.82	1.33
n-Pentano	2.43	1.07	0	1.46
i-Hexano	0.75	0.30	0	0.68
n-Hexanos	0	0	0	0
i-Heptanos	1.58	0.20	0	0.27
n-Heptano	0	0	0	0
Producción diaria (Miles de pie cúbicos)	1459	1607	2997	9759

Fuente: (Gaibor & Fernandez, 2009) y (Jimenez , 2009).

Tabla 3. Composición molar del gas asociado campo Shushufindi, Auca y Secoya

	Shushufindi			Auca		Secoya	
	Central	Norte	Sur	Sur	Central	Separador1	Separador 2
Nitrógeno	2.34	2.8	2.73	3.85	3.54	1.46	2.15
Metano	33.17	42.83	34	47.23	59.54	18.43	32.44
Dióxido de Carbono	19.35	13.05	18.19	6.14	5.11	40.13	15.24
Etano	9.63	12.31	9.29	10.01	8.09	7.24	11.05
Agua	2.15	0.52	0.87	2.15	4.5	2.22	1.84
Propano	17.46	15.1	16.29	16.93	11.03	15.41	18.14
i-Butano	2.53	2.48	2.88	3.33	2.11	2.13	2.51
n-Butano	6.47	6.08	7.45	6.07	3.48	6.39	7.17

	Shushufindi			Auca		Secoya	
	Central	Norte	Sur	Sur	Central	Separador1	Separador 2
i-Pentanos	1.95	1.57	2.34	1.72	1.12	1.86	2.49
n-Pentano	2.24	1.68	2.72	1.57	0.95	2.18	3.08
i-Hexano	0.87	0.54	1.04	0.28	0.18	0.8	1.32
n-Hexanos	1.25	0.74	1.44	0.35	0.2	1.14	1.86
i-Heptanos	0.49	0.23	0.59	0.3	0.15	0.5	0.58
n-Heptano	0.11	0.07	0.17	0.08	0.01	0.1	0.13
Producción diaria (Miles de pie cúbicos)	7458	5541	6557	1519	427	1988	

Fuente: (Vicuña Carrasco, 2011).

A partir de los datos de composición del gas asociado de cada campo, se procedió a modelar la mezcla de gas en el simulador Aspen HYSYS. Mediante este software se pudo obtener una estimación de la composición molar de la corriente de gas, la cual sirvió como dato de entrada para la simulación del proceso de reformado de metano con vapor, garantizando que el modelo refleje condiciones operativas que se asemejen más a la realidad en Ecuador.

2.4. Selección de la tecnología a utilizar

El desarrollo de diferentes métodos y la integración de nuevas tecnologías para la producción de hidrógeno han cobrado una importancia significativa, impulsados principalmente por la creciente necesidad de encontrar alternativas energéticas menos contaminantes y sostenibles. El hidrógeno, con su potencial para generar energía sin emisiones de carbono, se presenta como un vector energético clave en este contexto. Por ello, la investigación de los métodos termodinámicos y el desarrollo de tecnologías para su producción se han convertido en una prioridad a nivel global.

En la actualidad, la producción de hidrógeno se basa predominantemente en métodos termodinámicos que utilizan combustibles fósiles. Esto evidenciado en el año 2023, en el cual el 60% del total de la producción de mundial de hidrógeno provino de fuentes fósiles (International Energy Agency (IEA), 2024), mientras que para 2024, el 68% del hidrógeno fue producido a partir de gas natural, principalmente mediante el reformado de metano con vapor y el reformado autotérmico (Afanasev, y otros, 2024). Esto permite establecer a estas tecnologías como las más establecidas y desarrolladas para la producción de hidrógeno a escala industrial.

Para obtener hidrógeno a partir de un combustible fósil, como el gas asociado, existen procesos, en los cuales la energía química contenida en los combustibles es convertida en el hidrógeno requerido mediante diferentes reacciones químicas. Estos procesos pueden utilizar fuentes fósiles, biomasa, gasificación de carbón o electrólisis impulsada tanto por energías tradicionales como por fuentes renovables (Megía, Vizcaino , Calles , & Carrero, 2021). Los procesos termoquímicos abarcan métodos como pirólisis, reformado de vapor (SMR), oxidación parcial (POX), reformado autotérmico (ATR) y reformado en fase acuosa (APR) (Navarrete , 2024). Siendo el reformado de hidrocarburos la técnica más desarrollada (Megía, Vizcaino , Calles , & Carrero, 2021).

El reformado de metano con vapor consiste en un proceso catalítico endotérmico en el cual existe la conversión del metano y vapor de agua en hidrógeno y óxidos de carbono. Este proceso consiste principalmente en las etapas de reformado, posteriormente la etapa de desplazamiento o Water-Gas Shift (WGS), y finalmente una etapa de purificación (Nikolaidis & Poullikkas, 2016). Una de las principales ventajas del reformado de metano con vapor es que cuenta con una eficiencia de conversión entre 74-85% (Nikolaidis & Poullikkas, 2016), permitiendo la obtención de la relación H_2/CO cercana a 3 (Freni, Calogero, & Cavallaro, 1999), la cual es más alta en comparación con el método de oxidación parcial y el reformado autotérmico (Nieva & Gama, 2010), que tienen una eficiencia entre 60-75% cada uno (Holladay, 2008). Por el contrario, la principal desventaja es que si no se tiene un sistema para captura de carbono las emisiones de CO_2 que en promedio son de aproximadamente 7 $kgCO_2/kgH_2$ (Soltani, Rosen, & Dincer, 2014), puede ser un factor para considerar.

El proceso de oxidación parcial es un proceso catalítico, en el cual, el metano reacciona directamente con el oxígeno en presencia de un catalizador, obteniendo como resultado la oxidación de una parte del gas para producir hidrógeno y monóxido de carbono (McCay & Shafiee, 2020). La oxidación parcial al ser un proceso exotérmico con una temperatura de trabajo de aproximadamente 600°C (Astobiza, 2015), se puede considerar que reduce costos en comparación con el reformado de metano con vapor debido a que la cantidad de energía requerida para el proceso es menor, sin embargo, el uso de oxígeno y su manejo puede aumentar los costos totales (Nieva & Gama, 2010). Para este método la relación H_2/CO se encuentra en un rango entre 1 y 1.6 (Assabumrungrat & Laosiripojana, 2009).

Por otro lado, el reformado autotérmico se lo considera una combinación del reformado de metano con vapor y la oxidación parcial (Zahedi, Rowshanazamir, & Eikani, 2008). El producto de la oxidación parcial (CO) reacciona con vapor a alta temperatura para producir hidrógeno adicional (McCay & Shafiee, 2020). En comparación con el método de reformado de metano con vapor, el reformado autotérmico opera en un sistema más pequeño a una temperatura más baja entre 800 y 1300°C (Astobiza, 2015) lo que se traduce a menores requisitos de energía para el proceso (Assabumrungrat & Laosiripojana, 2009), mientras que la relación H_2/CO se encuentra en un rango entre 1 y 2.0 (Assabumrungrat & Laosiripojana, 2009). Sin embargo, una de las principales desventajas es que se requiere una inversión para una planta de producción de oxígeno o en caso de utilizarse directamente aire se requiere equipos mucho más grandes debido a la presencia del nitrógeno (Assabumrungrat & Laosiripojana, 2009).

La selección del método de producción de hidrógeno y desarrollo de la simulación para el presente estudio se basó en un análisis exhaustivo considerando las ventajas y desventajas de las tecnologías disponibles. Este análisis comparativo reveló que el reformado de metano con vapor (SMR) presenta una mayor eficiencia energética y una relación H_2/CO superior en comparación con el ATR y POX. Además, la amplia aplicación industrial ha permitido que se consolide como una tecnología madura permitiendo que exista una mayor disponibilidad de equipos, modelos de dato, investigaciones y experiencia operativa, lo que facilita su análisis, implementación u optimización en comparación con otras tecnologías. Por lo tanto, el reformado de metano con vapor fue la tecnología seleccionada en este estudio.

2.5. Simulación del proceso

Una vez completada la caracterización volumétrica y composicional del gas asociado, y definido el proceso de producción de hidrógeno más adecuado para el presente proyecto, se procedió a realizar la simulación del proceso y cálculos asociados utilizando el software Aspen HYSYS. Esta herramienta permitió evaluar el desempeño del diseño y la optimización de los parámetros de operación, con el objetivo de maximizar la producción de hidrógeno.

El gas que alimenta al proceso se caracteriza por una notable variabilidad en su composición, presentando una mezcla compleja de hidrocarburos que abarca desde ligeros, como metano y etano, hasta hidrocarburos pesados, incluyendo propano, butanos, pentanos, hexanos y heptanos. Además de estos compuestos orgánicos, el gas contiene componentes inorgánicos como nitrógeno, dióxido de carbono y agua. Esta composición heterogénea tiene influencia en el desempeño del proceso, afectando a diferentes variables operativas. Por lo tanto, para garantizar la confiabilidad de la simulación y obtener una representación más cercana a las condiciones reales de operación, se consideró incorporar todos estos componentes en el modelo de simulación.

Para lograr una simulación precisa y representativa del proceso de producción de hidrógeno, fue fundamental definir con exactitud las reacciones químicas que tienen lugar en cada subproceso. Siendo en este caso importante establecer las reacciones en las etapas de pre reformado, reformado y desplazamiento, ya que estas determinan la transformación del gas asociado en hidrógeno, así como la formación de los subproductos. La Tabla 4, proporciona un listado detallado de las reacciones que fueron incluidas y consideradas dentro del modelo de simulación para lograr predecir el comportamiento del proceso.

Otro factor por considerar para garantizar la confiabilidad de los resultados de una simulación es la correcta selección de los modelos o correlaciones termodinámicas a emplear (Suppes, 2002). La correcta descripción del comportamiento de las sustancias y reacciones empleadas en la simulación depende de estos modelos. En consecuencia, una elección incorrecta del modelo pudiera conducir a errores inaceptables (Cámbar, 2018).

Para la presente simulación, el modelo termodinámico de Peng Robinson fue el seleccionado. Özkara-Aydinoğlu del Instituto de Energía de Turquía en su análisis termodinámico de un ciclo combinado de reformado menciona que para procesos de reformado la ecuación de estado de Peng Robinson es la recomendada debido al rango amplio de aplicabilidad en términos de presión y temperatura y a que esta ecuación es adecuada para simulaciones en los que se maneja sistemas que contienen hidrocarburos, agua, aire y gases de combustión (Özkara-Aydinoğlu, 2010).

Tabla 4. Reacciones del proceso de reformado de metano con vapor

Pre reformado	Reformado	Conversión / Desplazamiento
$C_2H_6 + 2H_2O \rightarrow 5H_2 + 2CO$ $C_3H_8 + 3H_2O \rightarrow 7H_2 + 3CO$ $C_4H_{10} + 4H_2O \rightarrow 9H_2 + 4CO$ $C_5H_{12} + 5H_2O \rightarrow 11H_2 + 5CO$ $C_6H_{14} + 6H_2O \rightarrow 13H_2 + 6CO$ $C_7H_{16} + 7H_2O \rightarrow 15H_2 + 7CO$ $CO + 3H_2 \rightarrow CH_4 + H_2O$ $CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$ $CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$	$CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$	$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$

Fuente: Autor

El proceso de reformado de metano con vapor (SMR) se caracteriza por su adaptabilidad a las especificaciones del gas de alimentación, sin embargo, la secuencia general del proceso se mantiene comprendiendo cuatro etapas interconectadas. Estos subprocesos consisten en el pretratamiento para la eliminación de impurezas en el gas, reformado para convertir el metano en gas síntesis y obtener hidrógeno, desplazamiento para la conversión del monóxido de carbono en hidrógeno y dióxido de carbono, y la etapa final de purificación.

2.5.1. Pretratamiento

El gas asociado, previo a su ingreso al proceso de reformado, pasa por una etapa de pretratamiento. En esta etapa se garantiza que el gas cumpla con ciertos parámetros de calidad, lo cual es esencial para reducir el impacto en los equipos aguas abajo y evitar alteraciones en el proceso debido a la presencia de impurezas, compuestos dañinos como azufre, o residuos en la corriente de gas. Una de las opciones para remover estas impurezas es la inclusión de un lecho de óxido de zinc, el cual puede ayudar a tener un gas con un contenido de azufre menor a 1 ppm (Hajjaji, Pons, Houas, & Renaudin, 2011).

El primer subproceso dentro del pretratamiento consiste en direccionar la corriente de gas (GAS TO SMR), a una presión de 2000 kPa y temperatura de 210.3 °C, hacia un separador bifásico (SEPARATOR). En este equipo ocurre el proceso de deshidratación, en el cual se remueve los componentes líquidos presentes en el gas, asegurando de esta manera la eficiencia y calidad del proceso y evitando potenciales problemas como corrosión o erosión. El gas ya deshidratado pasa a ser utilizado tanto como combustible (FUEL GAS) para el horno (FURNACE) y a su vez como materia prima para el proceso de reformado de metano con vapor (SMR).

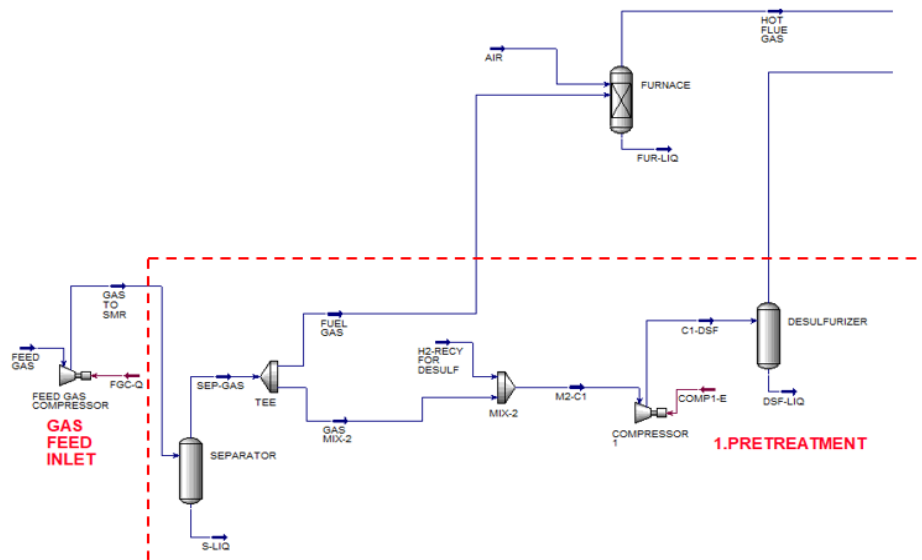


Figura 2.4 Etapa de pretratamiento – Simulación Aspen HYSYS

Fuente: Autor

Previo al ingreso a la etapa de reformado, según las condiciones de operación y características del gas utilizado, es posible añadir una corriente de hidrógeno puro reciclado (H₂- RECY FOR DESULF) a la corriente de gas (GASMIX-2). Este hidrógeno añadido tiene como función permitir la hidrogenación de los compuestos orgánicos de azufre presentes en el gas para que sea liberado mediante H₂S mediante algún mecanismo de absorción.

Para la simulación, se estableció como consideración que el gas asociado utilizado se encontraba completamente en estado de vapor, sin fase líquida ni compuestos de azufre presentes en su composición. Sin embargo, para permitir la evaluación y poder abarcar otros escenarios en la simulación, se optó por incluir un separador y un desulfurador dentro del modelo de simulación del proceso.

2.5.2. Reformado

Una vez pretratado, el gas comprimido, deshidratado y sin componentes de azufre se dirige a un intercambiador de calor (HEXCH-DES) donde se calienta hasta alcanzar los 510.0 °C, mediante el aprovechamiento de la energía térmica de los gases de escape de la combustión en el horno (FURNACE).

El gas caliente (HX1-M1) se mezcla con el vapor de agua (STEAM) en un mixer (MIX-1) previo al ingreso al pre reformador (PREREFORMER) donde se inicia con la etapa de reformado. En el pre reformador, la reacción de los componentes del gas con el vapor de agua permite transformar los hidrocarburos más complejos como el Etano, Propano, Butano, Pentano y Hexano en metano, hidrógeno y monóxido de carbono. Simultáneamente, una parte del CH₄ se convierte en hidrógeno a través de la reacción de reformado.

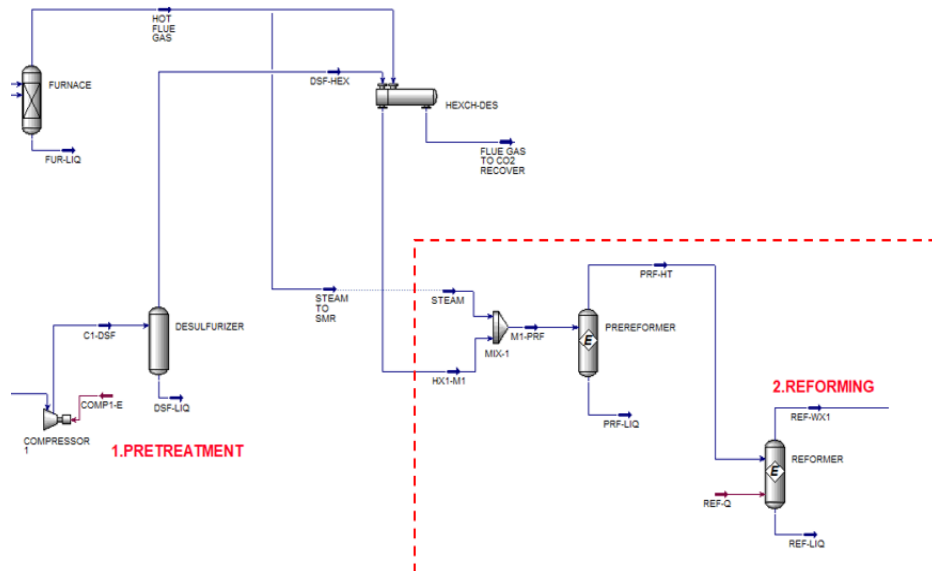


Figura 2.5 Etapa de reformado – Simulación Aspen HYSYS

Fuente: Autor

La corriente de salida del pre reformador (PRF-HT) se dirigió hacia el reformador (REFORMER), donde se produce hidrógeno y monóxido de carbono mediante la reacción del metano con el vapor de agua. Si bien la conversión de metano incrementa proporcionalmente a la temperatura (Madon, Mohd, & Sarwani, 2018) y entre menor presión de operación se tenga el proceso se vuelve más eficiente acorde al principio de Le Chatelier (Summa, Samojeden, & Motak, 2019), existen limitaciones que deben de ser consideradas como la temperatura máxima para evitar la formación de carburo de níquel en la superficie del catalizador (Summa, Samojeden, & Motak, 2019).

En la simulación, al ser el reformado una reacción altamente endotérmica (Antzara, Heracleous, Bukur, & Lemonidou, 2014), la energía que requiere reformador es proporcionada por la combustión de la mezcla del gas asociado deshidratado con aire en el horno (FURNACE). En el diseño de estos sistemas los tubos en donde circula la mezcla de gas con vapor de agua se encuentran dentro del mismo horno para obtener una mejor transferencia de calor (Storm, 2023).

El gas reformado (REF-WX1), que sale a una alta temperatura de 815.6 °C y una presión de 1950 kPa se lo direccionó hacia un intercambiador calor (WATER-HEXCH1) previo al ingreso a la siguiente etapa de Water Gas Shift. De esta manera, se aprovecha el calor del gas del proceso para calentar el agua y producir vapor requerido para el mismo proceso.

2.5.3. Desplazamiento agua-gas (Water-Gas Shift)

La siguiente etapa, posterior al reformado, es la de desplazamiento agua-gas o Water Gas Shift, donde se reduce el monóxido de carbono e incrementa la producción de hidrógeno mediante una reacción moderadamente exotérmica (Pal, Chand, Upadhyay, & Mishra, 2018), como se indica en la Tabla 4. Al ser una reacción exotérmica quiere decir que el desplazamiento del gas se ve favorecido termodinámicamente a temperaturas más bajas.

Al contrario, al aumentar la temperatura lo que ocurre es que la constante de equilibrio disminuye desplazando el equilibrio hacia la formación de CO y H₂O (Pal, Chand, Upadhyay, & Mishra, 2018).

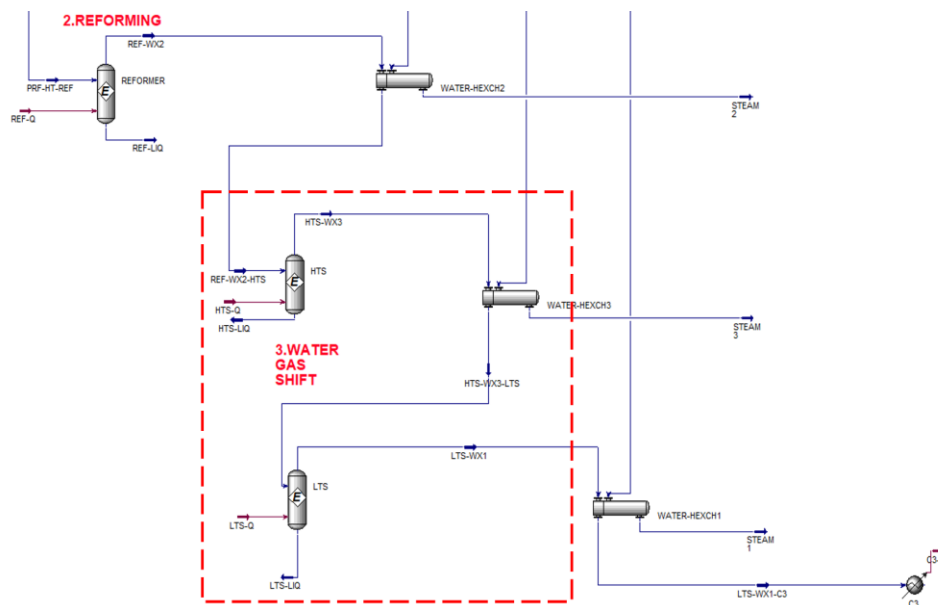


Figura 2.6 Etapa de WGS – Simulación Aspen HYSYS

Fuente: Autor

Para garantizar una reacción de síntesis óptima en el reactor de desplazamiento a alta temperatura (HTS), el gas en la salida del reformador (REFORMER) se direccionó hacia un intercambiador de calor (WATER-HEXCH1), disminuyendo la temperatura del gas hasta 350.0 °C. La energía térmica liberada por el gas es aprovechada para la generación de vapor para el proceso, contribuyendo a la eficiencia energética del proceso.

Con el objetivo de alcanzar una mayor conversión de monóxido de carbono, y considerando las limitaciones impuestas por el equilibrio químico, se optó por llevar a cabo la reacción de síntesis en dos etapas adiabáticas: un reactor de desplazamiento de alta temperatura (HTS) y un reactor de desplazamiento de baja temperatura (LTS) (LeValley, Richard, & Fan, 2014). Si bien la decisión de utilizar uno o dos reactores en la etapa de WGS depende de factores como la eficiencia, pureza del hidrógeno, y los costos asociados, un estudio de Chen et al. demostró, mediante una simulación computacional, que un sistema de dos reactores presenta una mejor tasa de conversión en un rango de temperaturas más extenso que un sistema con un solo reactor (Chen, Lin, Jian, & Chen, 2008).

Para la simulación planteada, se estableció que el gas proveniente del HTS a 427.8 °C se direcciona hacia el intercambiador de calor (WATER-HEXCH2) para reducir su temperatura a 204.4 °C, previo al ingreso al LTS. Esta configuración permite una conversión adicional de monóxido de carbono en hidrógeno a una temperatura más baja, optimizando la eficiencia del sistema, a la par que se produce vapor de agua mediante ese intercambio de calor.

2.5.4. Purificación

El gas producto del proceso de reformado de metano con vapor tiene una alta concentración de hidrógeno. Sin embargo, es importante considerar que también presenta cantidades significativas de H_2O y un coproducto inevitable de este proceso como el CO_2 . Adicional, dependiendo de la composición del gas se puede tener en el producto trazas de hidrocarburos no reaccionados, CO , H_2S , Ar y/o nitrógeno (Voldsund, Jordal, & Anantharaman, 2015). Por ello, con el fin de garantizar la calidad del producto final fue indispensable implementar una etapa de purificación para el gas en la salida del LTS.

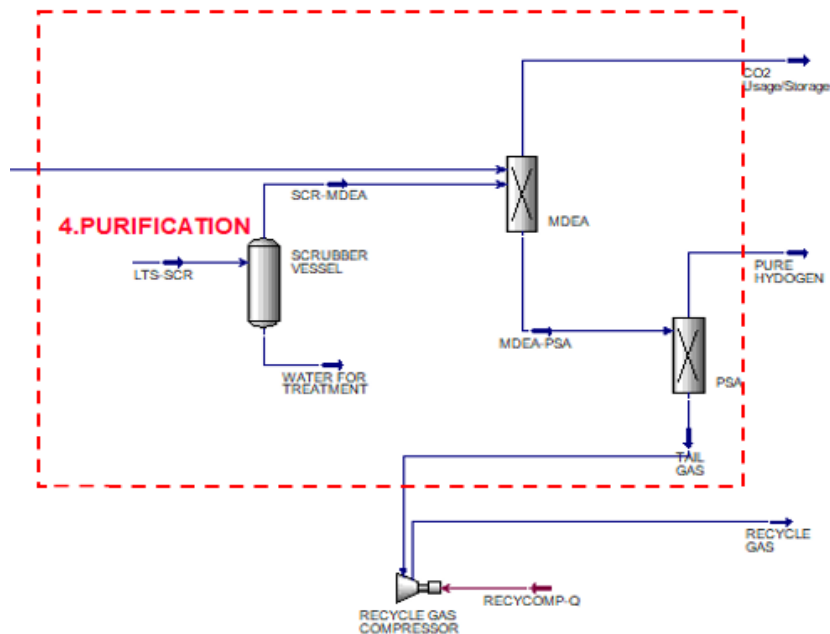


Figura 2.7 Etapa de purificación – Simulación Aspen HYSYS

Fuente: Autor

En esta etapa el gas de síntesis, primeramente, pasó por un separador (SCRUBBER VESSEL) en donde se eliminó de la corriente todos los compuestos líquidos tanto condensados como agua que pudieron haberse formado debido a la disminución en la temperatura de $212.8\text{ }^{\circ}\text{C}$ en la salida del LTS a $37.8\text{ }^{\circ}\text{C}$ en el ingreso al SCRUBBER.

El gas en la salida del SCRUBBER (SCR-MDEA), ingresó al proceso de separación de CO_2 . Actualmente, existe una variedad de tecnologías disponibles para la separación del dióxido de carbono de la corriente de gas producida en el proceso de reformado de metano con vapor. Entre ellas se encuentran la absorción química, membranas, adsorción y separación criogénicas (Voldsund, Jordal, & Anantharaman, 2015).

La selección de la tecnología a emplear para la captura de dióxido de carbono requiere de un análisis tanto de variables que incluyan aspectos técnicos y económicos. En la actualidad, a pesar de sus altos costos de capital y de operación (Shahid & Kim, 2023), la separación de mediante la absorción química usando aminas (MEA, MDEA, MDEA/PZ) es ampliamente la tecnología más madura e implementada comercialmente debido a su alta capacidad de captura (Jang, Yun, & Kim, 2022). Considerando el alcance de la simulación, para representar el proceso de captura de carbono mediante una unidad de absorción con

aminas MDEA se modeló este proceso utilizando un separador, representando de manera simplificada las etapas de absorción, regeneración, enfriamiento y retorno.

La salida de la unidad de absorción (MDEA-PSA) se direccionó hacia la unidad de adsorción por cambio de presión (PSA), tecnología actualmente más utilizada para la purificación de hidrógeno (Voldsun, Jordal, & Anantharaman, 2016). En este subproceso, se modeló esta unidad mediante un separador, el cual simula la adsorción en sólidos porosos de las trazas remanentes de monóxido de carbono, dióxido de carbono, metano u otra impureza presente en la corriente de hidrógeno (Storm, 2023), posibilitando obtener hidrógeno que excede el 99.9999% mol de pureza (Voldsun, Jordal, & Anantharaman, 2016). Con la finalidad de optimizar el proceso, los residuos separados durante la purificación del hidrógeno en la unidad PSA (TAIL GAS), es comprimido y utilizado como gas de reciclaje que puede ser reutilizado en el horno como combustible.

2.5.5. Generación de vapor de agua (STEAM)

Si bien el estudio detallado del sistema de tratamiento de agua y generación de vapor queda fuera del alcance del presente proyecto, en la simulación se ha incluido un modelo simplificado que representa de manera sintetizada el aprovechamiento del calor residual del proceso para la generación de vapor.

Es importante considerar que en la fase de puesta en marcha del proyecto o en un arranque de planta es fundamental garantizar la disponibilidad de vapor de agua para iniciar la etapa de pre reformado. Si bien bajo esta propuesta se prevé aprovechar el calor residual para la generación del vapor requerido, es necesario complementar este suministro con la inclusión de quemadores o sistemas auxiliares en el proyecto para incluso reducir la afectación a la operación por una transferencia de calor ineficiente por pérdidas térmicas o condiciones operativas específicas.

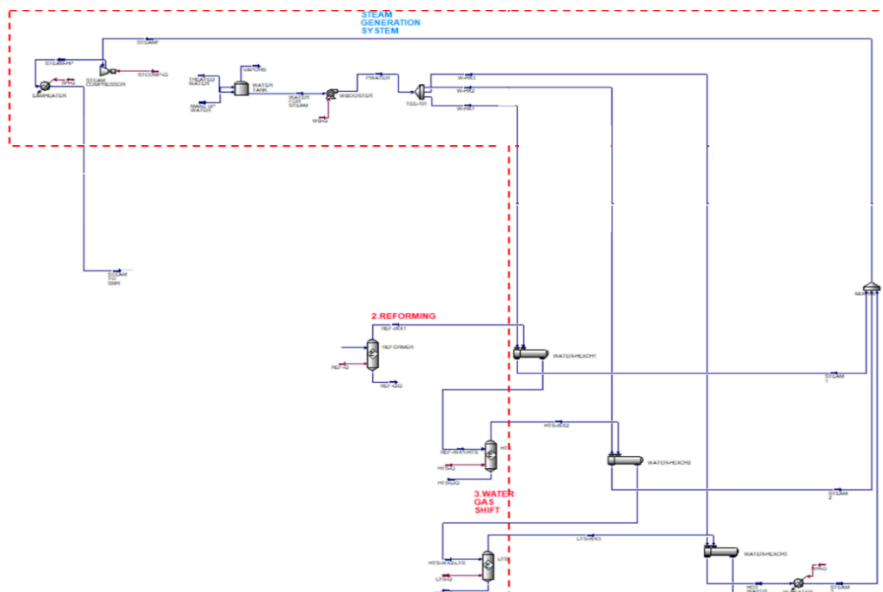


Figura 2.8 Subproceso de generación de vapor – Simulación Aspen HYSYS

Fuente: Autor

2.6. Factibilidad económica

La evaluación de la factibilidad económica es fundamental en el análisis de cualquier proyecto, debido a que permite determinar la viabilidad para la ejecución de este. En un proyecto de reformado de metano con vapor para la producción de hidrógeno un adecuado análisis de la factibilidad económica adquiere una relevancia particular debido principalmente a la alta inversión inicial requerida en equipos e infraestructura para la puesta en marcha de la planta. Para llevar a cabo dicha evaluación, fue necesario calcular el CAPEX (costos de capital), OPEX (costos de operación), los cuales se integran para realizar un análisis de flujo de caja estimado del proyecto.

La determinación del CAPEX se basó en una metodología diseñada por el National Energy Technology Laboratory (NETL) del departamento de Energía de Estados Unidos, empleada en el modelado de sistemas de producción de hidrógeno mediante reformado de metano con vapor y captura de CO₂ para aplicaciones industriales (Ciuchi, 2019). Esta metodología divide el CAPEX en cuatro niveles, calculando una aproximación del costo mediante porcentajes del costo del nivel anterior.

El primer nivel es el Costo de Construcción (BEC), en el cual fueron incluidos los costos de los equipos y los componentes (instrumentación, válvulas, tubería y componentes eléctricos) del proceso, las instalaciones y la infraestructura que da soporte a la planta. El cálculo de los diferentes costos asociados a este nivel partió del costo obtenido de los equipos del proceso, los cuales generalmente se determinan con cotizaciones en el mercado para el diseño de los equipos acorde a las capacidades y parámetros requeridos en la operación.

Para determinar el costo de los equipos en el presente proyecto, fue importante establecer que al estar calculando el potencial de producción de hidrógeno a nivel país los volúmenes de manejo en el proceso son grandes, lo cual dificultó encontrar precios de equipos de esta magnitud en el mercado actual. A su vez, a pesar de la madurez de la tecnología de reformado de metano con vapor no existe información actualizada de los costos de equipos de igual o menor capacidad de las requeridas en el presente proyecto. Teniendo en cuenta estas consideraciones, se procedió a utilizar la ecuación de escalamiento (Ecuación 1) para la determinación del costo de un equipo partiendo del conocimiento del costo y capacidad de un equipo base (Lemmens, 2016).

$$\text{Ecuación 1. Ecuación de escalamiento: } C_2 = C_1 * \left(\frac{S_1}{S_2}\right)^n$$

Donde:

n: factor de escalamiento

C₁: costo de referencia del equipo base

S₁: capacidad de referencia del equipo base

S₂: capacidad del equipo a calcular el costo

Para el cálculo del costo de los equipos se estableció determinar individualmente para el pre reformador, reformador, los reactores de síntesis, la unidad de captura de CO₂ MDEA y la unidad PSA. Los costos y capacidad de referencia y el factor de escalamientos fueron obtenidos de una investigación para la producción de hidrógeno con captura de CO₂, estableciéndose un factor de escalamiento de 0.75 para el pre reformador, 0.75 para el

reformador, 0.67 para los reactores de síntesis, 0.6 para el PSA y 0.8 para la unidad MDEA (Spallina, y otros, 2016).

Una vez obtenido los costos individuales para cada uno de los equipos del proceso, se procedió a actualizarlos al valor presente; 2024. Para ello, se convirtió el costo de euros a dólares (EUR/USD), utilizando el tipo de cambio publicado por el Banco Mundial para el año de la referencia de costo de cada equipo. Posterior a esto, se ajustó este valor a 2024 considerando el cambio en el valor del dólar, tomando como referencia los datos de la Reserva Federal de Minneapolis.

Tabla 5. Cálculo del costo de componentes

Tag equipo	Capacidad de referencia (S1)	Capacidad del equipo a calcular el costo (S2)	Costo de referencia (MEuro) (C2)	Factor de escalamiento (n)
PREREFORMER	1800 MWLHV	838.61	17.5	0.75
REFORMER	1246.06 MWLHV	860.32	42.51	0.75
WGS Reactor (LTS + HTS)	1246.06 MWLHV	2021.17	9.54	0.67
PSA	17069 kmol/h	17748.61	27.96	0.6
Unidad MDEA	68.2 kg/s CO2 separado	52.61	46.14	0.8

Fuente: Autor

Definido el costo de los equipos o componentes (CdC), mediante la aplicación de la ecuación de escalamiento utilizando los datos mencionados en la Tabla 5, se calculó el costo de construcción (BEC), definido como el primer nivel del CAPEX, mediante una serie de estimaciones. Primero, el costo de servicios auxiliares y unidades fuera de sitio (POC) se estableció como el 25% del CdC. El siguiente en determinar fue el costo de instrumentación, válvulas, tubería y componentes eléctricos, el cual se estimó como el 25% de la suma del CdC y POC. Por último, el costo de edificación y obra civil se lo estima en un 40% de la suma del CdC y POC.

El costo de Ingeniería, Adquisición y Construcción (EPCC), correspondiente al segundo nivel del CAPEX, es estimado a partir de la suma de los siguientes tres rubros que son un porcentaje del primer nivel BEC: el 60% representa el costo de instalación de la planta, el 15% el costo de ingeniería y supervisión, y el 20% el costo de contratistas, siendo el EPCC la suma de estos tres rubros.

Continuando con el tercer nivel del CAPEX, el costo total de la planta (TPC), se lo pudo determinar mediante la suma del costo por contingencias del proceso y el costo por contingencias del proyecto. El primero se estima con el 10% del EPCC, mientras el segundo con el 15% de la suma del costo EPCC y el costo por contingencias del proceso. A pesar de que, el costo por contingencias del proceso es variable, se ha definido ese porcentaje debido a la madurez tecnológica del SMR en la producción de hidrógeno azul. Esta madurez, reduce la incertidumbre de las contingencias que se pueden presentar frente a otras tecnologías de producción, sin embargo, esto no las elimina por lo que es importante que sean consideradas.

El cálculo del CAPEX culmina con el costo *overnight* o costo de un día para otro (TOC), su cuarto y último nivel, el cual representa los costos de construcción de la planta sin incluir

los intereses del periodo de construcción, ni como aumentan los precios con el tiempo (National Energy Technology Laboratory (NETL), 2021). El TOC se lo estima sumando el costo del propietario, que incluye los costos de preproducción, capital de trabajo, financiamiento, costos legales, seguros, sumado con el costo del terreno. El primero se calcula como el 15% del costo total de la planta (TPC), mientras que el segundo se lo estima con el 10% del mismo TPC. Siendo el CAPEX la suma total de los costos obtenidos en los cuatro niveles; BEC, EPCC, TPC, TOC.

Tras establecer el costo de capital requerido para la puesta en marcha de la planta, se procedió a determinar el costo de operación anual (OPEX). Este cálculo consideró la suma de los costos de: electricidad de los equipos del proceso (compresores, bombas, entre otros), agua del proceso (sin incluir el tratamiento), MDEA para la separación del CO₂, transporte y almacenamiento de CO₂, mantenimientos preventivos y correctivos, mano de obra (mantenimiento, soporte y administración), y una estimación para el seguro de la planta. En cuanto al costo del gas asociado, aunque se incluyó, se fijó en 0.00 \$USD/ft³, debido a que se aprovecha el gas asociado de la industria petrolera en Ecuador, que actualmente se quema en mecheros.

Una vez determinados el CAPEX y OPEX, resultó fundamental calcular el costo de producción por cada kg de hidrógeno para evaluar la factibilidad tecno económica del proyecto. A pesar de que el costo de capital y de operación ofrecen una perspectiva detallada los gastos del proyecto, el costo de \$/kgH₂ proporciona una métrica estandarizada para evaluar la rentabilidad del proyecto, buscar optimizaciones, y principalmente poder comparar la competitividad de este frente a otros métodos de producción de hidrógeno, o con métodos similares que incorporen modificaciones en la tecnología en sus proyectos. Para calcular este parámetro se utilizó la ecuación 2.

$$\text{Ecuación 2. Costo de producción de hidrógeno: } \frac{\$}{\text{kg H}_2} = \frac{\sum_i \text{CAPEX}_{i\text{año}} + \sum_j \text{OPEX}_{j\text{año}}}{\text{producción anual de H}_2 \frac{\text{kg}}{\text{año}}}$$

El costo de producción por kg de hidrógeno, el CAPEX y OPEX son importantes para un análisis de los costos del proyecto, sin embargo, no contemplan el valor del dinero en el tiempo considerando los flujos de efectivo en la vida útil del proyecto. Por ello, para evaluar la rentabilidad y viabilidad financiera del proyecto a largo plazo se calcularon la Tasa Interna de Retorno (TIR) y Valor Actual Neto (VAN), y el flujo de caja.

Considerando una vida útil de la planta de 20 años, el flujo de efectivo neto se calculó a partir de la diferencia entre el flujo de egresos e ingresos para cada uno de los años de operación. Se definió el CAPEX como el único egreso en el año cero, mientras que el OPEX se utilizó como el egreso para los años posteriores. Debido a que el OPEX puede variar anualmente por motivos operacionales o planes de optimización, su predicción puede volverse compleja. Para lograr una proyección de flujo de caja no fija y más realista, se estableció una tasa de crecimiento anual del OPEX del 1,11%, fundamentada en la inflación histórica promedio anual de Ecuador entre 2015 y 2024 (Instituto Nacional de Estadística y Censos (INEC), 2024), ya que la mayoría de los costos (salarios, mantenimientos, precios de los insumos) tienden a aumentar con el tiempo debido a la inflación.

Para el flujo de ingresos del proyecto, se consideró el ingreso generado por la potencial venta del hidrógeno producido. En la actualidad, el hidrógeno no se comercializa como una materia prima en un mercado global competitivo, por lo que no existe un índice de precios

establecido (International Renewable Energy Agency (IRENA), 2022). Dado que los ingresos dependen directamente del precio de venta de hidrógeno, se establecieron cuatro escenarios considerando un rango de precios de 3 a 10 \$/kgH₂ (Ciuchi, 2019). No obstante que 3 \$/kgH₂ representa el valor mínimo dentro del rango considerado, se incluyó un escenario adicional de 1 \$/kgH₂, con el objetivo de analizar la eventualidad de que el precio de venta del hidrógeno disminuyera a niveles inferiores.

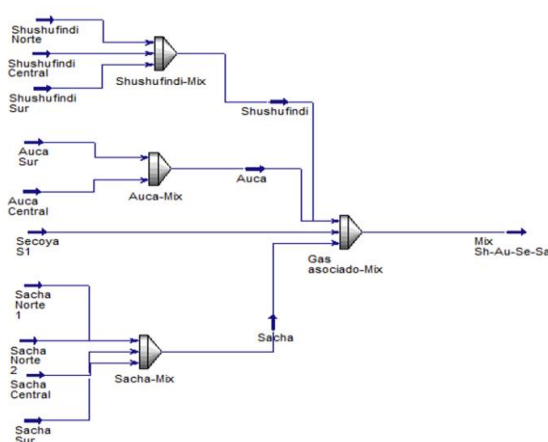
Una vez establecido el flujo de caja y calculado el TIR y VAN teniendo en cuenta una tasa de descuento del 20%, se realizó el cálculo del periodo de recuperación de la inversión (PRI) para estimar el tiempo aproximado requerido para recuperar la inversión inicial en cada uno de los cuatro escenarios planteados. La tasa de descuento utilizada se consideró una tasa adecuada para reflejar el riesgo y costo de oportunidad del capital invertido. El cálculo del PRI proporcionó una visión de la liquidez del proyecto, complementándose con el análisis realizado en el TIR y VAN.

CAPÍTULO 3

3. RESULTADOS Y ANÁLISIS

El resultado obtenido en la determinación de la composición del gas asociado mediante la simulación considerando una muestra representativa de la producción nacional utilizando data de los campos Shushufindi, Auca, Secoya y Sacha se lo indica en la Tabla 6. La composición molar obtenida evidencia en el gas asociado un perfil caracterizado por un alto contenido de metano de 41.79%. La presencia de etano y propano en un 27.14% indica una proporción para tener en cuenta. Además, la ausencia de compuesto de azufre y monóxido de carbono refleja la calidad del gas.

Figura 3.1 Simulación para determinar la composición molar del gas asociado



Fuente: Autor

Tabla 6. Composición molar estimada del gas asociado Ecuador

Fracciones molares Gas Asociado Ecuador	
Nitrógeno	0.0234
Metano	0.4179
Dióxido de Carbono	0.1329
Etano	0.1093
H ₂ O	0.0086
Propano	0.1621
i-Butano	0.0319
n-Butano	0.0610
n-Pentano	0.0348
n-Hexano	0.0135
Heptanos	0.0046

Fuente: Autor

El gas asociado ingresó al proceso con un flujo másico total de 90057.83 kg/h, del cual se utilizó el 11% como gas combustible para el horno (FURNACE), mientras que el 89% restante se direccionó hacia un separador para continuar en el proceso de reformado de metano con vapor. El gas asociado se introdujo en un separador (SEPARATOR) para eliminar componentes líquidos de la corriente. El gas resultante se comprimió y se dirigió a un subproceso de desulfuración. Dado que el gas no contenía componentes de azufre, su composición permanece sin cambios después de este subproceso.

El gas pretratado se lo direccionó hacia la etapa de pre reformado, para posterior incrementar su temperatura aprovechando el calor generado en el FURNACE. Posterior, el gas ingresó a la etapa de pre reformado con un flujo másico de 80061.41 kg/h (16102.07 kg/h de metano), en conjunto con 689026 kg/h de vapor de agua, ingresando la mezcla al pre reformador con **509.3 °C** y **3000 kPa**.

En el pre reformador, la composición del fluido cambió debido a las diversas reacciones que ocurrieron en este equipo. Como se observa en la Tabla 7, comparando la información del ingreso y salida de este equipo se puede evidenciar que existió un aumento en la concentración de metano y la disminución de hidrocarburos superiores. En la corriente de salida del pre reformador fue posible evidenciar también un incremento en la cantidad de monóxido de carbono y dióxido de carbono, corroborando que parte del metano generado reacciona con el vapor de agua para formar monóxido de carbono y que también existe un desplazamiento parcial del monóxido de carbono formando más hidrógeno e incrementando la cantidad de CO₂.

El gas pre reformado se direccionó a la siguiente etapa del proceso, en la cual dentro de un reformador reacciona endotérmicamente con el vapor de agua incrementando la cantidad de hidrógeno y monóxido de carbono, lo cual se evidencia al comparar los flujos másicos de las Tablas 7 y 8. Considerando la temperatura y presión de operación se logró una tasa de conversión en el reactor de reformado del 96.58%.

Tabla 7. Resultados de la etapa de pre reformado

	PRE REFORMADOR			
	Ingreso		Salida	
Temperatura (°C)	509.3		457.0	
Presión (kPa)	3000		2700	
	Fracción molar	Flujo másico (kg/h)	Fracción molar	Flujo másico (kg/h)
Metano	0.0247	16102.07	0.0693	48066.95
CO	0.0000	0.00	0.0004	485.52
CO₂	0.0079	14502.39	0.0367	69736.42
Hidrógeno	0.0000	0.00	0.0657	5725.63
H₂O	0.9414	689398.46	0.8266	643498.37
Nitrógeno	0.0014	1573.85	0.0013	1573.85
Etano	0.0065	7895.37	0.0000	1.16
Propano	0.0096	17168.85	0.0000	0.00
i-Butano	0.0019	4458.96	0.0000	0.00
n-Butano	0.0036	8522.75	0.0000	0.00
n-Pentano	0.0021	6029.66	0.0000	0.00

PRE REFORMADOR				
	Ingreso		Salida	
Temperatura (°C)	509.3		457.0	
Presión (kPa)	3000		2700	
	Fracción molar	Flujo másico (kg/h)	Fracción molar	Flujo másico (kg/h)
n-Hexano	0.0008	2787.03	0.0000	0.00
n-Heptano	0.0003	1098.02	0.0000	0.00

Fuente: Autor

Tabla 8. Resultados de la etapa de reformado

Salida del reformador		
Temperatura (°C)	815.6	
Presión (kPa)	1950	
	Fracción molar	Flujo másico (kg/h)
Metano	0.0021	1645.70
CO	0.0594	81536.99
CO₂	0.0323	69736.42
Hidrógeno	0.2351	23225.93
H₂O	0.6699	591370.43
Nitrógeno	0.0011	1573.84
Etano	0.0000	1.16
Propano	0.0000	0.00
i-Butano	0.0000	0.00
n-Butano	0.0000	0.00
n-Pentano	0.0000	0.00
n-Hexano	0.0000	0.00
n-Heptano	0.0000	0.00

Fuente: Autor

El gas reformado, luego de su intercambio de calor con el agua de alimentación proveniente del sistema de generación de vapor, ingresa a la etapa de desplazamiento a 350°C y 1950 kPa. En esta etapa se logra el desplazamiento del monóxido de carbono con una tasa de conversión del 92.94% en el HTS y 94.54% en el LTS.

Tabla 9. Resultados de la etapa de WGS

	Salida HTS		Salida LTS	
Temperatura (°C)	427.8		212.8	
Presión (kPa)	1860		1700	
	Fracción molar	Flujo másico (kg/h)	Fracción molar	Flujo másico (kg/h)
Metano	0.0021	1645.71	0.0021	1645.71
CO	0.0042	5753.39	0.0002	314.23
CO₂	0.0875	188804.85	0.0915	197350.65
Hidrógeno	0.2903	28680.22	0.2943	29071.69
H₂O	0.6147	542630.50	0.6107	539132.33
Nitrógeno	0.0011	1573.85	0.0011	1573.85
Etano	0.0000	1.16	0.0000	1.16
Propano	0.0000	0.00	0.0000	0.00
i-Butano	0.0000	0.00	0.0000	0.00
n-Butano	0.0000	0.00	0.0000	0.00
n-Pentano	0.0000	0.00	0.0000	0.00
n-Hexano	0.0000	0.00	0.0000	0.00
n-Heptano	0.0000	0.00	0.0000	0.00

Fuente: Autor

El producto del proceso de reformado de metano con vapor contiene una mezcla de CO, CO₂, CH₄ y H₂O, por lo que para obtener hidrógeno de alta pureza se realizó un proceso de purificación en varias etapas. La primera fue la extracción de vapor de agua presente en el producto mediante un separador (SCRUBBER), esta agua ingresa a un proceso de tratamiento para ser reutilizada en la generación de vapor, lo cual no fue parte del alcance del presente proyecto. La fracción molar y flujo másico en la salida de gas y líquido del separador se indican en la Tabla 10.

Tabla 10. Resultados de la etapa de Purificación – Scrubber

	Salida Scrubber			
Temperatura (°C)	37.74			
Presión (kPa)	1600			
	Salida de Gas		Salida de Líquido	
	Fracción molar	Flujo másico (kg/h)	Fracción molar	Flujo másico (kg/h)
Metano	0.0054	1645.71	0.0000	0.00
CO	0.0006	314.23	0.0000	0.01
CO₂	0.2325	195640.78	0.0013	1709.87
Hidrógeno	0.7541	29070.53	0.0000	1.15
H₂O	0.0045	1560.57	0.9987	537571.76
Nitrógeno	0.0029	1573.44	0.0000	0.41
Etano	0.0000	1.16	0.0000	0.00
Propano	0.0000	0.00	0.0000	0.00
i-Butano	0.0000	0.00	0.0000	0.00

	Salida Scrubber			
Temperatura (°C)	37.74			
Presión (kPa)	1600			
	Salida de Gas		Salida de Líquido	
	Fracción molar	Flujo másico (kg/h)	Fracción molar	Flujo másico (kg/h)
n-Butano	0.0000	0.00	0.0000	0.00
n-Pentano	0.0000	0.00	0.0000	0.00
n-Hexano	0.0000	0.00	0.0000	0.00
n-Heptano	0.0000	0.00	0.0000	0.00

Fuente: Autor

Tabla 11. Resultados de la etapa de Purificación – MDEA

	Salida MDEA			
Temperatura (°C)	64.59		186.5	
Presión (kPa)	1600		1600	
	Salida de Gas		Salida de CO ₂	
	Fracción molar	Flujo másico (kg/h)	Fracción molar	Flujo másico (kg/h)
Metano	0.0058	1645.77	0.0000	0.00
CO	0.0282	14020.96	0.0000	0.00
CO ₂	0.0128	9968.59	1.0000	189403.34
Hidrógeno	0.8453	30245.62	0.0000	0.00
H ₂ O	0.0164	5242.66	0.0000	0.00
Nitrógeno	0.0916	45524.46	0.0000	0.00
Etano	0.0000	1.16	0.0000	0.00
Propano	0.0000	0.00	0.0000	0.00
i-Butano	0.0000	0.00	0.0000	0.00
n-Butano	0.0000	0.00	0.0000	0.00
n-Pentano	0.0000	0.00	0.0000	0.00
n-Hexano	0.0000	0.00	0.0000	0.00
n-Heptano	0.0000	0.00	0.0000	0.00

Fuente: Autor

Una vez que se removió el agua, el gas ingresa a un proceso de absorción, representado en la simulación por una unidad de absorción con Metildietanolamina (MDEA), para remover el CO₂ de la corriente de gas como se indica en la Tabla 11. Posteriormente, el gas libre de vapor de agua y CO₂ ingresa a la etapa de adsorción a presión alternada (PSA) en donde se eliminó las impurezas restantes, como se indica en la Tabla 12. Esto permitió obtener hidrógeno de alta pureza y separar el metano con monóxido de carbono para ser reutilizado como combustible en el proceso.

Tabla 12. Resultados de la etapa de Purificación – PSA

	Salida PSA			
Temperatura (°C)	72.40		38.92	
Presión (kPa)	1379		101.3	
	Salida de Hidrógeno		Salida de gas reciclado	
	Fracción molar	Flujo másico (kg/h)	Fracción molar	Flujo másico (kg/h)
Metano	0.0000	0.00	0.0046	1645.77
CO	0.0000	0.00	0.0022	14020.96
CO₂	0.0000	0.00	0.1203	9968.60
Hidrógeno	1.0000	27221.06	0.7954	3024.56
H₂O	0.0000	0.00	0.0474	5242.66
Nitrógeno	0.0000	0.00	0.0302	45524.46
Etano	0.0000	0.00	0.0000	1.16
Propano	0.0000	0.00	0.0000	0.00
i-Butano	0.0000	0.00	0.0000	0.00
n-Butano	0.0000	0.00	0.0000	0.00
n-Pentano	0.0000	0.00	0.0000	0.00
n-Hexano	0.0000	0.00	0.0000	0.00
n-Heptano	0.0000	0.00	0.0000	0.00

Fuente: Autor

Resumiendo, los resultados obtenidos, el proceso de reformado de metano con vapor diseñado para optimizar y obtener la máxima producción de hidrógeno utilizó 90 Ton/h de gas asociado, con el cual se pudo obtener 27 Ton/h de H₂ puro luego de su paso por la última etapa del proceso en la unidad PSA. Adicional, se logró la captura de 189.4 Ton/h (1.7 MTON/año) de CO₂ debido a la inclusión de la unidad MDEA.

Adicional, con el objetivo de optimizar el consumo energético y generar el vapor de agua requerido para el proceso, se implementó en la simulación un sistema integrado de recuperación de calor mediante intercambiadores. Este sistema permitió recuperar la energía térmica de los gases de combustión del horno, el gas reformado y la corriente de salida en los equipos del WGS para producir vapor.

Tabla 13. Etapa de aprovechamiento de calor para generación de vapor

	Aprovechamiento del calor del gas reformado (Intercambiador WATER-HEXCH 1)	Aprovechamiento del calor del gas a la salida del HTS (Intercambiador WATER-HEXCH 2)	Aprovechamiento del calor del gas a la salida del LTS (Intercambiador WATER-HEXCH 3)
Tag simulación	STEAM 1	STEAM 2	STEAM 3
Temperatura (°C)	351.1	204.8	178.4
Presión (kPa)	965.3	965.3	965.3
Flujo másico (kg/h)	282500.66	144695.46	261829.88
Fracción de vapor	1	1	1

Fuente: Autor

Tabla 14. Resumen del resultado de las principales corrientes de la simulación

	Ingreso de gas asociado	Salida del separador	Gas combustible	Gas asociado para pre reformado	Vapor de agua para pre reformado	Salida del Pre reformador
Tag simulación	GAS TO SMR	SEP-GAS	FUEL GAS	HX1-M1	STEAM	PRF-HT
Temperatura (°C)	210.3	210.3	210.3	510.0	510.0	457.0
Presión (kPa)	2000	2000	2000	3000	3000	2700
	Flujo másico (kg/h)	Flujo másico (kg/h)	Flujo másico (kg/h)	Flujo másico (kg/h)	Flujo másico (kg/h)	Flujo másico (kg/h)
Metano	18112.56	18112.56	2010.49	16102.07	0	48066.95
CO	0.00	0.00	0.00	0	0	485.52
CO2	15806.96	15806.96	1754.57	14052.39	0	69736.42
Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0	0	5725.63
H2O	418.97	418.97	46.50	372.47	689026.00	643498.37
Nitrógeno	1770.36	1770.36	196.51	1573.85	0	1573.85
Etano	8881.18	8881.18	985.81	7895.37	0	1.16
Propano	19312.54	19312.54	2143.69	17168.85	0	0.00
i-Butano	5015.71	5015.71	556.74	4458.97	0	0.00
n-Butano	9586.89	9586.89	1064.14	8522.75	0	0.00
n-Pentano	6782.52	6782.52	752.86	6029.66	0	0.00
n-Hexano	3135.02	3135.02	347.98	2787.04	0	0.00
n-Heptano	1235.11	1235.11	137.09	1098.02	0	0.00
Total	90057.83	90057.83	9996.41	80061.41	689026.00	769087.88

Fuente: Autor

Tabla 15. Resumen del resultado de las principales corrientes de la simulación (Continuación)

	Salida del Reformador	Salida del HTS	Salida del LTS	Salida de gas del Scrubber	Salida del MDEA	Salida del PSA
Tag simulación	REF-WX1	HTS-WX2	LTS-WX3	SCR-MDEA	MDEA-PSA	PURE HYDROGEN
Temperatura (°C)	815.6	427.8	212.8	37.7	64.6	72.4
Presión (kPa)	1950	1860	1700	1600	1600	1379
	Flujo másico (kg/h)	Flujo másico (kg/h)	Flujo másico (kg/h)	Flujo másico (kg/h)	Flujo másico (kg/h)	Flujo másico (kg/h)
Metano	1645.70	1645.71	1645.71	1645.71	1645.77	0.00
CO	81536.99	5753.39	314.23	314.23	14020.96	0.00
CO2	69736.42	188804.85	197350.65	195640.78	9968.59	0.00
Hidrógeno	23225.93	28680.22	29071.69	29070.53	30245.62	27221.06
H2O	591370.43	542630.50	539132.33	1560.57	5242.66	0.00
Nitrógeno	1573.84	1573.85	1573.85	1573.44	45524.46	0.00
Etano	1.16	1.16	1.16	1.16	1.16	0.00
Propano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
i-Butano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
n-Butano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
n-Pentano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
n-Hexano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
n-Heptano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total	769090.49	769086.68	769089.62	229806.41	106649.22	27221.06

Fuente: Autor

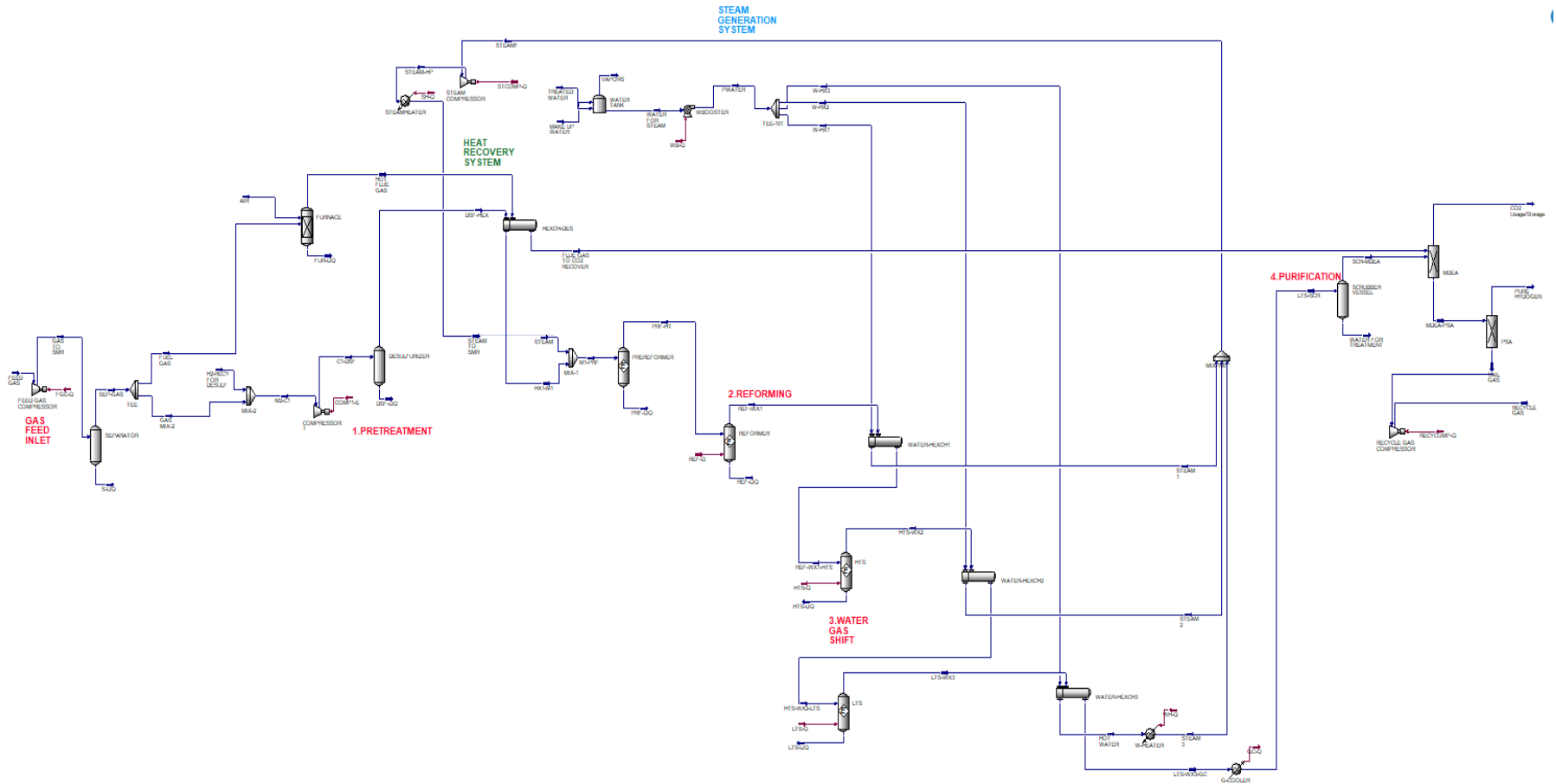


Figura 3.2 Visualización general de la simulación del proceso de reformado de metano de vapor del gas asociado de Ecuador

Fuente: Autor

3.1. Resultados de evaluación económica

En esta sección se detallan los resultados de la factibilidad económica realizada para el presente proyecto. Inicialmente, se determinó el costo de los componentes de la planta (CdC) empleando la ecuación de escalamiento y utilizando los datos obtenidos de la simulación. El resultado de este cálculo fue un costo total de 246.55 millones de USD, según se detalla en Tabla 16.

Con el costo de los componentes como base, se determinó la inversión de capital inicial CAPEX, estimada en un monto de 950.97 millones de USD. Este valor engloba los costos asociados a la construcción de la planta y los requerimientos asociados tanto físicos como administrativos, al igual que los equipos para el proceso, entre otros costos detallados en el capítulo anterior. Los resultados de este análisis se presentan en la Tabla 17. Posteriormente, se determinaron los costos operativos anuales OPEX para el tiempo de operación de la planta. Estos costos, se estimaron en 144.76 millones de USD por año, como base sin considerar la inflación, los cuales se detallan en la Tabla 18.

Con respecto al costo de producción de hidrógeno se obtuvo un valor de 0.81 USD\$ por kilogramo de H_2 . Este cálculo representa el costo total incurrido por cada unidad de hidrógeno producido bajo las condiciones operativas presentadas en la simulación propuesta y considerando que el gas asociado no representa un costo adicional para el OPEX. Finalmente, se calcularon los indicadores de rentabilidad del proyecto TIR, VAN y PRI para cada uno de los cuatro escenarios mencionados considerando diferentes precios de venta de hidrógeno. Estos resultados se detallan en la Tabla 20.

Tabla 16. Cálculo del costo de los componentes de la planta

Tag equipo	Capacidad de referencia (S1)	Capacidad del equipo a calcular el costo (S2)	Costo de referencia (MEuro) (C2)	Año del costo de referencia	Factor de escalamiento (n)	Costo del equipo en el año de referencia (MMEuro)	Cambio de EURO a USD en el año de referencia	Costo del equipo en el año de referencia (MMUSD)	Costo del equipo en 2024 (MMUSD) (C1)
PREREFORMER	1800 MWLHV	838.61	17.5	2005	0.75	9.87	0.80380 Euro/Dólar	12.28	19.76
REFORMER	1246.06 MWLHV	860.32	42.51	2007	0.75	32.20	0.72967 Euro/Dólar	44.13	66.93
WGS Reactor (LTS + HTS)	1246.06 MWLHV	2021.17	9.54	2007	0.67	13.19	0.72967 Euro/Dólar	18.08	27.42
PSA	17069 kmol/h	17748.61	27.96	2007	0.6	28.62	0.72967 Euro/Dólar	39.23	59.49
Unidad MDEA	68.2 kg/s CO2 separado	52.61	46.14	2011	0.8	37.49	0.71841 Euro/Dólar	52.18	72.95
								Total	246.55

Fuente: Autor

Tabla 17. Cálculo del CAPEX

CAPEX			
		%	MMUSD
Costo de construcción (BEC)	Costo de componentes (CdC)	-	246.55
	Costos de servicios auxiliares y unidades fuera de sitio (POC)	25% del CdC	61.64
	Instrumentación, válvulas, tubería y componentes eléctricos	25% de (CdC + POC)	77.05
	Costos de edificación y obra civil	40% de (CdC + POC)	34.67
	TOTAL, BEC		419.91
Costos de Ingeniería, Adquisición y Construcción (EPCC)	Costo de instalación	60% del BEC	251.95
	Costo de ingeniería y supervisión	15% del BEC	62.99
	Costos por contratistas	20% del BEC	83.98
	TOTAL, EPCC		398.92
Costo total de la planta (TPC)	Contingencias del proceso	10% del EPCC	39.89
	Contingencias del proyecto	15% del (EPCC + Cont. Proceso)	65.82
	TOTAL, TPC		105.71
Costo de un día para otro o overnight (TOC)	Costos del propietario (Preproducción, capital, financiamiento)	15% del TPC	15.86
	Costo del terreno	10% del TPC	10.57
	TOTAL, TOC		26.43
TOTAL			950.97

Fuente: Autor

Tabla 18. Cálculo del OPEX

COSTO OPERATIVO ANUAL			
Costos		OPEX (USD)	Referencia del costo utilizado
Gas asociado	0.00\$/scf	0.00	
Electricidad para equipos del proceso	0.097\$/kwh	90101009.34	(Ministerio de Energía y Minas, 2024)
Agua del proceso	1.50\$/m ³	9053801.64	(Gobierno Autónomo Descentralizado Municipal del Cantón la Joya de los Sachas, 2023)
MDEA para separación de CO₂	3.09 \$/kg MDEA	1584.42	(Nuchitprasittichai & Cremaschi, 2011)
Transporte y almacenamiento de CO₂	19.56 \$/ton CO ₂	32447431.67	(Smith , et al., 2021)
Mantenimientos preventivos y correctivos	10% del OPEX	13233376.64	(Schoots, Ferioli, Kramer, & van der Zwaan, 2008)
Mano de obra de mantenimiento, soporte y administración	2% del Costo total de capital	19.02	(Nazir, Cloete, Cloete, & Amini, 2019)
Seguro	2% del Costo total de capital	19.02	(Nazir, Cloete, Cloete, & Amini, 2019)
Total (USD\$/año)		144764251.62	
Total (MMUSD\$/año)		144.76	

Fuente: Autor

Tabla 19. Flujo anual de Egresos e Ingresos

Flujo anual de Egresos e Ingresos del proyecto					
Año	Flujo de Egresos	Flujo de Ingresos (MMUSD/año)			
	MMUSD/año	Precio H2 USD\$10/kg	Precio H2 USD\$6/kg	Precio H2 USD\$3/kg	Precio H2 USD\$1/kg
0	950.97	0.00	0.00	0.00	0.00
1	144.76	2384.56	1430.74	715.37	238.46
2	146.37	2384.56	1430.74	715.37	238.46
3	148.00	2384.56	1430.74	715.37	238.46
4	149.64	2384.56	1430.74	715.37	238.46
5	151.30	2384.56	1430.74	715.37	238.46
6	152.98	2384.56	1430.74	715.37	238.46
7	154.68	2384.56	1430.74	715.37	238.46
8	156.39	2384.56	1430.74	715.37	238.46
9	158.13	2384.56	1430.74	715.37	238.46
10	159.89	2384.56	1430.74	715.37	238.46
11	161.66	2384.56	1430.74	715.37	238.46
12	163.45	2384.56	1430.74	715.37	238.46
13	165.27	2384.56	1430.74	715.37	238.46
14	167.10	2384.56	1430.74	715.37	238.46
15	168.96	2384.56	1430.74	715.37	238.46
16	170.83	2384.56	1430.74	715.37	238.46
17	172.73	2384.56	1430.74	715.37	238.46
18	174.65	2384.56	1430.74	715.37	238.46
19	176.59	2384.56	1430.74	715.37	238.46
20	178.55	2384.56	1430.74	715.37	238.46

Fuente: Autor

Tabla 20. Cálculo del TIR, VAN y flujo de caja

Flujo - Efectivo Neto (MMUSD/año)				
Año	Precio H2 USD\$10/kg	Precio H2 USD\$6/kg	Precio H2 USD\$3/kg	Precio H2 USD\$1/kg
0	-950.97	-950.97	-950.97	-950.97
1	2239.80	1285.97	570.61	93.69
2	2238.19	1284.37	569.00	92.09
3	2236.57	1282.74	567.37	90.46
4	2234.93	1281.10	565.73	88.82
5	2233.27	1279.44	564.07	87.16
6	2231.59	1277.76	562.39	85.48
7	2229.89	1276.06	560.69	83.78
8	2228.17	1274.34	558.98	82.06
9	2226.43	1272.61	557.24	80.33
10	2224.68	1270.85	555.48	78.57
11	2222.90	1269.08	553.71	76.80
12	2221.11	1267.28	551.92	75.00
13	2219.30	1265.47	550.10	73.19
14	2217.46	1263.64	548.27	71.35
15	2215.61	1261.78	546.41	69.50
16	2213.73	1259.91	544.54	67.62
17	2211.84	1258.01	542.64	65.73
18	2209.92	1256.09	540.72	63.81
19	2207.98	1254.15	538.78	61.87
20	2206.02	1252.19	536.82	59.91
TASA DE DESCUENTO (%)	20	20	20	20
TIR (%)	235.46%	135.10%	59.71%	5.64%
VAN (MMUSD)	(\$838.98)	(\$886.67)	(\$922.44)	(\$946.29)
PRI (Años)	1	1	2	12

Fuente: Autor

CAPÍTULO 4

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1. Conclusiones

1. En el presente estudio se llevó a cabo un análisis exhaustivo de las condiciones actuales de operación y quema de gas asociado en la industria petrolera ubicada en la región amazónica de Ecuador. Para ello, mediante el análisis de la data del Balance Nacional de Energía se pudo identificar que la producción de gas asociado en Ecuador revela una tendencia general de estabilidad y que anualmente al menos 20 000 MMscf de gas son categorizados como no aprovechados.

Es importante establecer que en el país existe la producción tanto de gas natural como de gas asociado. No obstante, acorde a reportes del Ministerio de Energía y EP Petroecuador, el gas natural producido en el Campo Amistad se lo utiliza totalmente tanto para generación de energía eléctrica como para abastecer industrias y hogares. Con ello, se pudo concluir que el gas no aprovechado que se menciona en el BNE corresponde al gas asociado producido en los campos petroleros que no es reutilizado en el proceso ni empleado como combustible para la generación de energía eléctrica en los campos que disponen con estas facilidades de superficie, sino en su lugar es quemado o venteado en los 302 mecheros existentes actualmente.

2. En el presente proyecto se estableció como la cantidad de gas aprovechable para la producción de hidrógeno el volumen de 20 000 MMscf/año, el cual fue utilizado tanto para la simulación como para los cálculos respectivos en la determinación del potencial de producción de hidrógeno. Sin embargo, es importante considerar que el potencial real de gas asociado en el país que se puede aprovechar es mucho mayor al volumen que fue seleccionado, lo que abre nuevas perspectivas y oportunidades para el aprovechamiento eficiente de este recurso mediante el desarrollo de este proyecto en el país.

Posterior a establecer el volumen de gas asociado disponible, considerando los campos con mayor producción de gas asociado y de los cuales existía información disponible de la cromatografía, se pudo estimar una composición molar. Como resultado se obtuvo que el gas asociado presenta un importante contenido de metano de aproximadamente 41.79%. Adicional, la presencia de etano, propano y otros hidrocarburos permitió establecer el requerimiento de una tecnología que permita aprovechar a también estas cadenas de hidrocarburos.

Si bien fue posible estimar un volumen de gas asociado quemado en los mecheros y su composición molar, esto fue determinado indirectamente con la información disponible. Esto evidencia la carencia de datos públicos y actualizados, principalmente la falta de información sobre el número exacto de mecheros operativos, el volumen y cromatografía del gas asociado quemado en cada campo, y la ausencia de registros públicos detallados sobre las emisiones ambientales y afectaciones sociales.

3. Para la evaluación de la factibilidad de producir hidrógeno mediante métodos termodinámicos utilizando el gas quemado actualmente en los mecheros, se realizó una comparación entre las distintas tecnologías disponibles en la actualidad. En este análisis, se pudo determinar que el método de reformado de metano con vapor (Steam Methane Reforming) es la opción más adecuada para el proyecto. Destacándose por presentar ventajas significativas frente a otras tecnologías, como su mejor eficiencia y madurez tecnológica debido a su ampliamente aplicación a nivel industrial en la actualidad.
4. La determinación del potencial de producción de hidrógeno se la realizó mediante el desarrollo de la simulación del proceso de reformado de metano con vapor utilizando el software Aspen HYSYS. Durante el desarrollo del modelo, optimizado para la máxima producción de hidrógeno, se pudo evidenciar que el contenido de hidrógeno fue incrementando en las diferentes etapas del proceso hasta obtener 27 Ton/h de hidrógeno puro en la salida de la unidad PSA.

Dentro del análisis que se realizó durante el desarrollo de la simulación, se decidió implementar en la etapa de purificación, el proceso de separación de dióxido de carbono mediante la unidad MDEA y la purificación del hidrógeno en la unidad PSA. Ambas unidades fueron consideradas dentro de la simulación como un proceso de separación simple debido a que cada uno de estos subprocesos requieren un diseño más detallado y complejo. Se consideró para el MDEA una tasa de recuperación de CO_2 del 95% y una tasa de purificación del H_2 en la unidad del PSA del 90%.

La integración de la captura de carbono en el proceso de reformado de metano con vapor representa una ventaja ambiental significativa. La capacidad de capturar 1.7 Mton/año (189.4 Ton/h) de CO_2 del proceso durante la producción de hidrógeno azul ofrece un contraste notable con la práctica convencional de quemar o ventear el gas asociado en los mecheros, considerando que, con el número actual de mecheros en Ecuador, se puede estimar un aproximado de emisiones entre 52.2–111.4 Mton/año de CO_2 y 1.5 – 2.3 kton/año de BC.

5. Con respecto a la factibilidad económica del proyecto se pudo determinar que, aunque la inversión inicial de capital pueda ser significativa, se ve compensada por los potenciales ingresos debido a la venta del hidrógeno. Adicional, considerando también el costo operativo anual frente al ingreso por año durante los 20 años de tiempo de vida del proyecto, se presenta un atractivo tiempo de retorno de la inversión de 1 año para los precios de venta de hidrógeno de 10 y 6 \$/kg H_2 , 2 años para el precio de 3 \$/kg H_2 , y aproximadamente 12 años para un precio de hidrógeno de 1 \$/kg H_2 , estableciéndose como un proyecto factible y convirtiéndose en una opción atractiva para la industria energética en el país.

El costo de producción de hidrógeno obtenido, de 0.81 \$/kg H_2 , se sitúa competitivamente frente a otras tecnologías de producción. Un análisis comparativo con los costos de producción de hidrógeno estimado para varias fuentes, como electrólisis en donde el costo es aproximadamente 4.0 \$/kg H_2 , para métodos termoquímicos solares un costo de 3.6 \$/kg H_2 o para métodos a partir energía eólica con un costo de 3.7 \$/kg H_2 (Pal, et al.), demostrando una significativa ventaja económica de este proyecto considerando su rentabilidad. Este costo notablemente bajo se atribuye al aprovechamiento de un desecho, como el gas asociado, lo que elimina el costo de su

compra, el cual generalmente representa un porcentaje significativo del costo operativo anual.

6. El presente estudio ha podido demostrar el significativo potencial para el desarrollo de la producción de hidrógeno en el país, lo que lo posiciona como un punto de partida para futuros estudios. En consecuencia, es crucial, que la hoja de ruta de producción de hidrógeno de Ecuador considere la inclusión de la reutilización del gas asociado como materia prima para estos procesos. Posibilitando de esta manera el fortalecimiento de la seguridad energética y diversificación de la matriz energética del país, a la vez que mitiga importantes impactos ambientales, sociales y económicos.

Desde la perspectiva ambiental, es claro que el análisis para este proyecto debe de ser más profundo e integral. Sin embargo, con los datos mencionados se puede establecer como premisa que mientras la quema o venteo del gas asociado libera CO₂ directamente a la atmosfera, la captura de carbono dentro del proceso de reformado de metano con vapor para la producción de hidrógeno permite contener este CO₂, evitando su emisión. El enfoque de este proyecto no solo es evitar la contribución de la quema al efecto invernadero y cambio climático y las potenciales afectaciones sociales, sino que también transforma un subproducto contaminante en un recurso potencialmente valioso para otras aplicaciones industriales y que puede llegar a desempeñar un papel fundamental frente a objetivos de descarbonización y transición hacia un futuro sostenible en el país.

4.2.Recomendaciones

Dada la relevancia de los resultados obtenidos en este estudio, se considera fundamental establecer una serie de recomendaciones estratégicas que permitan complementar los resultados y ofrecer una base sólida para futuras investigaciones, así como para la toma de decisiones.

1. En el presente estudio se pudo determinar un potencial de producción de hidrógeno a partir del gas asociado a nivel país, es fundamental establecer que, a pesar de ser una estudio técnicamente sustentado y económicamente evaluado, debido a las limitaciones principalmente en la información pública, los resultados son una estimación. Por ello, se recomienda se haga un análisis integral que recolecte datos de cuál es el volumen o caudal real que tanto empresas estatales como privadas están quemando de gas asociado. De igual manera, es importante se realicen cromatografías del gas que se direcciona a los mecheros para que este dato sea estandarizado en los respectivos cálculos y análisis que se realicen.

Este análisis integral deberá incluir un mapeo de cada punto en los que el gas asociado es quemado o venteado, con las respectivas emisiones al ambiente generadas en cada uno o en el conjunto de ellos y la ubicación exacta de los mismos. Entendiendo la importancia de la confidencialidad de los datos para las empresas, es importante la gestión de que al menos la empresa estatal publique sus datos principalmente para fines académicos.

2. Se sugiere explorar alternativas para optimizar el proceso de producción de hidrógeno, que permitan reducir costos y aumentar la eficiencia. Para ello se debe de analizar diversos factores como el uso de catalizadores eficientes, la inclusión gradual de

energías renovables, optimización en el uso de materias primas, mejoras en el sistema de recuperación de calor, entre otras medidas.

3. La combinación del reformado de metano con vapor con tecnologías de captura de carbono ofrece una vía prometedora para producir hidrógeno sosteniblemente. El reutilizar el CO₂ capturado en procesos de recuperación mejorada de petróleo permitirá darle un valor agregado al proyecto. Por ello, se recomienda realizar un análisis técnico económico que complemente este proyecto y evalúe la disponibilidad de inyectar CO₂ a formaciones productoras para incrementar la tasa de recuperación de hidrocarburos.

Este uso del CO₂ permite que el proyecto sea más completo, si bien se recomendó el analizar reutilizarlo en la industria petrolera debido a la cercanía del proyecto con esta industria por la materia prima utilizada y también por ser el almacenamiento geológico de CO₂ una práctica en auge, también se sugiere sea analizado la utilización en proyectos de otras industrias como para la elaboración de materiales de construcción, industria alimentaria y bebidas, producción de combustibles o biocombustibles. Para ello, un estudio que permita evaluar estas alternativas es recomendable.

4. Con respecto a la evaluación económica, se recomienda efectuar un análisis que incorpore cotizaciones actualizadas de proveedores nacionales o internacionales de ser el caso. Es fundamental que el análisis refleje las condiciones vigentes del mercado, a fin de ser más exacto, superando las limitaciones que presenta la determinación con costos aproximados. Adicional, como se mencionó no existe un mercado establecido para la compraventa de hidrógeno lo que dificulta una proyección de ingresos por venta. Por ello, es recomendable hacer un análisis de la volatilidad de la demanda del potencial hidrógeno producido, analizar las barreras regulatorias que puedan afectar la comercialización y evaluar qué modelo de negocio permite ser viable con esta característica del mercado.
5. A pesar estar fuera del alcance del presente estudio, se recomienda sea analizado de manera integral la actualidad o necesidad de infraestructura a nivel país asociadas con la producción, el almacenamiento y venta o distribución de hidrógeno, incluyendo la evaluación de requerimiento de gaseoductos, centros de almacenamiento, redes eléctricas, entre otros.
6. La producción de hidrógeno se perfila como una necesidad energética sostenible del futuro, lo que exige la exploración de alternativas eficientes. Si bien el gas asociado, disponible mientras exista producción de petróleo (principalmente de arenas con alta relación gas-petróleo), puede ser aprovechado para la producción de hidrógeno, las reservas de gas natural en Ecuador también ofrecen un gran potencial. A pesar de que en la actualidad la explotación en el campo Amistad es limitada, existen reservas probadas más probables de 167.3 billones de pies cúbicos de gas natural con una composición molar mayor al 90% de metano (E.P. Petroecuador, 2023). En consecuencia, resulta importante llevar a cabo un estudio técnico económico que evalúe la factibilidad de producir hidrógeno utilizando esta materia prima, incluso pensando en que se pueden desarrollar paralelamente proyectos que aprovechen tanto el gas asociado como el gas natural.

BIBLIOGRAFÍA

- Afanasev, P., Askarova, A., Alekhina, T., Popov, E., Markovic, S., Mukhametdinova, A., . . . Mukhina, E. (2024). *An overview of hydrogen production methods: Focus on hydrocarbon feedstock*. International Journal of Hydrogen Energy.
- Antzara, A., Heracleous, E., Bukur, D. B., & Lemonidou, A. A. (2014). *Thermodynamic analysis of hydrogen production via chemical looping steam methane reforming coupled with in situ CO₂ capture*. International Journal of Greenhouse Gas Control.
- Assabumrungrat, S., & Laosiripojana, N. (2009). *Autothermal Reforming*. Elsevier.
- Astobiza, A. (2015). *Producción de hidrógeno por oxidación parcial de metano sobre espinelas de aluminato de níquel*. Universidad del País Vasco.
- Cámbar, Y. (2018). *HYSIS como herramienta en la asignatura termodinámica para ingenieros químicos*. Santiago de Cuba.
- Chen, W.-H., Lin, M.-R., Jian, T. L., & Chen, M.-H. (2008). *Modeling and simulation of hydrogen generation from hightemperature and low-temperature water gas shift reactions*. International Journey of Hydrogen Energy.
- Chico , C., & Cuaces, H. (2016). *Alternativas de intervención para incrementar la producción de pozos de gas del campo amistad*. Quito: Escuela Politécnica Nacional .
- Ciuchi, I. (2019). *Modelling of Hydrogen production systems through Steam Methane Reforming and CO₂ capture for industrial applications*. Torino: Politecnico di Torino.
- Dirección de Análisis de Información Estratégica de Hidrocarburos (DAIEH). (2022). *Informe Anual de la Estadística de Hidrocarburos 2022*. Quito: Ministerio de Energía y Minas.
- Durango, J., Saqalli, M., Parra, R., & Elger, A. (2019). *Spatial inventory of selected atmospheric emissions from oil industry in Ecuadorian Amazon: Insights from comparisons among satellite and institutional datasets*. Safety Science.
- E.P. Petroecuador. (2023). *CONTRATACIÓN DE SERVICIOS ESPECÍFICOS INTEGRADOS CON FINANCIAMIENTO EN EL ÁREA DE ACTIVIDADES DENTRO DEL BLOQUE 6*. E.P. Petroecuador.
- Ersöz, A. (2008). *Investigation of hydrocarbon reforming process for micro-cogeneration systems*. International Journal of Hydrogen Energy.

- Freni, S., Calogero, G., & Cavallaro, S. (1999). *Hydrogen production from methane through catalytic partial oxidation reactions*. Journal of Power Sources.
- Funcion Judicial República del Ecuador. (2020). *Acción de protección en contra de Ministerio de Energía y Recursos No Renovables, Ministerio del Ambiente, Procuraduría General del Estado*. Lago Agrio: Funcion Judicial .
- Gaibor, N., & Fernandez, K. (2009). *Redimensionamiento de los sistemas de producción de fluidos y de reinyección de aguas de formación, en las estaciones Sacha Norte 1, Sacha Norte 2 y Sacha Sur, para que cumplan con los estándares de producción del bloque 15*. Quito : Escuela Politécnica Nacional.
- Gobierno Autónomo Descentralizado Municipal del Cantón la Joya de los Sachas. (2023). *Ordenanza sustitutiva que reglamenta la prestación de servicios de agua potable y alcantarillado sanitario en el cantón la Joya de los Sachas*. Joya de los Sachas: GAD Joya de los Sachas.
- Hajjaji, N., Pons, M.-N., Houas, A., & Renaudin , V. (2011). *Exergy analysis: An efficient tool for understanding and improving hydrogen production via the steam methane reforming process*. Energy Policy .
- Holladay, J. D. (2008). *An overview of hydrogen production technologies*. Richland: Catalysis Today.
- Instituto Nacional de Estadística y Censos (INEC). (2024). *Índice de Precios al Consumidor (IPC)*. INEC.
- International Energy Agency (IEA). (2024). *Global Hydrogen Review 2024*. IEA.
- International Renewable Energy Agency (IRENA). (2022). *Hydrogen: Overview*.
- Jang, M.-G., Yun, S., & Kim, J.-K. (2022). *Process design and economic analysis of membrane-integrated absorption processes for CO₂ capture*. Journal of Cleaner Production.
- Jimenez , C. (2009). *Optimización de los procesos en las facilidades de producción en el campo Sacha, estación Sacha Central*. . Quito: Escuela Politécnica Nacional.
- Lemmens, S. (2016). *Cost Engineering Techniques and Their Applicability for Cost Estimation of Organic Rankine Cycle Systems*. Antwerp: Energies.
- LeValley, T. L., Richard, A. R., & Fan, M. (2014). *The progress in water gas shift and steam reforming hydrogen production technologies - A review*. International Association for Hydrogen Energy.
- Madon, R. H., Mohd, M. F., & Sarwani, K. I. (2018). *Effect of Reaction Temperature on Steam Methane Reforming's yield over Coated Nickel Aluminide (Ni 3 Al) Catalyst in Micro Reactor*. Semarak Ilmu Publishing.

- McCay, M. H., & Shafiee, S. (2020). *Hydrogen: An energy carrier*. Elsevier.
- Megía, P., Vizcaino , A., Calles , J., & Carrero, A. (2021). *Hydrogen Production Technologies: From Fossil Fuels toward Renewable Sources. A Mini Review*. Energy & Fuels .
- Ministerio de Energía y Minas. (2024). *Balance Energético Nacional 2023*. Quito.
- Ministerio de Energía y Minas. (2024). *Boletín de prensa 060: Roberto Luque, ministro (e), verificó el cumplimiento del plan de eliminación de mecheros en Orellana*. Joya de los Sachas: Ministerio de Energía y Minas.
- National Energy Technology Laboratory (NETL). (2021). *Cost Estimation Methodology for NETL Assessments of Power Plant Performance* . U.S. Department of Energy.
- Navarrete , F. E. (2024). *Las energías renovables y la transición energética justa*. Guadalajara: Universidad del Valle de Atemajac.
- Nazir, S., Cloete, J., Cloete, S., & Amini, S. (2019). *Pathways to low-cost clean hydrogen production with gas switching reforming*. International Journal of Hydrogen Energy.
- Nieva, L. S., & Gama, L. (2010). *A study on the characteristics of the reforming of methane: A review*. Brazilian Journal of Petroleum and Gas.
- Nikolaidis, P., & Poullikkas, A. (2016). *A comparative overview of hydrogen production processes*. Renewable and Sustainable Energy Reviews.
- Nuchitprasittichai, A., & Cremaschi, S. (2011). *Optimization of CO2 capture process with aqueous amines using response*. Computers and Chemical Engineering.
- Özkara-Aydinoğlu , S. (2010). *Thermodynamic equilibrium analysis of combined carbon dioxide reforming with steam reforming of methane to synthesis gas*. Elsevier - International Journal of Hydrogen energy.
- Pal, A., Kakran, S., Kumar, A., Youssef, A. B., Singh, U., & Sidhu, A. (s.f.). *Powering squarely into the future: A strategic analysis of hydrogen energy in QUAD nations*.
- Pal, D. B., Chand, R., Upadhyay, S. N., & Mishra, P. K. (2018). *Performance of water gas shift reaction catalysts: A review*. Renewable and Sustainable Energy Reviews.
- Schoots, K., Ferioli, F., Kramer, G. J., & van der Zwaan, B. C. (2008). *Learning curves for hydrogen production technology: An assessment of observed cost reductions*. International Journal of Hydrogen Energy.
- Shahid, M. Z., & Kim, J.-K. (2023). *Design and economic evaluation of a novel amine-based CO2 capture process for SMR-based hydrogen production plants*. Journal of Cleaner Production.

- Smith , E., Morris, J., Kheshgi, H., Teletzke, G., Herzog, H., & Paltsev, S. (2021). *The cost of CO₂ transport and storage in global integrated assessment modeling*. International Journal of Greenhouse Gas Control.
- Soltani, R., Rosen, M. A., & Dincer, I. (2014). *Assessment of CO₂ capture options from various points in steam methane reforming for hydrogen production*. International Journal of Hydrogen Energy.
- Spallina, V., Pandolfo, D., Battistella, A., Romano, M. C., Van Sint Annaland, M., & Galluci, F. (2016). *Techno-economic assessment of membrane assisted fluidized bed reactors for pure H₂ production with CO₂ capture*. Energy Conversion and Management.
- Storm, K. (2023). *Industrial Piping and Equipment Estimating Manual* (2 ed.). Washington D.C.: Elsevier.
- Summa , P., Samojeden, B., & Motak, M. (2019). *Dry and steam reforming of methane. Comparison and analysis of recently investigated catalytic materials. A short review*. Kraków: Polish Journal of Chemical Technology.
- Suppes, G. (2002). *Selecting Thermodynamic Models for Process Simulation of Organic VLE and LLE Systems* . The University of Missouri Columbia.
- Vicuña Carrasco, S. P. (2011). *Evaluación de la factibilidad de industrializar helio a partir de gas natural y gases de pozos petroleros producidos en el Ecuador* . Quito: Escuela Politécnica Nacional.
- Vicuña, S. (2011). *Evaluación de la factibilidad de industrializar Helio a partir de gas natural y gases de pozos petroleros producidos en el Ecuador*. Quito: Escuela Politécnica Nacional.
- Voldsun, M., Jordal, K., & Anantharaman, R. (2016). *Hydrogen production with CO₂ capture*. International Journal of Hydrogen Energy.
- Voldsund, M., Jordal, K., & Anantharaman, R. (2015). *Hydrogen production with CO₂ capture*. International Journey of Hydrogen Energy.
- Zahedi , M., Rowshanazamir, S., & Eikani, M. H. (2008). *Autothermal reforming of methane to synthesis gas: Modeling and simulation*. International Journal of Hydrogen Energy.