



**COMILLAS**  
UNIVERSIDAD PONTIFICIA

ICAI

# GRADO EN INGENIERÍA EN TECNOLOGÍAS INDUSTRIALES

TRABAJO FIN DE GRADO

## E-METANO: DE SUSTITUTO DEL GAS NATURAL A MEDIO DE TRANSPORTE DE HIDRÓGENO VERDE

Autor: Javier Mingot de Andrés

Director: José Ignacio Linares Hurtado

Co-Director: Ana María Santos Montes

Madrid

Julio de 2025



Declaro, bajo mi responsabilidad, que el Proyecto presentado con el título  
**E-metano: de sustituto del gas natural a medio de transporte de hidrógeno verde**  
en la ETS de Ingeniería - ICAI de la Universidad Pontificia Comillas en el  
curso académico 2024/25 es de mi autoría, original e inédito y  
no ha sido presentado con anterioridad a otros efectos.

El Proyecto no es plagio de otro, ni total ni parcialmente y la información que ha sido  
tomada de otros documentos está debidamente referenciada.

*Javier*

Fdo.: Javier Mingot de Andrés

Fecha: 08/ 07/ 2025

Autorizada la entrega del proyecto

LOS DIRECTORES DEL PROYECTO

Fdo.: José Ignacio Linares Hurtado

Fecha: ...../ ...../ .....

Fdo.: Ana María Santos Montes

Fecha: ...../ ...../ .....





# GRADO EN INGENIERÍA EN TECNOLOGÍAS INDUSTRIALES

TRABAJO FIN DE GRADO

## E-METANO: DE SUSTITUTO DEL GAS NATURAL A MEDIO DE TRANSPORTE DE HIDRÓGENO VERDE

Autor: Javier Mingot de Andrés

Director: José Ignacio Linares Hurtado

Co-Director: Ana María Santos Montes

Madrid

Julio de 2025



# **Agradecimientos**

A mis directores, José Ignacio Linares y Ana María Santos, por su dedicación, cercanía y constante apoyo a lo largo de este trabajo. Gracias por haberme acompañado con un seguimiento constante, siempre disponibles para resolver mis dudas y orientarme en cada paso.



# **E-METANO: DE SUSTITUTO DEL GAS NATURAL A MEDIO DE TRANSPORTE DE HIDRÓGENO VERDE**

**Autor: Mingot de Andrés, Javier.**

Director: Linares Hurtado, José Ignacio.

Co-Director: Santos Montes, Ana María

Entidad Colaboradora: ICAI – Universidad Pontificia Comillas

## **RESUMEN DEL PROYECTO**

El hidrógeno verde se ha consolidado como uno de los vectores energéticos clave para la descarbonización de la economía y la reducción de la dependencia de los combustibles fósiles. Sin embargo, su transporte a grandes distancias continúa siendo un desafío técnico y económico, lo que dificulta su exportación desde regiones con abundantes recursos renovables hacia países con menor capacidad de producción. Este proyecto propone el uso de metano sintético (e-metano), producido mediante la reacción de Sabatier a partir de hidrógeno verde y CO<sub>2</sub> biogénico, como medio para transportar el hidrógeno. Se diseña un modelo que permite la exportación anual de 142 kt de H<sub>2</sub> desde Catar a España, evaluando técnica y económicamente cada una de sus etapas. Los resultados obtenidos muestran que, bajo las condiciones actuales, el coste del hidrógeno entregado en España asciende a 8,19 €/kg H<sub>2</sub>, lo que permite identificar los principales factores que limitan su competitividad y plantear posibles mejoras futuras.

**Palabras clave:** hidrógeno verde, e-metano, reacción de Sabatier, reformado, captura de carbono, coste hidrógeno.

### **1. Introducción**

El hidrógeno verde se presenta como una de las soluciones más prometedoras para alcanzar la neutralidad climática en los próximos años. Su producción a partir de fuentes renovables y su uso sin emisiones contaminantes lo convierten en una solución eficaz para reducir la dependencia de los combustibles fósiles y descarbonizar sectores clave de la economía. Es el caso de la producción de acero y cemento, que representan más del 50 % de todas las emisiones industriales [1].

En 2023, la producción total de hidrógeno en Europa fue de 7,94 millones de toneladas. Sin embargo, únicamente 31,41 kt procedían de fuentes renovables mediante electrólisis [2], lo que evidencia el reducido peso del hidrógeno verde en el mix actual. La gran

mayoría sigue produciéndose a partir de gas natural, con las consiguientes emisiones de CO<sub>2</sub>. Sin embargo, está previsto que la producción de hidrógeno verde se multiplique en los próximos años. De hecho, en 2023, solo en Europa había ya 66 proyectos de electrolizadores de más de 0,5 MW en construcción [3].

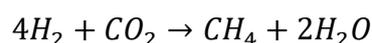
A pesar de estos avances, el principal obstáculo para la implantación global del hidrógeno verde es la falta de soluciones eficientes para su transporte. Debido a su baja densidad volumétrica, el hidrógeno debe comprimirse a altas presiones (hasta 700 bar) o licuarse a temperaturas extremadamente bajas (-253 °C), lo que supone elevados costes energéticos y logísticos. Como resultado, los países con abundantes recursos renovables encuentran serias dificultades para exportar el hidrógeno producido a los centros de consumo, lo que limita la creación de un mercado internacional competitivo.

## **2. Definición del proyecto**

La creciente demanda de hidrógeno verde, junto con la necesidad de descarbonizar la economía actual, pone de manifiesto la necesidad de explorar nuevas alternativas para su transporte a gran escala. El objetivo de este proyecto es evaluar la viabilidad técnica y económica de utilizar metano sintético (e-metano), producido mediante la reacción de Sabatier a partir de hidrógeno verde y CO<sub>2</sub> biogénico, como medio para transportar el hidrógeno generado. La ruta propuesta en este estudio plantea la exportación de hidrógeno verde desde Catar hasta España, aprovechando las condiciones favorables para la producción de hidrógeno verde en Catar y la logística existente para el transporte de gas natural licuado.

## **3. Descripción del modelo**

El modelo propuesto se basa en la conversión del hidrógeno verde producido en metano sintético, siguiendo la denominada reacción de Sabatier:



Este proceso, conocido como metanación, consiste en combinar el hidrógeno electrolítico con una fuente de dióxido de carbono biogénico. La reacción genera gas natural sintético (GNS), que posteriormente es licuado y transportado mediante buques metaneros al país importador. Una vez en destino, el gas natural licuado (GNL) se somete a un proceso de regasificación, seguido de un proceso de reformado con captura de

carbono (SMR + CCU), que permite extraer de nuevo el hidrógeno del metano, capturando al mismo tiempo el CO<sub>2</sub> liberado en el proceso. Esta idea es esencial, pues el CO<sub>2</sub> capturado en el destino se mandaría en barco de regreso al país de producción, para que pueda ser reutilizado de nuevo en la reacción de Sabatier. De esta forma, se cerraría un ciclo de CO<sub>2</sub>.

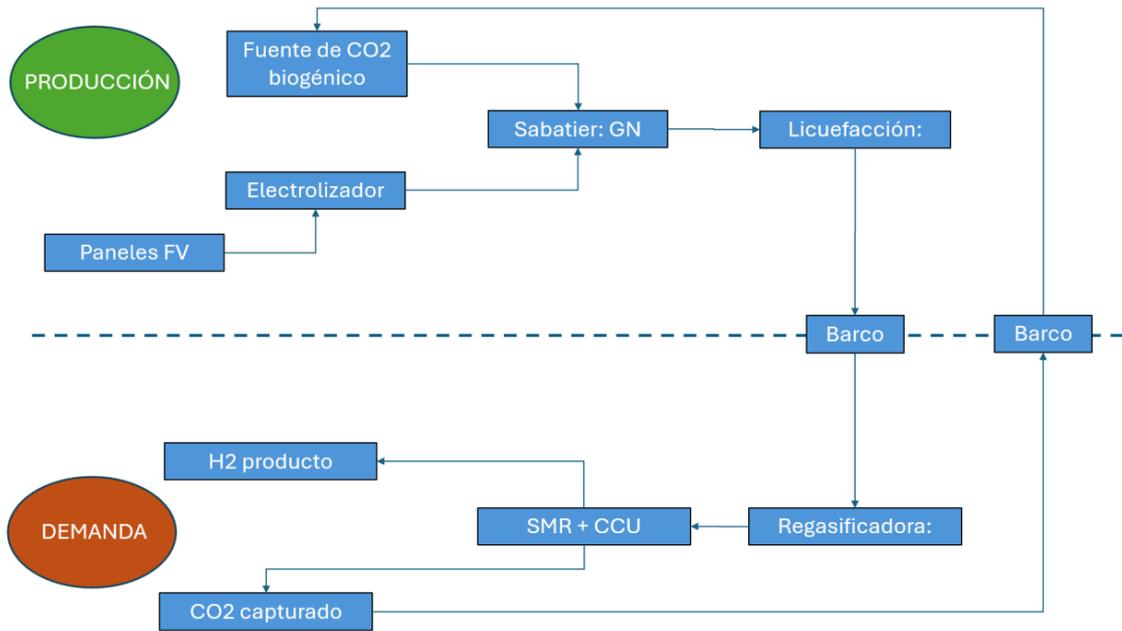


Figura 1. Esquema del ciclo propuesto

El sistema se ha dimensionado con el objetivo de importar a España una cantidad de hidrógeno equivalente a la capacidad de producción de la refinería de Cartagena, que alcanza las 146.000 toneladas de H<sub>2</sub> por año. A partir de este valor de referencia, se han calculado los flujos necesarios en cada etapa del ciclo para asegurar la entrega de dicha cantidad de hidrógeno en destino. Posteriormente, se ha calculado el coste asociado a cada etapa del ciclo y, con ello, el coste final del hidrógeno entregado en España como €/kg de H<sub>2</sub>.

#### 4. Resultados

Tras dimensionar el ciclo para los niveles de producción propuestos, el coste final del hidrógeno entregado en España asciende a **8,19 €/kg H<sub>2</sub>**. Este precio no resulta competitivo en comparación con el hidrógeno producido localmente, cuyo precio se sitúa en torno a los 5,88 €/kg H<sub>2</sub> [4]. La Figura 2 muestra el desglose por etapa del coste final obtenido.

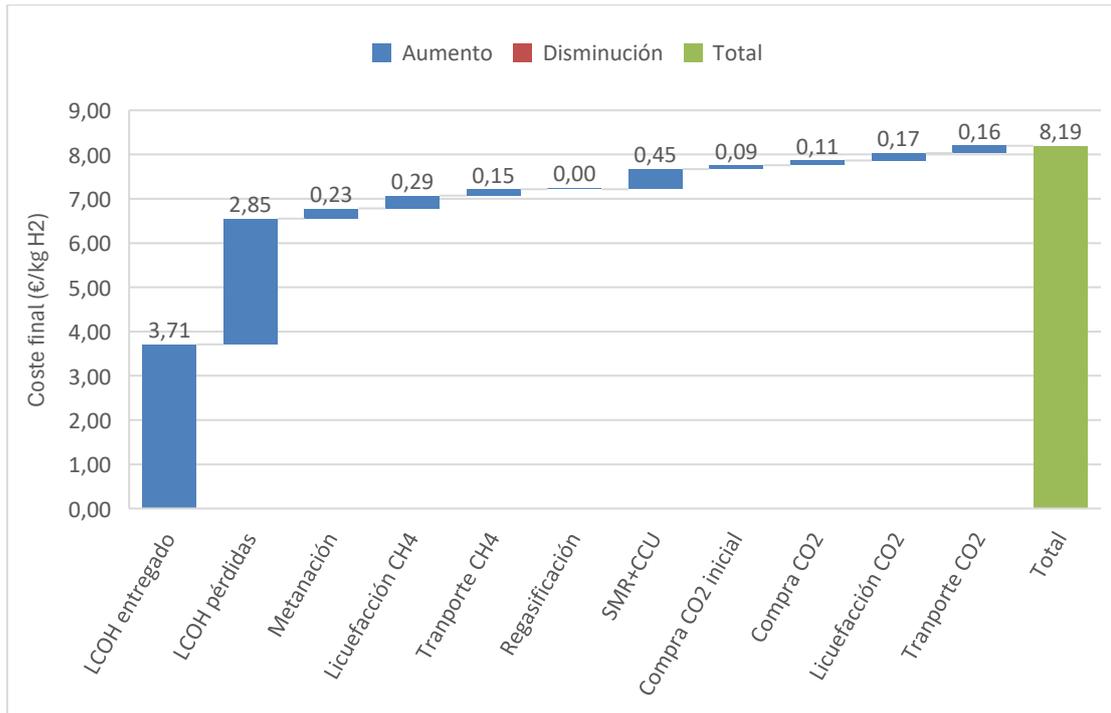


Figura 2. Desglose del coste final por etapa

Se ha detectado que esta falta de competitividad se debe principalmente a las pérdidas asociadas al proceso de reformado con captura de carbono (SMR + CCU), pues estas pérdidas obligan a sobredimensionar la producción de hidrógeno verde en Catar. De esta forma, sólo se logra recuperar en España un 56,6 % de todo el hidrógeno producido por electrólisis en Catar. Esta necesidad de sobreproducir hidrógeno en Catar supone un sobrecoste de 2,85 €/kg H<sub>2</sub>.

Es reseñable que la pérdida de eficiencia en el proceso SMR se debe a que parte del CH<sub>4</sub> suministrado se quema para mantener las condiciones requeridas por el reactor. Sin embargo, este calor puede ser aportado por otras fuentes externas, como electricidad renovable (e-SMR). Se ha resuelto que, en el caso de utilizarse una fuente térmica externa con un coste total inferior a 181,94 €/MWh-PCI, se conseguiría eliminar el sobrecoste y lograr un precio final competitivo.

## 5. Conclusiones

El análisis realizado muestra que el modelo propuesto no resulta competitivo en las condiciones actuales para la ruta considerada. No obstante, si en la etapa de reformado se incorporase una fuente de calentamiento externa (e-SMR), se podría aumentar el rendimiento del proceso y reducir las pérdidas energéticas, lo que conllevaría una disminución del coste final del hidrógeno. De este modo, se abriría la posibilidad de

alcanzar un coste competitivo, validando así esta alternativa como una opción viable para el transporte internacional de hidrógeno renovable.

## 6. Referencias

- [1] Enagás. (2023). *El potencial del hidrógeno verde en la descarbonización*. Good New Energy.  
<https://goodnewenergy.enagas.es/innovadores/potencial-hidrogeno-verde-descarbonizacion/>
- [2] European Hydrogen Observatory. (2024). *Hydrogen production*.  
<https://observatory.clean-hydrogen.europa.eu/>
- [3] Clean Hydrogen Joint Undertaking. (2024). *The European hydrogen market landscape*. European Hydrogen Observatory. [https://observatory.clean-hydrogen.europa.eu/sites/default/files/2024-11/The%20European%20hydrogen%20market%20landscape\\_November%202024.pdf](https://observatory.clean-hydrogen.europa.eu/sites/default/files/2024-11/The%20European%20hydrogen%20market%20landscape_November%202024.pdf)
- [4] MIBGAS. (s.f.). *Green Energy Platform*. <https://greenenergy.mibgas.es/>

# **E-METHANE: FROM NATURAL GAS SUBSTITUTE TO GREEN HYDROGEN CARRIER**

**Author: Mingot de Andrés, Javier.**

Supervisor: Linares Hurtado, José Ignacio.

Supervisor: Santos Montes, Ana María.

Collaborating Entity: ICAI – Universidad Pontificia Comillas

## **ABSTRACT**

Green hydrogen has become one of the key energy vectors for decarbonizing the economy and reducing dependence on fossil fuels. However, its long-distance transport remains a technical and economic challenge, hindering exports from regions with abundant renewable resources to countries with lower production capacity. This project proposes the use of synthetic methane (e-methane), produced via the Sabatier reaction from green hydrogen and biogenic CO<sub>2</sub>, as a means of transporting hydrogen. A model is developed to enable the annual export of 142 kt of H<sub>2</sub> from Qatar to Spain, assessing each stage both technically and economically. The results show that, under current conditions, the cost of delivered hydrogen in Spain reaches €8,19/kg H<sub>2</sub>, allowing for the identification of key factors limiting its competitiveness and suggesting potential future improvements.

**Keywords:** green hydrogen, e-methane, Sabatier reaction, reforming, carbon capture, hydrogen cost.

## **1. Introduction**

Green hydrogen is emerging as one of the most promising solutions to achieve climate neutrality in the coming years. Produced from renewable sources and used without emitting pollutants, it represents an effective solution to reduce dependence on fossil fuels and decarbonize key sectors of the economy. This is especially relevant in industries such as steel and cement production, which account for over 50% of all industrial emissions [1].

In 2023, total hydrogen production in Europe reached 7,94 million tonnes. However, only 31,41 kt came from renewable sources through electrolysis [2], highlighting the limited share of green hydrogen in the current energy mix. The vast majority is still produced from natural gas, leading to significant CO<sub>2</sub> emissions. Nonetheless, green

hydrogen production is expected to grow significantly in the coming years. In fact, in 2023 alone, there were already 66 electrolyzer projects over 0,5 MW under construction in Europe [3].

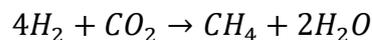
Despite this progress, the main obstacle to the global deployment of green hydrogen lies in the lack of efficient transport solutions. Due to its low density and high flammability, hydrogen must be compressed to high pressures (over 700 bar) or liquefied at extremely low temperatures (-253 °C), which entails high costs and logistical challenges. As a result, countries with abundant renewable resources face major difficulties in exporting green hydrogen to regions with greater consumption needs.

## **2. Project definition**

The growing demand for green hydrogen, along with the need to decarbonize the current economy, highlights the importance of exploring new large-scale transport alternatives. The aim of this project is to assess the technical and economic feasibility of using synthetic methane (e-methane), produced through the Sabatier reaction from green hydrogen and biogenic CO<sub>2</sub>, as a means of transporting the generated hydrogen. The proposed route in this study involves the export of green hydrogen from Qatar to Spain, taking advantage of Qatar's favorable conditions for green hydrogen production and the existing logistics for liquefied natural gas transportation.

## **3. Model description**

The proposed model is based on the conversion of green hydrogen into synthetic methane, following the so-called Sabatier reaction:



This process, known as methanation, consists of combining electrolytic hydrogen with a biogenic carbon dioxide source. The reaction produces synthetic natural gas (SNG), which is subsequently liquefied and transported via methane carriers to the importing country. Once at the destination, the liquefied natural gas (LNG) undergoes a regasification process, followed by steam methane reforming with carbon capture (SMR + CCU), allowing the hydrogen to be extracted again from the methane while simultaneously capturing the CO<sub>2</sub> released during the process. This idea is crucial, as the captured CO<sub>2</sub> at the destination would be shipped back to the producing country by boat, so it can be reused in the Sabatier reaction. In this way, a closed CO<sub>2</sub> cycle is achieved.

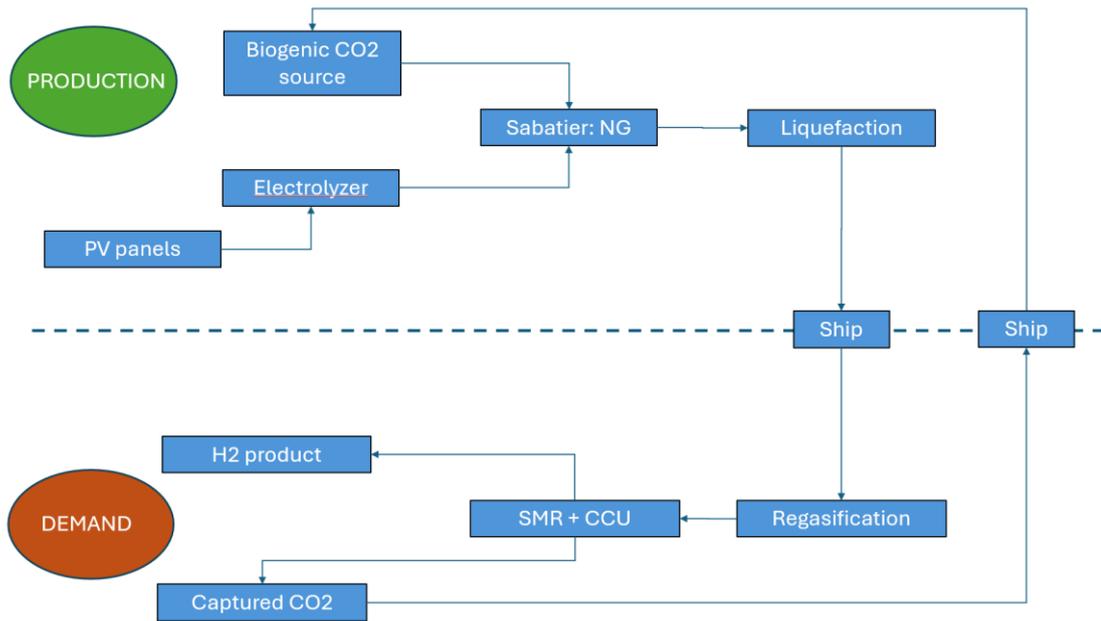


Figure 1. Diagram of the proposed cycle

The system has been dimensioned with the goal of importing into Spain an amount of hydrogen equivalent to the annual production capacity of the Cartagena refinery, which amounts to 146,000 tonnes of H<sub>2</sub> per year. Based on this reference value, the necessary flows at each stage of the cycle have been calculated to ensure the delivery of that amount of hydrogen at the destination. Subsequently, the cost associated with each stage of the cycle has been estimated, and from this, the final cost of delivered hydrogen in Spain has been calculated in €/kg of H<sub>2</sub>.

#### 4. Results

After sizing the cycle according to the proposed production levels, the final cost of hydrogen delivered in Spain amounts to 8,19 €/kg H<sub>2</sub>. This price is not competitive when compared to locally produced hydrogen, which is estimated at around 5,88 €/kg H<sub>2</sub> [4]. Figure 2 shows the breakdown of the final cost by stage.

It has been identified that this lack of competitiveness is mainly due to the losses associated with the reforming process with carbon capture (SMR + CCU), as these losses require oversizing green hydrogen production in Qatar. As a result, only 56,6% of all hydrogen produced via electrolysis in Qatar is ultimately recovered in Spain. This need to overproduce hydrogen in Qatar implies an additional cost of 2,85 €/kg H<sub>2</sub>.

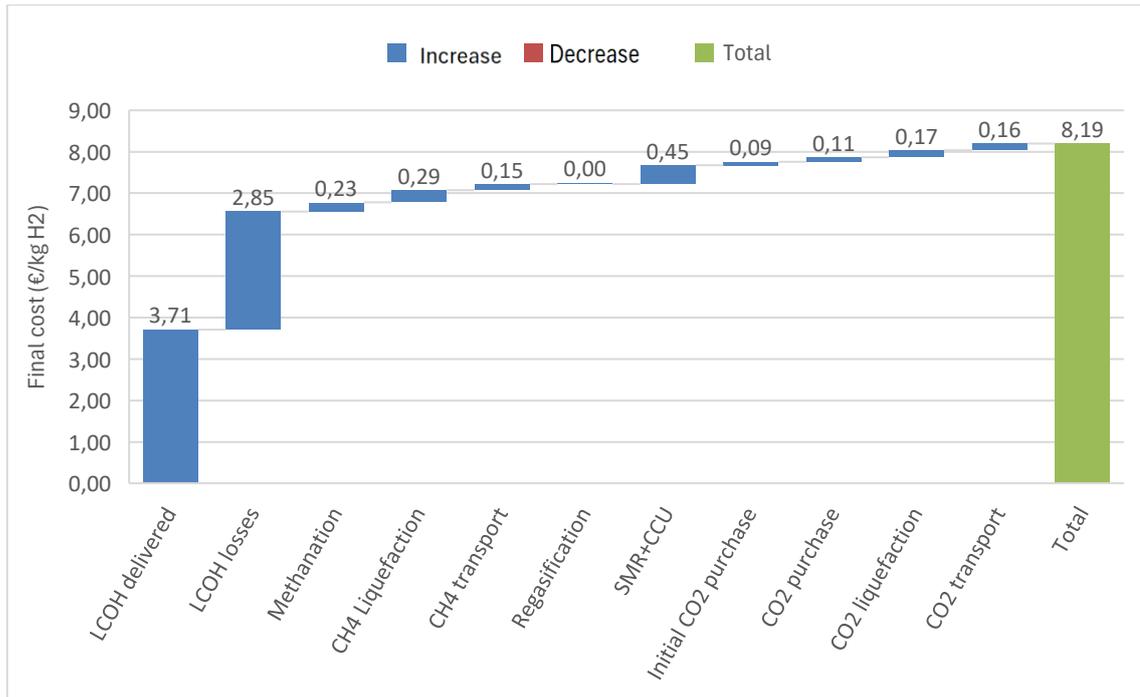


Figure 2. Breakdown of the final cost by stage

It is worth noting that the efficiency loss in the SMR process is due to part of the supplied  $\text{CH}_4$  being burned to maintain the conditions required by the reactor. However, this heat could be provided by external sources, such as renewable electricity (e-SMR). It has been determined that, if an external thermal source is used with a total cost below 181,94 €/MWh-LHV, the additional cost could be eliminated, achieving a competitive final price.

## 5. Conclusions

The analysis carried out shows that the proposed model is not competitive under the current conditions for the considered route. However, if an external heating source (e-SMR) were incorporated into the reforming stage, the process efficiency could be increased and energy losses reduced, which would lead to a decrease in the final cost of hydrogen. In this way, the possibility of achieving a competitive cost would open up, thereby validating this alternative as a viable option for the international transport of renewable hydrogen.

## 6. References

- [1] Enagás. (2023). *El potencial del hidrógeno verde en la descarbonización*. Good New Energy.

<https://goodnewenergy.enagas.es/innovadores/potencial-hidrogeno-verde-descarbonizacion/>

- [2] European Hydrogen Observatory. (2024). *Hydrogen production*.  
<https://observatory.clean-hydrogen.europa.eu/>
- [3] Clean Hydrogen Joint Undertaking. (2024). *The European hydrogen market landscape*.  
European Hydrogen Observatory. [https://observatory.clean-hydrogen.europa.eu/sites/default/files/2024-11/The%20European%20hydrogen%20market%20landscape\\_November%202024.pdf](https://observatory.clean-hydrogen.europa.eu/sites/default/files/2024-11/The%20European%20hydrogen%20market%20landscape_November%202024.pdf)
- [4] MIBGAS. (s.f.). *Green Energy Platform*. <https://greenenergy.mibgas.es/>

## *Índice de la memoria*

<b>Capítulo 1. Introducción</b> .....	<b>5</b>
1.1 Situación actual del hidrógeno verde .....	5
1.2 Definición del proyecto .....	6
1.3 Objetivos del proyecto.....	7
<b>Capítulo 2. Estado del arte</b> .....	<b>9</b>
2.1 El potencial del hidrógeno.....	9
2.2 Producción y demanda de hidrógeno .....	10
2.3 Limitaciones del hidrógeno verde .....	13
2.4 Tecnologías de metanación .....	16
2.5 Infraestructura en Catar .....	19
<b>Capítulo 3. Metodología</b> .....	<b>22</b>
3.1 Dimensionamiento de la ruta propuesta .....	22
3.2 Metodología para el cálculo del coste .....	25
3.2.1 Cálculo del coste de producción de hidrógeno en Catar .....	26
3.2.2 Cálculo del coste del proceso de metanación .....	29
3.2.3 Cálculo del coste de licuefacción del metano .....	32
3.2.4 Cálculo del coste de transporte del metano .....	33
3.2.5 Cálculo del coste de regasificación.....	33
3.2.6 Cálculo del coste del proceso de reformado con captura de carbono (smr+CCU).....	35
3.2.7 Cálculo del coste del CO <sub>2</sub> biogénico.....	36
3.2.8 Cálculo del coste de licuefacción y transporte de CO <sub>2</sub> .....	38
<b>Capítulo 4. Resultados</b> .....	<b>40</b>
4.1 Coste por etapa .....	40
4.2 Obtención del coste final del hidrógeno .....	42
4.3 Disponibilidad de CO <sub>2</sub> biogénico .....	47
4.4 Análisis de sensibilidad .....	48
<b>Capítulo 5. Conclusiones y Trabajos Futuros</b> .....	<b>54</b>
<b>Capítulo 6. Bibliografía</b> .....	<b>56</b>



## *Índice de Figuras*

Figura 1.1. Evolución esperada del mercado de hidrógeno verde [1] .....	5
Figura 1.2. Esquema del ciclo propuesto.....	7
Figura 2.1. Demanda de hidrógeno por país en Europa [3].....	11
Figura 2.2. Demanda de hidrógeno verde por país en Europa [3].....	12
Figura 2.3. Mapa de estaciones de repostaje de hidrógeno en España [7] .....	15
Figura 2.4. Distribución de plantas de metanación por tamaño y tipo de proceso [8] .....	17
Figura 2.5. Número de plantas de metanación en Europa por país [8].....	18
Figura 2.6. Distribución de proyectos de metanación según la fuente de CO <sub>2</sub> utilizada [8]	19
Figura 2.7. Infraestructura de gas natural en Qatar [9].....	20
Figura 3.1. Diagrama de flujos del ciclo .....	25
Figura 3.2. Curva monótona de duración de generación fotovoltaica.....	27
Figura 3.3. Coste de capital específico en función de la capacidad de regasificación [24]	34
Figura 3.4. Coste del enriquecimiento en función del caudal volumétrico de biogás.....	37
Figura 4.1. Desglose del LCOH .....	41
Figura 4.2. Distribución del coste total por etapas .....	44
Figura 4.3. Evolución de la masa de hidrógeno a lo largo del sistema .....	45
Figura 4.4. Desglose del coste referido a la producción final .....	46
Figura 4.5. Coste final en función del coste de producción de hidrógeno en Catar .....	49
Figura 4.6. Coste final en función del rendimiento del proceso SMR+CCU.....	50

## *Índice de Tablas*

Tabla 2.1. Plantas de producción de hidrógeno en España [5].....	13
Tabla 2.2. Clasificación de proyectos de e-metano [8] .....	18
Tabla 3.1. Relaciones de conversión para el reformado (SMR) con o sin captura de CO <sub>2</sub> [11] .....	23
Tabla 3.2. Coste del enriquecimiento en función del caudal volumétrico de biogás [11]...	37
Tabla 4.1. Hipótesis establecidas para el cálculo del coste .....	40
Tabla 4.2. Hipótesis adicionales establecidas para el cálculo del coste de producción de hidrógeno en Catar.....	40
Tabla 4.3. Resultados energéticos y económicos asociados a la producción de hidrógeno en Catar .....	41
Tabla 4.4. Diagrama de flujos del ciclo.....	42
Tabla 4.5. Coste total de cada etapa del ciclo.....	43
Tabla 4.6. Coste de cada etapa referido a la producción final.....	46
Tabla 4.7. Potencial de producción de CO <sub>2</sub> biogénico en España [29].....	47
Tabla 4.8. Coste y producción final en función del rendimiento del proceso SMR+CCU .	50
Tabla 4.9. Coste final para distintos precios de CO <sub>2</sub> biogénicos .....	52

## Capítulo 1. INTRODUCCIÓN

### 1.1 SITUACIÓN ACTUAL DEL HIDRÓGENO VERDE

El hidrógeno verde se ha posicionado en los últimos años como uno de los vectores energéticos más prometedores en el camino hacia la descarbonización de la economía. Producido mediante la electrólisis del agua a partir de electricidad procedente de fuentes renovables, no genera emisiones de dióxido de carbono durante su proceso de obtención ni en su uso final, ya sea en procesos de combustión o en pilas de combustible.

El principal atractivo del hidrógeno es su versatilidad, pudiendo ser aplicado en una gran variedad de sectores. De este modo, el hidrógeno supone una alternativa energética para aquellos sectores difíciles de electrificar, como la industria pesada o el transporte. Por todo ello, está previsto que la producción de hidrógeno verde en los próximos años aumente de manera exponencial, como se observa en la Figura 1.1.

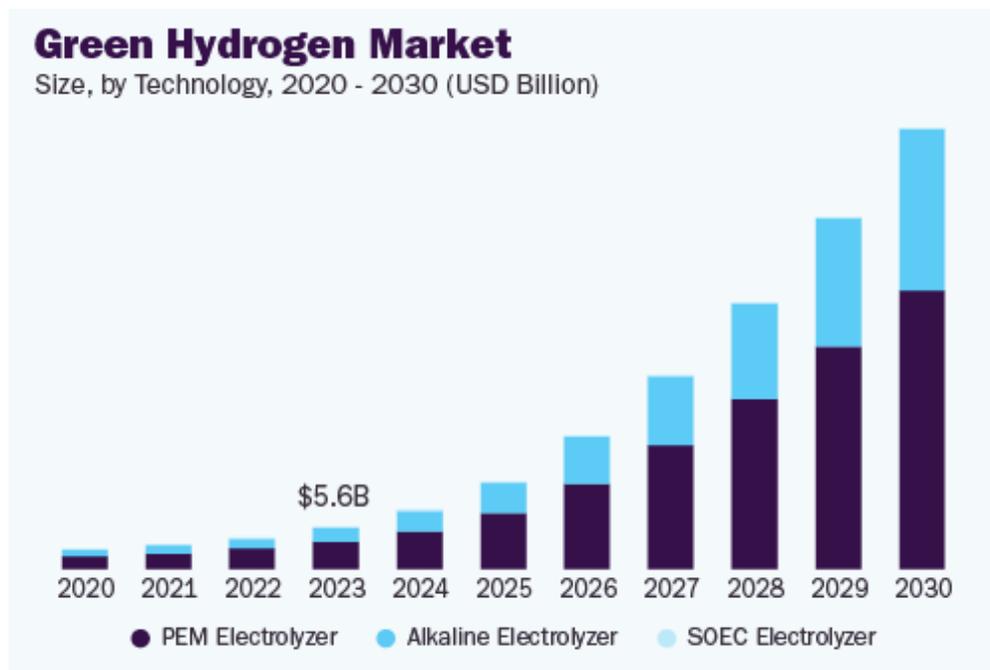


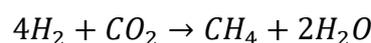
Figura 1.1. Evolución esperada del mercado de hidrógeno verde [1]

Sin embargo, una de las mayores limitaciones del hidrógeno es la ausencia de una forma efectiva de transportarlo. En muchos casos, los centros productores, ubicados en regiones con abundantes recursos renovables, se encuentran a grandes distancias de los centros consumidores. Esto supone que países como Alemania, con acceso a escasos recursos renovables, no puedan importar el hidrógeno verde producido en otras regiones (Chile, Oriente Medio...) con más facilidades para su producción. Todo esto dificulta el establecimiento de un mercado de hidrógeno verde global y prácticamente reduce la demanda a la producción regional.

Por tanto, resulta necesario analizar nuevos métodos que permitan un transporte eficaz de hidrógeno. Este estudio propone utilizar el metano sintético, también denominado e-metano, como portador del hidrógeno producido. De esta forma, se reducen significativamente los costes de transporte, pues el transporte de gas natural requiere condiciones mucho menos extremas y resulta más económico.

## ***1.2 DEFINICIÓN DEL PROYECTO***

El modelo propuesto se basa en la conversión del hidrógeno verde producido en metano sintético, siguiendo la denominada reacción de Sabatier:



Este proceso, conocido como metanación, consiste en combinar el hidrógeno electrolítico con una fuente de dióxido de carbono biogénico. La reacción genera gas natural sintético (GNS), que posteriormente es licuado y transportado mediante buques metaneros al país importador. Una vez en destino, el gas natural licuado (GNL) se somete a un proceso de regasificación, seguido de un proceso de reformado con captura de carbono, que permite extraer de nuevo el hidrógeno del metano, capturando al mismo tiempo el CO<sub>2</sub> liberado en el proceso. Esta idea es esencial, pues el CO<sub>2</sub> capturado en el destino se mandaría en barco de regreso al país de producción, para que pueda ser reutilizado de nuevo en la reacción de Sabatier. De esta forma, se cerraría un ciclo de CO<sub>2</sub>. La Figura 1.2 recoge las distintas etapas del ciclo.

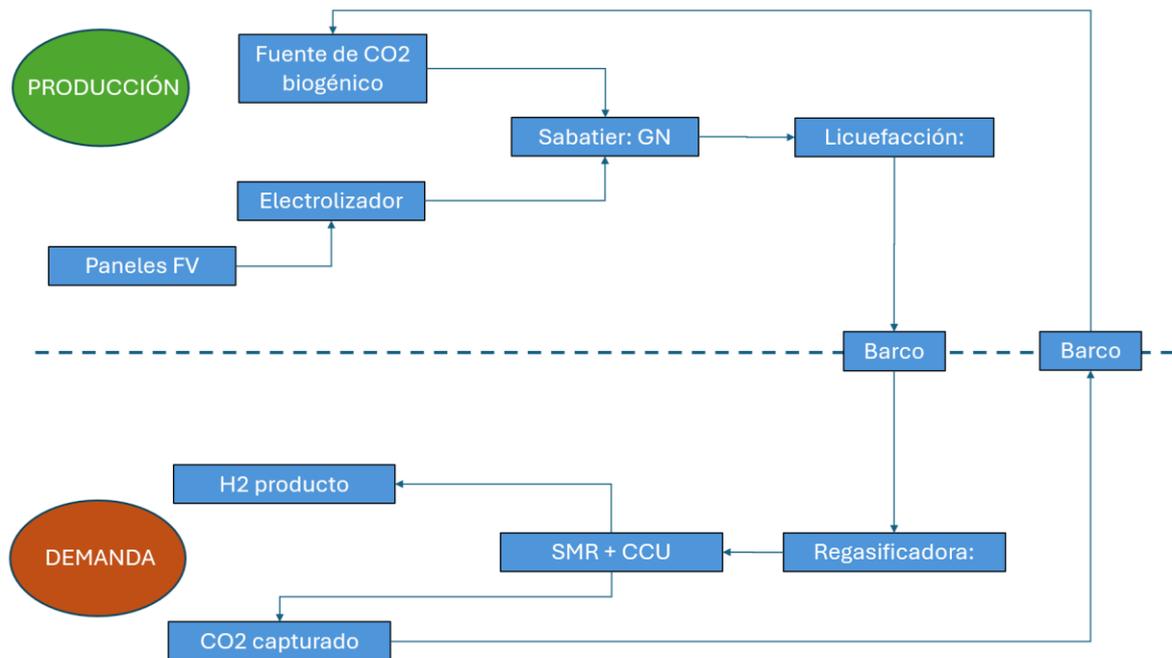


Figura 1.2. Esquema del ciclo propuesto

El modelo planteado supone una innovación con respecto a los métodos convencionales de transporte de hidrógeno. La ruta concreta analizada será entre Catar y España. Es decir, se aprovecharán las buenas condiciones para la producción de hidrógeno verde en Catar para así exportar el hidrógeno producido a España.

### 1.3 OBJETIVOS DEL PROYECTO

El objetivo del proyecto es analizar el modelo propuesto y determinar su viabilidad, tanto técnica como económica.

Se analizarán las infraestructuras existentes y el nivel de madurez de las tecnologías involucradas en el proceso para poder determinar la validez técnica del ciclo propuesto. En base a las capacidades de las infraestructuras existentes, se dimensionará la ruta propuesta y los flujos necesarios en cada etapa. Por otro lado, se calculará el coste de producción de hidrógeno verde en Catar, así como el coste asociado a cada etapa del ciclo. El objetivo final es calcular el coste por kg de hidrógeno entregado en España y compararlo con el hidrógeno producido por electrolisis local. De esta forma, se podrá determinar si este modelo representa

una forma de transporte viable y competitiva, que permita conectar regiones con alto potencial renovable con centros de consumo alejados.

## **Capítulo 2. ESTADO DEL ARTE**

### ***2.1 EL POTENCIAL DEL HIDRÓGENO***

El hidrógeno se presenta como una de las soluciones energéticas más prometedoras para la descarbonización de la economía. A diferencia de los combustibles fósiles, su combustión solo produce agua, lo que lo convierte en una alternativa libre de emisiones directas de CO<sub>2</sub>. Sin embargo, es importante distinguir entre los diferentes tipos de hidrógeno según su origen: el hidrógeno gris, producido a partir de combustibles fósiles sin captura de CO<sub>2</sub>; el hidrógeno azul, que incorpora tecnologías de captura y almacenamiento de carbono; y el hidrógeno verde, generado a partir de electrólisis del agua utilizando electricidad renovable, que es el que mayor potencial tiene para contribuir a un sistema energético verdaderamente neutro en carbono.

Uno de los principales atractivos del hidrógeno radica en la posibilidad de descarbonizar sectores industriales pesados, difíciles de electrificar. Es el caso de la producción de acero y cemento, la industria química o la fabricación de maquinaria, que generan grandes cantidades de CO<sub>2</sub>, siendo algunas de las industrias que más impactan en el cambio climático. Solo las dos primeras combinadas ya representan más del 50 % de todas las emisiones industriales. El hidrógeno renovable presenta una alternativa a esta situación, pudiendo allanar el camino hacia una industria pesada más sostenible y respetuosa con el medio ambiente [2].

El hidrógeno verde ofrece también un gran potencial en el ámbito del transporte, uno de los sectores más contaminantes. Su alta densidad energética por unidad de masa lo convierte en un vector energético especialmente interesante para aplicaciones donde las baterías eléctricas presentan limitaciones, como el transporte pesado por carretera, los trenes en líneas no electrificadas, el transporte marítimo o incluso ciertos desarrollos aeronáuticos. En estos casos, el hidrógeno permite alcanzar autonomías elevadas y tiempos de repostaje muy cortos, además de eliminar las emisiones contaminantes durante su uso. En el caso de los

vehículos ligeros, los coches de hidrógeno ofrecen ventajas como mayor autonomía y rapidez en la recarga (apenas 5 minutos), aunque su implantación está siendo mucho más lenta debido a la limitada infraestructura de repostaje y la competencia con los vehículos eléctricos, que cuentan con una mayor madurez tecnológica y una red de recarga más extensa. En 2023, la flota de Vehículos Eléctricos de Pila de Combustible de Hidrógeno (FCEV) en Europa se estimó en 5.939 unidades, correspondiendo el 83 % del total a los turismos [3].

Por otro lado, el hidrógeno verde puede utilizarse como un medio de almacenamiento de energía eléctrica renovable que permite gestionar la variabilidad de fuentes como la solar o la eólica. Al transformarse en hidrógeno mediante electrólisis en momentos de alta producción, esta energía puede almacenarse durante largos periodos y utilizarse posteriormente.

En definitiva, el principal potencial del hidrógeno es su versatilidad. Por todo ello, el hidrógeno ha sido proclamado por la Agencia Internacional de Energía (AIE) como una de las cuatro tecnologías clave esenciales en la transición energética global para alcanzar las cero emisiones netas en 2050 [4].

## ***2.2 PRODUCCIÓN Y DEMANDA DE HIDRÓGENO***

En Europa, la producción y la demanda de hidrógeno están evolucionando rápidamente en respuesta a los objetivos climáticos y a la necesidad de descarbonizar sectores industriales y energéticos. En el año 2023, la capacidad instalada de producción de hidrógeno en Europa alcanzó los 11,23 Mt, de las cuales se llegaron a producir efectivamente 7,94 Mt. De estas, únicamente 31,41 kt se generaron mediante electrólisis del agua (hidrógeno verde), mientras que 42,53 kt correspondieron al reformado de gas natural con captura de carbono (hidrógeno azul) [5].

En cuanto a la demanda de hidrógeno en Europa, Alemania, Países Bajos y Polonia se posicionan como los tres principales países consumidores. La Figura 2.1 muestra la demanda de hidrógeno por país en 2023, expresada en kilotoneladas por año (*kt/year*). Se observa que

prácticamente la totalidad del hidrógeno demandado proviene de fuentes no renovables, siendo aún muy limitada la presencia de hidrógeno verde en la mayoría de los países europeos. Sin embargo, en 2023, había ya 66 proyectos de electrolizadores de más de 0,5 MW en construcción [3], por lo que está previsto que la capacidad de producción de hidrógeno verde se multiplique en los próximos años.

Por otro lado, si se analiza únicamente la demanda de hidrógeno renovable, se observa un panorama distinto. Tal y como muestra la Figura 2.2, España se sitúa como el segundo país con mayor demanda de hidrógeno verde en Europa, solo por detrás de Alemania. Este dato refleja que España está apostando de forma decidida por el desarrollo del hidrógeno renovable, situándose como uno de los países europeos con mayor compromiso hacia una transición energética más limpia y sostenible.

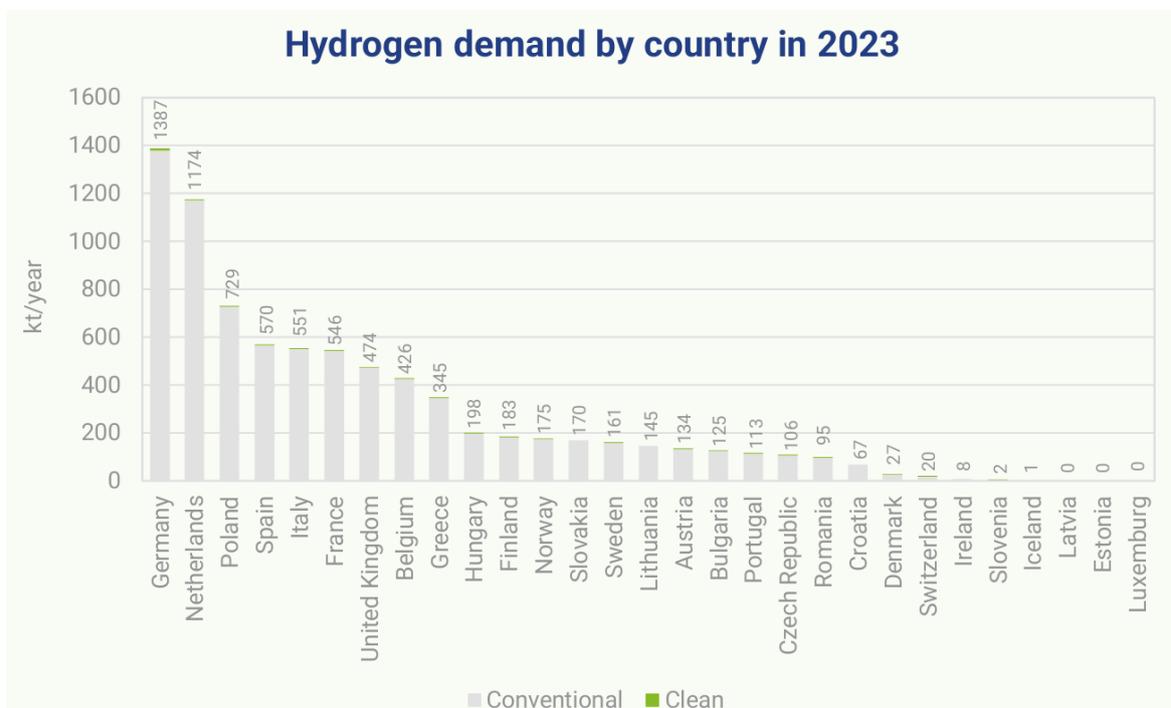


Figura 2.1. Demanda de hidrógeno por país en Europa [3]

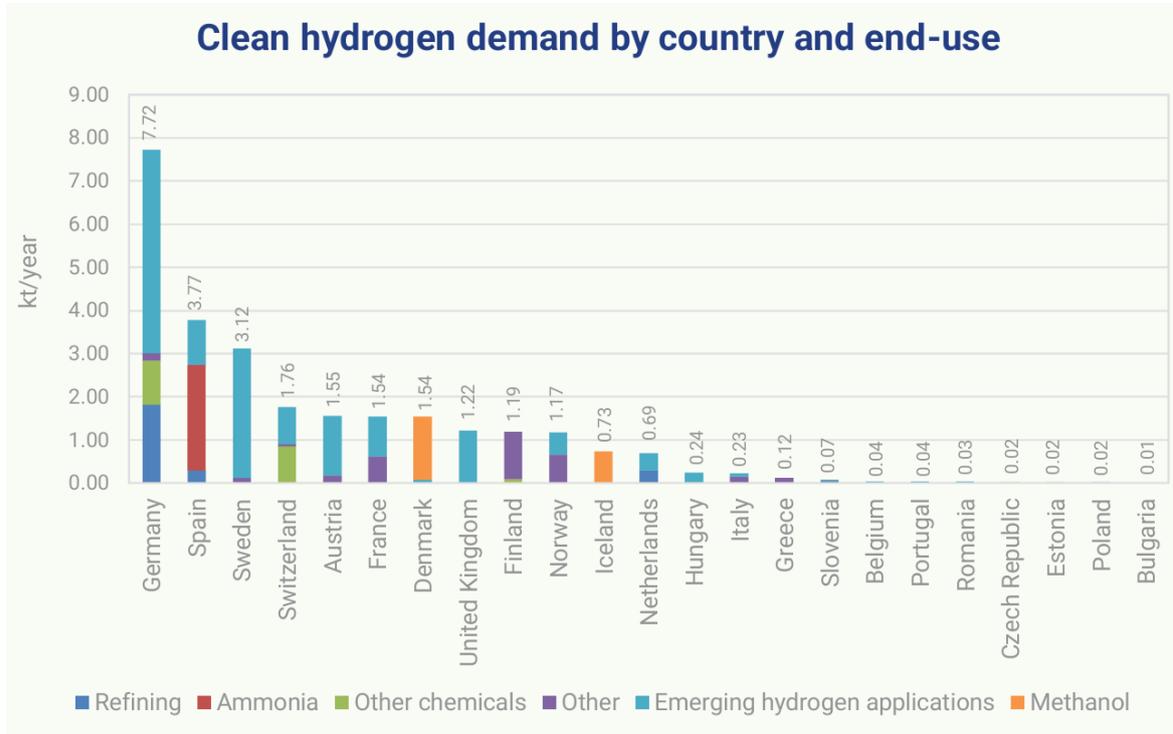


Figura 2.2. Demanda de hidrógeno verde por país en Europa [3]

Con respecto a la producción de hidrógeno en España, se observa que en el año 2023 la capacidad instalada alcanzó las 758.794 toneladas, mientras que la producción real se situó en 571.694 toneladas. De estas, únicamente 4,38 kt se produjeron por electrólisis del agua, lo que supone un 0,77% del total [5]. Este dato pone de manifiesto la necesidad de explorar nuevas rutas y alternativas para la producción de hidrógeno verde. La Tabla 2.1 recoge las principales plantas de producción de hidrógeno en España, ordenadas de mayor a menor en función de su producción anual. Se observa que las instalaciones con mayor volumen de producción se basan en procesos de reformado de gas natural. Por otro lado, gran parte del hidrógeno producido se dedica al sector del refino, lo que refleja el papel clave que tiene el hidrógeno convencional en la industria petroquímica. Destaca especialmente la planta ubicada en Cartagena, que constituye la de mayor capacidad del país, con 146.000 toneladas anuales por reformado de gas natural.

Tabla 2.1. Plantas de producción de hidrógeno en España [5]

Ciudad	Tipo de proceso	Uso final	Capacidad de producción (t/año)	Producción (t/año)
Cartagena	Reformado	Refino	146.000	122.506
Huelva	Reformado	Refino	86.262	67.393
Castellon de la Plana	Reformado	Refino	81.904	63.989
Huelva	Reformado	Amoniaco	71.021	47.584
Bilbao	Reformado	Refino	70.000	50.645
Tarragona	Reformado	Refino	52.774	41.231
Puertollano	Reformado	Refino	42.000	29.976
Puertollano	Reformado	Amoniaco	35.511	21.343
Tarragona	Reformado	Refino	26.000	18.479
La Coruña	Reformado	Refino	24.528	19.163
La Coruña	Reformado	Refino	24.000	17.110
San Roque	Reformado	Refino	17.520	13.688
Puertollano	Reformado	Refino	17.000	11.450
Tarragona	Subproducto	Refino	11.991	9.368
Tarragona	Subproducto	Otros químicos	11.530	9.008
Tarragona	Subproducto	Refino	8.900	6.953
Aviles	Reformado	Otros químicos	7.879	5.870
Vila-seca	Subproducto	Otros químicos	4.816	2.986
Puertollano	Electrólisis de agua	Amoniaco	3.576	2.431
Sabiñánigo	Subproducto	Desconocido	2.368	1.764
Puertollano	Subproducto	Refino	1.742	1.361
Monzón	Subproducto	Otros químicos	1.680	1.042
Torrelavega	Subproducto	Otros químicos	1.680	1.042
Sabiñánigo	Reformado	Amoniaco	1.598	1.071
Castellon	Electrólisis de agua	Calor industrial	1.430	973
Sabiñánigo	Subproducto	Desconocido	1.260	781
Huelva	Subproducto	Otros químicos	1.232	764
Hernani	Subproducto	Otros químicos	840	521
Muskiz	Electrólisis de agua	Refino	447	304
Lloseta	Electrólisis de agua	Movilidad	447	304
Barcelona	Electrólisis de agua	Movilidad	447	304
Hernani	Subproducto	Otros químicos	230	171
Santa Cruz de Tenerife	Subproducto	Desconocido	84	52
Torrejón de Ardoz	Electrólisis de agua	Movilidad	75	51

### 2.3 LIMITACIONES DEL HIDRÓGENO VERDE

A pesar del creciente interés por el hidrógeno renovable como vector energético, su adopción a gran escala presenta una serie de limitaciones.

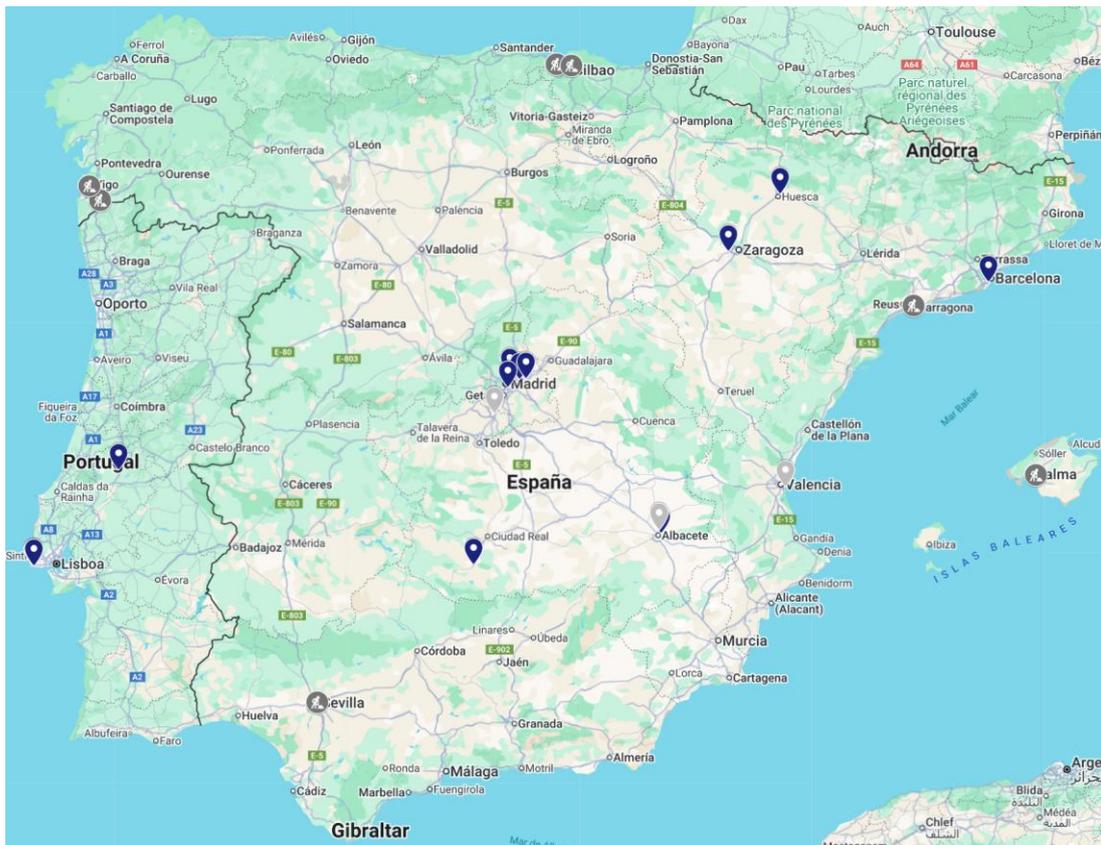
Desde el punto de vista técnico, una de las principales desventajas del hidrógeno es su baja densidad energética en volumen. Aunque su densidad por unidad de masa es elevada

(superior incluso a la de los combustibles fósiles), su almacenamiento y transporte requieren condiciones extremas de presión o temperatura. Por un lado, el hidrógeno comprimido se almacena en estado gaseoso a altas presiones, generalmente entre 350 y 700 bar, en depósitos cilíndricos reforzados. Este método es común para su distribución a estaciones de servicio o para el suministro a usuarios industriales de pequeña escala. No obstante, debido a su baja densidad volumétrica, se requiere un volumen considerable para transportar cantidades útiles de energía, lo que limita su eficiencia y encarece la logística. Por otro lado, el hidrógeno también puede transportarse en estado líquido, lo que permite aumentar su densidad energética por unidad de volumen. Para ello, es necesario enfriarlo hasta alcanzar temperaturas criogénicas de aproximadamente  $-253\text{ }^{\circ}\text{C}$  en tanques especialmente diseñados. Como consecuencia, la licuefacción del hidrógeno consume mucha energía (6–12 kWh/kg  $\text{H}_2$ ) [6] y resulta muy costosa. Por tanto, aun no se ha desarrollado una manera eficiente y económica de transportar hidrógeno a grandes distancias. Esto supone un problema serio para países como Alemania, que presentan una elevada demanda de hidrógeno verde, pero carecen de recursos suficientes para su producción local. Todo esto pone de manifiesto la necesidad de explorar nuevas alternativas más económicas, que permiten un transporte eficiente de hidrogeno a nivel global.

En el plano económico, la principal limitación es el elevado coste del hidrógeno verde. Aunque se espera una reducción progresiva de los costes conforme se desarrollen economías de escala y se desplieguen tecnologías más eficientes, en la actualidad el hidrógeno verde sigue siendo considerablemente más caro que el hidrógeno gris o incluso que otras alternativas de descarbonización como la electrificación directa o el uso de biometano. A esto se suma la alta intensidad energética del proceso de electrólisis y la necesidad de asegurar un suministro constante y abundante de electricidad renovable. En 2023, el coste medio de producción de hidrógeno en Europa mediante reformado de metano con vapor (SMR) fue de 3,76 €/kg, aumentando a 4,41 €/kg al incorporar sistemas de captura de carbono. Por otro lado, la producción por electrólisis del agua con electricidad de la red alcanzó los 7,94 €/kg, mientras que, si se conectaba directamente a una fuente de energía renovable, el coste se reducía a 6,61 €/kg [3]. Por tanto, existe una diferencia media de 2,85

€/kg entre el hidrógeno gris y el hidrógeno verde, lo que representa una barrera económica significativa para la competitividad del hidrógeno renovable frente a las tecnologías convencionales.

Otro factor clave es la falta de infraestructuras específicas para el hidrógeno. La red actual de gasoductos no está adaptada para el transporte de hidrógeno puro, y la construcción de nuevas redes o la reconversión de las existentes requiere fuertes inversiones. Esta falta de infraestructura representa un obstáculo significativo para el desarrollo de una economía del hidrógeno competitiva y accesible. La Figura 2.3 muestra la actual infraestructura de estaciones de repostaje de hidrógeno en la Península Ibérica. Se observa que existen 12 hidrogeneras operativas, siendo únicamente 2 de ellas públicas. Sin embargo, existen 8 proyectos en desarrollo, de los cuales 5 serán públicos [7].



*Figura 2.3. Mapa de estaciones de repostaje de hidrógeno en España [7]*

Por otro lado, desde el punto de vista energético, el proceso de electrólisis presenta una eficiencia relativamente baja en comparación con otras alternativas de almacenamiento energético, como las baterías. La conversión de electricidad en hidrógeno conlleva pérdidas significativas a lo largo de todo el ciclo, lo que implica un mayor consumo energético para obtener la misma cantidad de energía útil.

En conjunto, aunque el hidrógeno verde se presenta como una alternativa prometedora hacia la descarbonización de la economía, aún existen ciertos aspectos que dificultan su uso a gran escala.

## **2.4 TECNOLOGÍAS DE METANACIÓN**

El proceso de metanación consiste en la conversión de hidrógeno ( $H_2$ ) y dióxido de carbono ( $CO_2$ ) en metano sintético ( $CH_4$ ), también conocido como e-metano o metano renovable.

Existen principalmente dos tipos de tecnologías de metanación:

- **Metanación catalítica:** se basa en el uso de catalizadores metálicos, normalmente a base de rutenio o níquel, a altas temperaturas (200–600 °C) y presiones elevadas (hasta 40 bar) para favorecer la reacción entre el hidrógeno y el dióxido de carbono [8]. Esta tecnología está más madura y ha sido ampliamente utilizada en aplicaciones industriales, aunque requiere un control preciso del calor y del equilibrio entre reactivos para evitar la formación de subproductos no deseados.
- **Metanación biológica:** utiliza microorganismos especializados, como arqueas metanógenas, que permiten llevar a cabo la reacción de Sabatier en condiciones de menor temperatura (30-60 °C) y presión (~1 atm). La metanación biológica presenta rendimientos más bajos y requiere tiempos de reacción más largos, debido a una transferencia de masa más limitada. Sin embargo, esta opción es más flexible, permite un arranque y parada más sencillos, y puede integrarse fácilmente con plantas de biogás.

La Figura 2.4 muestra la clasificación por tamaño y por el tipo de proceso empleado en las plantas de metanación en Europa. Se observa una predominancia de la metanación biológica en las plantas de menor capacidad (<10 GWh), mientras que en las instalaciones de tamaño intermedio (10–300 GWh) existe una mayor diversidad tecnológica, con presencia tanto de procesos biológicos como catalíticos. Sin embargo, en las plantas de mayor capacidad (>300 GWh), predominan las tecnologías catalíticas, más adecuadas para aplicaciones a gran escala debido a su mayor rendimiento y densidad energética. Por tanto, para proyectos con altos niveles de producción como el que se propone en este estudio, la metanación catalítica suele ser el tipo de proceso empleado.

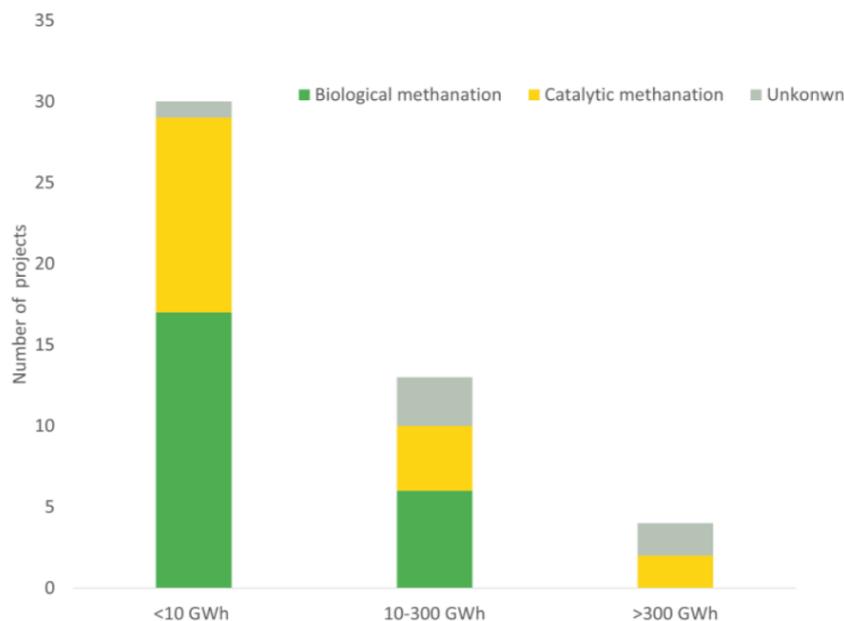
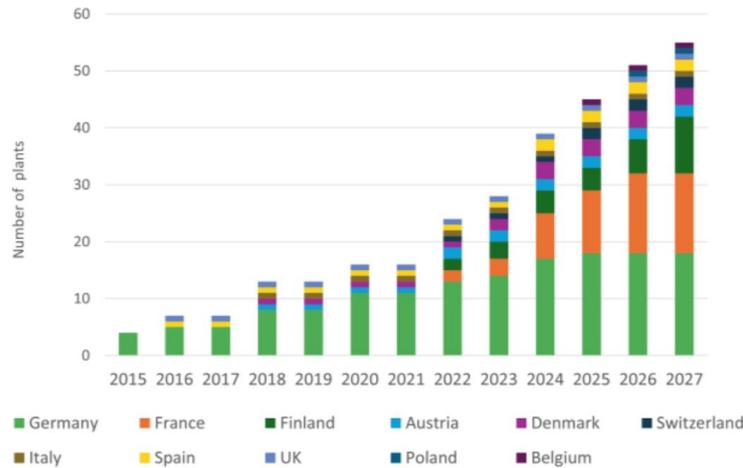


Figura 2.4. Distribución de plantas de metanación por tamaño y tipo de proceso [8]

Con respecto a la producción actual de e-metano en Europa, a finales de 2023, había 35 plantas de producción de e-metano operativas. La Figura 2.5 muestra el crecimiento en el número de plantas de metanación en Europa, observándose la mayor concentración en Alemania. Entre 2015 y 2023, el desarrollo de plantas de metanación se multiplicó por cinco, y se espera que esta tendencia de crecimiento se mantenga en el futuro previsible. De hecho,

además de las 35 plantas operativas en 2023, se planea la implementación de 20 proyectos adicionales antes de finales de 2027 [8].



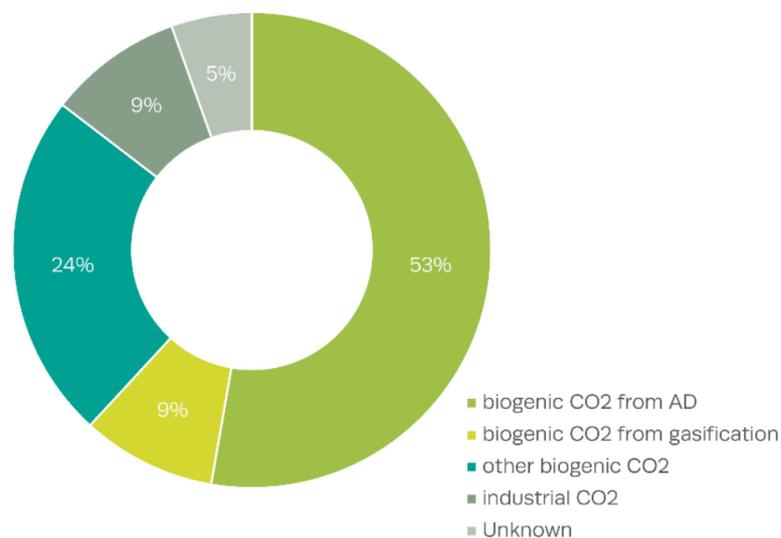
*Figura 2.5. Número de plantas de metanación en Europa por país [8]*

Por otro lado, se observa un fuerte compromiso de estas tecnologías con la sostenibilidad y la descarbonización del sistema energético, pues la gran mayoría de los proyectos en operación y desarrollo utilizan fuentes totalmente renovables. La Tabla 2.2 muestra el desglose de los proyectos de producción de e-metano en función de su grado de sostenibilidad. De las 35 plantas de metanación activas en 2023, 32 de ellas son completamente renovables, lo que supone un 98% de la producción total. Además, el resto de las plantas operativas son todas parcialmente renovables. De hecho, no se registran proyectos no renovables, lo que refuerza el compromiso ambiental del sector.

*Tabla 2.2. Clasificación de proyectos de e-metano [8]*

	<i>Nº de plantas</i>	<i>Nº activas en 2023</i>	<i>Nº en desarrollo</i>	<i>Capacidad productiva (GWh/año)</i>
Completamente renovable	32	12	12	2.773
Parcialmente renovable	3	3	3	36
Parcialmente renovable	0	5	5	12
No renovable	n/a	n/a	n/a	n/a
<b>Total</b>	<b>35</b>	<b>20</b>	<b>20</b>	<b>2.820</b>

Además, si se analiza la procedencia del CO<sub>2</sub> utilizado en el proceso de metanación, se observa que más del 80 % de las plantas identificadas utilizan CO<sub>2</sub> de origen biogénico. La Figura 2.6 muestra la distribución de los proyectos según su fuente de CO<sub>2</sub>. La digestión anaerobia (enriquecimiento del biogás) representa la principal vía de suministro, con un 53 % del total, seguida por otras fuentes biogénicas (24 %) y la gasificación de biomasa (9 %). Solo un 9 % de las plantas utiliza CO<sub>2</sub> procedente de procesos industriales, lo que refleja el enfoque sostenible del sector.

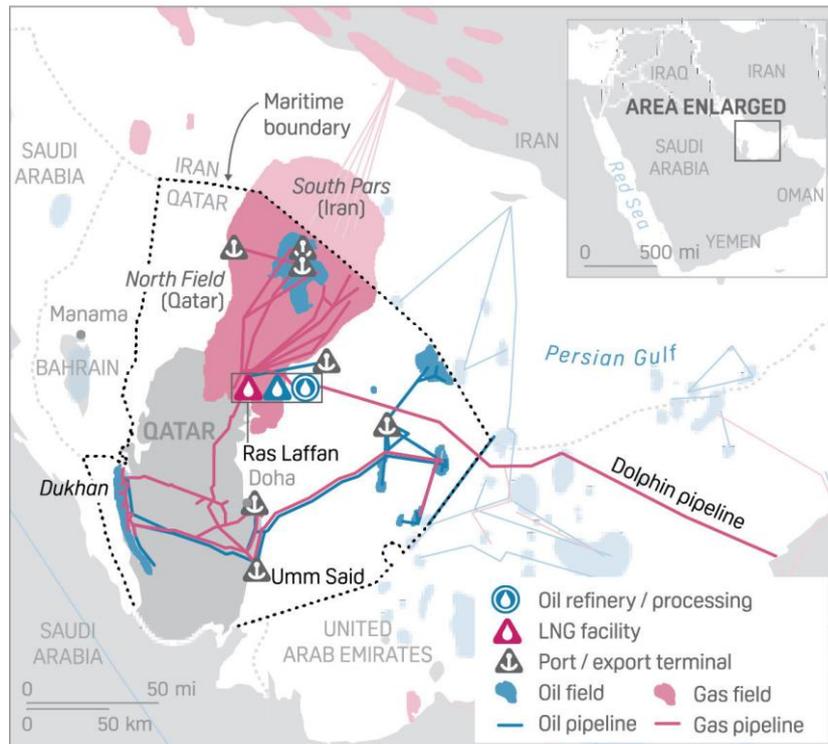


*Figura 2.6. Distribución de proyectos de metanación según la fuente de CO<sub>2</sub> utilizada [8]*

## **2.5 INFRAESTRUCTURA EN CATAR**

Catar es actualmente el tercer mayor exportador de gas natural licuado del mundo, solo por detrás de Estados Unidos y Australia. Con una cuota cercana al 20 % del mercado global, el país se ha consolidado como una pieza clave en el comercio internacional de gas, especialmente en sus exportaciones hacia Asia y Europa. La Figura 2.7 muestra la infraestructura de gas natural en Catar.

**QATAR OIL AND GAS INFRASTRUCTURE**



Sources: S&P Global Platts Analytics, EIA, IHS EDIN, CIA, NOAA

Figura 2.7. Infraestructura de gas natural en Qatar [9]

El núcleo de esta infraestructura se encuentra en Ras Laffan, un complejo industrial costero donde se concentran todas las instalaciones de procesamiento, licuefacción y exportación de gas. En la actualidad, la capacidad total instalada en Ras Laffan alcanza los 77 millones de toneladas anuales (Mtpa). Esta capacidad se reparte entre varias plantas en Ras Laffan, incluyendo *Qatargas 1* y *Qatargas 2*, con cinco trenes de licuefacción en total, activos desde los años noventa. A ello se suman los cuatro mega-trenes del proyecto *North Field East*, operativos desde 2009–2011, que reforzaron notablemente la capacidad exportadora del país.

En línea con su estrategia de expansión y liderazgo energético, Catar ha puesto en marcha un ambicioso plan de crecimiento. A través de los proyectos *North Field East* y *North Field South*, el país prevé ampliar su capacidad total de licuefacción hasta los 142 Mtpa en 2030, lo que supondrá casi duplicar la capacidad actual. Esta ampliación posicionará a Catar muy

por delante de otros productores globales y reforzará su papel dominante en el mercado del GNL.

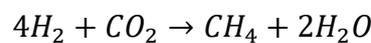
En definitiva, la combinación de experiencia operativa, inversión tecnológica y capacidad logística convierte a Catar en un referente internacional en el procesamiento y exportación de gas natural licuado.

## Capítulo 3. METODOLOGÍA

En este apartado se recoge la metodología empleada para calcular el coste final del hidrógeno exportado a través de la ruta planteada.

### **3.1 DIMENSIONAMIENTO DE LA RUTA PROPUESTA**

El modelo propuesto propone la exportación de hidrógeno desde Catar, aprovechando sus buenas condiciones para la producción renovable, hacia España como destino final de consumo. En Catar, se produciría hidrógeno mediante un proceso de electrólisis alimentado con energía solar. Una vez obtenido el hidrógeno, este se sometería a un proceso de metanación. Este proceso consiste en hacer reaccionar el hidrógeno con una fuente de dióxido de carbono biogénico para así obtener metano y agua, de acuerdo con la reacción de Sabatier:



Posteriormente, el e-metano obtenido se sometería a un proceso de licuefacción para así ser transportado en buques metaneros a España. Para este tipo de embarcaciones, esta ruta marítima tiene una duración de 18 días [10], atravesando el Canal de Suez hasta llegar a la costa mediterránea española. Una vez en España, el metano se sometería a un proceso de regasificación, seguido de un proceso de reforma con captura de carbono (SMR+CCU). Este proceso permite extraer el hidrógeno del metano, capturando al mismo tiempo el dióxido de carbono generado. Esta idea es clave, pues el dióxido de carbono capturado sería licuado y transportado de vuelta a Catar para que pueda volver a ser usado en la reacción de Sabatier, cerrando así un ciclo.

Se ha elegido Catar como país exportador por su alto potencial de generación solar, que permite una producción eficiente de hidrógeno renovable, pero aún más importante, como se vio en el capítulo 2, por su amplia experiencia y desarrollo tecnológico en procesos de licuefacción de gas natural. En cuanto a España, se ha propuesto como objetivo cubrir la

producción anual de la refinería de Cartagena. Como se vio en el Capítulo 2, esta instalación es la mayor planta de producción de hidrógeno por reformado de gas natural en España, con una capacidad de 146.000 toneladas de hidrógeno al año. Por tanto, se ha dimensionado la producción de hidrógeno en Catar y el resto de flujos del ciclo para alcanzar esta producción en España.

*Tabla 3.1. Relaciones de conversión para el reformado (SMR) con o sin captura de CO<sub>2</sub> [11]*

Substrate	$\eta_{SMR}$ [p.u.]	HMR $\left[\frac{\text{kmolH}_2}{\text{kmolCH}_4}\right]$	CHMR $\left[\frac{\text{kgCO}_2}{\text{kgH}_2}\right]$	H <sub>2</sub> Production $\left[\frac{\text{tH}_2}{\text{GWh}-\text{HHVCH}_4}\right]$	CO <sub>2</sub> Captured $\left[\frac{\text{kgCO}_2}{\text{kgH}_2}\right]$
Without CCS	0.759	2.52	8.74	20.36	0
With CCS	0.691	2.29	0.96	18.54	8.64

La Tabla 3.1 muestra las relaciones de conversión del proceso de reformado con y sin captura de carbono. Asumiendo un consumo de  $18,54 \frac{\text{tH}_2}{\text{GWh}-\text{PCS CH}_4}$  en el proceso SMR + CCU, para alcanzar una producción anual de 146.000 t H<sub>2</sub>, se requieren 7875 GWh – PCS de CH<sub>4</sub>, lo cual es equivalente a una masa de 509.502 t de CH<sub>4</sub> anuales. Esta es la cantidad aproximada de GNL que los buques metaneros procedentes de Catar tendrían que desembarcar anualmente en España. El tamaño medio de los barcos metaneros que llegan a España es de 170.000 m<sup>3</sup> [12]. Por tanto, teniendo en cuenta la densidad del GNL en las condiciones de transporte (422.6 kg/m<sup>3</sup>), serían necesarios 7 barcos de 170.000 m<sup>3</sup> para prácticamente cubrir los niveles de producción propuestos.

Partiendo de este modelo de barcos, se lograrían transportar 502.894 toneladas de CH<sub>4</sub>, ligeramente inferior a la capacidad máxima planteada inicialmente (509.502 t CH<sub>4</sub>). De acuerdo con la estequiometría de Sabatier (2 kg CH<sub>4</sub>/kg H<sub>2</sub>), para obtener esta cantidad de metano sería necesario producir 251.447 t de H<sub>2</sub> al año en Catar. Del mismo modo, se necesitarían en Catar 1.382.959 t de CO<sub>2</sub> biogénico para poder llevar a cabo la reacción de Sabatier.

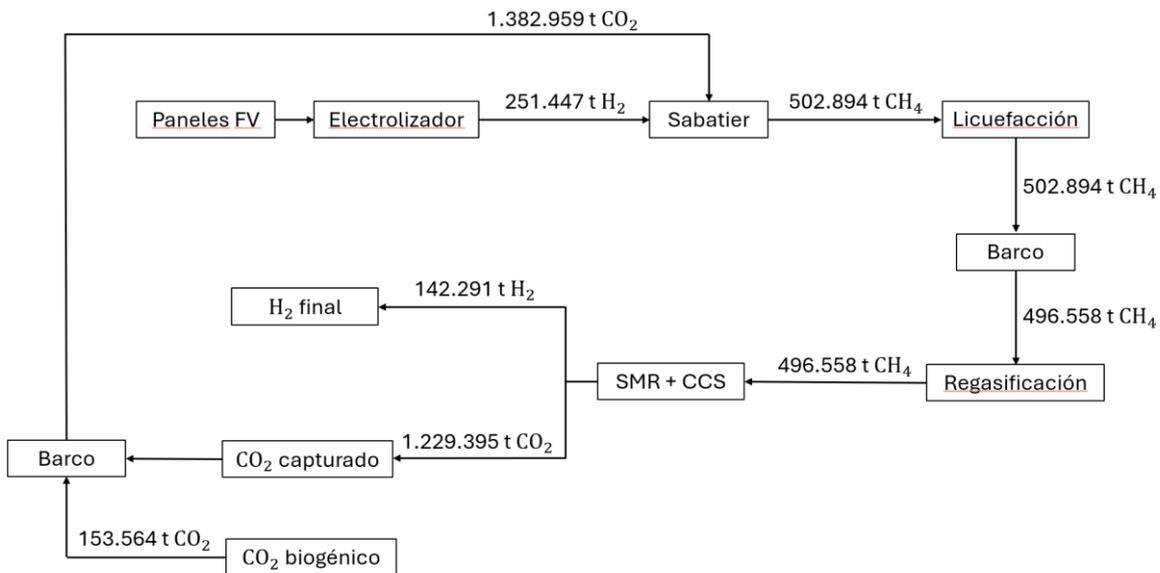
Sin embargo, cabe resaltar que, durante el transporte marítimo en metaneros, se producen inevitablemente pérdidas de metano por evaporación parcial del gas licuado (fenómeno

conocido como *boil-off*), lo que reduce la cantidad neta de CH<sub>4</sub> que llega al destino. Aunque parte de este metano evaporado puede utilizarse como combustible para la propia propulsión del buque, estas pérdidas deben tenerse en cuenta a la hora de dimensionar la producción. Scheffler et al. [13] estiman que, en metaneros modernos, la tasa de *boil-off* alcanza un máximo diario del 0,07 % del volumen almacenado, utilizándose este como combustible. Por tanto, se estiman pérdidas diarias de aproximadamente 352 toneladas de CH<sub>4</sub> durante el trayecto marítimo. Asumiendo una duración del viaje de 18 días, la pérdida total ascendería a 6.336 toneladas de CH<sub>4</sub>, lo que implica que la cantidad neta de metano que llegaría a España sería de 496.558 toneladas. Teniendo en cuenta el consumo del proceso SMR + CCU ( $18,54 \frac{tH_2}{GWh-PCS CH_4}$ ), se lograrían extraer 142.291 t de H<sub>2</sub> en España.

Por otro lado, con el objetivo de cerrar el ciclo, gran parte del CO<sub>2</sub> empleado en Catar para llevar a cabo la reacción de Sabatier se recuperaría en el proceso de reformado en España. Sin embargo, debido a las pérdidas inevitables en el proceso de captura, sería necesario complementar esta cantidad con un aporte adicional de CO<sub>2</sub> biogénico desde España, que junto al CO<sub>2</sub> capturado se enviaría a Catar para asegurar el suministro requerido en el proceso de metanación.

Las tecnologías actuales de captura de carbono presentan rendimientos razonablemente elevados, lo que permite recuperar una parte significativa del CO<sub>2</sub> generado durante los procesos industriales. De forma general, es posible alcanzar eficiencias de captura cercanas al 90 % en sistemas integrados tipo SMR con penalizaciones energéticas relativamente bajas. Además, estudios del IEAGHG indican que se pueden lograr eficiencias de hasta el 99 % con un incremento marginal del coste [14]. Por tanto, si se asume una eficiencia del 90 % en el proceso de captura, se obtendría para el SMR + CCU un ratio de 8.64 kg de CO<sub>2</sub> capturado por cada kg de H<sub>2</sub> producido, de acuerdo con la Tabla 3.1. Así, para la producción obtenida (142.291 t H<sub>2</sub>), se podrían capturar aproximadamente 1.229.395 t de CO<sub>2</sub>. De este modo, para enviar a Catar todo el CO<sub>2</sub> requerido en la reacción de Sabatier (1.382.959 t), sería necesario aportar externamente en España 153.564 toneladas anuales de CO<sub>2</sub> biogénico, cerrando así el balance de carbono.

La Figura 3.1 recoge de forma esquemática el ciclo completo del sistema propuesto, indicando los flujos anuales de cada etapa. Con este modelo, se logran entregar en España 142.291 t de H<sub>2</sub>, lo cual supone un 97,5% de la capacidad máxima de la refinería de Cartagena (146.00 t H<sub>2</sub>).



*Figura 3.1. Diagrama de flujos del ciclo*

### **3.2 METODOLOGÍA PARA EL CÁLCULO DEL COSTE**

Una vez planteados los flujos y niveles de producción necesarios para la ruta propuesta, se va a desarrollar un modelo económico para obtener el coste final del hidrógeno entregado en España y así poder determinar la viabilidad de la ruta propuesta.

Los datos de entrada al modelo de costes son los siguientes:

- WACC: Tasa que refleja el coste de financiación de una empresa. Incluye el de la deuda y el del capital propio, ponderado según la proporción de cada uno en la estructura de capital de la empresa.
- N: Vida útil del proyecto.

A partir de estos dos parámetros se calcula el factor de amortización ( $f_a$ ) que permite transformar el CAPEX de una inversión en un coste anual equivalente durante toda la vida útil del proyecto. Este factor se obtiene mediante la siguiente expresión:

$$f_a = \frac{WACC \times (1 + WACC)^N}{(1 + WACC)^N - 1}$$

Además, todos los costes se expresarán en € del año 2020, con el objetivo de evitar sobrecostes derivados de la inflación reciente provocada por la guerra de Ucrania y los conflictos en Oriente Medio.

### **3.2.1 CÁLCULO DEL COSTE DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO EN CATAR**

Un estudio reciente [15] analiza la viabilidad económica de una planta fotovoltaica a gran escala en Catar, proporcionando datos clave para estimar el coste de producción de hidrógeno verde en el país. En dicho análisis, se examina una planta de 800 MWp desarrollada en dos fases de 400 MWp cada una, diseñada para aprovechar la elevada irradiación solar del entorno desértico. Como resultado, se determina un coste nivelado de la electricidad (LCOE) de 14,0 USD/MWh para la planta fotovoltaica, un coste muy atractivo. Además, asignan 2464 horas equivalentes para el electrolizador. La Figura 3.2 muestra la curva monótona equivalente, asumiendo que esta sigue una distribución triangular. En base a esta curva, para maximizar el aprovechamiento de la energía generada, por cada fase fotovoltaica de 400 MWp, se asociaría un electrolizador de 200 MW a cada fase fotovoltaica de 400 MWp.

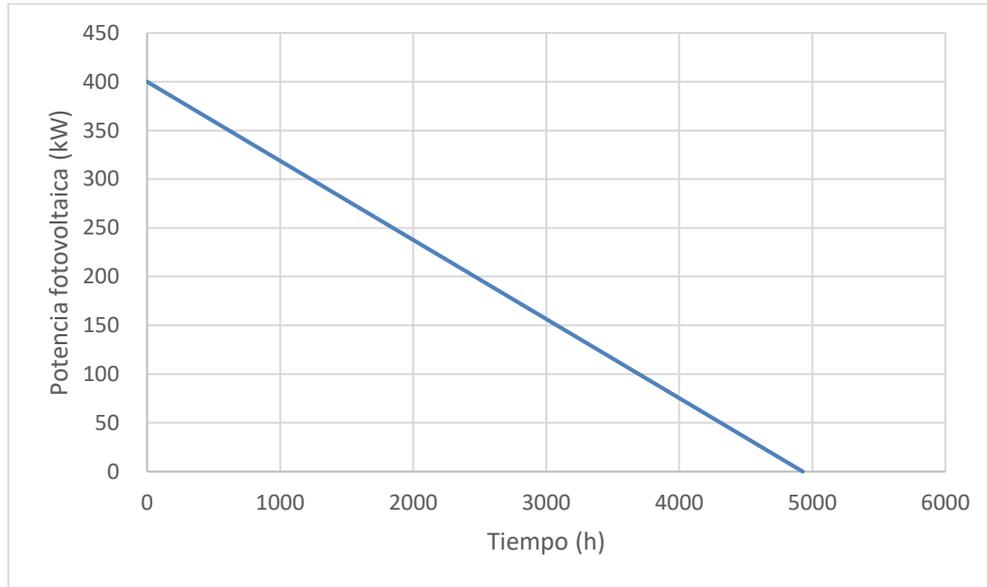


Figura 3.2. Curva monótona de duración de generación fotovoltaica

Por tanto, de cara al modelo de costes, se extraen del estudio mencionado los siguientes parámetros:

- Potencia pico fotovoltaica ( $P_{FV}$ ) = 400 MW.
- Horas de la monótona ( $H_{FV}$ ) = 4928 h.
- Potencia del electrolizador ( $P$ ) = 200 MW.
- Horas de funcionamiento del electrolizador al año ( $H$ ) = 2464 h/año.
- **LCOE** = 14 €/MWh.

Los datos de entrada adicionales para el modelo de costes de producción de hidrógeno son los siguientes:

- $INV_e$  [€/kW]: inversión inicial del sistema de electrólisis.
- $g$  [kWh/kg]: consumo nominal del electrolizador.
- $H_{stack}$  [h]: vida útil del stack antes de requerir reemplazo.
- $OPEX_{rely}$  [%CAPEX/stack]: coste operativo periódico asociado al reemplazo del stack.

- $OPEX_{otrosely}$  [% CAPEX/año]: otros costes operativos del electrolizador.
- $D_{stack}$  [%/año]: degradación anual del stack.
- $T_{excedentes}$  [€/MWh]: tarifa de venta de la electricidad excedente a la red o a terceros.

En base a todos estos datos, se pueden calcular los siguientes parámetros:

- $E_{FV} [MWh] = \frac{P_{FV} \cdot H_{FV}}{2}$
- $N_{stacks} = floor\left(\frac{H \cdot N}{H_{stack}}\right)$
- $g_{medio-stack} \left[\frac{kWh}{kg}\right] = \frac{g \cdot \left[\left(\frac{H_{stack}}{1000}\right) \cdot \left(\frac{D_{stack}}{100}\right) + 1\right] + g}{2}$
- $g_{medio-N} \left[\frac{kWh}{kg}\right] = \frac{N_{stacks} \cdot g_{medio-stack} + \frac{g \cdot \left[\left(\frac{N \cdot H - N_{stacks} \cdot H_{stack}}{1000}\right) \cdot \left(\frac{D_{stack}}{100}\right) + 1\right] + g}{2}}{N_{stacks} + 1}$
- $E_{ely} [MWh] = P [MW] \cdot H [h]$
- $E_{excedentes} [MWh] = E_{FV} [MWh] - E_{ely} [MWh]$
- $CAPEX \left[\frac{\text{€}}{kg}\right] = \frac{INV_e \left[\frac{\text{€}}{kW}\right] \cdot P [MW] \cdot 1000 \left[\frac{kW}{MW}\right] \cdot f_a \left[\frac{1}{año}\right]}{P [MW] \cdot 1000 \left[\frac{kW}{MW}\right] \cdot \left(\frac{1}{g_{medio-N} \left[\frac{kWh}{kg}\right]}\right) \cdot H \left[\frac{h}{año}\right]}$
- $CAPEX + OPEX_{feedstock} \left[\frac{\text{€}}{kg}\right] = LCOE \left[\frac{\text{€}}{MWh}\right] \cdot \left(\frac{1 \text{ MWh}}{1000 \text{ kWh}}\right) \cdot g_{medio-N} \left[\frac{kWh}{kg}\right] \cdot \left(\frac{E_{FV} [MWh]}{E_{ely} [MWh]}\right)$
- $OPEX_{otrosely} \left[\frac{\text{€}}{kg}\right] = \frac{OPEX_{otrosely} \cdot INV_e \left[\frac{\text{€}}{kW}\right] \cdot P [MW] \cdot 1000 \left[\frac{kW}{MW}\right]}{P [MW] \cdot 1000 \left[\frac{kW}{MW}\right] \cdot \left(\frac{1}{g_{medio-N} \left[\frac{kWh}{kg}\right]}\right) \cdot H \left[\frac{h}{año}\right]}$
- $OPEX_{rely} \left[\frac{\text{€}}{kg}\right] = \frac{\frac{OPEX_{rely} \cdot N_{stacks}}{N} \cdot INV_e \left[\frac{\text{€}}{kW}\right] \cdot P [MW] \cdot 1000 \left[\frac{kW}{MW}\right]}{P [MW] \cdot 1000 \left[\frac{kW}{MW}\right] \cdot \left(\frac{1}{g_{medio-N} \left[\frac{kWh}{kg}\right]}\right) \cdot H \left[\frac{h}{año}\right]}$

- $$OPEX_{export} \left[ \frac{\text{€}}{\text{kg}} \right] = - T_{excedentes} \left[ \frac{\text{€}}{\text{MWh}} \right] \cdot \left( \frac{1 \text{ MWh}}{1000 \text{ kWh}} \right) \cdot g_{medio-N} \left[ \frac{\text{kWh}}{\text{kg}} \right] \cdot \left( \frac{E_{excedentes}[\text{MWh}]}{E_{ely}[\text{MWh}]} \right)$$

Finalmente, se puede calcular el coste de producción del hidrógeno como:

$$LCOH \left[ \frac{\text{€}}{\text{kg}} \right] = CAPEX + (CAPEX + OPEX)_{feedstock} + OPEX_{otrosely} + OPEX_{rely} + OPEX_{export}$$

### 3.2.2 CÁLCULO DEL COSTE DEL PROCESO DE METANACIÓN

El estudio mencionado en el Capítulo 3.2.1 analiza el coste de una planta fotovoltaica de 800 MWp, desarrollada en dos fases de 400 MWp cada una. Por tanto, si se considera una potencia pico total 800 MW para la parte fotovoltaica, por cada una de estas plantas, se podría dimensionar un electrolizador de 400 MW acoplado a cada instalación. A partir de esta configuración, la producción de cada electrolizador, así como el número de electrolizadores y de plantas fotovoltaicas de las características indicadas que son necesarios para cubrir la producción anual en Catar (251.447 t) se calcula como:

$$Prod_{ely} \left[ \frac{\text{t}}{\text{año}} \right] = \frac{400[\text{MW}] \cdot H \left[ \frac{\text{h}}{\text{año}} \right] \cdot 1000 \left[ \frac{\text{kW}}{\text{MW}} \right]}{g_{medio-N} \left[ \frac{\text{kWh}}{\text{kg}} \right] \cdot 1000 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{t}} \right]}$$

$$\#_{ely} = \frac{251.447 \left[ \frac{\text{t}}{\text{año}} \right]}{Prod_{ely}}$$

Junto a cada electrolizador, habrá una planta de metanación donde se lleve a cabo la reacción de Sabatier, pues transportar metano es más sencillo y menos costoso que transportar hidrógeno. Por tanto, el número de plantas de metanación ( $\#_{met}$ ) es el mismo que el número

de electrolizadores ( $\#_{ely}$ ). Asimismo, siguiendo la estequiometría de Sabatier (2kg CH<sub>4</sub>/kg H<sub>2</sub>), la producción de cada planta de metanación se calcula como:

$$Prod_{met} \left[ \frac{t}{año} \right] = Prod_{ely} \cdot 2 \left[ \frac{kg CH_4}{kg H_2} \right]$$

Del mismo modo, la capacidad requerida de cada planta en MW se calcula como:

$$S_{met} [MW] = \frac{Prod_{met} \left[ \frac{t}{año} \right] \cdot 1000 \left[ \frac{kg}{t} \right] \cdot 22,4 \left[ \frac{Nm^3}{kmol} \right] \cdot 11,04 \left[ \frac{kWh}{Nm^3} \right]}{16 \left[ \frac{kg}{kmol} \right] \cdot 8764 \left[ \frac{h}{año} \right] \cdot 1000 \left[ \frac{kW}{MW} \right]}$$

Para calcular el coste de inversión que tendría una planta de metanación de la capacidad que se requiere, es necesario aplicar un factor de escala sobre un caso de referencia conocido. Este enfoque permite estimar el nuevo coste a partir de la relación entre ambas capacidades y un exponente de escala, que refleja cómo varía el coste con el tamaño del sistema. En particular, se utiliza la expresión:

$$C_b = C_a \cdot \left( \frac{S_b}{S_a} \right)^f$$

donde  $f$  es el factor de escala asociado a la tecnología de metanación. En este caso, se parte de una planta de referencia de 5 MW de capacidad y un coste de 600 €<sub>2015</sub>/kW<sub>GNS</sub>, lo que supone un CAPEX de 3 M€<sub>2015</sub> [16]. Además, para los procesos de metanación catalítica, el factor de escala a aplicar es de 0,67 [17]. A partir de dicha base, se puede estimar el coste de una planta de la capacidad requerida ( $S_{met}$ ) como:

$$C_{met} [M€_{2015}] = 3 \cdot \left( \frac{S_{met} [MW]}{5 [MW]} \right)^{0,67}$$

$$CAPEX \left[ \frac{€_{2015}}{kW} \right] = \frac{C_{met} [M€] \cdot 10^6 \left[ \frac{€}{M€} \right]}{S_{met} [MW] \cdot 1000 \left[ \frac{kW}{MW} \right]}$$

Dado que los costes están expresados en € del año 2015, es necesario actualizarlos a € del año 2020. Para ello se emplea el índice CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*), una herramienta ampliamente utilizada para actualizar los costes de equipos e instalaciones en las industrias química y de procesos. Los valores utilizados son:  $CEPCI_{2015} = 556,8$  y  $CEPCI_{2020} = 596,2$  [18]. Así, el CAPEX referido a € del año 2020 se calcula como:

$$CAPEX \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{kW} \right] = CAPEX \left[ \frac{\text{€}_{2015}}{kW} \right] \cdot \frac{596,2}{556,8}$$

$$CAPEX \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{TPA} \right] = \frac{CAPEX \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{kW} \right] \cdot 11,04 \left[ \frac{kWh}{Nm^3} \right] \cdot 22,4 \left[ \frac{Nm^3}{kmol} \right] \cdot 1000 \left[ \frac{kg}{t} \right]}{8764 \left[ \frac{h}{año} \right] \cdot 16 \left[ \frac{kg}{kmol} \right]}$$

Dado que el CAPEX es una inversión inicial, es necesario anualizarlo para poder compararlo con otros costes e ingresos que se expresan en términos anuales. Para ello, se aplica un factor de amortización  $f_a$ :

$$CAPEX_a \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{TPA} \right] = CAPEX \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{TPA} \right] \cdot f_a$$

Por otro lado, el rango de costes operativos para esta tecnología oscila entre el 1 % y el 11 % del CAPEX. La mayoría de los valores se sitúan dentro del rango del 3 % al 5 % del CAPEX. Mientras que algunas publicaciones consideran que los costes operativos son independientes del tiempo, otras anticipan una disminución de estos costes a lo largo del tiempo. No obstante, se propone un valor constante intermedio del 4 % del CAPEX para todos los años, ya que la mayoría de las publicaciones no prevén una variación relativa significativa de los costes operativos con respecto al CAPEX a lo largo del tiempo [19].

$$OPEX \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{TPA} \right] = CAPEX \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{TPA} \right] \cdot 4\%$$

Finalmente, el coste a emplear en el modelo de costes para esta etapa es:

$$CAPEX + OPEX \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{TPA} \right] = CAPEX_a \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{TPA} \right] + OPEX \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{TPA} \right]$$

### 3.2.3 CÁLCULO DEL COSTE DE LICUEFACCIÓN DEL METANO

Como se expuso en Capítulo 3.1, para llevar a cabo la ruta propuesta es necesario licuar 502.894 t de CH<sub>4</sub>. Sin embargo, el coste de una planta de licuefacción de una capacidad tan reducida resultaría muy elevado y precisamente se eligió Catar por sus tecnologías de licuefacción. Como se expuso en el capítulo 2, Catar es uno de los principales exportadores de GNL a nivel mundial y cuenta con una única planta de licuefacción con una capacidad de 77 millones de toneladas por año. Por tanto, para el modelo de costes se propone utilizar la planta ya existente en Catar, ya que la producción requerida en este caso es mínima en comparación.

Para calcular el coste de inversión que tendría una planta de licuefacción de esta capacidad que se requiere, es necesario aplicar un factor de escala sobre un caso de referencia conocido. Para ello, se ha usado el caso de una planta de licuefacción de una capacidad de 4,5 millones de toneladas por año y un coste de 1500 €<sub>2020</sub>/tpa [20], lo cual supone un CAPEX de 6750 M€<sub>2020</sub>. Además, para los procesos de licuefacción, la literatura existente aplica un factor de escala 0,7 [21]. A partir de dicha base, se puede estimar el coste de una planta de la capacidad que se plantea (77 Mtpa) como:

$$C_{lic}[M€_{2020}] = 6750 \cdot \left( \frac{77[MTPA]}{4,5[MTPA]} \right)^{0,7}$$

$$CAPEX \left[ \frac{€_{2020}}{tpa} \right] = \frac{C_{lic}[M€] \cdot 10^6 \left[ \frac{€}{M€} \right]}{S_{lic}[Mtpa] \cdot 10^6 \left[ \frac{t}{Mt} \right]}$$

Dado que el CAPEX es una inversión inicial, se aplica un factor de amortización  $f_a$ :

$$CAPEX_a \left[ \frac{€_{2020}}{tpa} \right] = CAPEX \left[ \frac{€_{2020}}{tpa} \right] \cdot f_a$$

El coste de mantenimiento anual para estos procesos se establece como un tanto por ciento de la inversión. En base a la literatura existente, se ha decidido aplicar un porcentaje del 4% [22]:

$$OPEX \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{tpa} \right] = CAPEX \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{tpa} \right] \cdot 4\%$$

Finalmente, el coste a emplear en el modelo de costes para esta etapa es:

$$CAPEX + OPEX \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{tpa} \right] = CAPEX_a \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{tpa} \right] + OPEX \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{tpa} \right]$$

### 3.2.4 CÁLCULO DEL COSTE DE TRANSPORTE DEL METANO

Como se expuso en el Capítulo 3.1, para llevar a cabo la ruta propuesta es necesario transportar mediante buques metaneros un total de 502.894 toneladas anuales de GNS. Para ello, se usan 7 barcos con una capacidad de 170.000 m<sup>3</sup> cada uno. El coste asociado a esta etapa se ha tomado de la literatura existente. En particular, Al-Breiki et al. [23] realizaron un estudio técnico y económico sobre el transporte marítimo de diversos vectores energéticos y concluyeron que el coste de transporte del GNL asciende a 0,74 €<sub>2020</sub>/GJ, valor que se adopta en este modelo:

$$CAPEX + OPEX \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{t} \right] = \frac{0.74 \left[ \frac{\text{€}}{\text{GJ}} \right] \cdot 3600 \left[ \frac{\text{s}}{\text{h}} \right] \cdot 11,04 \left[ \frac{\text{kWh}}{\text{Nm}^3} \right] \cdot 22,4 \left[ \frac{\text{Nm}^3}{\text{kmol}} \right] \cdot 1000 \left[ \frac{\text{kg}}{t} \right]}{10^6 \left[ \frac{\text{kW}}{\text{GW}} \right] \cdot 16 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right]}$$

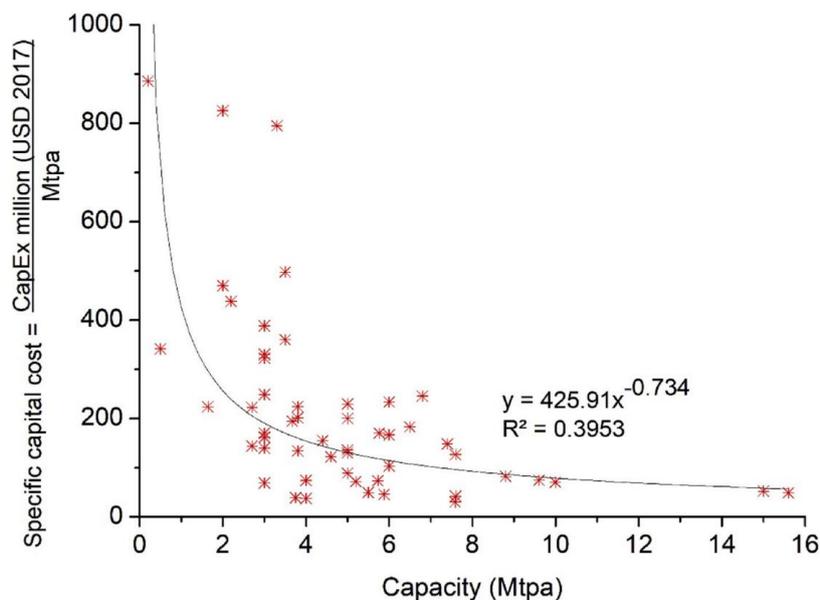
### 3.2.5 CÁLCULO DEL COSTE DE REGASIFICACIÓN

Como se detalló en el Capítulo 3.1, durante el transporte marítimo se producen inevitablemente pérdidas por *boil-off*. Por tanto, de las 502.894 t de GNL que salen de Qatar, llegan a España 496.558 t, las cuales, una vez descargadas, se someten a un proceso de regasificación. Este proceso consiste en transformar el gas natural licuado (GNL), que se encuentra a -162 °C en estado líquido, de nuevo a estado gaseoso mediante un intercambio térmico, generalmente utilizando agua de mar.

Para esta etapa del proceso, se observa una elevada dispersión en los datos de costes de capital de plantas de regasificación, con valores que varían ampliamente según la ubicación geográfica y la capacidad de la planta. En el estudio de Agarwal et al. [24], se recopilieron

datos de más de 100 terminales de regasificación en todo el mundo, evidenciando diferencias significativas entre regiones como China, Japón, Europa o el Medio Oriente. En particular, en los datos correspondientes a Europa, se observa una variación significativa en el coste de capital específico (CAPEX/Mtpa), con un valor máximo aproximado de 200 millones USD/Mtpa y un mínimo en torno a 40 millones USD/Mtpa.

Para el estudio de la ruta propuesta, el cálculo del coste de inversión de la planta de regasificación se ha obtenido de la curva de regresión propuesta por Agarwal et al., representada en la Figura 3.3.



*Figura 3.3. Coste de capital específico en función de la capacidad de regasificación [24]*

En la ruta propuesta, se establece como objetivo abastecer la capacidad de consumo de la refinería de Cartagena. La planta de regasificación asociada a dicha refinería tiene una capacidad de 1.350.000 Nm<sup>3</sup>/h [25], lo que equivale aproximadamente a 8,447 Mtpa. Por tanto, para esta etapa se ha estimado el coste correspondiente a una planta de regasificación con esta capacidad, con el objetivo de reflejar de la forma más realista posible las condiciones operativas reales.

$$CAPEX \left[ \frac{\text{€}_{2017}}{Mtpa} \right] = 425,91 \cdot 8,447^{-0,734}$$

Para expresar los costes de esta etapa en € del año 2020, se utiliza de nuevo el índice CEPCI. Los valores utilizados son:  $CEPCI_{2017} = 567,5$  y  $CEPCI_{2020} = 596,2$  [18].

$$CAPEX \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{Mtpa} \right] = CAPEX \left[ \frac{\text{€}_{2017}}{Mtpa} \right] \cdot \frac{596,2}{567,5}$$

Puesto que el CAPEX es una inversión inicial, se aplica un factor de amortización  $f_a$ :

$$CAPEX_a \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{Mtpa} \right] = CAPEX \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{Mtpa} \right] \cdot f_a$$

El coste de mantenimiento anual para los procesos de regasificación se suele expresar como un porcentaje de la inversión inicial. Basándose en la literatura existente, se ha adoptado un valor del 2.5% [26].

$$OPEX \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{Mtpa} \right] = CAPEX \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{Mtpa} \right] \cdot 2,5\%$$

Finalmente, el coste a emplear en el modelo de costes para esta etapa es:

$$CAPEX + OPEX \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{Mtpa} \right] = CAPEX_a \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{Mtpa} \right] + OPEX \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{Mtpa} \right]$$

### 3.2.6 CÁLCULO DEL COSTE DEL PROCESO DE REFORMADO CON CAPTURA DE CARBONO (SMR+CCU)

Una vez que el GNS se encuentra en estado gaseoso, este se somete a un proceso de reformado con captura de carbono. Según lo descrito el capítulo 3.1, de las 496.558 t de GNS que se regasifican, se logran extraer 142.291 t de H<sub>2</sub> y 1.229.395 t de CO<sub>2</sub>.

Para cuantificar el coste de inversión de esta etapa, se ha seguido el modelo económico propuesto por Yagüe et al. [11], en el cual se analiza la producción de hidrógeno mediante reformado con captura de carbono (SMR+CCU) y se proporciona una expresión empírica

que permite estimar la inversión en función de la producción diaria de hidrógeno, referida a € del año 2020:

$$INV_{CCU}[\text{€}_{2020}] = 27.727 \cdot P^{0,713} + 3511 \cdot P^{0,8592}$$

donde P representa la producción diaria de hidrógeno en kg/día. En la ruta propuesta, el objetivo era importar una cantidad de hidrógeno equivalente a la producción anual de la refinería de Cartagena (146.000 t). Por tanto, para esta etapa, se ha calculado el coste de una planta de la misma capacidad, equivalente a 400.000 kg H<sub>2</sub>/día. Así, el CAPEX de la planta de reformado se puede estimar como:

$$CAPEX \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{t} \right] = \frac{27.727 \cdot 400.000^{0,713} + 3511 \cdot 400.000^{0,8592}}{146.000}$$

$$CAPEX_a \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{t} \right] = CAPEX \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{t} \right] \cdot f_a$$

Asimismo, Yagüe et al. establecen que el coste operativo anual para plantas de reformado con captura de carbono es de 0,148 €/ kg H<sub>2</sub>.

$$CAPEX + OPEX \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{t} \right] = CAPEX_a \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{t} \right] + 0,148 \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{t} \right]$$

### 3.2.7 CÁLCULO DEL COSTE DEL CO<sub>2</sub> BIOGÉNICO

Como se vio en el capítulo 3.1, además de la inversión inicial de CO<sub>2</sub> biogénico para poder empezar el ciclo, es necesario aportar externamente 153.564 t/año de CO<sub>2</sub> biogénico en España. Las principales fuentes de CO<sub>2</sub> biogénico en España son: el enriquecimiento del biogás en plantas de biometano y las centrales eléctricas de biomasa. Al conocerse más datos de la primera opción, se ha usado esta fuente para estimar el coste del CO<sub>2</sub> biogénico.

En concreto, se ha tomado como referencia el estudio de Yagüe et al. [11], que analiza el coste de enriquecimiento del biogás en función del caudal volumétrico tratado. Los resultados de dicho análisis se recogen en la Tabla 3.2. Además, en la Figura 3.4 se ha representado gráficamente esta relación, lo cual permite obtener una curva de regresión a

partir de la cual se estima el coste del enriquecimiento en función del caudal volumétrico de biogás.

Tabla 3.2. Coste del enriquecimiento en función del caudal volumétrico de biogás [11]

Caudal volumétrico de biogás (Nm <sup>3</sup> /h)	200	500	1000	2000
Coste del enriquecimiento $\left(\frac{\text{€}}{\text{MWh-PCI}}\right)$	18-20	14-18	11-14	9-12

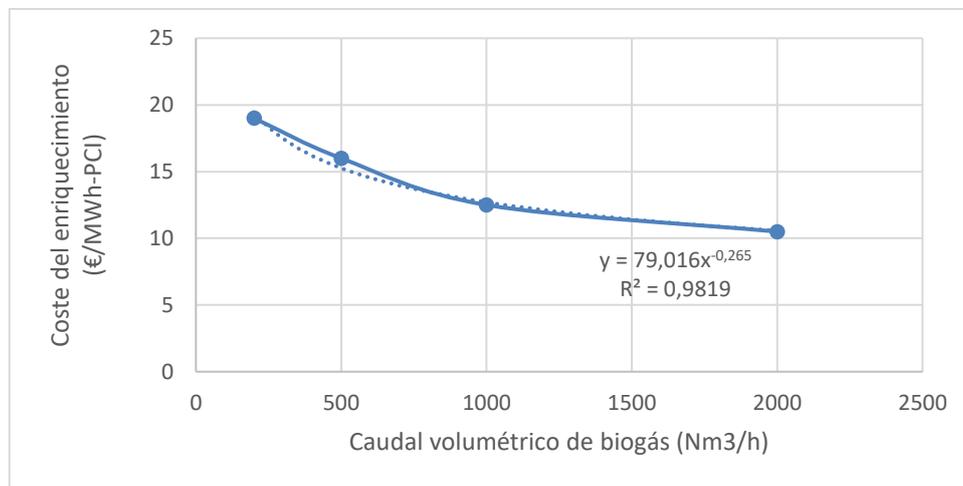


Figura 3.4. Coste del enriquecimiento en función del caudal volumétrico de biogás

El tamaño medio de plantas de biogás en España es de 838 Nm<sup>3</sup>/h de biogás [11]. Por tanto, si se calcula el coste del enriquecimiento para una planta de este tamaño:

$$C_{CO_2} \left[ \frac{\text{€}}{\text{MWh} - \text{PCI } CH_4} \right] = 79,016 \cdot 838^{-0,265}$$

Finalmente, el coste de adquisición de CO<sub>2</sub> biogénico a emplear en la ruta propuesta es:

$$C_{CO_2} \left[ \frac{\text{€}}{\text{ton}} \right] = \frac{C_{CO_2} \left[ \frac{\text{€}}{\text{MWh} - \text{PCI } CH_4} \right] \cdot 9,952 \left[ \frac{\text{kWh} - \text{PCI } CH_4}{\text{Nm}^3 \text{ } CH_4} \right] \cdot \frac{60 \left[ \text{Nm}^3 \text{ } CH_4 \right]}{40 \left[ \text{Nm}^3 \text{ } CO_2 \right]} \cdot 22,4 \left[ \frac{\text{Nm}^3 \text{ } CO_2}{1 \text{ kmol } CO_2} \right] \cdot 1000 \left[ \frac{\text{kg}}{\text{t}} \right]}{1000 \left[ \frac{\text{kWh}}{\text{MWh}} \right] \cdot 44 \left[ \frac{\text{kg } CO_2}{1 \text{ kmol } CO_2} \right]}$$

Este valor representa el coste unitario de adquisición que se aplicará a las toneladas adicionales de CO<sub>2</sub> biogénico que deben ser suministradas anualmente en España. Sin embargo, en el caso de las toneladas requeridas al inicio del ciclo, al tratarse de una inversión, es necesario anualizar su coste:

$$CAPEX_a \left[ \frac{\text{€}}{\text{ton}} \right] = C_{CO_2} \left[ \frac{\text{€}}{\text{ton}} \right] \cdot f_a$$

### 3.2.8 CÁLCULO DEL COSTE DE LICUEFACCIÓN Y TRANSPORTE DE CO<sub>2</sub>

Una vez capturado el CO<sub>2</sub> en el proceso de reformado, y complementado con el procedente del enriquecimiento de biogás, este debe ser licuado y transportado por barco de vuelta a Catar para ser reutilizado en la reacción de Sabatier. En total, es necesario transportar 1 382 959 t de CO<sub>2</sub>.

Para cuantificar los costes de licuefacción y transporte marítimo del CO<sub>2</sub>, se han tomado como referencia los resultados del estudio de Vakili et al. [27], que compara los costes de transporte de CO<sub>2</sub> para un buque de 32 000 m<sup>3</sup> operando a 10 bares y -50 °C, y otro de 7 500 m<sup>3</sup> operando a 25 bares y -20 °C. El estudio concluye que el buque de mayor capacidad y menor presión resulta más económico, estimando un coste total de licuefacción y de transporte de 20,09 £/t CO<sub>2</sub> y 19,35 £/t CO<sub>2</sub>, respectivamente.

Estos costes están expresados en libras, referidos al año 2023. Por tanto, para poder incluirlos en nuestro modelo, es necesario expresarlos en € referidos a año 2020. Para ello, se tomará el tipo de cambio medio del año 2023 (1€ = 0.87£) y el índice CEPCI correspondiente (CEPCI<sub>2020</sub> = 596,2 y CEPCI<sub>2023</sub> = 800,8) [18].

$$C_{lic\ CO_2} \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{t} \right] = \frac{20,09 \left[ \frac{\text{£}}{t} \right]}{0,87 \left[ \frac{\text{£}}{\text{€}} \right]} \cdot \frac{596,2 \text{ €}_{2020}}{800,8 \text{ €}_{2023}}$$

$$C_{trans\ CO_2} \left[ \frac{\text{€}_{2020}}{t} \right] = \frac{19,35 \left[ \frac{\text{€}}{t} \right]}{0,87 \left[ \frac{\text{€}}{\text{€}} \right]} \cdot \frac{596,2 \text{ €}_{2020}}{800,8 \text{ €}_{2023}}$$

## Capítulo 4. RESULTADOS

La Tabla 4.1 recoge las hipótesis empleadas en el cálculo del coste de cada etapa del ciclo.

Tabla 4.1. Hipótesis establecidas para el cálculo del coste

Input	Valor	Unidades
WACC	7,34	%
N	25	Años
$f_a$	0,08846	-

### 4.1 COSTE POR ETAPA

Además de las hipótesis establecidas en la Tabla 4.1, para el cálculo del coste de producción de hidrógeno en Catar, se han tomado ciertas hipótesis adicionales asociadas al resto de parámetros de entrada, expuestos en el Capítulo 3.2.1. La Tabla 4.2 recoge estas hipótesis.

Tabla 4.2. Hipótesis adicionales establecidas para el cálculo del coste de producción de hidrógeno en Catar

Input	Valor	Unidades
$INV_e$	1000	€/kW
g	55,50	kWh/kg
$H_{stack}$	80.000	h
$OPEX_{rely}$	15	%CAPEX/stack
$OPEX_{otrosely}$	4	%CAPEX/año
$D_{stack}$	0,12	%/año
$T_{excedentes}$	15,70	€/MWh

Realizando los cálculos detallados en el apartado de Metodología, se obtiene un coste de producción de hidrógeno en Catar de 3,71 €/kg H<sub>2</sub>. La Tabla 4.3 recoge los principales parámetros asociados a la obtención de este coste, cuyo cálculo se detalla en el apartado de Metodología. Asimismo, la Figura 4.1 muestra el desglose del LCOH.

Tabla 4.3. Resultados energéticos y económicos asociados a la producción de hidrógeno en Catar

	Valor	Unidades
Producción FV	985.600	MWh
N <sub>stacks</sub>	0	-
g <sub>medio-stack</sub>	58,16	kWh/kg
g <sub>medio-N</sub>	57,55	kWh/kg
Electricidad consumida	492.800	MWh
Electricidad exportada	492.800	MWh
CAPEX	2,07	MWh
CAPEX + OPEX <sub>feedstock</sub>	1,61	€/kg
OPEX <sub>otrosely</sub>	0,93	€/kg
OPEX <sub>reemplazo stack</sub>	0,00	€/kg
OPEX <sub>exportación</sub>	-0,90	€/kg
<b>LCOH</b>	<b>3,71</b>	<b>€/kg</b>

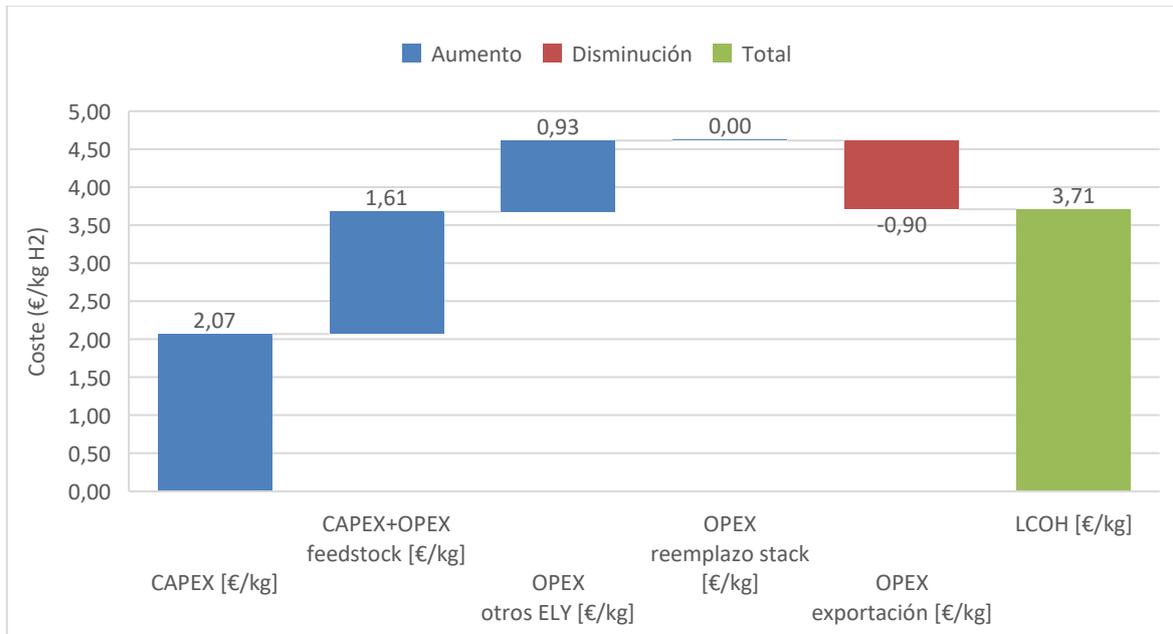


Figura 4.1. Desglose del LCOH

La Tabla 4.4 presenta los costes asociados a cada una de las etapas del ciclo, calculados a partir de los procedimientos y supuestos descritos en el apartado de Metodología.

Tabla 4.4. Diagrama de flujos del ciclo

<b>Etapas</b>	<b>Coste</b>	<b>Unidades</b>
LCOH	3,71	€/kg H <sub>2</sub>
Metanación	63,95	€/t CH <sub>4</sub>
Licuefacción CH <sub>4</sub>	82,20	€/t CH <sub>4</sub>
Transporte en barco CH <sub>4</sub>	41,17	€/t CH <sub>4</sub>
Regasificación	10,60	€/ Mt CH <sub>4</sub>
SMR + CCU	452,17	€/t H <sub>2</sub>
Inversión CO <sub>2</sub> inicial	8,92	€/t CO <sub>2</sub>
Compra CO <sub>2</sub> extra	100,89	€/t CO <sub>2</sub>
Licuefacción CO <sub>2</sub>	17,19	€/t CO <sub>2</sub>
Transporte en barco CO <sub>2</sub>	16,56	€/t CO <sub>2</sub>

Por último, con respecto al dimensionamiento de las plantas de Qatar, se ha resuelto que, para llevar a cabo la ruta propuesta y considerando las capacidades fotovoltaicas y electrolíticas definidas en el apartado de Metodología, serían necesarias 15 plantas fotovoltaicas de 800 MW<sub>p</sub>, acompañadas de 15 electrolizadores de 400 MW y 15 plantas de metanación de 60,41 MW. De esta forma, cada electrolizador generaría 17.126 t de H<sub>2</sub> al año, que sería enviado directamente a su correspondiente planta de metanación para la producción de 34 252 t /año de GNS. Posteriormente, todo el GNS producido se trasladaría a una única planta de licuefacción, desde donde se exportaría a España.

## 4.2 OBTENCIÓN DEL COSTE FINAL DEL HIDRÓGENO

Una vez conocidos el coste unitario de cada etapa y la cantidad de flujo tratada en cada una de ellas, es posible calcular el coste total asociado a cada proceso del ciclo. La Tabla 4.5 muestra el resultado de multiplicar cada coste unitario por su correspondiente cantidad, permitiendo cuantificar el impacto económico de cada etapa sobre el coste final del hidrógeno.

Tabla 4.5. Coste total de cada etapa del ciclo

	Coste	Cantidad	Total
LCOH	3,71 €/kg H <sub>2</sub>	251.447.000 kg H <sub>2</sub>	933 M€
Metanación	63,95 €/t CH <sub>4</sub>	502.894 t CH <sub>4</sub>	32,2 M€
Licuefacción CH <sub>4</sub>	82,20 €/t CH <sub>4</sub>	502.894 t CH <sub>4</sub>	41,3 M€
Transporte en barco CH <sub>4</sub>	41,17 €/t CH <sub>4</sub>	502.894 t CH <sub>4</sub>	20,7 M€
Regasificación	10,60 €/Mt CH <sub>4</sub>	0,497 Mt CH <sub>4</sub>	5,26 €
SMR + CCU	452,17 €/t H <sub>2</sub>	142.291 t H <sub>2</sub>	64,3 M€
Inversión CO <sub>2</sub> inicial	8,92 €/t CO <sub>2</sub>	1.382.959 t CO <sub>2</sub>	12,3 M€
Compra CO <sub>2</sub> extra	100,89 €/t CO <sub>2</sub>	153.564 t CO <sub>2</sub>	15,5 M€
Licuefacción CO <sub>2</sub>	17,19 €/t CO <sub>2</sub>	1.382.959 t CO <sub>2</sub>	23,8 M€
Transporte en barco CO <sub>2</sub>	16,56 €/t CO <sub>2</sub>	1.382.959 t CO <sub>2</sub>	22,9 M€
<b>Total</b>			<b>1.166 M€</b>

A partir del coste total acumulado (1.166 M€) y de la cantidad de hidrógeno entregado en destino (142.291 toneladas), se puede calcular el coste final del hidrógeno como:

$$\text{Coste final del H}_2 = \frac{1.166 \text{ M€}}{142.291 \text{ t}} = 8,19 \text{ €/kg H}_2$$

Si se compara este valor con el precio actual del hidrógeno verde en España, se puede concluir que esta forma de transportar hidrógeno no resulta competitiva en las condiciones actuales. Como referencia, el precio del hidrógeno verde en España puede consultarse a través del MIBGAS IBHYX, el primer índice ibérico que refleja el coste de producción del hidrógeno renovable. Este índice oscila, desde su creación en diciembre de 2024 hasta la actualidad, entre los 5,81 y 5,95 €/kg H<sub>2</sub> [28]. Este valor es significativamente inferior al coste final de 8,19 €/kg H<sub>2</sub> obtenido en este estudio, lo que evidencia que la ruta y sistema analizados presentan sobrecostes notables frente a las alternativas de producción local directa mediante electrólisis.

Nótese que la diferencia de costes es de 2,31 €/kg H<sub>2</sub>. El coste de la sobreproducción de hidrógeno (251.447 t – 142.291 t) es de 404,97 M€, que referidos a la producción final (142.291 t) resultan un sobrecoste de 2,85 €/kg H<sub>2</sub>, superior a la diferencia (2,31 €/kg). Se

concluye, por tanto, que la eficiencia global del ciclo tiene un peso fundamental en la falta de viabilidad de la ruta propuesta. La Figura 4.2 muestra un gráfico circular que representa la proporción del coste total atribuida a cada proceso.

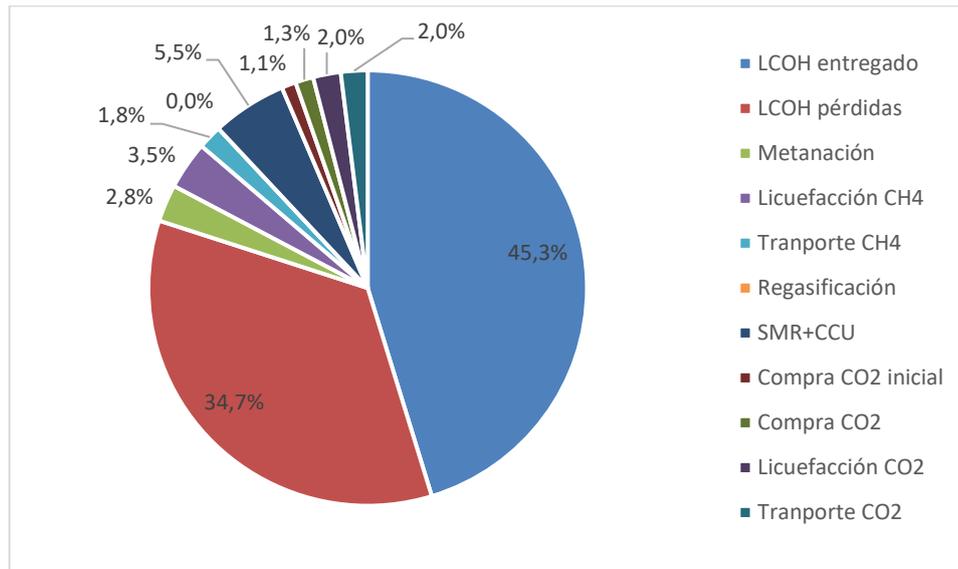


Figura 4.2. Distribución del coste total por etapas

Con el objetivo de reflejar de forma más precisa el impacto económico de la sobreproducción de hidrógeno, el coste LCOH se ha dividido en dos componentes: el correspondiente al hidrógeno entregado y el asociado a las pérdidas del proceso. Esta desagregación permite identificar que las pérdidas suponen un 34,7 % del coste total, lo que pone de manifiesto su peso relativo en el modelo y la necesidad de mejorar la eficiencia global del sistema. Por su parte, el LCOH del hidrógeno entregado representa el 45,3% del total, constituyendo la mayor partida individual. El resto de procesos presentan un menor impacto en el coste final, destacando el proceso SMR + CCU (5,5 %), y el proceso de metanación (2,8 %). Por otro lado, los procesos de licuefacción y transporte, tanto de metano como de dióxido de carbono, suponen un 9,3 % del coste total de sistema.

Como se ha visto, las pérdidas de hidrógeno tienen un gran impacto en el coste total del sistema, suponiendo un sobrecoste de 2,85 €/kg H<sub>2</sub>. Desde un punto de vista cuantitativo, de las 251.447 toneladas de hidrógeno producidas inicialmente en Catar, solo el 56,59 % (142.291 toneladas) son convertidas en hidrógeno útil. La Figura 4.3 muestra la evolución

de las masas de hidrógeno a lo largo de cada etapa del sistema. En las etapas en las que se trata metano (metanación, licuefacción, transporte y regasificación), se ha utilizado la equivalencia del reformado ideal ( $\text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + 4\text{H}_2$ ), es decir, 1 kg de  $\text{H}_2$  por cada 2 kg de  $\text{CH}_4$ .

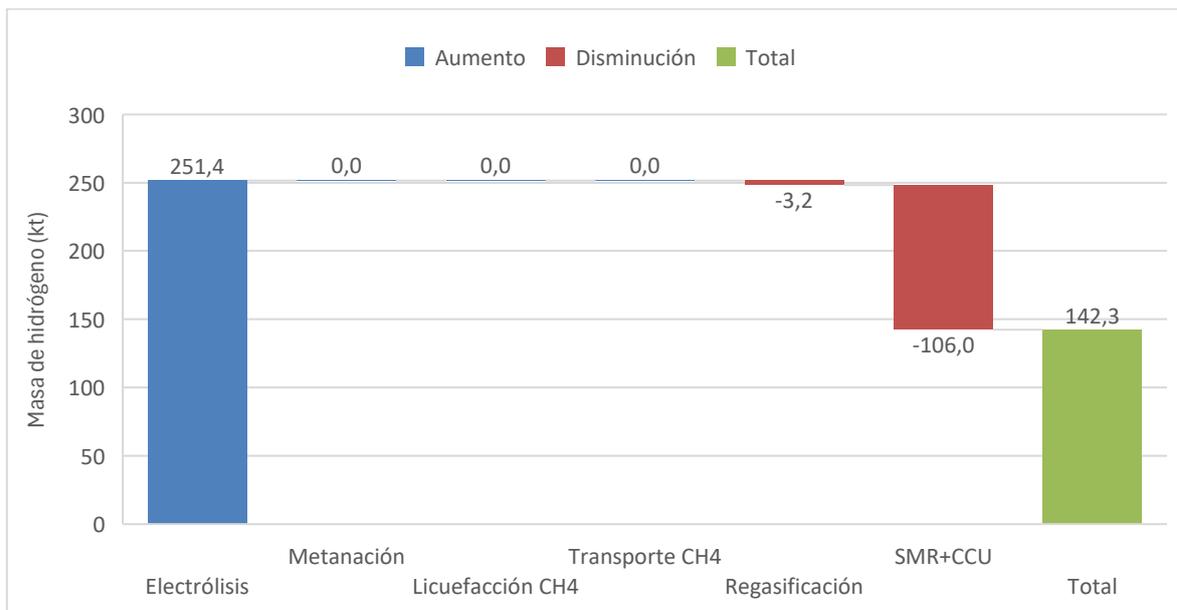


Figura 4.3. Evolución de la masa de hidrógeno a lo largo del sistema

Prácticamente todas las pérdidas del sistema se dan en el proceso de reformado con captura de carbono (SMR + CCU), que supone una pérdida de 106,0 kt de hidrógeno. Aunque se han incluido pérdidas por boil-off (3,2 kt) durante el transporte de metano, su impacto es residual en comparación con las pérdidas totales. En conjunto, esto implica que un 42,2 % del hidrógeno producido en Catar se pierde en el proceso de extracción del hidrógeno del metano. Esto supone que, del sobrecoste total de 2,85 €/kg  $\text{H}_2$  asociado a la sobreproducción, 2,76 €/kg  $\text{H}_2$  corresponden exclusivamente a las pérdidas de la etapa de SMR + CCU. Nótese que este sobrecoste sigue siendo superior a la diferencia de costes (2,31 €/kg  $\text{H}_2$ ), con respecto al índice MIBGAS IBHYX. Se concluye, por tanto, que la eficiencia del proceso SMR + CCU tiene un peso fundamental en la falta de viabilidad de la ruta propuesta.

La Tabla 4.6 y la Figura 4.4 recogen el coste de cada etapa del sistema, pero esta vez referido a la producción final (142.291 t). Estas cifras representan el verdadero coste de cada etapa y

permiten comprobar la magnitud real en que cada etapa contribuye al coste final del hidrógeno.

Tabla 4.6. Coste de cada etapa referido a la producción final

<i>Etapa</i>	<i>Coste</i>	<i>Unidades</i>
LCOH H2 entregado	3,71	€/kg H <sub>2</sub>
LCOH pérdidas	2,85	€/kg H <sub>2</sub>
Sabatier	0,23	€/kg H <sub>2</sub>
Licuefacción	0,29	€/kg H <sub>2</sub>
Transporte en barco CH <sub>4</sub>	0,15	€/kg H <sub>2</sub>
Regasificación	0	€/kg H <sub>2</sub>
SMR + CCU	0,45	€/kg H <sub>2</sub>
Inversión CO <sub>2</sub> inicial	0,09	€/kg H <sub>2</sub>
Compra CO <sub>2</sub> extra	0,11	€/kg H <sub>2</sub>
Licuefacción CO <sub>2</sub>	0,17	€/kg H <sub>2</sub>
Transporte en barco CO <sub>2</sub>	0,16	€/kg H <sub>2</sub>
<b>Total</b>	<b>8,19</b>	€/kg H <sub>2</sub>

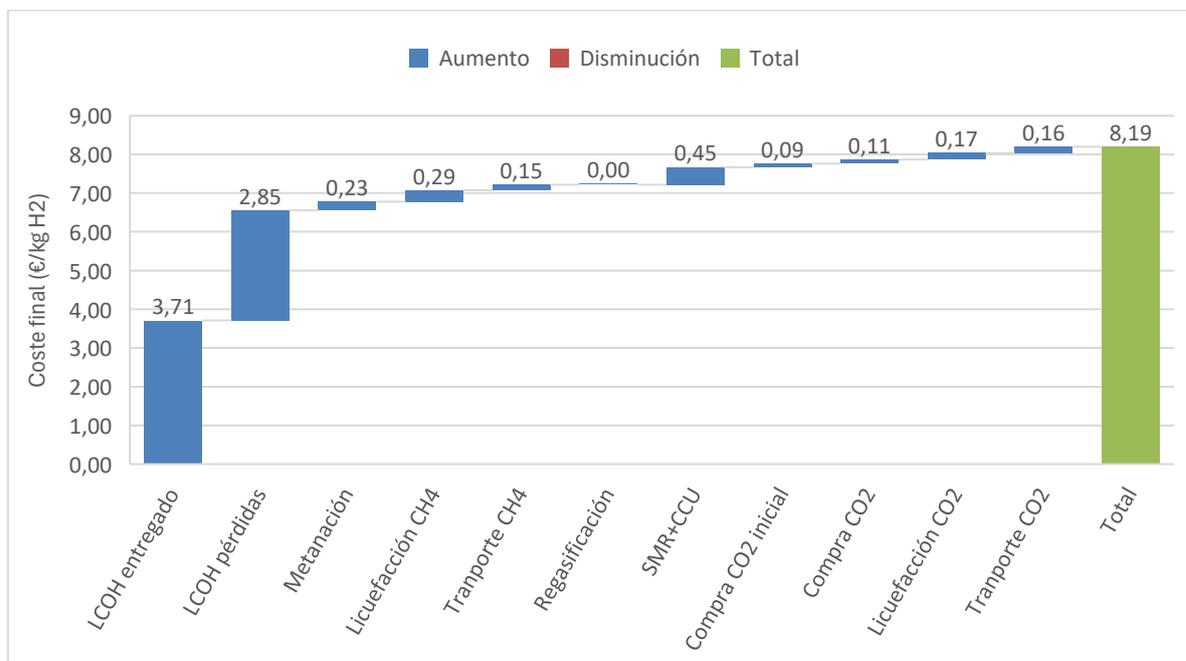


Figura 4.4. Desglose del coste referido a la producción final

### 4.3 *DISPONIBILIDAD DE CO<sub>2</sub> BIOGÉNICO*

El modelo planteado se basa en un ciclo en el que intervienen únicamente dos insumos principales: el hidrógeno, obtenido mediante electrólisis alimentada por energía solar, y el dióxido de carbono biogénico, necesario para la reacción de metanación. Mientras que el suministro de hidrógeno está garantizado a través de una fuente renovable abundante y gestionable como es la solar, la disponibilidad de CO<sub>2</sub> puede ser un problema. Por ello, resulta fundamental evaluar la disponibilidad de CO<sub>2</sub> biogénico en las cantidades necesarias para asegurar la viabilidad del modelo en condiciones reales.

En el modelo planteado, de las 1.382.959 toneladas de CO<sub>2</sub> necesarias anualmente para llevar a cabo la reacción de Sabatier, se logran recuperar 1.229.395 toneladas en el proceso de reformado con captura, lo que representa una eficiencia del 88,90 %. Este valor, si bien elevado, es ligeramente inferior al rendimiento teórico del 90 %, debido principalmente a las pérdidas asociadas al transporte del CH<sub>4</sub> en el sistema. Por tanto, sería necesario aportar externamente 153.564 toneladas anuales de CO<sub>2</sub> biogénico para cerrar el balance de carbono.

El CO<sub>2</sub> biogénico puede obtenerse principalmente de dos fuentes: el enriquecimiento del biogás en plantas de biometano y las centrales eléctricas de biomasa. Un estudio reciente [29] estima el potencial de generación de CO<sub>2</sub> biogénico en España a partir de ambas fuentes en distintos horizontes temporales. La Tabla 4.7 muestra la evolución esperada de dicha disponibilidad, en la que se aprecia un crecimiento significativo a lo largo de las próximas décadas, lo que permite contextualizar cuantitativamente el recurso disponible en relación con las necesidades del sistema.

*Tabla 4.7. Potencial de producción de CO<sub>2</sub> biogénico en España [29]*

	<i>Unidades</i>	<i>2025</i>	<i>2030</i>	<i>2035</i>	<i>2050</i>
Centrales eléctricas de biomasa	<i>t CO<sub>2</sub>/año</i>	7.957.983	11.112.783	16.669.174	27.781.957
Plantas de biometano	<i>t CO<sub>2</sub>/año</i>	4.028.137	5.035.171	6.042.206	10.070.343
Total	<i>kt CO<sub>2</sub>/año</i>	11.986,12	16.147,95	22.711,38	37.852,30

Como se puede observar, la disponibilidad de CO<sub>2</sub> biogénico en España no representa una limitación. Incluso en el escenario más conservador proyectado para 2025, se estima una generación superior a los 11 millones de toneladas anuales. De ellas, cerca de 8 millones provendrían del proceso de enriquecimiento de biogás, que es precisamente la fuente considerada en este estudio tanto en términos técnicos como económicos. Esta cifra es muy superior a las 153.564 toneladas requeridas por el modelo. Esto confirma que existen fuentes más que suficientes para cubrir la demanda adicional de CO<sub>2</sub>, lo que refuerza la viabilidad técnica del sistema desde el punto de vista del suministro de carbono.

#### **4.4 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD**

Dado que el coste del hidrógeno obtenido en el modelo base no resulta competitivo en el mercado actual, se considera necesario llevar a cabo un análisis de sensibilidad. El objetivo de esta sección es identificar cómo deberían modificarse ciertos parámetros clave de los procesos involucrados para que el modelo comience a ser económicamente viable. De este modo, se pretende determinar qué variables tienen mayor impacto sobre el resultado final y qué márgenes de mejora tecnológica o económica serían necesarios para alcanzar un coste competitivo del hidrógeno en España.

##### LCOH

En primer lugar, se analiza la variación del coste final del hidrógeno en función del coste de producción de hidrógeno en Catar (LCOH), al tratarse de uno de los parámetros más determinantes del modelo. Tal y como se ha demostrado en el apartado anterior, la etapa de producción de hidrógeno mediante electrólisis representa la mayor contribución al coste total del sistema. Por tanto, pequeñas variaciones en este parámetro pueden tener un efecto significativo en el resultado final. La Figura 4.5 muestra la evolución del coste final del hidrógeno en función del valor del LCOH en Catar. Al mantenerse constantes el resto de los parámetros del modelo, la relación observada entre estos parámetros es claramente lineal.

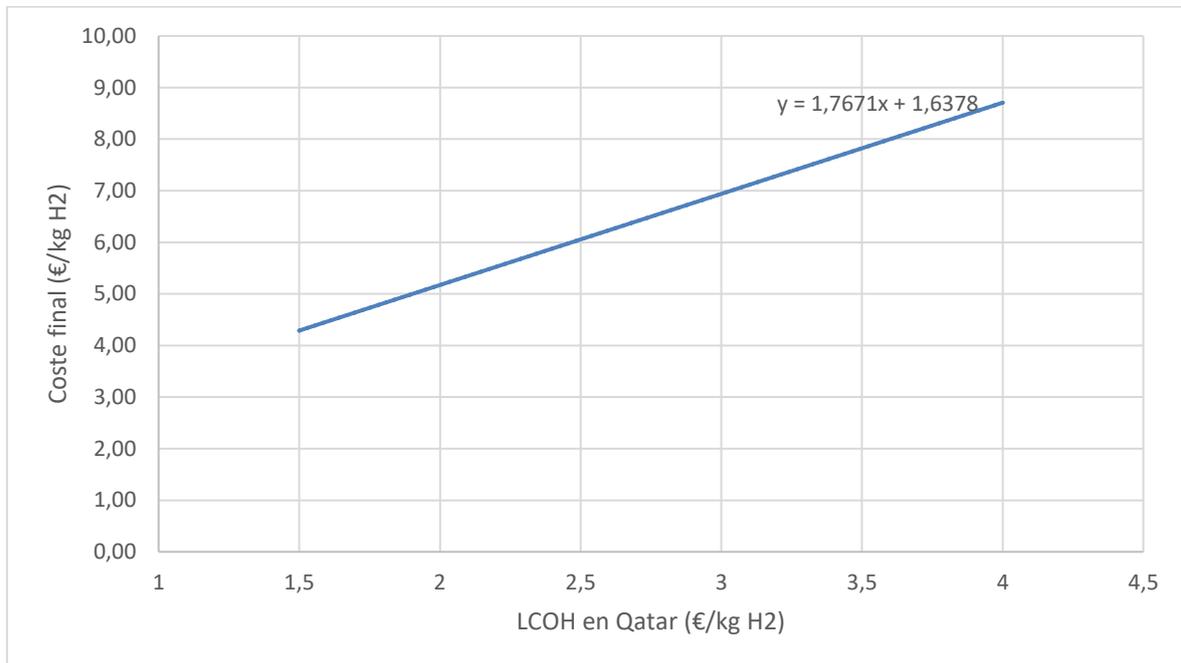


Figura 4.5. Coste final en función del coste de producción de hidrógeno en Catar

A partir de la gráfica anterior, se ha calculado el valor que debería alcanzar el LCOH en Catar para que el modelo planteado resulte competitivo, manteniendo constantes el resto de los parámetros del sistema. Considerando un precio objetivo de 5,88 €/kg de H<sub>2</sub>, que actualmente podría considerarse competitivo en el mercado ibérico, el análisis indica que el coste de producción del hidrógeno en Catar tendría que reducirse hasta 2,40 €/kg de H<sub>2</sub>. Esto supone una disminución del 35,3 % respecto al coste actual del hidrógeno (3,71 €/kg H<sub>2</sub>) considerado en el modelo base. Sin embargo, en el contexto tecnológico y económico actual, esta disminución parece poco viable.

#### Rendimiento SMR + CCU

Tal y como se ha demostrado en los resultados previos, el rendimiento del proceso de reformado tiene un peso fundamental en la falta de viabilidad de la ruta propuesta, pues las pérdidas asociadas a este proceso suponen un sobrecoste de 2,76 €/kg H<sub>2</sub>, superior a la diferencia de costes (2,31 €/kg H<sub>2</sub>) con respecto a los índices ibéricos. Por tanto, optimizar esta etapa tendría un efecto notable en la competitividad del sistema global. La Figura 4.6 muestra cómo evoluciona el coste final del hidrógeno en función del rendimiento del proceso

SMR + CCU. Para ello, se mantiene constante el coste total acumulado (1.166 M€), pero la producción final varía en función del rendimiento. La Tabla 4.8 muestra cómo varía la producción final del hidrógeno en función del rendimiento y como se refleja esto en el coste final.

Tabla 4.8. Coste y producción final en función del rendimiento del proceso SMR+CCU

<i>Rendimiento SMR+CCU</i> %	<i>Producción final</i> <i>t H<sub>2</sub></i>	<i>Coste final</i> €/kg H <sub>2</sub>
70	144.134	8,09
75	154.430	7,55
80	164.725	7,08
85	175.020	6,66
90	185.315	6,29
95	195.611	5,96
100	205.906	5,66

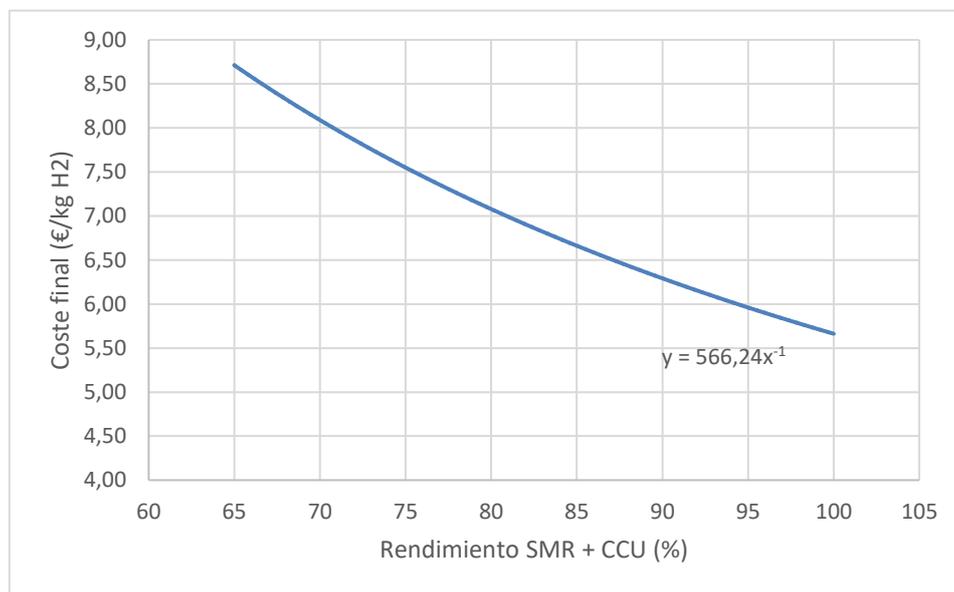


Figura 4.6. Coste final en función del rendimiento del proceso SMR+CCU

La Figura 4.6 pone de manifiesto cómo el aumento del rendimiento del proceso SMR + CCU permitiría reducir de forma significativa el coste final del hidrógeno. Sin embargo, manteniendo constantes el resto de parámetros del modelo, para alcanzar un coste

competitivo de 5,88 €/kg de H<sub>2</sub>, el rendimiento de esta etapa debería elevarse hasta un 96,30%. Esto supondría recuperar 198.288 toneladas de hidrógeno tras el reformado, frente a las 142.291 toneladas obtenidas actualmente con un rendimiento del 69,1 %.

Sin embargo, es reseñable que la pérdida de eficiencia en el proceso SMR se debe a que parte del CH<sub>4</sub> suministrado se quema para mantener las condiciones requeridas por el reactor. Si ese calor se aportase por otros medios económicos se podría alcanzar la eficiencia buscada, con la única penalización de la introducción de la etapa de captura. Las vías para el suministro de este calor adicional pueden ser a través de electricidad renovable (e-SMR), calor solar de concentración o biomasa. De todas ellas, se va a considerar el aporte de calor a partir de electricidad renovable. Sin embargo, es preciso analizar los costes de estas tecnologías para un suministro continuo de calor. El coste máximo de referencia sería el del CH<sub>4</sub> empleado en la combustión:

- Demanda actual del proceso SMR+CCU: 3,4928 kg CH<sub>4</sub> / kg H<sub>2</sub>
- Demanda del proceso e-SMR+CCU: 2,58 kg CH<sub>4</sub> / kg H<sub>2</sub> [30]
- Sobredemanda por pérdidas del proceso: 0,9128 kg CH<sub>4</sub> / kg H<sub>2</sub> = 12,72 kWh-PCI/kg H<sub>2</sub>
- Sobrecoste de la ruta propuesta: 2,31 €/kg H<sub>2</sub>
- **Coste límite del calentamiento alternativo: 181,94 €/MWh-PCI**

Por tanto, para lograr un precio de hidrógeno final competitivo con el producido en España bastaría una fuente térmica cuyo coste total (CAPEX + OPEX) sea inferior a 181,94 €/MWh-PCI. Teniendo en cuenta que a nivel industrial se pueden conseguir PPAs de electricidad renovable por 75 €/MWh, parece factible alcanzar un coste en la ruta competitivo con el obtenido en España, evitando la instalación de electrolizadores y nuevos parques renovables y aprovechando la infraestructura existente.

### CO<sub>2</sub> biogénico

Otro de los parámetros considerados en este análisis es el coste del CO<sub>2</sub> biogénico, ya que, junto al hidrógeno, constituye uno de los dos insumos principales del sistema. Aunque su

impacto económico es claramente menor en comparación con el del hidrógeno, resulta útil estudiar su influencia para entender en qué medida podría contribuir a mejorar la competitividad del modelo. Además, su precio puede variar según la fuente de origen y las condiciones locales de captura, por lo que merece la pena analizar cómo afectaría una posible reducción o aumento de este coste al resultado final. La Tabla 4.9 muestra cómo varía el coste final del hidrógeno en función del precio del CO<sub>2</sub> biogénico, manteniéndose constantes el resto de parámetros del sistema.

Tabla 4.9. Coste final para distintos precios de CO<sub>2</sub> biogénicos

<i>Coste CO<sub>2</sub> biogénico</i> €/t CO <sub>2</sub>	<i>Coste final</i> €/kg H <sub>2</sub>
40	8,08
50	8,10
60	8,11
70	8,13
80	8,15
90	8,17
100	8,19

La influencia del coste del CO<sub>2</sub> biogénico sobre el coste final del hidrógeno es muy limitada. Por ejemplo, una reducción del 50 % respecto al coste actualmente considerado en el modelo (100,89 €/t CO<sub>2</sub>) apenas supondría una disminución del 1,1 % en el coste total del hidrógeno, pasando de 8,19 €/kg a 8,10 €/kg de H<sub>2</sub>. Esto confirma que, aunque el CO<sub>2</sub> es un insumo necesario en el proceso de metanación, su peso económico dentro del sistema es muy reducido. Por tanto, una rebaja en su precio supondría una pequeña disminución del coste final, pero no supondría una vía efectiva para alcanzar la viabilidad económica ni la competitividad del modelo en el contexto actual.

El análisis de sensibilidad realizado permite identificar con claridad las variables más determinantes en la viabilidad económica del modelo propuesto. De todas las variables analizadas, el rendimiento del proceso de reformado con captura es el único posible de optimizar a corto plazo y con un impacto significativo en el coste final. Se ha demostrado que si se aporta una fuente de calentamiento externa con un coste inferior a 181,94 €/MWh-

PCI, se lograría un coste competitivo en comparación con el hidrógeno producido localmente. Puesto que este coste límite parece factible con las tecnologías actuales, el e-SMR se presenta como una alternativa prometedora para alcanzar un coste competitivo a través de la ruta planteada, lo que justifica su análisis en profundidad y abre la puerta a futuras investigaciones y desarrollos en esta línea.

## **Capítulo 5. CONCLUSIONES Y TRABAJOS FUTUROS**

En el presente proyecto se ha analizado la viabilidad, tanto técnica como económica, del uso de metano sintético como vector para el transporte de hidrógeno producido mediante electrólisis, en una ruta entre Catar y España. Con este objetivo, se ha planteado alcanzar una producción de hidrógeno en España equivalente a la de la mayor planta actualmente operativa en el país: la refinería de Cartagena, con una capacidad de 146.000 toneladas anuales de hidrógeno generado a partir del reformado de gas natural.

El coste final obtenido para el hidrógeno entregado en España es de 8,19 €/kg H<sub>2</sub>, un valor que no resulta competitivo frente al hidrógeno producido localmente, cuyo precio se sitúa en torno a 5,88 €/kg H<sub>2</sub>. Se ha demostrado que esta falta de competitividad se debe principalmente a las pérdidas asociadas al proceso de reformado con captura de carbono (SMR + CCU), pues estas pérdidas obligan a sobredimensionar la producción de hidrógeno verde en Catar. De esta forma, solo se logra recuperar en España un 56,6 % de todo el hidrógeno producido por electrólisis en Catar. Esta necesidad de sobreproducir hidrógeno en Catar supone un sobrecoste de 2,85 €/kg H<sub>2</sub>. Nótese que este valor es superior a la diferencia de costes con respecto al hidrógeno producido localmente (2,31 €/kg H<sub>2</sub>).

La pérdida de eficiencia en el proceso SMR se debe a que parte del CH<sub>4</sub> suministrado se quema para mantener las condiciones requeridas por el reactor. Sin embargo, este calor puede ser aportado por otras fuentes externas, como electricidad renovable (e-SMR), calor solar de concentración o biomasa. En este estudio se ha valorado la primera opción, concluyéndose que si se emplea una fuente térmica externa con un coste total inferior a 181,94 €/MWh-PCI se lograría eliminar el sobrecoste y lograr un precio competitivo.

Teniendo en cuenta que a nivel industrial se pueden conseguir PPAs de electricidad renovable por 75 €/MWh, parece factible alcanzar un coste competitivo frente al hidrógeno producido en España, evitando la instalación de electrolizadores y nuevos parques renovables y aprovechando la infraestructura existente. Esto validaría el modelo propuesto,

consolidando un nuevo método para la producción de hidrógeno en España, cuya demanda está prevista que se multiplique en los próximos años.

## Capítulo 6. BIBLIOGRAFÍA

- [1] Grand View Research. (2025). *Green Hydrogen Market Size, Share & Trends Analysis Report By Technology (PEM Electrolyzer, Alkaline Electrolyzer), By Application (Power Generation, Transportation, Others), By Distribution Channel (Pipeline, Cargo), By Region, And Segment Forecasts, 2025 – 2030*.  
<https://www.grandviewresearch.com/industry-analysis/green-hydrogen-market>
- [2] Enagás. (2023). *El potencial del hidrógeno verde en la descarbonización*. Good New Energy.  
<https://goodnewenergy.enagas.es/innovadores/potencial-hidrogeno-verde-descarbonizacion/>
- [3] Clean Hydrogen Joint Undertaking. (2024). *The European hydrogen market landscape*. European Hydrogen Observatory. [https://observatory.clean-hydrogen.europa.eu/sites/default/files/2024-11/The%20European%20hydrogen%20market%20landscape\\_November%202024.pdf](https://observatory.clean-hydrogen.europa.eu/sites/default/files/2024-11/The%20European%20hydrogen%20market%20landscape_November%202024.pdf)
- [4] Taylor, M., Strezov, V., Best, R., Pettit, J., Cho, H., Hammerle, M., & Beringen, E. (2025). Offshore renewable hydrogen potential in Australia: A techno-economic and legal review. *International Journal of Hydrogen Energy*, 152, 149923.  
<https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2025.06.113>
- [5] European Hydrogen Observatory. (2024). *Hydrogen production*.  
<https://observatory.clean-hydrogen.europa.eu/>
- [6] Lipiäinen, S., Sillman, J., Vakkilainen, E., Soukka, R., & Tuomaala, M. (2024). Hydrogen transport options for a large industrial user: Analysis on costs, efficiency, and GHG emissions in steel mills. *Sustainable Production and Consumption*, 44, 1-13.  
<https://doi.org/10.1016/j.rser.2020.110171>
- [7] Gasnam Neutral Transport. (2024). *Mapa de estaciones de gas natural e hidrógeno*.  
<https://gasnam.es/mapa-estaciones-gas-natural-hidrogeno/>
- [8] Papa, G., Decorte, M., Venturini, A., & Lamon, F. (2024). *Mapping e-methane plants and technologies*. European Biogas Association (EBA).  
<https://www.europeanbiogas.eu/mapping-e-methane-plants-and-technologies-2/>

- [9] Crude Oil Peak. (2022). *Qatar peak oil and gas*. <https://crudeoilpeak.info/qatar-peak-oil-and-gas-update-aug-2022-data>
- [10] Fariza, I. (2024). *Qatar deja de enviar gas a Europa a través del mar Rojo y reabre la ruta sudafricana*. *El País*.  
<https://elpais.com/economia/2024-01-15/qatar-deja-de-enviar-gas-a-europa-a-traves-del-mar-rojo-y-reabre-la-ruta-sudafricana.html>
- [11] Yagüe, L., Linares, J. I., Arenas, E., & Romero, J. C. (2024). Levelized cost of biohydrogen from steam reforming of biomethane with carbon capture and storage (golden hydrogen)—application to Spain. *Energies*, 17(5), 1134. <https://www.mdpi.com/1996-1073/17/5/1134>
- [12] Carrero, J. (2021). *Así son los buques metaneros que abastecerán a España de gas durante este invierno*. *El Economista*.  
<https://www.economista.es/actualidad/noticias/11458665/10/21/Asi-son-los-buques-metaneros-que-abasteceran-a-Espana-de-gas-durante-este-invierno.html>
- [13] Scheffler, F., Imdahl, C., Zellmer, S., & Herrmann, C. (2025). Techno-economic and environmental assessment of renewable hydrogen import routes from overseas in 2030. *Applied Energy*, 380, 125073.  
<https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2024.125073>
- [14] International Energy Agency. (2022). *Global Hydrogen Review 2022*.  
<https://www.iea.org/reports/global-hydrogen-review-2022>
- [15] Alashqar, M., Xue, Y., Yang, C., & Zhang, X. P. (2022). Comprehensive economic analysis of PV farm-A case study of Alkarsaah PV farm in Qatar. *Frontiers in Energy Research*, 10, 987773.  
<https://doi.org/10.3389/fenrg.2022.987773>
- [16] Brynolf, S., Taljegard, M., Grahn, M., & Hansson, J. (2018). Electrofuels for the transport sector: A review of production costs. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 81, 1887-1905.  
<https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.05.288>
- [17] Böhm, H., Zauner, A., Rosenfeld, D. C., & Tichler, R. (2020). Projecting cost development for future large-scale power-to-gas implementations by scaling effects. *Applied Energy*, 264, 114780.  
<https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2020.114780>

- [18] The University of Manchester. (s. f.). *Chemical Engineering Plant Cost Index*.  
<https://www.training.itservices.manchester.ac.uk/public/gced/CEPCI.html?reactors/CEPCI/index.html>
- [19] Müller, G., Kullmann, F., Linssen, J., & Stolten, D. (2025). The costs of future energy technologies: A comprehensive review of power-to-X processes. *Journal of CO2 Utilization*, 92, 103019.  
<https://doi.org/10.1016/j.jcou.2025.103019>
- [20] Zhang, J., Meerman, H., Benders, R., & Faaij, A. (2020). Comprehensive review of current natural gas liquefaction processes on technical and economic performance. *Applied Thermal Engineering*, 166, 114736.  
<https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2019.114736>
- [21] Schmidt, P., Zittel, W., Weindorf, W., Rakasha, T., & Goericke, D. (2016). Renewables in transport 2050—Empowering a sustainable mobility future with zero emission fuels from renewable electricity. In *16. Internationales Stuttgarter Symposium: Automobil-und Motorentchnik* (pp. 185-199). Wiesbaden: Springer Fachmedien Wiesbaden.  
[https://www.researchgate.net/publication/292143392\\_FVV\\_Study\\_Renewables\\_in\\_Transport\\_2050\\_Empowering\\_a\\_sustainable\\_mobility\\_future\\_with\\_zero\\_emission\\_fuels\\_from\\_renewable\\_electricity](https://www.researchgate.net/publication/292143392_FVV_Study_Renewables_in_Transport_2050_Empowering_a_sustainable_mobility_future_with_zero_emission_fuels_from_renewable_electricity)
- [22] Carels, F., Sens, L., & Kaltschmitt, M. (2024). Synthetic natural gas as a green hydrogen carrier—Technical, economic and environmental assessment of several supply chain concepts. *Energy Conversion and Management*, 321, 118940.  
<https://doi.org/10.1016/j.enconman.2024.118940>
- [23] Al-Breiki, M., & Bicer, Y. (2020). Comparative cost assessment of sustainable energy carriers produced from natural gas accounting for boil-off gas and social cost of carbon. *Energy Reports*, 6, 1897-1909.  
<https://doi.org/10.1016/j.egyr.2020.07.013>
- [24] Agarwal, R., Rainey, T. J., Steinberg, T., Rahman, S. A., Perrons, R. K., & Brown, R. J. (2020). LNG regasification—Effects of project stage decisions on capital expenditure and implications for gas pricing. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 78, 103291.
- [25] Enagás GTS. (2023). *Rangos admisibles 2024–2039*.  
[https://www.enagas.es/content/dam/enagas/es/ficheros/gestion-tecnica-sistema/energy-data/publicaciones/capacidades-y-planificacion/Rangos%20Admisibles%202024-2039\\_VF\\_WEB.pdf](https://www.enagas.es/content/dam/enagas/es/ficheros/gestion-tecnica-sistema/energy-data/publicaciones/capacidades-y-planificacion/Rangos%20Admisibles%202024-2039_VF_WEB.pdf)

- [26] Chahín, C., Ferreira, A. M., Madero, D., & Vásquez, M. (2020). Consultoría en apoyo a la misión de transformación energética en los temas de abastecimiento, comercialización, transporte, almacenamiento, regasificación, demanda, aspectos institucionales y regulación de gas natural. *Informe final*.  
[https://www.minenergia.gov.co/documents/7683/2.\\_El\\_Rol\\_del\\_Gas\\_en\\_la\\_Transformaci%C3%B3n\\_Energ%C3%A9tica.pdf](https://www.minenergia.gov.co/documents/7683/2._El_Rol_del_Gas_en_la_Transformaci%C3%B3n_Energ%C3%A9tica.pdf)
- [27] Vakili, S., Manias, P., Armstrong, L. M., Turnock, S., & Teagle, D. A. (2025). Technical, economic, and environmental assessment of CO<sub>2</sub> ship transport in carbon capture and storage. *Journal of Environmental Management*, 373, 123919.  
<https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2024.123919>
- [28] MIBGAS. (s.f.). *Green Energy Platform*. <https://greenenergy.mibgas.es/>
- [29] San Martín, A. R. (2024). RUTAS Y POTENCIAL PARA PRODUCIR METANOL VERDE EN ESPAÑA.  
<https://files.griddo.comillas.edu/tfm-arantza-rascon-2024-25.pdf>
- [30] Aliyu, A. A. (2022). Low-Carbon Hydrogen from Natural Gas. Global Roadmap.  
<https://publications.ieaghg.org/technicalreports/2022-07%20Low-Carbon%20Hydrogen%20from%20Natural%20Gas%20Global%20Roadmap.pdf>

## ANEXO I

### ALINEACIÓN DEL PROYECTO CON LOS OBJETIVOS DE DESARROLLO SOSTENIBLE DE NACIONES UNIDAS

Ante los crecientes desafíos globales vinculados al cambio climático, la desigualdad y la presión sobre los recursos naturales, la comunidad internacional estableció en 2015 un marco común de acción: los Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS). Esta hoja de ruta, acordada por los Estados miembros de Naciones Unidas dentro de la Agenda 2030, define 17 objetivos y 169 metas que promueven un desarrollo equilibrado desde los ámbitos social, económico y medioambiental.

Los ODS suponen una llamada a la acción con el fin de transformar los sistemas actuales y avanzar hacia modelos más resilientes, equitativos y sostenibles. Esta transformación requiere apostar por tecnologías que permitan reducir el impacto ambiental, mejorar la eficiencia en el uso de recursos y garantizar el acceso universal a soluciones energéticas limpias. En este contexto, el hidrógeno verde se posiciona como una solución estratégica, al tratarse de una fuente energética que no genera emisiones contaminantes y que permite reducir significativamente la dependencia de los combustibles fósiles convencionales.

El proyecto presentado se enmarca en esta visión, contribuyendo activamente a varios de los ODS mediante el impulso a un sistema energético bajo en emisiones, innovador y alineado con los principios del desarrollo sostenible.

El objetivo con el que más relación guarda este trabajo es el **ODS 7: “Energía asequible y no contaminante”**, ya que promueve el transporte y la comercialización global del hidrógeno verde, una fuente energética limpia, segura y sostenible. Al ser producido mediante electrólisis alimentada por energías renovables, el hidrógeno verde no genera emisiones contaminantes durante su obtención ni en su uso final, lo que lo convierte en una alternativa fundamental para avanzar hacia un modelo energético descarbonizado y universalmente accesible.

Asimismo, el proyecto se vincula directamente con el **ODS 13: “Acción por el clima”**, que expone la necesidad de tomar medidas urgentes para combatir el cambio climático y sus efectos. El hidrógeno

verde se presenta como una herramienta fundamental para descarbonizar sectores que actualmente dependen de combustibles fósiles, evitando la liberación de dióxido de carbono y otros gases contaminantes a la atmósfera, y apoyando así los esfuerzos globales de mitigación del cambio climático.

El proyecto también guarda una estrecha relación con el **ODS 9: “Industria, innovación e infraestructura”**, al fomentar la innovación tecnológica en el sector energético y facilitar la creación de nuevas infraestructuras adaptadas a las necesidades de un sistema basado en hidrógeno. Esta iniciativa contribuye a impulsar una industria más sostenible y resiliente, apoyando la investigación aplicada, el desarrollo de soluciones pioneras y la modernización de procesos industriales clave.

Asimismo, el proyecto guarda una estrecha relación con el **ODS 12: “Producción y consumo responsables”**, pues el hidrógeno verde se presenta como un combustible no contaminante. Esto permite avanzar hacia un modelo energético más eficiente y sostenible, en el que los recursos se utilicen de forma responsable y sin comprometer el bienestar de las generaciones futuras. Su incorporación en distintos sectores energéticos contribuye a reducir el impacto ambiental de manera significativa, favoreciendo una transición hacia patrones de consumo y producción más respetuosos con el entorno.

Del mismo modo, el proyecto también se alinea con el **Objetivo 11: “Ciudades y comunidades sostenibles”**, pues el hidrógeno verde no solo tiene aplicaciones en la industria, sino también en sectores como el transporte, permitiendo reducir las emisiones asociadas a la movilidad. Esta descarbonización favorece la creación de entornos urbanos más limpios, eficientes y saludables, avanzando hacia comunidades más resilientes y sostenibles.



