



Escuela Superior de Ciencias Experimentales y Tecnología

GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA

Curso académico 2022/23

Trabajo de Fin de Grado

ESTUDIO DE VIABILIDAD DE UNA INSTALACIÓN DE PRODUCCIÓN ON-SITE DE HIDRÓGENO VERDE GENERADO POR ELECTROLISIS CON ENERGÍA FOTOVOLTAICA PARA DOPAR CORRIENTES DE GAS NATURAL PARA CALDERAS INDUSTRIALES

Edgardo Enrique
Rodríguez Sheidereiter



GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA

Trabajo de Fin de Grado

El presente trabajo, titulado “ESTUDIO DE VIABILIDAD DE UNA INSTALACIÓN DE PRODUCCIÓN ON-SITE DE HIDRÓGENO VERDE GENERADO POR ELECTROLISIS CON ENERGÍA FOTOVOLTAICA PARA DOPAR CORRIENTES DE GAS NATURAL PARA CALDERAS INDUSTRIALES”, constituye la memoria correspondiente a la asignatura Trabajo Fin de Grado que presenta D. Edgardo Enrique Rodríguez Sheidereiter como parte de su formación para aspirar al título de Graduado en Ingeniería Química. Este trabajo ha sido realizado en la ESCUELA SUPERIOR DE CIENCIAS EXPERIMENTALES Y TECNOLOGÍA, en el Departamento de TECNOLOGÍA QUÍMICA, ENERGÉTICA Y MECÁNICA.

Móstoles, 12 de Julio de 2023.

"Sí, amigos míos, creo que algún día se empleará el agua como combustible, que el hidrógeno y el oxígeno de los que está formada, usados por separado o de forma conjunta, proporcionarán una fuente inagotable de luz y calor, de una intensidad de la que el carbón no es capaz [...] El agua será el carbón del futuro"

Julio Verne, "La isla misteriosa" (1874)

Agradecimientos

Mi agradecimiento a Antonio Carreño por guiarme en el camino correcto con su ayuda, motivación y profesionalidad, a Jorge Serrano por su colaboración y las ideas aportadas. Agradezco también a mi tutor Arturo Vizcaíno por su apoyo, dedicación e infinita paciencia, así como también a mi familia por su cariño y apoyo incondicional.

ÍNDICE

1. RESUMEN	
2. INTRODUCCIÓN	
2.1 CONTEXTO.....	Pág. 8
2.1.1 Consumo de gas y nuevas regulaciones en España.....	Pág. 9
2.2 MARCO TEÓRICO.....	Pág. 11
2.2.1 Hidrógeno a partir de electricidad renovable.....	Pág. 11
2.2.2 Tipos de calderas industriales.....	Pág. 13
A. Clasificación según las necesidades energéticas.....	Pág. 13
B. Clasificación según la superficie de intercambio.....	Pág. 14
C. Clasificación según el tipo de combustible.....	Pág. 15
3. OBJETIVOS	Pág. 19
4. SOLUCIÓN TÉCNICA	
4.1 DIAGRAMA DE LA INSTALACIÓN.....	Pág. 19
4.1.1 Energía requerida por el sistema.....	Pág. 21
4.1.2 Caudal de gas natural requerido.....	Pág. 25
4.1.3 Dopaje de la corriente de gas natural.....	Pág. 28
4.1.4 Características y consideraciones acerca de los quemadores.....	Pág. 33
4.1.5 Caudal másico de hidrógeno.....	Pág. 34
4.2 SELECCIÓN DE LA INSTALACIÓN.....	Pág. 35
4.2.1 Depósito de hidrógeno.....	Pág. 37
4.2.2 Compresor.....	Pág. 38
4.2.3 Instalación fotovoltaica.....	Pág. 41
4.2.4 Potencia total requerida.....	Pág. 43
4.2.5 Inversores.....	Pág. 43
4.2.6 Producción mensual de hidrógeno.....	Pág. 45
4.2.7 Consumo mensual de hidrógeno.....	Pág. 48
4.2.8 Presupuesto.....	Pág. 50
4.3 EVALUACIÓN ECONÓMICA.....	Pág. 51
4.3.1 Dopado con hidrógeno de una única caldera.....	Pág. 57
5. CONCLUSIONES	Pág. 59
6. BIBLIOGRAFÍA	Pág. 60
7. ANEXO	Pág. 62

1. RESUMEN

El estudio de viabilidad de la instalación propuesta en la presente memoria parte del consumo de gas natural de tres calderas de vapor instaladas en una fábrica dedicada a la producción de recubrimientos de superficie. El objetivo es reducir parcialmente el consumo de gas natural mediante la utilización de hidrógeno verde producido con electrólisis a través de paneles fotovoltaicos, analizando la viabilidad económica de la instalación en función de la energía producida y la requerida por el electrolizador y el compresor para producir y almacenar el hidrógeno.

En primer lugar, se ha realizado el cálculo de los caudales de gas natural requeridos en cada una de las calderas y, posteriormente, dado que se quiere dopar la corriente de gas natural con hidrógeno, se ha llevado a cabo el cálculo de la cantidad de hidrógeno requerida para dopar la corriente de gas natural con un 20% en volumen.

Los principales equipos que componen la instalación son: un electrolizador alimentado por paneles solares, un compresor de hidrógeno, así como un depósito, estos han sido seleccionados teniendo en cuenta el compromiso entre las horas disponibles de luz, la capacidad de producción y la demanda. Se ha determinado que se requieren 50.140 kg de hidrógeno anuales, mientras que la cantidad producida con el sistema inicialmente propuesto es de 35.693 kg, por lo que hay un defecto de hidrógeno que no es posible cubrir en su totalidad con la energía producida con los paneles solares. Esto, lleva a consumir energía de la red en los meses de menos horas de luz. Por ello, se ha evaluado la opción de dopar únicamente una caldera con hidrógeno, lo que ha llevado a una recuperación de la inversión en un menor plazo.

El electrolizador seleccionado es de tipo PEM, ya que permite trabajar a una elevada presión de operación (15-20 bares) lo que permite que el hidrógeno producido sea utilizado directamente sin necesidad de comprimirlo previamente. Esto supone una mayor eficiencia energética, prolonga la vida útil del compresor y minimiza la capacidad de almacenamiento del depósito y los costes de inmovilizado.

La instalación fotovoltaica garantiza la potencia requerida por el electrolizador y el compresor. La potencia total requerida por los equipos seleccionados es de 1143 kW, precisándose 2040 paneles de 575 W para abastecer a la instalación. La selección de los paneles se realizó maximizando la energía recibida por m², de modo que se minimiza la superficie requerida para la instalación, y la pérdida de potencia a lo largo del tiempo.

2. INTRODUCCIÓN

2.1 CONTEXTO

Actualmente, uno de los principales objetivos en torno al cambio climático, según la asamblea general de naciones unidas, consiste en reducir la dependencia energética de los combustibles fósiles. A medida que las fuentes de energía renovable se integran en el mix energético, surgen nuevos desafíos relacionados con la gestión y diversificación eficiente de estos recursos.

Tal y como se muestra en la Figura 1, España es uno de los países europeos con mayor cantidad de horas de luz, dada esta ventajosa situación la capacidad de generación fotovoltaica ha experimentado un crecimiento continuo, alcanzando el 10,5% de la energía total generada en España durante 2022, integrando en la red un 21% más de GWh que en el año 2021 [1].

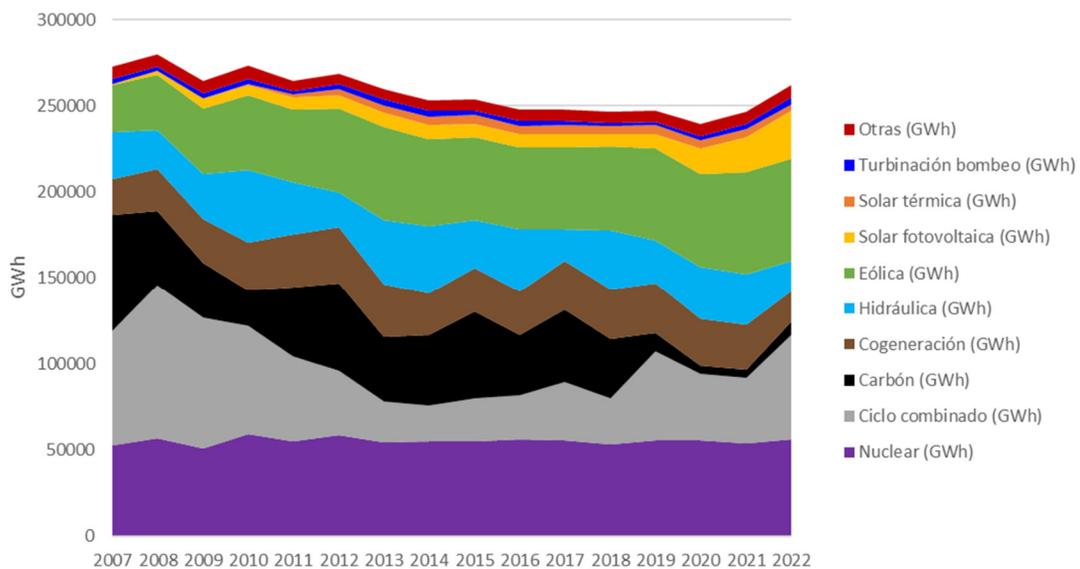


Figura 1. Consumo de Energía primaria en España peninsular, elaboración propia [1]

El aumento de potencia fotovoltaica instalada impulsado por la transición ecológica ha llevado a que, como se muestra en la Figura 1, el año 2022 sea el de mayor producción eléctrica de la historia superando los 27.300 GWh [1].

SOLAR FOTOVOLTAICA (GWH)

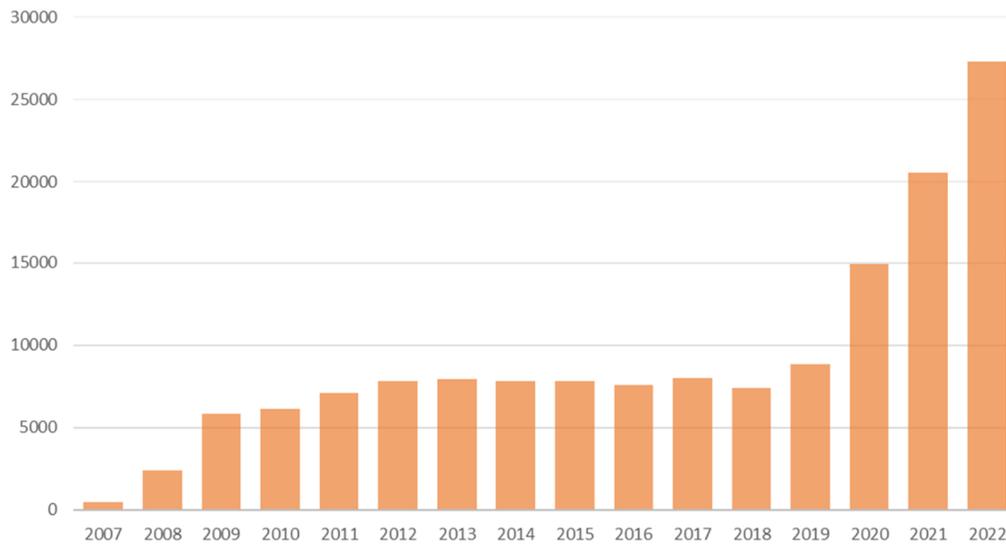


Figura 2. Evolución de la generación anual con solar fotovoltaica dentro de la REE [1].

Durante el mes de mayo de 2022, la solar fotovoltaica generó un récord a nivel peninsular al cubrir más de la mitad de la demanda de electricidad instantánea con un 54,3% del total. Por otra parte, el 26 de mayo se registró también la mayor generación fotovoltaica a nivel nacional, lo que lo convierte en el día con mayor cantidad de vatios generados con la cifra de 153 GWh – con un 20% del total de la energía generada ese día.

Si la potencia fotovoltaica continúa aumentando a este ritmo, es posible que en un futuro se produzcan picos de tensión en determinados momentos de mayor producción, días con mayor cantidad de horas solares pico y menor consumo, y algunas granjas solares podrían verse obligadas a desconectarse de la red para no sobrecargarla.

Ante esta problemática, se postula el uso del hidrógeno verde como vector energético que ayude a mitigar los efectos del cambio climático impulsando la transición hacia una economía descarbonizada.

2.1.1 Consumo de gas y nuevas regulaciones en España

La tabla 1 detalla el consumo de gas natural durante el año 2022 en España.

Tabla 1. Demanda anual de gas natural en 2022 [2]

Convencional (TWh)	226,4
Doméstico + PYMES (TWh)	52,3
Industrial (TWh)	163,4
Camiones de GNL (TWh)	10,7
Consumo Eléctrico (TWh)	138
Demanda total nacional (TWh)	364,4

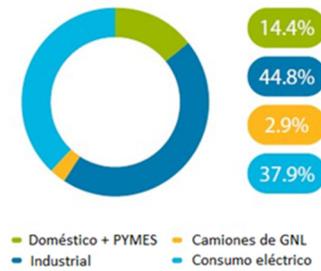


Figura 3. Demanda gas natural en 2022 en % [2].

La demanda de gas natural industrial representa casi la mitad del consumo de gas de España. Dentro de este contexto y en línea con los objetivos de desarrollo sostenible, la disminución progresiva del consumo de gas natural en favor de fuentes renovables como el hidrógeno no solo disminuye las emisiones contaminantes sino también la dependencia energética de los combustibles fósiles y cada vez resulta más interesante desde el punto de vista económico dados los avances tecnológicos y las regulaciones que se están llevando a cabo.

En España, la emisión de garantías de origen comenzó en marzo de 2023 a través de las siguientes regulaciones:

- Orden Ministerial TED/1026/2022, de 28 de octubre [3].
- RD Real Decreto 376/2022, de 17 de mayo [4].

El sistema de garantías de origen tiene como objetivo fomentar la producción de gas a partir de fuentes renovables, demostrando al consumidor final que una determinada cantidad de la energía utilizada tiene origen renovable.

La garantía de origen es un certificado electrónico que acredita el carácter renovable del gas y proporciona información detallada sobre su producción: cuándo se produjo la energía, el tipo de instalación, la ubicación y la fuente de energía utilizada entre otros aspectos.

2.2 MARCO TEÓRICO

2.2.1 Hidrógeno a partir de electricidad renovable

Electrólisis: La tecnología de electrólisis se basa en la disociación de una molécula de agua en otras dos moléculas distintas de oxígeno e hidrógeno en estado gaseoso mediante una corriente eléctrica continua, que debe ser suministrada por una fuente de alimentación conectada a dos electrodos, uno que funciona como ánodo y otro como cátodo. En la superficie de estos electrodos se produce la disociación de la molécula del agua.

Existen diferentes tipos de electrolizadores [5], se diferencian principalmente según el tipo de electrolito utilizado y sus materiales, destacan los siguientes:

1. **Electrolizadores alcalinos:**

El electrolito es una disolución alcalina, el más comúnmente utilizado es el hidróxido de potasio (KOH), al ser los de menor costo económica y que se lleva utilizando desde hace mucho tiempo. Esta tecnología se basa en una baja densidad de corriente, y esto tiene como consecuencia menor cantidad de hidrógeno por volumen de electrolizador.

La producción de hidrógeno está acotada a un rango de operación del 20-100% respecto del nominal, debido a que los elementos gaseosos generados en ánodo y cátodo son susceptibles de difundir a través del diafragma.

2. **Electrolizadores de membrana de intercambio de protones (PEM):**

En este caso, el electrolito utilizado es un polímero sólido conductor de protones, reduciendo los problemas de corrosión del anterior sistema de producción, aunque pueden surgir problemas de corrosión, que afectan a los principales componentes del electrolizador. La utilización de metales preciosos aumenta el coste de producción, pero como contrapartida toleran trabajar a mayores densidades de corriente y terminan adaptándose mejor a los sistemas que fluctúan las producciones, como lo son las energías renovables.

3. **Electrolizadores de óxido sólido (SOEC):**

Es la tecnología menos desarrollada. El electrolito está constituido de materiales cerámicos, lo que permite reducir los costes de producción, y adicionalmente ofrecen un alto grado de eficiencia energética. Como contrapartida debe utilizarse una temperatura superior a los 700°C.

4. Electrolizadores de membrana de intercambio de aniones (AEM):

Este tipo de electrolizadores es una variación de los electrolizadores alcalinos. Utiliza como electrolito una membrana de tipo aniónico (equivalencia con PEM). Esta tecnología es más barata que la utilizada con los electrolizadores PEM. Sobre la membrana no es necesario utilizar metales preciosos como catalizadores de metales nobles.

La electrólisis AEM termina siendo una electrólisis de bajo coste, muy estable para producir hidrógeno. Como contrapartida esta tecnología se halla en fase de investigación.

En la Tabla 2, se puede observar una comparativa técnica entre los principales tipos de electrolizadores empleados en la actualidad.

Tabla 2. Comparativa de características de diferentes tecnologías de electrolizadores [5].

	Electrolizador alcalino			Electrolizador PEM			Electrolizador SOEC		
	Hoy	2030	Largo plazo	Hoy	2030	Largo plazo	Hoy	2030	Largo plazo
Eficiencia eléctrica (% PCI)	63-70	65-71	70-80	56-60	63-68	67-74	74-81	77-84	77-90
Presión de operación (bar)	1-30			30-80			1		
Temperatura de operación (°C)	60-80			50-80			650 1 000		
Vida media del stock (horas de funcionamiento)	60 000 90 000	90 000 100 000	100 000 150 000	30 000 90 000	60 000 90 000	100 000 150 000	10 000 30 000	40 000 60 000	75 000 100 000
Rango de carga (% relativo a carga nominal)	10 - 110			0-160			20-100		
Superficie ocupada (m ² /kW _e)	0,095			0,048					
CAPEX (\$/kW _e)	500 1400	400 850	200 700	1 100 1 800	650 1 500	200 900	2 800 5 600	800 2 800	500 1 000

Los electrolizadores de tipo SOEC trabajan a alta temperatura (650-1000°C) y baja presión (1 bar), son con diferencia los que mayor eficiencia alcanzan (74-81%) sin embargo su costo es mucho más elevado (la inversión casi triplica a la requerida en un tipo PEM y cuatricula la de un electrolizador alcalino) y la vida media de funcionamiento es mucho más baja (entre 3 y 6 veces menor que en los tipos de electrolizador).

Los electrolizadores de tipo PEM y alcalino operan a bajas temperaturas (50-80°C) y presiones más altas (30-80 bar) que los de tipo SOEC. Cabe destacar que los electrolizadores de tipo alcalino son los que mayor vida útil alcanzan (60.000 – 90.000 horas de funcionamiento), si bien la superficie requerida por kW_e duplica a la del tipo PEM (0,095 m²/kW_e). Asimismo, estos generan hidróxido de sodio que debe gestionarse adecuadamente como un residuo para evitar impactos ambientales y cumplir con las regulaciones aplicables.

Los electrolizadores de tipo PEM permiten trabajar en amplio rango de carga (0-160%), si bien son lo que menores eficiencias alcanzan (56-60%) pero considerando las condiciones de operación, la inversión requerida y la vida útil de los mismos son una opción interesante a evaluar.

2.2.2 Tipos de calderas industriales

Una caldera consiste en un intercambiador de calor en donde el calor procedente de cualquier fuente de energía se transforma en utilizable a través de un medio de transporte [6]. Normalmente la energía se aporta a través de un proceso de combustión, aunque también puede ser aportada mediante energía eléctrica aunque no es lo habitual en la industria ya que no resultan económicas para aplicaciones de gran potencia [7].

En la actualidad existen una gran variedad de calderas que pueden clasificarse atendiendo a diferentes criterios.

A. Clasificación según las necesidades energéticas

En función de la naturaleza del fluido caloportador y la temperatura requerida en el proceso se distinguen cuatro tipos:

- **Caldera de agua caliente:** se emplean cuando existe algún proceso que requiere de calentamiento auxiliar o de moderada. La opción más interesante es el calentamiento a través de generadores de agua caliente donde agua alcanza temperaturas reducidas (inferiores a los 100 °C).
- **Calderas de agua sobrecalentada:** el fluido caloportador es agua en estado líquido sometida a presión donde pueden alcanzarse temperaturas de hasta 240°C trabajando a presiones de 30 bares [8].
- **Calderas de vapor:** se introduce agua subenfriada, esta se calienta hasta producir el cambio de fase y generar vapor sobrecalentado. Son empleadas de forma habitual en la industria.
- **Calderas de fluido térmico:** el fluido caloportador es no es el agua, normalmente se emplea un aceite térmico. Son similares en construcción a las calderas de vapor, pero trabajan a presiones reducidas dado que el aceite no experimenta ningún cambio de fase, lo que repercute en unas exigencias menores en cuanto a seguridad. Asimismo, tienen un rendimiento superior a las calderas de vapor ya que al no haber cambio de estado se evitan las pérdidas de calor generadas en la recuperación de los condensados, que no siempre es completa [7]. Estas calderas pueden ser únicamente de tipo acotubular [6].

B. Clasificación según la superficie de intercambio

En función del diseño de la superficie de intercambio y la zona por la que circulen los fluidos se distinguen dos tipos de calderas:

- **Calderas Acuotubulares**

Son Calderas en las que el fluido a calentar circula por el interior de los tubos y los gases de combustión circulan por la parte externa de los tubos.

Este tipo de calderas se utilizan cuando se precisan presiones de trabajo mayores a 22 bar, con la finalidad de calentar volúmenes de agua reducidos. Como el agua puede circular velocidades muy elevadas, la transmisión de calor es más eficiente y la capacidad de producir vapor por parte de la caldera es superior.

Estas calderas deben alimentarse con agua de elevada pureza con la finalidad de evitar incrustaciones en la parte interior de los tubos y a largo plazo la rotura de los mismos. El coste de este tipo de calderas es más alto y, debido al pequeño volumen de agua, se ajustan peor a las variaciones elevadas de consumo de vapor.

- **Calderas Piro tubulares.**

Son las calderas en las que los gases de combustión circulan por el interior de los tubos. Los tubos se encuentran sumergidos en agua. Este tipo de calderas se utilizan cuando la presión de trabajo es menor de 22 bar.

Se utilizan para calentar un gran volumen de agua, esto les permite adaptarse mejor a las variaciones de la demanda de vapor del sistema. Aunque se necesita un mayor tiempo para entrar en régimen y alcanzar la presión de funcionamiento.

Adicionalmente y como ventaja competitiva contra otro tipo de calderas la necesidad de calidad del agua de alimentación es bastante menor. Según la disposición del haz tubular dentro de la caldera, las calderas piro tubulares se clasifican a su vez en:

- Verticales, si están diseñadas para que el haz de tubos se disponga de la parte inferior a la parte superior de la caldera.
- horizontales, si el haz de tubos dentro de la caldera se dispone de la parte delantera a la trasera de la caldera.

Asimismo, pueden según el número de haces tubulares se pueden clasificar en calderas de un solo paso de recorrido de los gases o de múltiples pasos.

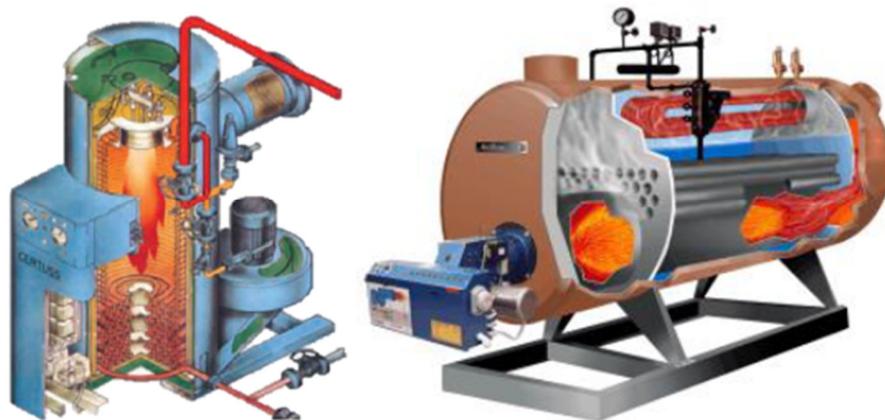


Figura 4. Caldera acotubular (izquierda), caldera pirotubular de dos pasos de humo (derecha) [9].

C. Clasificación según el tipo de combustible

Según el tipo de combustible utilizado para producir calor, las calderas se clasifican en:

- **Calderas de combustibles sólidos**

Los combustibles típicamente utilizados son el carbón, el bagazo o algunos materiales vegetales. Estas calderas son complejas de operar por el tipo de alimentación, adicionalmente generan muchas cenizas y suciedad y son de difícil control de la combustión.

La principal ventaja es que el combustible utilizado es de bajo precio, incluso pueden ser gratis debido a que son residuos de otros procesos al tratarse de subproductos de un proceso como por ejemplo el bagazo de caña de azúcar en las industrias azucareras del mundo, o las que utilizan la cascara de la castaña para la combustión.

- **Calderas de combustibles líquidos**

En estas calderas el combustible típico es la gasolina mayormente el gasóleo y el fuelóleo. Estos combustibles deben ser atomizados en un inyector específico que debe trabajar a una temperatura y presión adecuada para facilitar su mezcla con el aire utilizado generalmente como comburente. Por ello en algunos casos del combustible debe ser precalentado para mantener la fluidez y permitir su bombeo desde el lugar donde se encuentran los tanques de almacenaje hasta el quemador.

- **Calderas de combustibles gaseosos**

Típicamente la caldera de gas natural y las que utilizan los gases licuados del petróleo (propano y butano).

Son calderas muy sencillas de controlar su combustión y requieren menor mantenimiento. Los gases se transportan por la propia presión del sistema. Por el contrario, son calderas más costosas de operar debido al elevado precio por del combustible gaseoso y requieren más cuidados debido a la explosividad de dichos combustibles.

Dentro de las calderas de combustibles gaseosos cabe destacar los siguientes tipos:

A. Caldera de gas natural e hidrógeno

El grupo Viscofan quiere sustituir de forma progresiva el gas natural utilizado en una de sus calderas de generación de vapor por hidrógeno verde.

La compañía Umisa desarrollo e instalo en marzo de 2021 en la planta industrial de Viscofan, en Cáseda (Navarra), una caldera de 20 toneladas de vapor que permite funcionar con una carga de hasta el 50% de su capacidad de combustible en hidrógeno, lo que supone un caudal de hasta 900 Nm³/h [10]. Este proyecto supone un hito pionero en la utilización de hidrógeno verde como fuente de energía, y es parte del proyecto de descarbonización y lucha contra el cambio climático contemplado en su plan de actuación en sostenibilidad, que tiene el objetivo de reducir un 30% los kilogramos de CO₂ producido por kilómetro para 2030.

B. Caldera de hidrógeno y oxígeno.

La empresa *Hydrogen Technologies* ha desarrollado una caldera que funciona exclusivamente con hidrógeno y oxígeno utilizando una cámara de combustión dinámica DCC™ [11] con el objetivo de generar agua caliente o vapor, evitando las emisiones de NO_x y sin dejar huella de carbono. El proceso utiliza hidrógeno puro como combustible y oxígeno puro como comburente, estos 2 gases se hacen reaccionar mediante la mencionada DCC™ por debajo de la presión atmosférica y logra extraer la energía térmica mediante termofluidos industriales comunes.

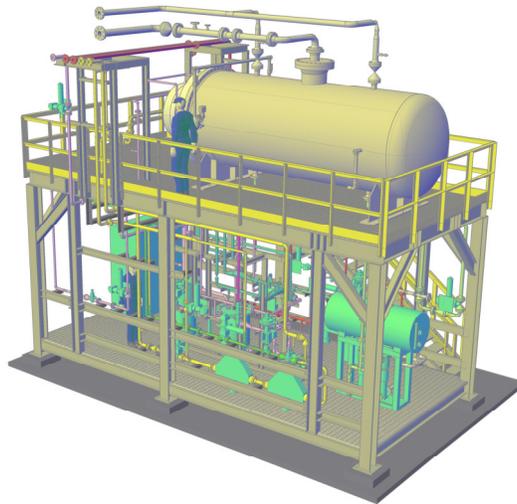


Figura 5. Cámara de combustión dinámica DCC™, fuente: Hydrogen Technologies [11].

Básicamente es una caldera de condensación de vapor. El proceso de condensación de la compañía *Hydrogen Technologies* está revolucionando el mercado de calderas porque:

1. Debido a la introducción de oxígeno puro, no hay nitrógeno en los gases de combustión y por tanto no se emiten gases con base de carbono o NOx siempre que se quemen con hidrógeno puro.
2. Al utilizar únicamente hidrógeno y oxígeno, solo se genera vapor de agua en los gases de escape, no existe la necesidad de eliminar los gases de combustión, por lo que no se requiere de una chimenea.
3. La eficiencia térmica de la caldera de mayor al 95 %. No se requieren ventiladores, y su funcionamiento es más silenciosos.

La caldera de *Hydrogen Technologies* utiliza dos caudalímetros másicos, uno para hidrógeno y otro para el oxígeno, que administran estequiométricamente los caudales de combustible a la cámara de combustión DCC™. En la cámara de combustión, el H₂ y el O₂ reaccionan exotérmicamente formando vapor sobrecalentado o saturado según los requerimientos que posteriormente se utiliza para calentar el fluido térmico que circula por la carcasa del intercambiador de calor.

El sistema es un circuito cerrado donde toda el agua generada se devuelve al electrolizador que de esta manera puede producir más combustible. Además, todos los recipientes y tuberías del DCC™ están aislados térmicamente, es decir están calorifugados para proporcionar una eficiencia térmica superior al 95 %.

En la Tabla 3, se detallan las principales características de los cuatro modelos de calderas desarrollados por la empresa.

Tabla 3. Características calderas de H2 y O2, fuente: Hydrogen Technologies [11].

	Unidades	DCC™ 3000	DCC™ 6000	DCC™ 3000 HP	DCC™ 6000 HP
Caudal de vapor máximo	kg/hr	3000	6000	3000	6000
Potencia calorífica	MW	2,3	4,7	2,3	4,7
Máxima presión de vapor	bar	11,4	11,4	41,4	41,4
Máxima temperatura del vapor	°C	189	189	254	254
Consumo de hidrógeno	kg/hr	62	123	62	123
Consumo de oxígeno	kg/hr	496	984	496	984

3. OBJETIVOS

El principal objetivo del presente Trabajo de Fin de Grado es la realización de un análisis técnico y económico para evaluar la viabilidad de la reducción parcial del consumo de gas natural (y emisiones asociadas) de diferentes calderas industriales mediante su mezcla con hidrógeno verde obtenido por electrólisis con energía fotovoltaica, empleando las tecnologías actuales de producción y almacenamiento de hidrógeno.

Para ello, se planteará el diseño de una instalación que permita suministrar hidrógeno producido *in situ* a tres calderas industriales, dimensionando la instalación de producción y almacenamiento en función de su consumo. Se evaluará el coste de una instalación de estas características, así como el plazo requerido para el retorno de la inversión.

Los objetivos parciales han sido:

- Determinación de la energía requerida por el sistema mediante los correspondientes balances energéticos, y calcular el caudal másico de combustible necesario.
- Determinar el caudal másico de hidrogeno requerido para dopar la mezcla de gas natural al 20% en volumen de hidrógeno.
- Cálculo del poder calorífico de la mezcla de hidrógeno y gas natural resultante y análisis de la idoneidad de los quemadores utilizados en las diferentes calderas.
- Selección de los diferentes equipos requeridos, teniendo en cuenta un adecuado dimensionamiento, la eficiencia y la fiabilidad de los equipos, así como también el estado del arte de la tecnología.
- Análisis económico mediante simulación con el software PVGIS para estimar la cantidad de energía producida y evaluar la rentabilidad del proyecto.

Este trabajo se enfocará principalmente en el aspecto de la ingeniería química, poniendo mayor énfasis en esta área que en el diseño de la instalación fotovoltaica.

4. SOLUCIÓN TÉCNICA

4.1 Diagrama de la instalación

El diagrama de bloques en el que se representan los principales equipos que componen la instalación se muestra en la Figura 6.

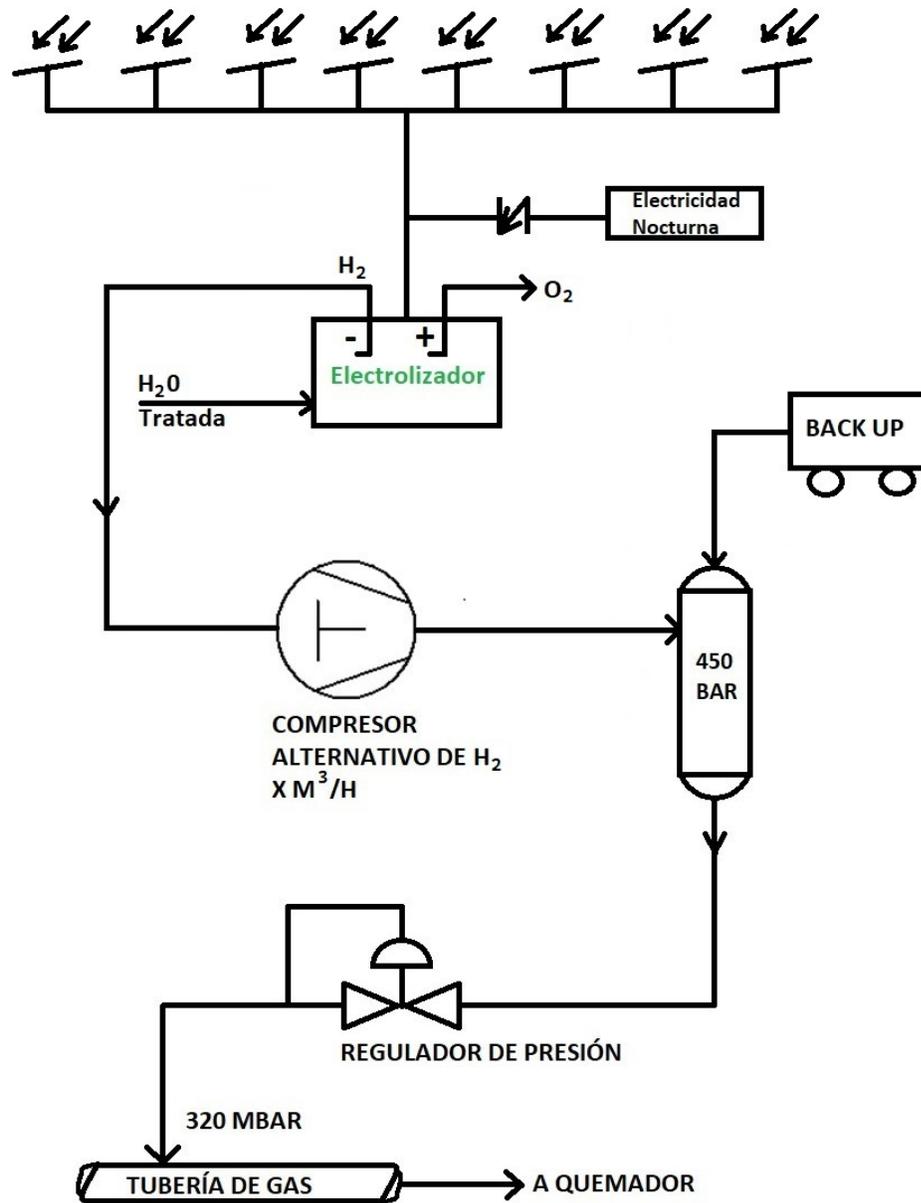


Figura 6. Diagrama de bloques del proceso.

El diseño de la instalación parte del consumo de gas natural de tres calderas de vapor instaladas en una fábrica dedicada a la producción de recubrimientos de superficie, por lo que lo primero que se llevará a cabo será el cálculo de los caudales de gas natural requeridos en cada una de las calderas y posteriormente dado que se quiere dopar la corriente de gas natural con hidrógeno se llevará a cabo el cálculo de la cantidad de hidrógeno requerida para dopar la corriente de gas natural con un 20% en volumen de hidrógeno.

Las calderas A y B, solo sirven para gas natural y, además, cuentan con economizador para aprovechar la energía la corriente de los humos de escape. La caldera C permite el uso tanto de fuel oil como de gas natural, si bien únicamente cuenta con un quemador para gas natural. Asimismo, cabe mencionar que las tres calderas son de tipo pirotubular con ventilación forzada, ya que el aire exterior se introduce a través de conductos de admisión controlados por ventiladores lo que permite un control preciso del suministro de aire y asegura una relación óptima entre el aire y el gas para lograr una combustión eficiente y completa.

A continuación, se presenta una tabla de características de las diferentes calderas de vapor obtenida a partir de las diferentes fichas técnicas de los fabricantes:

Tabla 4. Características de los tres tipos de caldera según los datos del fabricante.

	CALDERA A	CALDERA B	CALDERA C
Fabricante	BABCOCK WANSON	BABCOCK WANSON	BABCOCK & WILCOX
Tipo	BWD 60	BWN 60	STEAMBLOC 38
Potencia máx. (kW)	4045	4041	5242
Vapor máx. (Kg/h)	6000	6000	7850
Superficie calefacción (m²)	111	118,1	220
Pasos por carcasa	3	3	3
Presión máx. trabajo (bar)	10	7	11
Presión de trabajo (bar)	5	5	5
Volumen total (m³)	8,98	9,83	14,47
Fluido contenido	Agua y Vapor	Agua y Vapor	Agua y Vapor
Tª máxima admisible (°C)	184	184	183
Tª del agua de alimentación (°C)	80	80	80

4.1.1 Energía requerida por el sistema

La cantidad de energía que se requiere aportar al sistema se puede calcular mediante el siguiente balance de energía:

$$Q + W_s = \overbrace{(Z_2 - Z_1) \cdot g}^{E_p} + \overbrace{\left(\frac{V_2^2 - V_1^2}{2}\right)}^{E_c} + (H_2 - H_1)$$

Donde:

- Q es la energía específica suministrada al sistema.
- W_s es el trabajo realizado por el sistema.
- Z es la altura de las respectivas corrientes de entrada y salida.
- V es la velocidad de las respectivas corrientes de entrada y salida.
- H es la entalpía de las respectivas corrientes de entrada y de salida.

No hay ningún trabajo externo, dado que la caldera no realiza trabajo por tanto se elimina el término W_s .

La contribución del término de energía potencial $(Z_2 - Z_1) \cdot g$ es muy pequeña, por lo que se puede despreciar. Este corresponde con la energía potencial debida a la diferencia de alturas entre la corriente de entrada y salida de agua.

Asimismo, se desprecia el término de energía cinética $V_2^2 - V_1^2$ dado que las velocidades de entrada agua y salida del vapor son del orden de entre 1-20 m/s (3,6-72 km/h) mientras que la diferencia de entalpías es 10^5 veces mayor, por lo que es la que aportará la mayoría de energía del sistema.

Con las simplificaciones aplicadas podemos determinar la cantidad de calor requerida en función a las entalpías de las corrientes de entrada de agua subenfriada y de salida de vapor sobrecalentado:

$$Q = (H_2 - H_1)$$

- El vapor se entregará a temperaturas de 151 y 158 °C y presión 4,1, 4,3 y 4,8 bares.
- Se quiere que las calderas A, B y C entreguen 2348,8, 2070,2 y 1834,3 kg/h de vapor respectivamente.
- El agua subenfriada se introduce en las calderas a 70 °C y 14,22 bares de presión; siendo la máxima temperatura de alimentación de agua subenfriada 80°C.

En la Tabla 5, se indican las entalpías del agua a 10 y 20 bares de presión.

Tabla 5. Propiedades del agua, líquido subenfriado [12].

P = 10 bar = 1 MPa				P = 20 bar = 2 MPa (T _{sat} = 212,4 °C)		
T (°C)	V (m ³ / kg)	h (kJ / kg)	s (kJ / kg °K)	V (m ³ / kg)	h (kJ / kg)	s (kJ / kg °K)
20	1	84,8	0,2961	1	85,7	0,2959
40	1	168,2	0,5718	1	169,2	0,5713
80	1	335,6	1,0747	1	336,5	1,0740
100	1	419,7	1,3062	1	420,5	1,3054
140	1,1	589,5	1,7384	1,1	590,2	1,7373
180	194,6	2776,5	6,5835	1,1	763,6	2,1379
200	205,9	2826,8	6,6922	1,2	852,6	2,3300

Para calcular la entalpía de la corriente de agua líquida a 14,2 bares de presión, debemos realizar una interpolación entre las entalpías a las temperaturas que nos interesan a 20 y 10 bares de presión.

- Para una temperatura de 80°C:

$$\frac{(336,5 - 335,6) \text{ kJ/kg}}{(20 - 10) \text{ bar}} = \frac{(336,5 - h_L) \text{ kJ/kg}}{(20 - 14,2) \text{ bar}} \rightarrow h_L = 335,978 \text{ kJ/kg}$$

- Para una temperatura de 40 °C:

$$\frac{(169,2 - 168,2) \text{ kJ/kg}}{(20 - 10) \text{ bar}} = \frac{(169,2 - h_L) \text{ kJ/kg}}{(20 - 14,2) \text{ bar}} \rightarrow h_L = 168,62 \text{ kJ/kg}$$

Tras realizar las interpolaciones obtenemos:

Tabla 6. Entalpías del agua subenfriada a 14,2 bar.

P = 14,2 bar	
Temperatura (°C)	h _L (kJ / kg)
40	168,62
80	335,98

Ahora debemos realizar las interpolaciones para una presión de 14,2 bares a la temperatura de alimentación del agua subenfriada a las calderas que es de 70°C:

$$\frac{(h_2 - h_1) \text{ kJ/kg}}{(T_2 - T_1)^\circ\text{C}} = \frac{(h_2 - h_L) \text{ kJ/kg}}{(T_2 - T_x)^\circ\text{C}}$$

$$\frac{(335,98 - 168,62) \text{ kJ/kg}}{(80 - 40)^\circ\text{C}} = \frac{(335,98 - h_L) \text{ kJ/kg}}{(80 - 70)^\circ\text{C}} \rightarrow h_L = 294,14 \text{ kJ/kg}$$

A continuación, se realizan los cálculos para determinar la entalpía del vapor de agua sobrecalentado a las presiones y temperaturas requeridas por las diferentes calderas.

Tabla 7. Temperaturas y presión requeridas en la corriente de vapor sobrecalentado.

	Caldera A	Caldera B	Caldera C
Temperatura (°C)	158	151	158
Presión (bar)	4,8	4,3	4,1

A continuación, se realizan los cálculos para la caldera A para determinar la temperatura de saturación del vapor de agua a 4,8 bares, para ello se emplea la ecuación de Antoine que relaciona la presión de vapor con la temperatura:

$$\text{Log}_{10}(P) = A - (B / (T + C))$$

Donde:

- P es la presión de vapor en mm Hg.
- T es la temperatura en grados Celsius.
- A, B y C son constantes específicas para el compuesto en cuestión.

Para el agua, las constantes de Antoine son: A = 8,14019 B = 1810,94 C = 244,485

Reorganizando la ecuación, podemos resolver para T:

$$T = (B / (A - \log_{10}(P))) - C$$

Sustituyendo P = 4,8 bares o 3600,3 mm Hg, obtenemos:

$$T = (1810,94 / (8,14019 - \log_{10}(3600,3))) - 244,485$$

Calculando esta expresión, encontramos que la temperatura de saturación del vapor de agua a 4,5 bares de presión es de 150,58 °C.

Tabla 8. Temperatura de saturación de los diferentes vapores de agua sobrecalentados.

	Caldera A	Caldera B	Caldera C
Temperatura (°C)	158	151	158
Presión (bar)	4,8	4,3	4,1
Presión (mm Hg)	3600,3	3225,26	3075,25
T^s de saturación H₂O (°C)	150,58	146,51	144,77

Para calcular la entalpía de la corriente de vapor sobrecalentado a 4,8 bares de presión, se debe realizar una interpolación entre las entalpías a las temperaturas de interés a 3 y 5 bares de presión: 158°C.

Tabla 9. Propiedades del agua, vapor sobrecalentado [14].

v	u	h	s
m^3/kg	kJ/kg	kJ/kg	$kJ/kg K$
$p = 3,0 \text{ bar} = 0,30 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 133,55^\circ\text{C}$)			
0,606	2543,6	2725,3	6,9919
0,651	2587,1	2782,3	7,1276
0,716	2650,7	2865,5	7,3115
0,781	2713,1	2947,3	7,4774
0,844	2775,4	3028,6	7,6299
0,907	2838,1	3110,1	7,7722
0,969	2901,4	3192,2	7,9061
1,032	2965,6	3275,0	8,0330
1,094	3030,6	3358,7	8,1538
1,187	3130,0	3486,0	8,3251
1,341	3300,8	3703,2	8,5892

T	v	u	h	s
$^\circ\text{C}$	m^3/kg	kJ/kg	kJ/kg	$kJ/kg K$
$P = 5,0 \text{ bar} = 0,50 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 151,86^\circ\text{C}$)				
Sat	0,3749	2561,2	2748,7	6,8213
180	0,4045	2609,7	2812,0	6,9656
200	0,4249	2642,9	2855,4	7,0592
240	0,4646	2707,6	2939,9	7,2307
280	0,5034	2771,2	3022,9	7,3865
320	0,5416	2834,7	3105,6	7,5308
360	0,5796	2898,7	3188,4	7,6660
400	0,6173	2963,2	3271,9	7,7938
440	0,6548	3028,6	3356,0	7,9152
500	0,7109	3128,4	3483,9	8,0873
600	0,8041	3299,6	3701,7	8,3522
700	0,8969	3477,5	3925,9	8,5952

A continuación, se va a calcular la entalpía que nos falta a 180°C para el vapor de agua saturado a 3 bares de presión.

$$\frac{(2782,3 - 2725,3) \text{ kJ/kg}}{(200 - 133,55)^\circ\text{C}} = \frac{(2782,3 - h_v) \text{ kJ/kg}}{(200 - 180)^\circ\text{C}} \rightarrow h_v = 2.765,14 \text{ kJ/kg}$$

Para la caldera A:

- Para una presión de 4,8 bares a la temperatura de saturación ($150,58^\circ\text{C}$):

$$\frac{(2748,7 - 2725,3) \text{ kJ/kg}}{(5 - 3) \text{ bar}} = \frac{(2748,7 - h_v) \text{ kJ/kg}}{(5 - 4,8) \text{ bar}} \rightarrow h_v = 2746,36 \text{ kJ/kg}$$

- Para una presión de 4,8 bares a una temperatura de 180°C :

$$\frac{(2812 - 2765,14) \text{ kJ/kg}}{(5 - 3) \text{ bar}} = \frac{(2812 - h_v) \text{ kJ/kg}}{(5 - 4,8) \text{ bar}} \rightarrow h_v = 2807,31 \text{ kJ/kg}$$

Se realizan las mismas interpolaciones para las calderas B y C. En la Tabla 10, se recogen los resultados:

Tabla 10. Entalpías normalizadas del vapor sobrecalentado a las diferentes presiones.

	Caldera A	Caldera B	Caldera C
Presión (bar)	4,8	4,3	4,1
h_v a $T^{\text{a}} \text{ Sat}$ (kJ/kg)	2746,36	2740,51	2738,17
h_v a 180°C (kJ/kg)	2807,31	2795,60	2790,91

Las calderas A y C entregan el vapor a una temperatura de 158°C y la B a 151°C , a continuación, se calcula la entalpía del vapor sobrecalentado a 158°C :

$$\frac{(h_2 - h_1) \text{ kJ/kg}}{(T_2 - T_1)^\circ\text{C}} = \frac{(h_2 - h_v) \text{ kJ/kg}}{(T_2 - T_x)^\circ\text{C}}$$

$$\frac{(2807,31 - 2746,36) \text{ kJ/kg}}{(180 - 150,58)^\circ\text{C}} = \frac{(2807,31 - h_v) \text{ kJ/kg}}{(180 - 158)^\circ\text{C}} \rightarrow h_v = 2761,73 \text{ kJ/kg}$$

Para determinar las entalpías a la temperatura del vapor sobrecalentado, se realizan las mismas interpolaciones para las otras calderas, los datos se recopilan en la Tabla 11:

Tabla 11. Entalpías del vapor sobrecalentado a las temperaturas deseadas.

	Caldera A	Caldera B	Caldera C
Tª vapor (°C)	158,00	151,00	158,00
Tª saturación (°C)	150,58	146,51	144,77
h a Tª vapor °C (kJ/kg)	2761,73	2747,90	2757,98

Ya conocemos las entalpías de entrada y salida de las corrientes de agua subenfriada y vapor sobrecalentado, a las respectivas presiones, por lo que podemos determinar la energía requerida por el sistema:

$$Q = (H_2 - H_1) = (2761,73 - 294,14) \text{ kJ/kg} = 2467,59 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

A continuación, se indica el aporte energético requerido para cada caldera:

Tabla 12. Calor requerido por kg de vapor a las presiones y temperaturas deseadas.

	Caldera A	Caldera B	Caldera C
h a Tª vapor °C (kJ/kg)	2761,73	2747,90	2757,98
Q (kJ/kg)	2467,59	2453,76	2463,84

4.1.2 Caudal de gas natural requerido

Ahora se va a calcular el caudal másico de combustible necesario para entregar esos caudales másicos de vapor.

$$\tau = \frac{Q_U}{Q_D} = \frac{\text{Energía útil (absorbida por la corriente de vapor)}}{\text{Energía suministrada al sistema}} = \frac{m_{\text{vapor}} \cdot (H_2 - H_1)}{m_{\text{combustible}} \cdot PCI_{\text{combustible}}}$$

Donde:

- Q_U es el calor útil en kJ/kg.
- Q_D es el calor disponible en kJ/kg.
- m_{vapor} es el caudal másico de vapor en kg/h.
- $m_{\text{combustible}}$ es el caudal másico de combustible en kg/h.
- $PCI_{\text{combustible}}$ es el poder calorífico inferior del combustible en kJ/kg.
- H_2, H_1 entalpías del vapor sobrecalentado y del líquido subenfriado en kJ/kg.
- PCI del combustible en kJ/kg.
- τ es el rendimiento de la caldera.

En la Tabla 13, se indican las características del gas natural suministrado a una industria:

Tabla 13. Características del suministro de gas indicadas en factura de Engie de 2023.

Presión de suministro (bar)	2,428
PCS (kWh/Nm ³)	11,6615714
Factor de corrección de volumen	3,3340506
Factor de conversión (kWh/m ³)	38,8802689

Las calderas A y B cuentan con economizador por lo que se aprovecha el calor del vapor de agua generada en los gases de escape para calentar el agua subenfriada que entra a la caldera, por lo que se debe tener en cuenta el PCI para realizar los cálculos.

A continuación, se realiza el cálculo del poder calorífico inferior.

$$PCI = PCS - (h_{lg} \times G)$$

Donde:

- PCI y PCS son los poderes caloríficos inferior y superior del combustible en kJ/kg.
- G es el porcentaje en peso del agua formada por la combustión del H₂ más la humedad propia del combustible (kg agua/ kg combustible).
- h_{lg} es el calor de condensación del agua a 100 °C y 1 atm 2260 kJ/kg de agua [13].

La densidad media del gas natural en España es de 0,743 kg/Nm³ a 1 atmósfera de presión y 0°C [15], por lo que:

$$PCS = \frac{11,66157 \frac{kWh}{m^3}}{0,743 \frac{kg}{m^3}} = 15,695 kWh/kg$$

$$\frac{1kWh}{3600 kJ} = \frac{15,695 kWh/kg}{X kJ} \rightarrow X = 56.502,9 kJ/kg$$

En la combustión del gas natural se producen aproximadamente 1,68 kg de agua por m³ de gas en condiciones normales [16], por lo que ya es posible calcular G:

$$G = \frac{1,68 kg\ agua/m^3\ gas}{0,743 kg\ gas/m^3\ gas} = 2,2611 kg\ agua/kg\ gas$$

$$PCI = 56502,9 kJ/kg - (2260 kJ/kg\ agua \times 2,2611 kg\ agua/kg\ gas)$$

$$PCI = 51392,805 kJ/kg\ gas$$

Por tanto, los rendimientos de las calderas se calculan del siguiente modo:

- Para la caldera A el rendimiento es del 88% y el caudal másico es de 2348,8 kg/h:

$$\tau = \frac{Q_U}{Q_D} = \frac{2348,8 \text{ kg/h} \cdot (2761,73 - 294,14) \text{ kJ/kg}}{m_{\text{combustible}} \cdot 51.392,8 \text{ kJ/kg}} = 0,88$$

$$m_{\text{combustible}} = 128,2 \text{ kg/h}$$

- Para la caldera B el rendimiento es del 88% y el caudal másico es de 2070,2 kg/h:

$$\tau = \frac{Q_U}{Q_D} = \frac{2070,2 \text{ kg/h} \cdot (2747,90 - 294,14) \text{ kJ/kg}}{m_{\text{combustible}} \cdot 51.392,8 \text{ kJ/kg}} = 0,88$$

$$m_{\text{combustible}} = 112,3 \text{ kg/h}$$

Para la caldera C el rendimiento es del 76% y el caudal másico es de 1834,3 kg/h. La caldera C no cuenta con economizador, por lo que la energía de condensación del vapor de agua de los humos de escape no es aprovechada para precalentar la corriente de agua subenfriada que se introduce en la caldera, por lo que se emplea el PCS del gas natural.

$$\tau = \frac{Q_U}{Q_D} = \frac{1834,3 \text{ kg/h} \cdot (2757,98 - 294,14) \text{ kJ/kg}}{m_{\text{combustible}} \cdot 56.502,9 \text{ kJ/kg}} = 0,76$$

$$m_{\text{combustible}} = 105,2 \text{ kg/h}$$

Se calcula el volumen total de gas natural consumido por las calderas A, B y C.

$$\text{Volumen GN} = \frac{\text{masa de gas natural}}{\text{densidad}} = \frac{\text{Caudal másico} \cdot \text{horas de funcionamiento}}{\text{densidad}}$$

Caldera A:

$$\text{Volumen GN} = \frac{128,2 \text{ kg/h} \cdot 6151 \text{ h}}{0,743 \text{ kg/Nm}^3} = 1.060.934,4 \text{ Nm}^3$$

$$Q_{\text{volumétrico GN}} = \frac{Q_{\text{másico GN}}}{\text{densidad}} = \frac{128,2 \text{ kg/h}}{0,743 \text{ kg/Nm}^3} = 172,5 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

En la Tabla 14, se recopilan los resultados obtenidos para las diferentes calderas.

Tabla 14. Consumos totales de gas natural en función de la cantidad de vapor requerida.

	Caldera A	Caldera B	Caldera C
Caudal de vapor requerido (kg/h)	2348,8	2070,2	1834,3
Rendimiento caldera	0,88	0,88	0,76
Caudal másico de gas natural (kg/h)	128,2	112,3	105,2
Horas de funcionamiento	6151	6693	2672
Caudal volumétrico GN (Nm ³ /h)	172,5	151,2	141,6
Total consumo gas natural (Nm³)	1.060.934	1.011.774	378.486

4.1.3 Dopaje de la corriente de gas natural

Se quiere dopar la corriente de gas natural con un 20% en volumen de hidrógeno. A continuación, se calculan los caudales requeridos:

$$\text{Caudal } H_2 \text{ necesario} = \text{caudal volumetrico gas} \cdot 0,2$$

Para la caldera A:

$$\text{Caudal } H_2 \text{ necesario} = 172,5 \frac{Nm^3}{h} \cdot 0,2 = 34,5 \frac{Nm^3}{h}$$

Por tanto, la cantidad de gas natural en la corriente será:

$$\text{Caudal GN} = 172,5 \frac{Nm^3}{h} - 34,5 \frac{Nm^3}{h} = 138 \frac{Nm^3}{h}$$

En la Tabla 15, se indican los caudales volumétricos de hidrógeno y gas natural necesarios para cada una de las calderas:

Tabla 15. Caudales volumétricos individuales de hidrógeno y gas natural.

	Caldera A	Caldera B	Caldera C
Consumo gas natural (Nm ³ /h)	172,5	151,2	141,6
Caudal H₂ necesario (Nm³/h)	34,5	30,2	28,3
Caudal GN corriente dopada (Nm ³ /h)	138,0	120,9	113,3

En la Tabla 16, se observa que el hidrógeno posee una alta densidad energética en masa, pero una baja densidad energética en volumen, debido a su baja densidad.

Tabla 16. Comparativa de densidad energética y PCI gas natural e hidrógeno [16].

	Gas natural	H ₂ /GN	Hidrógeno
PCI (kWh/kg)	13,05	3	33,33
Densidad (kg/Nm ³)	0,83	1/9	0,09
PCI (kWh/Nm ³)	10,83	1/3	3,00

Previamente se calculó que el PCI del gas natural es 51.392,805 kJ/kg. Ahora se quiere determinar el PCI de la mezcla en kWh/Nm³, para ello:

$$\frac{3600 \text{ kJ}}{1 \text{ kWh}} = \frac{51392,805 \text{ kJ/kg}}{X \text{ kWh}} \rightarrow X = 14,276 \text{ kWh/kg}$$

$$PCI = 14,276 \frac{kWh}{kg} \cdot 0,743 \frac{kg}{Nm^3} = 10,607 \frac{kWh}{Nm^3}$$

La mezcla tiene un 20% en volumen de hidrógeno y un 80% de gas natural, a continuación, se realizan los cálculos para determinar el PCI de la mezcla:

$$PCI_{GN+H_2} = \overbrace{\% Vol. GN \cdot PCI_{GN}}^{PCI \text{ Gas natural en la mezcla}} + \overbrace{\% Vol. H_2 \cdot PCI_{H_2}}^{PCI \text{ Hidrógeno en la mezcla}}$$

$$PCI_{GN+H_2} = 0,8 \cdot 10,607 \frac{kWh}{Nm^3} + 0,2 \cdot 3 \frac{kWh}{Nm^3} = 9,086 \frac{kWh}{Nm^3}$$

En la Tabla 17, se observa la diferencia entre el poder calorífico inferior de la corriente dopada con hidrógeno y el de la original de gas natural:

Tabla 17. Comparativa PCI de la mezcla y de la corriente original de gas natural.

PCI mezcla GN + H₂ (kWh/Nm³)	9,09
PCI 100% GN (kWh/Nm ³)	10,61
Deficiencia energética (kWh/Nm³)	1,52

La caldera C no cuenta con economizador, por lo que es necesario calcular el PCS de la mezcla. El PCS del hidrógeno es de 141.860 kJ/kg [18], por lo que:

$$PCS_{H_2} = 141860 \frac{kJ}{kg} \cdot 0,09 \frac{\overbrace{kg}^{densidad H_2}}{Nm^3} = 12767,4 \frac{kJ}{Nm^3}$$

$$\frac{3600 kJ}{1kWh} = \frac{12767,4 kJ/Nm^3}{X kWh} = 3,5465 kWh/Nm^3$$

El PCS del gas natural es 11,661 kWh/Nm³, a continuación, se calcula el PCS de la mezcla:

$$PCS_{GN+H_2} = 0,8 \cdot 11,661 \frac{kWh}{Nm^3} + 0,2 \cdot 3,546 \frac{kWh}{Nm^3} = 10,038 \frac{kWh}{Nm^3}$$

Tabla 18. Comparativa PCS de la mezcla y de la corriente original de gas natural.

PCS mezcla GN + H₂ (kWh/Nm³)	10,03
PCS 100% GN (kWh/Nm ³)	11,66
Deficiencia energética (kWh/Nm³)	1,62

La densidad del gas natural y la del hidrógeno son datos conocidos, así como sus respectivos porcentajes volumétricos (80-20%), por lo que es posible calcular la densidad de la mezcla:

$$Densidad_{mezcla} = Densidad_{GN} \cdot \%Vol. GN + Densidad_{H_2} \cdot \%Vol. H_2$$

$$Densidad_{mezcla} = 0,743 \frac{kg}{Nm^3} \cdot 0,8 + 0,09 \frac{kg}{Nm^3} \cdot 0,2 = 0,612 \frac{kg}{Nm^3}$$

En las Tablas 17 y 18 se calculó el PCI y el PCS de la mezcla (9,09 y 10,03 kWh/Nm³), se quiere determinar los poderes caloríficos de la corriente dopada con H₂ por unidad de masa (kJ/kg). Para ello se realiza la conversión de unidades de kWh a kJ a razón de 3600 kJ/kWh, dividiendo el resultado entre la densidad de la mezcla.

$$PCI_{mezcla} = \frac{PCI_{mezcla}}{densidad} = \frac{\left(9,09 \frac{kWh}{Nm^3} * 3600 \frac{kJ}{kWh}\right)}{0,612 \frac{kg}{Nm^3}} = 53.409,34 \frac{kJ}{kg}$$

densidad media de la mezcla

$$PCS_{mezcla} = \frac{PCI_{mezcla}}{densidad} = \frac{\left(10,03 \frac{kWh}{Nm^3} * 3600 \frac{kJ}{kWh}\right)}{0,612 \frac{kg}{Nm^3}} = 59.011,78 \frac{kJ}{kg}$$

densidad media de la mezcla

Para determinar el caudal calorífico de la corriente original de gas natural para la caldera A, se multiplica el caudal másico de gas natural por el poder calorífico inferior del gas natural:

$$Q_{GN} = Q_{m\acute{a}sico}^{GN} \cdot PCI_{GN} = 128,2 \frac{kg}{h} \cdot 51392,8 \frac{kJ}{kg} = 6.586.184,7 \text{ kJ/h}$$

Se realiza el mismo cálculo para la caldera C, dado que no cuenta con economizador se emplea el PCS:

$$Q_{GN} = Q_{m\acute{a}sico}^{GN} \cdot PCS_{GN} = 105,2 \frac{kg}{h} \cdot 56502,9 \frac{kJ}{kg} = 5.946.671,1 \text{ kJ/h}$$

Para determinar el caudal calorífico de la mezcla resultante de gas natural e hidrógeno al 20% en volumen se multiplican los respectivos caudales másicos individuales de cada corriente por sus respectivos poderes caloríficos inferiores y se suman:

$$Q_{GN+H_2} = Q_{m\acute{a}sico}^{GN} \cdot PCI_{GN} + Q_{m\acute{a}sico}^{H_2} \cdot PCI_{H_2}$$

Donde:

- Q_{GN+H_2} es el caudal calorífico de la mezcla de gas natural e hidrogeno al 20% en volumen en kJ/h.
- Q_{V}^{GN} es el caudal másico en m³/h de gas natural.
- $Q_{V}^{H_2}$ es el caudal másico en m³/h de hidrogeno.
- PCI_{GN} es el poder calorífico inferior del gas natural en kJ/kg.
- PCI_{H_2} es el poder calorífico del hidrógeno en kJ/kg.

El caudal másico y la temperatura del vapor sobrecalentado generado deben mantenerse constantes (2348,8, 2070,2 y 1834,3 kg/h a 158 y 151°C), por lo que la energía suministrada

por la corriente de gas natural puro debe ser igual a la energía suministrada por la corriente con la mezcla de gas natural e hidrógeno.

$$Q = m_{GN} \cdot PCI_{GN} = m_{GN+H_2} \cdot PCI_{GN+H_2}$$

A continuación, se calcula el caudal másico que deberá tener la mezcla de gas natural e hidrógeno para la caldera A:

$$Q = 6586184,7 \text{ kJ/h} = m_{GN+H_2} \cdot 53.409,34 \text{ kJ/kg}$$

Despejando obtenemos que:

$$m_{GN+H_2} = 123,3 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Se realizan los mismos cálculos para la caldera C, pero empleando el PCS:

$$Q = 5946671,1 \text{ kJ/h} = m_{GN+H_2} \cdot 59.011,78 \text{ kJ/kg}$$

$$m_{GN+H_2} = 100,8 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

En la Tabla 19, se indican los caudales másicos de mezcla requeridos para igualar los caudales caloríficos de las corrientes originales de gas natural para cada una de las calderas:

Tabla 19. Tabla comparativa de caudales másicos de la corriente de gas natural puro y la corriente dopada con hidrógeno.

	Caldera A	Caldera B	Caldera C
Caudal másico gas natural (kg/h)	128,2	112,3	105,2
Caudal calorífico gas natural (kJ/h)	6586184,7	5772365,2	5946671,1
PCI mezcla GN + H ₂ (kJ/kg)	53409,34	53409,34	59011,77
Caudal másico mezcla requerido GN+H₂ (kg/h)	123,3	108,1	100,8

Tal como se observa en la tabla, los caudales másicos de la corriente dopada con hidrógeno son inferiores a los caudales másicos de la corriente original de gas natural. El hidrógeno tiene una alta densidad energética en masa (9 veces superior a la del gas natural) por lo que se requerirá una menor cantidad de mezcla de gas natural e hidrógeno para alcanzar el mismo poder calorífico que tenía la corriente original de gas natural.

Dado que se conocen los caudales volumétricos de hidrógeno y de gas natural para cada caldera y las densidades del hidrógeno y del gas natural, es posible calcular los caudales másicos individuales de las corrientes de hidrógeno y gas natural:

Para la caldera A:

$$Q_{\text{másico GN}} = 138 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}} \cdot 0,743 \frac{\text{kg}}{\text{Nm}^3} = 102,5 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$Q_{\text{másico H}_2} = 34,5 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}} \cdot 0,09 \frac{\text{kg}}{\text{Nm}^3} = 3,1 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$Q_{\text{másico mezcla GN+H}_2} = Q_{\text{másico GN}} + Q_{\text{másico H}_2} = 102,5 \frac{\text{kg}}{\text{h}} + 3,1 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 105,6 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Los cálculos iniciales se realizaron partiendo del caudal original de la corriente de gas natural (172,5 Nm³ para la caldera A) y tomando un 20% del volumen en hidrógeno de esta corriente. Dado que el hidrógeno tiene una menor densidad energética por volumen resulta evidente que al sustituir un 20% del volumen del gas natural por hidrógeno se requerirá un mayor volumen de mezcla al estimado.

A continuación, se recalcula el caudal volumétrico de mezcla requerido para igualar el caudal calorífico de la caldera A:

$$\frac{Q_{\text{másico mezcla GN+H}_2}}{Q_{\text{Volumétrico GN+H}_2}} = \frac{Q_{\text{másico mezcla GN+H}_2 \text{ requerido}}}{Q_{\text{volumétrico mezcla GN+H}_2 \text{ requerido}}}$$

$$\frac{105,6 \text{ kg/h}}{172,5 \text{ Nm}^3} = \frac{123,3 \text{ kg/h}}{Q_{\text{V mezcla req. Nm}^3}} \rightarrow Q_{\text{V mezcla req.}} = 201,4 \text{ Nm}^3 \text{ de GN} + \text{H}_2$$

En la Tabla 20, se indican los caudales máscos de hidrógeno, gas natural, así como el caudal volumétrico equivalente de la mezcla requerido para las diferentes calderas:

Tabla 20. Comparativa caudal volumétrico original y caudal volumétrico requerido.

	Caldera A	Caldera B	Caldera C
Caudal volumétrico H ₂ necesario (Nm ³ /h)	34,5	30,2	28,3
Caudal volumétrico GN corriente dopada (Nm ³ /h)	138,0	120,9	113,3
Caudal volumétrico mezcla GN+H₂ (Nm³)	172,5	151,2	141,6
Caudal másico H ₂ (kg/h)	3,1	2,7	2,5
Caudal másico Gas natural (kg/h)	102,5	89,9	84,2
Caudal másico mezcla GN + H ₂ (kg/h)	105,6	92,6	86,7
Caudal másico necesario de mezcla GN+H ₂ (kg/h)	123,3	108,1	100,8
Caudal volumétrico equivalente de mezcla (Nm³/h)	201,4	176,5	164,6

4.1.4 Características y consideraciones acerca de los quemadores

En la Tabla 21, pueden observarse las características de los quemadores empleados en las tres calderas:

Tabla 21. Características de los quemadores según el fabricante.

	CALDERA A	CALDERA B	CALDERA C
Tipo de quemador	LNTA 23	LNTA 2	LNTA 230
Rango del quemador (mbar)	270 - 330	300-350	270 - 300
Caudal máximo de gas natural (Nm³/h)	405	370	440
Potencia térmica (kW)	4045	4600	4700

El quemador de la caldera C (LNTA 230) es el modelo evolucionado del quemador de la caldera A (quemador LNTA 23) pero de mejores prestaciones de emisiones a atmósfera.

Para determinar si el rango del quemador es válido hay que convertir el caudal máximo de gas natural (405, 370 y 440 Nm³/h) al valor equivalente de la mezcla de gas natural e hidrógeno que tendría el mismo poder calorífico que el gas natural.

Dado que ya conocemos los caudales volumétricos de la mezcla de gas natural e hidrógeno para cada caldera:

$$\frac{172,5 \text{ Nm}^3/\text{h de gas natural}}{201,4 \text{ Nm}^3/\text{h mezcla GN} + \text{H}_2} = \frac{405 \text{ Nm}^3/\text{h de gas natural}}{Q_v \text{ máx.}} \rightarrow Q_v \text{ máx} = 472,8 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

En la Tabla 22, se recogen los caudales volumétricos máximos de mezcla, así como también una estimación de los máximos caudales mensuales de gas natural y de mezcla.

Tabla 22. Comparativa máximos caudales de gas natural y de mezcla admisibles en los quemadores.

	Caldera A	Caldera B	Caldera C
Consumo gas natural (Nm ³ /h)	172,5	151,2	141,6
Caudal volumétrico equivalente de mezcla (Nm ³ /h)	201,4	176,5	164,6
Caudal máximo de gas natural (Nm ³ /h)	405,0	370,0	440,0
Caudal volumétrico máximo de mezcla GN+H₂ (Nm³/h)	472,8	432,0	511,1
Máximo caudal mensual de gas natural (Nm ³ /h)	305,6	177,2	203,0
Máximo caudal mensual de mezcla GN+H₂ (Nm³/h)	356,8	206,9	235,8

En ningún caso los caudales de mezcla de gas natural e hidrógeno superaran el máximo caudal de gas natural. En cualquier caso, se debe realizar una prueba previa de adaptación del quemador donde el fabricante determinara la necesidad de realizar alguna modificación de tipo dinámico tal como la sustitución de la boquilla del quemador para permitir un mayor flujo de gas.

Para realizar del dopaje la corriente de hidrógeno debe encontrarse a una presión ligeramente superior a la presión que la corriente de gas natural, de otro modo sería el gas natural el que se estaría metiendo por la corriente de hidrógeno. Para esta labor se emplea un difusor:

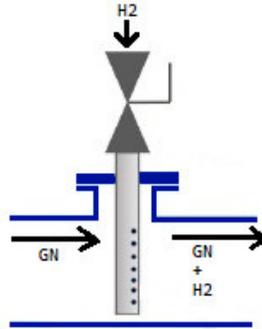


Figura 7. Difusor de hidrógeno.

Un difusor permite inyectar el hidrógeno a mayor presión que la corriente de gas natural a través de pequeños agujeros de modo que el hidrógeno experimenta una gran pérdida de carga lo que permite la dilución del mismo en la corriente de gas natural sin que este retroceda. El dopaje de la corriente de gas natural con hidrógeno debe realizarse al menos unos metros antes del quemador para permitir que la mezcla sea homogénea al llegar al mismo.

4.1.5 Caudal másico de hidrógeno

Para dimensionar el electrolizador se realiza una estimación en base a el caudal másico promedio de hidrógeno requerido por cada caldera, para ello se calcula el porcentaje másico de la mezcla en base a los datos recogidos en la tabla diecisiete:

$$\frac{105,6 \text{ kg/h mezcla}}{100 \%} = \frac{3,1 \text{ kg/h H}_2}{X} \rightarrow X = 2,94 \% \text{ de H}_2 \text{ en masa}$$

Por tanto, el porcentaje másico de gas natural es de: $100 - 2,94 \% = 97,06\%$ de GN en masa

En la Tabla 23, se calculan los caudales másicos de hidrógeno y gas natural en cada caldera en función de los porcentajes másicos de hidrógeno y gas natural:

Tabla 23. Caudales másicos de gas natural e hidrógeno requeridos.

	Caldera A	Caldera B	Caldera C
Caudal másico de la mezcla GN+H ₂ (kg/h)	123,3	108,1	100,8
Caudal másico de GN (kg/h)	119,7	104,9	97,8
Horas de funcionamiento	6151,0	6693,0	2672,0
Caudal másico de H₂ (kg/h)	3,6	3,2	3,0

Por tanto, el caudal total de hidrógeno requerido será de:

$$Q_{\text{mástio total de H}_2} = 3,6 \frac{\text{kg}}{\text{h}} + 3,2 \frac{\text{kg}}{\text{h}} + 3,0 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 9,8 \text{ kg/h}$$

Se considera un sobredimensionamiento de la instalación de un 15% por posibles ineficiencias como pérdidas de vapor en trampas de vapor y/o de calor a lo largo de la red de tuberías, así como también en previsión a un posible incremento de la demanda a futuro:

$$\frac{9,8 \text{ kg/h de H}_2}{100 \%} = \frac{X}{115\%} \rightarrow X = 11,27 \text{ kg/h de H}_2$$

El electrolizador seleccionado debe garantizar un suministro de 11,27 kg/h de hidrógeno.

4.2 SELECCIÓN DE LA INSTALACIÓN

El electrolizador que se empleará será uno de tipo PEM o de membrana de intercambio de protones, una de las ventajas que presenta este tipo de electrolizador frente a los SOEC o los alcalinos es la mayor presión de operación [5], permitiendo que el hidrógeno producido sea utilizado directamente sin necesidad de comprimirlo previamente lo que supone una mayor eficiencia energética y prolonga la vida del compresor.

Para la selección del electrolizador se ha tenido en cuenta el compromiso entre las horas disponibles de luz y la capacidad de producción, de modo que se pueda satisfacer la demanda nocturna con el exceso de hidrógeno almacenado durante el día.

Otra de las ventajas que presenta el electrolizador tipo PEM al trabajar con agua desmineralizada es la no generación de residuos adicionales (como podría darse en un electrolizador alcalino). Otro de los requisitos de operación que se ha tenido en cuenta, es el funcionamiento con corriente alterna 400V lo que permite utilizar el excedente de energía generado en los meses de más luz para consumo eléctrico.

El electrolizador seleccionado es el EL200N de la marca H2B2, en la Tabla 24, se detallan sus características.

Tabla 24. Características del electrolizador ELN200 [19].

Marca	H2B2
Modelo	EL200N
Potencia	1030 kW
Máximo caudal nominal de hidrógeno	200 Nm ³ /h (430 kg/día o 17,9 kg/h)
Generación máxima de hidrógeno	17,9 kg/h
Rango del flujo de hidrógeno	10 -100%
Presión de operación	15 - 40 barg
Consumo de energía CA	5.1 kWh/Nm ³ H ₂
Pureza del hidrógeno	99.999%; < 5 ppm O ₂ ; < 5 ppm H ₂ O
Agua de alimentación: desmineralizada	< 1 L/Nm ³ H ₂

Se selecciona un electrolizador con una generación de hidrogeno mayor de lo requerida (>50%) para garantizar el suministro de hidrógeno en los meses más fríos (enero, febrero) y por tanto de mayor demanda. Si bien es verdad que cuanto mayor sea el caudal de hidrógeno entregado por el electrolizador se podrá cubrir mayor parte de la demanda de los meses con menos horas de luz pero ello también requeriría un electrolizador de mayor potencia y un mayor número de paneles por lo que se busca un compromiso para satisfacer la mayor parte de la demanda (~75%) sin sobredimensionar la instalación en exceso.

Para cubrir los meses con menos horas de luz, los días nublados o los momentos puntuales de mayor demanda se postula como alternativa el funcionamiento de electrolizador con energía de la red con origen renovable.

El electrolizador se encuentra integrado en un contenedor de 40 pies (12 x 2,4 x 2,9 m) lo que permite su instalación en exteriores.



Figura 8. Electrolizador EL200N de la marca H2B2 [19].

El electrolizador se solicitará con la opción del sistema de tratamiento de agua, el consumo de agua es inferior a 1 L/Nm³ de hidrógeno; realizando una estimación al alza el equipo de osmosis debe garantizar un suministro de agua desmineralizada de 200 L/h. La potencia requerida por un equipo de osmosis de estas características es de unos 750W [20].

4.2.1 Depósito de hidrógeno

En cuanto al depósito para almacenar hidrógeno, se empleará un *buffer* de hidrógeno el cual puede ser relleno en caso de que fuera necesario (por una avería de electrolizador o del compresor) por un semirremolque de hidrógeno verde suministrado por una compañía gasista. Asimismo, de esta forma se evita la necesidad de disponer de un semirremolque de hidrógeno en alquiler, lo que a su vez resulta más ventajoso en el precio del hidrógeno ya que a la compañía gasista le supone un menor coste al no tener que disponer de un semirremolque de hidrógeno inmovilizado en un cliente.

El depósito se ha dimensionado teniendo en cuenta la demanda de hidrógeno requerida en el mes de agosto, donde se realizan las paradas por mantenimiento y el consumo de gas natural es menor, asimismo agosto es uno de los meses del año con mayores horas de luz por lo que todo el exceso de hidrógeno producido durante el día debe ser almacenado para su consumo durante la noche.

Se empleará *buffer* compuesto de 2 x 4 tubos de 1650 litros de capacidad a 200 bares de presión que permiten almacenar hasta 24 kilos de hidrógeno por tubo (192 kg en total).



Figura 9. Buffer de hidrogeno [21]

Se trata de recipientes de alta presión tipo IV válidos tanto para almacenamiento de hidrógeno como de GNC y biogás. Los recipientes cuentan con un revestimiento de plástico, cabezales de acero inoxidable y una estructura compuesta, hecha de fibra de vidrio liviana y de alta resistencia y resina epoxi.

La cantidad de hidrógeno consumida durante la noche en agosto es inferior a los 192 kg de depósito *buffer*, pero se considera que en caso de una avería del compresor o del electrolizador, la capacidad del depósito debe ser suficiente como para garantizar el suministro de 1-2 días de funcionamiento (plazo para la entrega de un semirremolque de hidrógeno verde). Asimismo, este escenario también tiene en cuenta los días nublados en los que los paneles fotovoltaicos no producen energía y cabe la posibilidad de emplear energía de la red, si bien esta tiene un mayor coste que emplear el exceso de hidrógeno almacenado durante las horas de luz.

$$\overbrace{192 \text{ kg}}^{\text{capacidad buffer}} - \overbrace{(24 - 13,75) \text{ h}}^{\text{horas de oscuridad agosto}} \cdot \overbrace{2,57 \text{ kg/h}}^{\text{consumo Agosto}} = \overbrace{165,6 \text{ kg}}^{\text{exceso almacenamiento agosto}}$$

Desde mayo hasta septiembre hay muchas horas de luz, incluso almacenando todo el exceso de hidrógeno generado hasta la máxima capacidad del *buffer* (192 kg) sobraría en torno a un 25% del hidrogeno producido en el año. Es por ello que en vez de producir hidrógeno en exceso y “tirarlo a la atmósfera”, el exceso de energía de estos meses de más horas de luz puede ser utilizado para abastecer al resto de equipos de la planta lo que sumado al ahorro de gas resulta en un mayor beneficio económico.

4.2.2 Compresor

El hidrógeno generado sale del electrolizador a una presión de 15 – 40 bares y con un caudal de entre 20 y 200 Nm³/h, para la selección del compresor se tienen en cuenta estos parámetros.

Se empleará un compresor multietapa con una presión de entrada mínima de 15 bares, un caudal mínimo de 20 Nm³/h y una presión de salida de 200 bares.

Para determinar el máximo caudal requerido por el compresor se tiene en cuenta la máxima generación del electrolizador 17,9 kg/h de hidrógeno y el consumo medio de hidrógeno durante el mes de agosto que es de 2,57 kg/h, por tanto:

$$\text{Exceso de } H_2 \text{ por hora en agosto} = 17,9 \text{ kg/h} - 2,57 \text{ kg/h} = 15,3 \text{ kg/h}$$

El caudal másico máximo que deberá manejar el compresor es de 15,3 kg/h. Según la hoja de datos del fabricante del electrolizador 17,9 kg/h de hidrógeno corresponden a 200 Nm³/h de hidrógeno, por lo que:

$$\frac{17,9 \text{ kg/h}}{200 \text{ Nm}^3/\text{h}} = \frac{15,3 \text{ kg/h}}{Q_V \text{ máx}} \rightarrow Q_V \text{ máx} = 171,5 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

El caudal volumétrico máximo requerido por el compresor es de 171,5 Nm³/h de hidrógeno.

Se ha optado por un compresor multietapa libre de aceite de la marca RIX Industries ya que cumple con los requisitos mencionados, a continuación en la Tabla 25, se detallan las características de este.

Tabla 25. Características del compresor [22].

Marca	RIX Industries
Modelo	Serie 2J
Número de etapas	4
Presión de entrada (barg)	1
Presión de salida máxima (barg)	310,3
Caudal máximo (Nm ³ /h)	169
Motor (kW)	111,9
Rango de velocidades (rpm)	250 - 720
Dimensiones (mm)	1117 x 533 x 1803

Se realiza una estimación del caudal mínimo que puede entregar el compresor a partir del rango de velocidades:

$$\frac{169 \text{ Nm}^3/\text{h}}{720 \text{ rpm}} = \frac{Q_{\min}}{250} \rightarrow Q_{\min} = 58,7 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

El electrolizador puede trabajar entre un intervalo del 10 – 100 % de flujo de hidrógeno, dado que el máximo caudal es 200 Nm³/h el mínimo es 20 Nm³/h; el caudal mínimo entregado por el compresor es de 58,7 Nm³/h por lo que no sería posible trabajar a un 10% del rango del electrolizador. A continuación, se determina el rango mínimo de trabajo del electrolizador en función del caudal mínimo del compresor:

$$\frac{200 \text{ Nm}^3/\text{h}}{100\%} = \frac{58,7 \text{ Nm}^3/\text{h}}{X} \rightarrow X = 29,3 \%$$

El electrolizador debe ajustarse para que no permita la operación por debajo de un 30% de su rango, tampoco sería productivo para la instalación trabajar a caudales tan bajos.

Previamente se calculó que el caudal volumétrico de hidrógeno que genera el electrolizador en exceso (generado y no consumido al momento) en el mes de agosto es de 171,5 Nm³/h, si bien el compresor el compresor entrega como máximo un caudal de 169 Nm³/h. Limitando la capacidad del electrolizador al 90% se obtienen 20 Nm³/h menos de hidrógeno, el caudal volumétrico en exceso pasaría de 171,5 Nm³/h a 151,5 Nm³/h lo que entraría dentro del rango de operación del compresor.

No se requiere que el electrolizador trabaje al 100% de su capacidad de producción en agosto dado que es el mes de menor consumo, hay muchas horas de luz y la capacidad del depósito es limitada. Como se calculó previamente se producen 15,3 kg/h de hidrógeno en exceso; agosto tiene 13,7 horas de luz por lo que si tomamos 9 horas solares pico al día:

$$\text{Exceso de } H_2 \text{ diario en agosto} = 15,3 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 9 \text{ h/día} = 137,7 \text{ kg/día}$$

Se están produciendo 137,7 kg de hidrógeno por día y el depósito solo cuenta con capacidad para 192 kg, por lo que no es posible llenarlo todos los días de agosto. Es por este motivo por lo que el exceso de energía fotovoltaica generada durante el mes de agosto se utilizará para el funcionamiento de los equipos eléctricos de la fábrica, reduciendo la factura de la luz.

Entre los paquetes de opciones disponibles se solicitará el compresor con un PLC de control, así como también con un variador de frecuencia que permite regular la velocidad de giro del motor y controlar el caudal. A continuación, se observa una imagen del compresor:

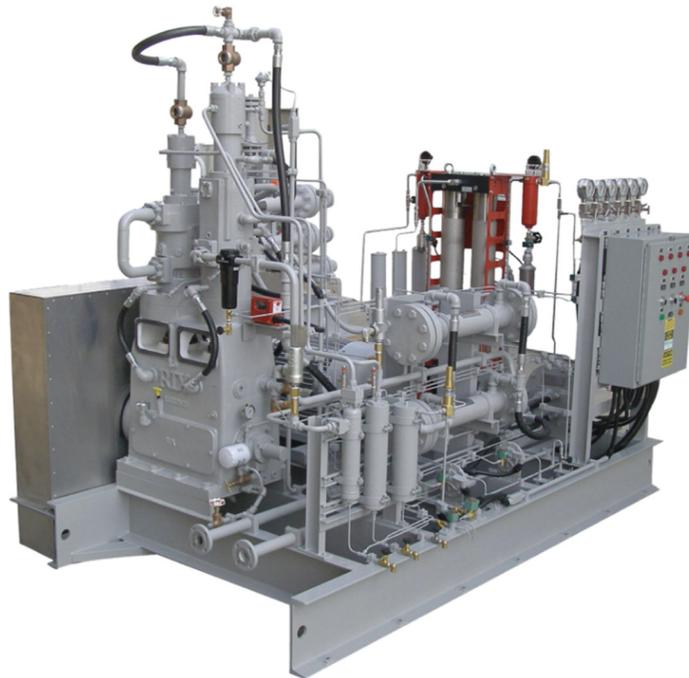


Figura 10. Compresor de hidrógeno RIX 2J [22].

Entre las medidas de seguridad del compresor destacan:

- El compresor tendrá un presostato de parada que cuando se alcancen los 200 bares deje de trabajar. Adicionalmente el depósito de hidrógeno deberá contar con una válvula de seguridad tarada a 200 bares.

- En la aspiración del compresor se deben incluir dos controles:

La presión de aspiración del compresor no debe estar por debajo de 1 bar para evitar que el compresor entre en vacío dado que podría llegar a succionar aire lo que sería peligroso. Si se detectase una presión inferior a 1 bar habrá alguna irregularidad en la línea de aspiración y el compresor debe mandarse a parar.

Se debe contar con un analizador de oxígeno ya que existe la posibilidad de que el oxígeno generado en el electrolizador llegue hasta el compresor. La compresión conjunta de hidrógeno con oxígeno (por encima del 1%) genera las condiciones para que se produzca una combustión entre ambos y una deflagración a través de las tuberías podría provocar una explosión.

4.2.3 Instalación fotovoltaica

La selección de la instalación fotovoltaica se realiza teniendo en cuenta el consumo requerido por los equipos seleccionados, el compresor y el electrolizador, así como también minimizando la superficie requerida por la instalación (maximizando la cantidad W/m^2) y la pérdida de potencia a lo largo del tiempo.

A continuación, se realiza una comparativa entre dos paneles solares de similares características que incorporan los avances tecnológicos más recientes desarrollados por dos de las principales empresas del sector.

Tabla 26. Comparativa características paneles solares [23], [24].

	Longi Solar	Canadian Solar
Modelo	HI-MO 7	BiHiKu7
Producto	LR5-72HGD-575M	CS7L-580MB-AG
Tipo de célula	Tipo-N, HPDC	PERC
Tecnología del módulo	Bifacial, medias celdas	Bifacial, medias celdas
Potencia máxima (Pmax/W)	575	580
Voltaje en circuito abierto (Voc/V)	51,3	40,5
Corriente de cortocircuito (Isc/A)	14,14	18,27
Voltaje a potencia máxima (Vmp/V)	43,11	34,1
Corriente a potencia máxima (Imp/A)	13,34	17,02
Eficiencia del módulo (%)	22,3	20,5
Coeficiente de temperatura (Voc)	-0,23%/°C	-0,26%/°C
Coeficiente de temperatura (Pmax)	-0,28%/°C	-0,34%/°C
Degradación de potencia del 1er año	<0,8 %	<2 %
Degradación de potencia del año 2 al 30	0,38%	<0,45%
Wp (m²)	222,59	204,94

Ambos módulos operan a menores temperaturas que los módulos fotovoltaicos estándar. Las principales diferencias frente a los módulos estándar son las células dobles y el diseño dual del módulo.

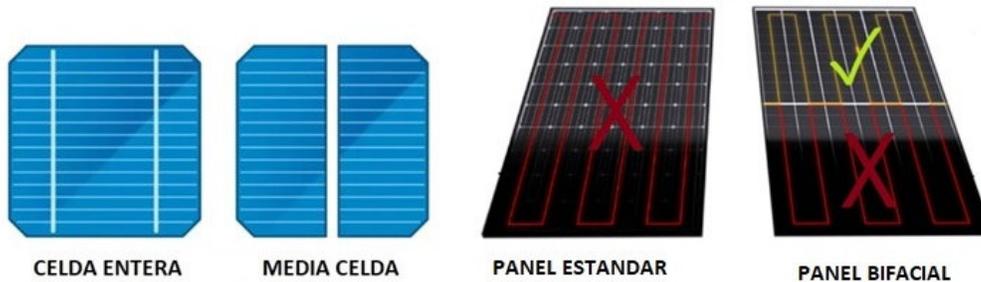


Figura 11. Mejoras tecnológicas frente a los paneles convencionales.

Las células dobles tienen la mitad de anchura que las células estándar por lo que generan la mitad de corriente. Como la pérdida de potencia es directamente proporcional al cuadrado de la corriente, las células dobles generan solo $\frac{1}{4}$ de pérdida de potencia, lo que implica una menor generación de calor.

$$P_{loss} = \left[\frac{1}{2}i\right]^2 \cdot R = \left[\frac{1}{2}\right]^2 \cdot i^2 \cdot R = \frac{1}{4} \cdot i^2 \cdot R$$

Al operar a una menor temperatura y tener un mejor coeficiente de temperatura el módulo puede generar mayor potencia de salida.

Tabla 27. Características eléctricas con diferentes ganancias de potencia en el lado posterior [23], [24].

Ganancia bifacial P_{max}	P_{max} / W		Eficiencia del módulo (%)	
	LR5-72HGD-575M	CS7L-580MB-AG	LR5-72HGD-575M	CS7L-580MB-AG
5%	604	609	23,4	21,5
10%	633	638	24,5	22,5
15%	661	696	25,6	24,6

Al inicio y al final del día la sombra de los módulos adyacentes bloquea la producción de potencia de toda una línea de módulos convencionales, es por ello que se emplea un espaciado entre filas de unos 9 metros.

Los módulos bifaciales tienen mayor tolerancia a las sombras, dado que al principio del día cuando ocurre un sombreado las mitades superiores de los módulos todavía generan potencia aun cuando las mitades inferiores están parcialmente sombreadas, ello mejora su rendimiento. El diseño del sistema se ha optimizado para conseguir un espaciado de 7,5 metros, lo que permite la instalación de un mayor número de módulos.

Tras realizar la comparativa técnica entre los dos paneles se ha opta por el modelo LR5-72HGD-575M de Longi Solar ya que ofrece mayor eficiencia (22,3 Vs 20,5), mayor cantidad de Watios por superficie (222,5 Vs. 204,9 m²), menor coeficiente de temperatura a Pmax (-0,28%/°c Vs. -0,34%/°C) lo que implica un mayor rendimiento del panel a temperaturas más elevadas. Dado que los paneles Longi operan a menor temperatura, se observa un aumento de la eficiencia muy significativo de casi 2% con ganancias bifaciales del 5%.

Los módulos Longi presentan una menor degradación de potencia a lo largo del tiempo debido al dopaje con galio que subsana la degradación inducida por la luz y garantiza la generación de energía a largo plazo del panel. Otro aspecto positivo de los módulos Longi frente a los Canadian es el peso de estos, 2,7 kg menos por panel, lo que favorece su instalación en cubiertas industriales, así como también disminuye la generación de residuos al finalizar su vida útil.

4.2.4 Potencia total requerida

La instalación fotovoltaica debe garantizar la potencia requerida por el electrolizador y los compresores. Dado que ya se han especificado los equipos necesarios ya es posible determinar la potencia total requerida para el dimensionamiento de la instalación fotovoltaica. Para ellos se suma la potencia de todos los equipos:

Tabla 28. Potencia total de los equipos seleccionados.

Equipo	Potencia (kW)
Electrolizador	1030
Equipo de Osmosis	0,75
Compresor alta presión	111,9
Potencia Total	1142,65

A continuación, se determina la cantidad de paneles necesarios en función de la potencia total requerida:

$$N^{\circ} \text{ paneles} = \frac{\text{Potencia Total}}{\text{Potencia Panel}} = \frac{1.142.650 \text{ W}}{575 \text{ W}} \approx 1987 \text{ paneles}$$

4.2.5 Inversores

Para llevar a cabo la instalación se ha optado por un inversor de corriente alterna trifásico de la marca Huawei con una potencia de 100 kW con una eficiencia superior al 98% que soporta el protocolo de comunicación M-BUS y no requiere de transformador lo que lo hace más barato, ligero y eficiente dado que la pérdida de energía en el proceso de inversión es mayormente por la transformación en calor. En la Tabla 29 se recogen las características del inversor seleccionado.

Tabla 29. Principales características del inversor [25].

Marca	HUAWEI
Inversor	SUN2000-100KTL-M1
Potencia	100 kW
Eficiencia	98,40%
Tensión nominal de salida	480 V / 400 V / 380 V, 3W+(N)+PE
Tensión máxima de entrada	1100 V
Corriente de entrada máxima	26 A
Corriente de cortocircuito máxima	40 A
Cantidad de MPPTs	10
Cantidad máxima de entradas por MPPT	2

El voltaje de entrada máximo de corriente continua es de 1100 V, cualquier voltaje de entrada más alto probablemente dañaría el inversor. Dado que el coeficiente de temperatura V_{oc} de los paneles es negativo (-0,23%/°C) y el voltaje disminuye con el aumento de la temperatura, sucede lo contrario al disminuir la temperatura por lo que la tensión en circuito abierto (V_{oc}) aumenta al disminuir la temperatura. Por ello se tiene en cuenta el escenario más desfavorable a una temperatura anormalmente baja de -10°C:

$$V_{OC -10^{\circ}C} = V_{OC} \cdot (1 + (T_{-10^{\circ}C} - T_0) \cdot \beta)$$

$$V_{OC -10^{\circ}C} = 51,4V \cdot (1 + (-10^{\circ}C - 25^{\circ}C) \cdot (-0,0023/^{\circ}C)) = 55,54 V$$

Donde:

- V_{OC} es el voltaje de circuito abierto a temperatura estándar a 25°C.
- $V_{OC-10^{\circ}C}$ es el voltaje de circuito abierto a -10°C.
- T_0 es la temperatura estándar.
- $T_{-10^{\circ}C}$ es la temperatura de -10°C.
- β es el coeficiente de temperatura de los paneles en %/C.

A continuación, se calcula el número máximo de paneles en serie por string (agrupación):

$$N^{\circ} \text{ paneles} = \frac{\text{Tensión max. entrada inversor}}{V_{OC -10^{\circ}C}} = \frac{1100 W}{55,54 W} = 19,8 \text{ paneles}$$

Por seguridad el número de paneles conectados en serie será de 17 por string.

A continuación, se calculará el número de paneles conectados en serie o número de strings por inversor.

$$N^{\circ} \text{ paneles/inversor} = \frac{\text{Potencia Inversor}}{\text{Potencia Panel}} = \frac{100000 W}{575 W} \approx 174 \text{ paneles}$$

El inversor cuenta con 10 MPPT y se permiten 2 entradas como máximo por MPPT la cantidad máxima de strings por inversor será de 20. Se determina el número de strings necesarios por inversor:

$$N^{\circ} \text{ strings por inversor} = \frac{N^{\circ} \text{ de paneles por inversor}}{N^{\circ} \text{ paneles en serie por string}} = \frac{174 \text{ paneles/inversor}}{17 \text{ paneles/string}} \approx 10$$

A continuación, se calculará la potencia pico o máxima potencia que puede administrar cada uno de los inversores:

$$\text{Potencia pico} = 10 \text{ strings} \cdot 17 \frac{\text{paneles}}{\text{string}} \cdot 575 \frac{\text{W}}{\text{panel}} = 97.750 \text{ W}$$

Por tanto, la potencia pico de los inversores es inferior a la máxima potencia que soporta el inversor: 110.000 W.

Finalmente se calcula el número de inversores que se necesitan instalar en base a la potencia total requerida y la potencia pico de cada inversor:

$$N^{\circ} \text{ inversores} = \frac{\text{Potencia consumo}}{\text{Potencia fotovoltaica}} = \frac{1142650 \text{ W}}{97750 \text{ W}} \approx 12 \text{ inversores}$$

Como ya se conocen el número de inversores que se van a emplear ya es posible determinar el número de paneles que se van a instalar:

$$N^{\circ} \text{ paneles} = N^{\circ} \text{ inversores} \cdot N^{\circ} \text{ paneles por inversor} = 12 \cdot \overbrace{(10 \cdot 17)}^{170} = 2040 \text{ paneles}$$

Por tanto, se requieren 2040 paneles de 575 W y 12 inversores.

4.2.6 Producción mensual de hidrógeno

Se disponen de 2040 paneles de 575 W, por lo que la potencia pico total de la instalación es de 1.173 kW.

Se emplea el software PVGIS [26] de libre acceso dispuesto por la comisión europea para realizar simulaciones de instalaciones fotovoltaicas según diferentes parámetros tales como el ángulo de irradiación, la potencia, así como también la localización de la instalación.

La instalación fotovoltaica se localizará en la provincia de Castilla La Mancha (40.678 ° y -3.179 ° de latitud y longitud respectivamente), se ha determinado que el ángulo óptimo de inclinación de los paneles es de 36°.

Para calcular la energía producida por cada panel en los diferentes meses del año, se tiene en cuenta la eficiencia de estos, el área y la irradiación recibida según el mes del año.

Tabla 30. Características de los paneles fotovoltaicos.

Número de paneles	2040
Eficiencia del módulo (%)	22,3
Área (m ²)	2,58

La energía generada por los paneles se puede calcular mediante la siguiente ecuación:

$$\text{Producción panel (kWh)} = \text{Irradiación} \left(\frac{\text{kWh}}{\text{m}^2} \right) \cdot \text{Area panel (m}^2\text{)} \cdot \text{Eficiencia panel}$$

En la Tabla 31, se presentan los resultados obtenidos.

Tabla 31. Irradiación global y producción para la instalación en la ubicación seleccionada.

Mes	Irradiación global con el ángulo óptimo de 36º (kWh/m ²)	Producción panel (kWh)	Producción mensual en MWh (2040 paneles)
Enero	123,1	70,93	144,7
Febrero	133,3	76,77	156,6
Marzo	165,2	95,18	194,2
Abril	175,9	101,32	206,7
Mayo	200,0	115,20	235,0
Junio	205,2	118,24	241,2
Julio	229,1	131,95	269,2
Agosto	224,6	129,40	264,0
Septiembre	194,6	112,08	228,6
Octubre	162,8	93,78	191,3
Noviembre	116,3	66,97	136,6
Diciembre	122,9	70,79	144,4
Promedio	171,1	98,55	201,0
Total año	2052,9	1182,6	2412,5

Para obtener la producción mensual de energía efectiva se debe descontar el rendimiento de los inversores el cual es del 98,6 %.

$$\text{Producción inversor} = \text{Producción mensual} \cdot \text{Eficiencia inversor}$$

Asimismo, se tiene en cuenta la energía empleada por el compresor. Tomando una media de funcionamiento del compresor de 8 horas por día, la energía requerida por el compresor se puede calcular de la siguiente forma:

$$\text{Energía compresor} = \text{Potencia compresor} \cdot \text{días por mes} \cdot 8 \frac{\text{horas}}{\text{día}}$$

Finalmente se calcula la producción efectiva restando el consumo del compresor a la energía generada tras descontar las pérdidas de eficiencia del inversor:

$$\text{Producción efectiva} = \text{Producción inversor} - \text{Energía compresor}$$

Conociendo la producción efectiva de la instalación y la potencia del electrolizador (1030 kW o 1,03 MW) es posible calcular las horas de funcionamiento del electrolizador y la generación mensual de hidrógeno:

$$\text{Horas funcionamiento electrolizador} = \frac{\text{Producción efectiva}}{\text{Potencia electrolizador}}$$

El electrolizador produce 430 kg/día de hidrógeno como máximo o 17,92 kg/h por lo que:

$$\text{Generación mensual de H}_2 = \text{Horas de funcionamiento} \cdot \text{Caudal máximo horario de H}_2$$

En la Tabla 32, se recogen los resultados de las anteriores operaciones.

Tabla 32. Generación mensual de hidrógeno descontando la eficiencia de los inversores y el consumo del compresor.

Mes	Días por mes 2022	Producción inversor 98,6% (MWh)	Energía compresor (MWh)	Producción efectiva (MWh)	Horas de funcionamiento electrolizador	Generación mensual de H ₂ (kg)
Enero	31,0	142,7	27,8	114,9	111,6	1998,9
Febrero	28,0	154,4	25,1	129,3	125,6	2250,0
Marzo	31,0	191,4	27,8	163,7	158,9	2847,4
Abril	30,0	203,8	26,9	176,9	171,8	3077,7
Mayo	31,0	231,7	27,8	204,0	198,0	3547,9
Junio	30,0	237,8	26,9	211,0	204,8	3669,8
Julio	31,0	265,4	27,8	237,7	230,7	4134,0
Agosto	31,0	260,3	27,8	232,5	225,8	4044,9
Septiembre	30,0	225,4	26,9	198,6	192,8	3454,3
Octubre	31,0	188,6	27,8	160,9	156,2	2798,6
Noviembre	30,0	134,7	26,9	107,9	104,7	1876,1
Diciembre	31,0	142,4	27,8	114,6	111,3	1994,0
Promedio	30,4	198,2	27,2	171,0	166,0	2974,5
Total año	365,0	2378,7	326,7	2052,0	1992,2	35693,6

4.2.7 Consumo mensual de hidrógeno

Al igual que la cantidad de hidrógeno producida, la cantidad de gas natural requerida varía en función de la época del año, por lo que también lo hará la cantidad de hidrógeno mensual requerida. En la siguiente tabla se recogen los datos mensuales de consumo reales de gas natural de una fábrica dedicada a la producción de recubrimientos superficiales a lo largo del año 2022:

Tabla 33. Consumo mensual de gas natural durante 2022.

Mes	Consumo gas natural (m ³ /mes)		
	Caldera A	Caldera B	Caldera C
Enero	168164	88941	119000
Febrero	113832	90045	109410
Marzo	210243	80850	14742
Abril	86428	92805	67379
Mayo	31453	93578	7524
Junio	66312	27528	0
Julio	44238	36186	8911
Agosto	8814	72635	0
Septiembre	87259	11220	0
Octubre	8500	126549	0
Noviembre	114195	42420	73656
Diciembre	187404	63714	33653

Se quiere determinar el caudal másico de mezcla de hidrógeno y gas natural necesario para cada caldera, así como también el caudal másico mensual de hidrógeno requerido. Para ello se parte de los datos recopilados en la Tabla 20.

Tabla 34. Recopilación datos Tabla 20.

	Caldera A	Caldera B	Caldera C
Caudal volumétrico mezcla GN+H ₂ (Nm ³)	172,5	151,2	141,6
Caudal másico mezcla GN + H ₂ (kg/h)	105,63	92,58	86,75
Caudal másico necesario de mezcla GN+H ₂ (kg/h)	123,3	108,1	100,8

El caudal másico de mezcla necesario para cada mes se puede calcular realizando una interpolación a partir de los datos recopilados en la tabla anterior y el consumo mensual de gas natural recogido en la tabla 33:

$$Q_{\text{másico mezcla necesario}} = \frac{\left(\left(\frac{\text{Consumo mensual GN} \cdot Q_{\text{másico mezcla}}}{Q_{\text{volumétrico mezcla}}} \right) \cdot Q_{\text{másico nec. mezcla}} \right)}{Q_{\text{másico mezcla}}}$$

A modo de ejemplo se calcula para el consumo de gas natural de la caldera A durante el mes de enero:

$$\text{Caudal másico de mezcla necesario} = \frac{\left(\left(\frac{168164 \text{ Nm}^3 \cdot 105,63 \text{ kg/h}}{172,5 \text{ Nm}^3} \right) \cdot 123,3 \text{ kg/h} \right)}{105,63 \text{ kg/h}}$$

$$\text{Caudal másico de mezcla necesario} = 120228,4 \text{ kg}$$

Se sabe la mezcla esta dopada al 2.94% en masa de hidrógeno, por lo que ya es posible determinar el caudal másico de hidrógeno necesario por mes:

$$\text{Caudal másico de hidrógeno necesario} = \text{caudal másico de mezcla necesario} \cdot \left(\frac{2,94}{100} \right)$$

$$\text{Caudal másico de hidrógeno necesario} = 120228,4 \text{ kg} \cdot \left(\frac{2,94}{100} \right) = 3534,7 \text{ kg}$$

En la Tabla 35, se recogen los resultados de las operaciones descritas para cada caldera y mes del año:

Tabla 35. Caudales másicos de mezcla e hidrógeno necesario.

Mes	Caudal másico de mezcla necesario (kg/mes)			Caudal másico de H ₂ necesario (kg/mes)			Caudal másico total de H ₂ necesario (kg/mes)
	Caldera A	Caldera B	Caldera C	Caldera A	Caldera B	Caldera C	
Enero	120228,4	63588,1	84658,0	3534,7	1869,5	2488,9	7893,1
Febrero	81383,9	64377,4	77835,5	2392,7	1892,7	2288,4	6573,7
Marzo	150312,6	57803,5	10487,6	4419,2	1699,4	308,3	6426,9
Abril	61791,4	66350,7	47934,2	1816,7	1950,7	1409,3	5176,6
Mayo	22487,2	66903,3	5352,7	661,1	1967,0	157,4	2785,5
Junio	47409,6	19681,1	0,0	1393,8	578,6	0,0	1972,5
Julio	31627,8	25871,1	6339,4	929,9	760,6	186,4	1876,8
Agosto	6301,5	51930,2	0,0	185,3	1526,7	0,0	1712,0
Septiembre	62385,6	8021,7	0,0	1834,1	235,8	0,0	2070,0
Octubre	6077,0	90475,8	0,0	178,7	2660,0	0,0	2838,7
Noviembre	81643,4	30328,1	52399,7	2400,3	891,6	1540,6	4832,5
Diciembre	133983,9	45552,1	23941,1	3939,1	1339,2	703,9	5982,2
							50140,6

4.2.8 Presupuesto

En las siguientes tablas se puede observar un presupuesto detallado de la instalación, según los equipos seleccionados y sus opciones, así como también los materiales y la mano de obra necesaria para llevar a cabo la instalación. Se trata de precios estimados de años anteriores proporcionados por diversas empresas, es posible que existan ligeras variaciones dada la cambiante situación económica.

Tabla 36. Presupuesto de la partida de obra civil.

Item	Cantidad	Designación y Comentarios	Cód.	Sub-total	Valor Unit.	Valor Total	Proveedor
1.1		OBRA CIVIL		490.000,00 €			
	10.000	Limpieza y explanado terreno			2,00 €	20.000,00 €	
	500	Excavado de zanja de 70 cm de profundidad y 120 cm de ancho			20,00 €	10.000,00 €	
	200	Arena de río lavada			25,00 €	5.000,00 €	AL
	1.000	Vallado de toda la instalación solar			20,00 €	20.000,00 €	RX INDUSTRIES
	1	Planchada de compresor			35.000,00 €	35.000,00 €	
	1	Base de hormigón para buffer			20.000,00 €	20.000,00 €	VARIOS
	1	Planchadas de otros equipos y aceras			10.000,00 €	10.000,00 €	WITZENMANN
	1	Iluminación			20.000,00 €	20.000,00 €	
	1	Construcción de carreteras internas de mantenimiento			50.000,00 €	50.000,00 €	
	1	Nave para instalación de equipos de H ₂			300.000,00 €	300.000,00 €	
1.2		CONTINGENCIAS		32.200,00 €			
	1	Contingencia	7%		32.200,00 €	32.200,00 €	
1 - OBRA CIVIL :						522.200 €	

Tabla 37. Presupuesto de la partida de la instalación de hidrógeno.

Item	Cantidad	Designación y Comentarios	Cód.	Sub-total	Valor Unit.	Valor Total	Proveedor
2.1		INVERSIÓN EN EQUIPOS		2.551.680,00 €			
	1	Electrolizador de H ₂ marca H2B2, modelo EL200N			1.300.000,00 €	1.300.000,00 €	H2B2
	100	Canalizaciones de H ₂ inoxidable 316L sch 80 2" de diámetro soldada TIG y soportada			600,00 €	60.000,00 €	
	1	Puesto de acometida con flexible para semirremolque de H ₂			7.500,00 €	7.500,00 €	AL
	1	Compresor marca RIX Industries, modelo Serie 2J, presión de salida máxima 310 barg			450.000,00 €	450.000,00 €	RX INDUSTRIES
	1	Cuadro de control de expansión del H ₂			50.000,00 €	50.000,00 €	
	1	Materiales (válvulas e instrumentación)			70.000,00 €	70.000,00 €	VARIOS
	2	Flexibles a 350 barg			590,00 €	1.180,00 €	WITZENMANN
	1	Sistema de detección de H ₂ y llama			30.000,00 €	30.000,00 €	
	1	Construcción skids (mecánico y eléctrico)			10.000,00 €	10.000,00 €	
	1	Sistemas auxiliares (aire, purgas, entrada N ₂ , etc)			25.000,00 €	25.000,00 €	
	1	Back-up de 2000 Nm ³ a 200 barg			400.000,00 €	400.000,00 €	
	3	Difusores para inyectar H ₂ en las líneas de gas natural			8.000,00 €	24.000,00 €	
	1	Analizador O ₂			6.000,00 €	6.000,00 €	
	1	Chimeneas de venteo con soporte			5.000,00 €	5.000,00 €	
	1	Radiografías			8.000,00 €	8.000,00 €	
	1	Legalización y estudio ATEX			20.000,00 €	20.000,00 €	
	1	Transportes de equipos principales			40.000,00 €	40.000,00 €	EEUU - España
	600	MO Ingeniería			75,00 €	45.000,00 €	
2.2		MONTAJE MECÁNICO Y ELÉCTRICO		180.000,00 €			
	500	Montaje mecánico			60,00 €	30.000,00 €	
	500	Montaje eléctrico			60,00 €	30.000,00 €	
	1	Materiales			50.000,00 €	50.000,00 €	
	1	Estudio ATEX			5.000,00 €	5.000,00 €	
	1	Seguridad en obra			10.000,00 €	10.000,00 €	
	1	Grúas/medios de elevación			25.000,00 €	25.000,00 €	
	1	Transporte de materiales diversos			30.000,00 €	30.000,00 €	
2.3		PUESTA EN MARCHA		20.000,00 €			
	1	Asistencia 15 días puesta en marcha fabricante de compresor desde EEUU			20.000,00 €	20.000,00 €	
2.4		CONTINGENCIAS		97.417,60 €			
	1	Contingencia	7%		97.417,60 €	97.417,60 €	
2 - INSTALACIÓN DE H₂ :						2.849.098 €	

Tabla 38. Presupuesto de la partida de la instalación solar.

Item	Cantidad	Designación y Comentarios	Cód.	Sub-total	Valor Unit.	Valor Total	Proveedor
3.1		EQUIPOS		1.033.000,00 €			
	2.040	Paneles de 575 W marca Longi Solar, modelo HI-MO 7			250,00 €	510.000,00 €	LONGI SOLAR
	12	Inversores de 100 kW marca Huawei, modelo SUN2000			6.500,00 €	78.000,00 €	HUAWEI
	255	Estructuras de acero galvanizado de inclinación 30° de 8 paneles			1.200,00 €	306.000,00 €	
	1.200	Conducción trifásica de cobre con aislamiento XLPE sección 300mm ²			70,00 €	84.000,00 €	
	400	Conducción unipolar de cobre con aislamiento XLPE sección 240mm ²			50,00 €	20.000,00 €	
	1	Materiales de montaje mecánico menores			20.000,00 €	20.000,00 €	
	1	Materiales eléctricos menores			15.000,00 €	15.000,00 €	
3.2		MONTAJE MECÁNICO Y ELÉCTRICO		100.000,00 €			
	1.000	Mano de obra electricista			60,00 €	60.000,00 €	
	800	Mano de obra montador de estructuras de soporte			50,00 €	40.000,00 €	
3.3		Contingencia		67.980,00 €			
	1	Contingencia	6%		67.980,00 €	67.980,00 €	
3 - INSTALACIÓN SOLAR :						1.200.980 €	

Tabla 39. Presupuesto total de la instalación según principales partidas.

Partida	Descripción	Coste
1-OBRA CIVIL	Nivelación, edificios, carreteras, iluminación, planchadas de equipos	522.200,00 €
2-INSTALACIÓN DE H ₂	Suministro compresor, buffer, cuadro de regulación y control, etc	2.849.097,60 €
3-INSTALACIÓN SOLAR	Paneles, inversores, cables, estructuras, etc	1.200.980,00 €
		4.572.277,60 €

4.3 EVALUACIÓN ECONÓMICA

Se quiere determinar el ahorro económico que supone dopar al 20% en volumen la corriente de gas natural, para ello se determina los caudales molares de gas natural a partir de los consumos recogidos en la tabla 33 (convertidos en litros) mediante la ecuación de los gases ideales en condiciones normales de presión y temperatura para el gas natural: 1 atm y 0 °C.

$$n^{\circ} \text{ moles} = \frac{P \cdot V}{R \cdot T}$$

A partir la masa molecular del gas natural es de 18,2 g/mol [27] se determina el caudal másico de gas natural puro:

$$\text{Caudal másico GN puro (kg)} = \text{Caudal molar de GN} \cdot 18,2 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{mol}}$$

En la Tabla 40 se recogen los resultados de estas operaciones.

Tabla 40. Caudal molar y másico de gas natural puro.

Mes	Caudal molar de gas natural (moles/mes)			Caudal másico de gas puro necesario (kg/mes)		
	Caldera A	Caldera B	Caldera C	Caldera A	Caldera B	Caldera C
Enero	7507891,2	3970881,7	5312903,2	136643,6	72270,0	96694,8
Febrero	5082171,4	4020171,2	4884745,7	92495,5	73167,1	88902,4
Marzo	9386560,6	3609648,9	658175,0	170835,4	65695,6	11978,8
Abril	3858685,7	4143394,8	3008219,4	70228,1	75409,8	54749,6
Mayo	1404258,4	4177906,4	335918,4	25557,5	76037,9	6113,7
Junio	2960581,8	1229021,8	0,0	53882,6	22368,2	0,0
Julio	1975060,6	1615569,0	397842,7	35946,1	29403,4	7240,7
Agosto	393512,0	3242880,0	0,0	7161,9	59020,4	0,0
Septiembre	3895786,7	500930,9	0,0	70903,3	9116,9	0,0
Octubre	379493,1	5649937,7	0,0	6906,8	102828,9	0,0
Noviembre	5098378,0	1893893,7	3288463,9	92790,5	34468,9	59850,0
Diciembre	8366885,0	2844590,9	1502480,1	152277,3	51771,6	27345,1

A partir de los caudales másicos de mezcla recogidos en la tabla 33, se calcula el caudal másico de gas natural necesario (en la corriente dopada) mediante el porcentaje másico del mismo:

$$\text{Caudal másico de gas necesario} = \text{caudal másico de mezcla necesario} \cdot \left(\frac{100 - 2,94}{100} \right)$$

Se quiere determinar el porcentaje de ahorro en gas natural que supone dopar la corriente de gas natural con hidrógeno, dado que ya se conocen los caudales másicos de gas natural puro y el caudal másico de gas natural requerido en la mezcla dopada:

$$\% \text{ de ahorro de gas} = \frac{(\text{caudal másico de gas puro} - \text{caudal másico de gas necesario}) \cdot 100}{\text{caudal másico de gas puro}}$$

En la Tabla 41, se recogen los resultados de estas operaciones:

Tabla 41. Caudales másicos de gas puro y de mezcla y ahorro expresado en %.

Mes	Caudal másico de gas puro necesario (kg/mes)			Caudal másico de gas necesario (kg/mes)			% de ahorro en gas		
	Caldera A	Caldera B	Caldera C	Caldera A	Caldera B	Caldera C	Caldera A	Caldera B	Caldera C
Enero	120228,4	63588,1	84658,0	116693,6	61718,6	82169,0	14,60	14,60	15,02
Febrero	81383,9	64377,4	77835,5	78991,2	62484,7	75547,2	14,60	14,60	15,02
Marzo	150312,6	57803,5	10487,6	145893,4	56104,0	10179,3	14,60	14,60	15,02
Abril	61791,4	66350,7	47934,2	59974,8	64400,0	46524,9	14,60	14,60	15,02
Mayo	22487,2	66903,3	5352,7	21826,1	64936,4	5195,3	14,60	14,60	15,02
Junio	47409,6	19681,1	0,0	46015,7	19102,4	0,0	14,60	14,60	-
Julio	31627,8	25871,1	6339,4	30698,0	25110,5	6153,0	14,60	14,60	15,02
Agosto	6301,5	51930,2	0,0	6116,3	50403,4	0,0	14,60	14,60	-
Septiembre	62385,6	8021,7	0,0	60551,4	7785,9	0,0	14,60	14,60	-
Octubre	6077,0	90475,8	0,0	5898,4	87815,8	0,0	14,60	14,60	-
Noviembre	81643,4	30328,1	52399,7	79243,1	29436,4	50859,2	14,60	14,60	15,02
Diciembre	133983,9	45552,1	23941,1	130044,8	44212,9	23237,3	14,60	14,60	15,02

Como es evidente el porcentaje de ahorro se mantiene constante a lo largo de los meses en todas las calderas, si bien se observa que en las calderas A y B el % de ahorro es de un 14,6% mientras que en la caldera C es de 15%. Ello se debe a que la caldera C no cuenta con economizador por lo que el ahorro es ligeramente superior al reducir el consumo de gas natural.

Para calcular el ahorro anual que supone dopar la corriente de gas natural con hidrógeno, se calculan los costes mensuales en función de los consumos de gas recogidos en la Tabla 33. Para ello se deben convertir los m³ consumidos en condiciones normales de presión al volumen equivalente a la presión de suministro que es de 2,42 bar, para ello se aplica un factor de corrección de volumen de 3,33774505.

$$\text{Caudal volumétrico a presión de suministro (2,42bar)} = \frac{\text{caudal volumétrico a 1,01 bar}}{3,33774505}$$

El caudal volumétrico debe convertirse a su equivalente en kWh, se utiliza un factor de conversión de 38,97904055 kWh/m³ (dato indicado en las facturas de suministro).

$$\text{Consumo en kWh} = \text{caudal volumétrico a presión de suministro} \cdot \overbrace{\text{Factor de conversión}}^{38,97904055}$$

Finalmente se calcula el coste mensual tomando un precio medio de 0,061951985 €/kWh:

$$\text{Coste mensual (€)} = \text{Consumo en kWh} \cdot \overbrace{\text{Precio kWh}}^{0,061951985 \text{ €/kWh}}$$

Dado el porcentaje de ahorro calculado previamente, 14,6% para las calderas A, B y 15,02% para la C, se puede determinar el ahorro total en euros:

$$\text{Coste mensual (€)} = \frac{\text{Coste anual (€)} \cdot \% \text{ ahorro}}{100}$$

En la Tabla 42, se recopilan los resultados de estas operaciones:

Tabla 42. Costes mensuales de gas y ahorro total.

Mes	Coste mensual gas (€/mes)			Coste mensual TOTAL (€)
	Caldera A	Caldera B	Caldera C	
Enero	121.665 €	64.348 €	86.095 €	272.109 €
Febrero	82.356 €	65.147 €	79.157 €	226.660 €
Marzo	152.109 €	58.494 €	10.666 €	221.269 €
Abril	62.530 €	67.144 €	48.748 €	178.422 €
Mayo	22.756 €	67.703 €	5.444 €	95.902 €
Junio	47.976 €	19.916 €	0 €	67.892 €
Julio	32.006 €	26.180 €	6.447 €	64.633 €
Agosto	6.377 €	52.551 €	0 €	58.928 €
Septiembre	63.131 €	8.118 €	0 €	71.249 €
Octubre	6.150 €	91.557 €	0 €	97.707 €
Noviembre	82.619 €	30.690 €	53.289 €	166.599 €
Diciembre	135.585 €	46.097 €	24.348 €	206.029 €
Total año (€)	815.260 €	597.944 €	314.194 €	1.727.399 €
Total ahorro (€)	119.028 €	87.300 €	47.199 €	253.527 €

Previamente se calculó la generación y la cantidad de hidrógeno necesaria por mes (tablas 30 y 33) para calcular la rentabilidad del proyecto. Se quiere determinar en qué meses la cantidad de hidrógeno producida es suficiente para satisfacer la demanda y en cuales no:

$$\text{Déficit / Exceso de } H_2 = \text{Hidrógeno necesario por mes} - \text{Generación mensual de } H_2$$

En función del déficit (meses de mayor demanda y menos horas de luz) o exceso de hidrógeno generado (meses de más horas de luz) puede determinarse las horas teóricas de funcionamiento del electrolizador. Si hay déficit de hidrógeno se requerirá consumir energía de la red, mientras que si hay exceso la energía podrá ser utilizada para autoconsumo, aumentando o disminuyendo la factura de la luz.

$$\text{Horas de funcionamiento teóricas} = \frac{\text{Déficit / Exceso de } H_2 \text{ (kg)}}{\text{Caudal máx. electrolizador (kg/h)}}$$

El electrolizador tiene una potencia de 1030 kW, por lo que es posible determinar el exceso o déficit de energía:

$$\text{Déficit / Exceso de energía (MWh)} = \text{horas de funcionamiento} \cdot \frac{1,03 \text{ MW}}{\text{potencia electrolizador}}$$

Para determinar el ahorro o el consumo energético a lo largo del año se utiliza un precio medio de energía libre indicado en una factura de 2023 para consumidores industriales: 0,095866333 €/kWh.

$$\text{Consumo/ahorro eléctrico(€)} = \text{Déficit/Exceso energía(MWh)} \cdot 10^3 \frac{\text{kW}}{\text{MW}} \cdot \text{Precio (€/kWh)}$$

En la Tabla 43, se recopilan los resultados de estos cálculos.

Tabla 43. Consumos y ahorros mensuales en función del déficit o exceso de hidrógeno.

Mes	Generación mensual de H ₂ (kg)	Total de H ₂ necesario por mes (kg)	Déficit / Exceso de H ₂ mensual (kg)	H ₂ utilizado por mes (kg)	Horas de funcionamiento "teóricas" del electrolizador (para producir el defecto / exceso de H ₂)	Déficit / Exceso de energía (MWh)	Consumo / Ahorro eléctrico mensual (€)
Enero	1998,9	7893,1	5894,3	1998,9	329,0	338,85	32.485 €
Febrero	2250,0	6573,7	4323,8	2250,0	241,3	248,57	23.829 €
Marzo	2847,4	6426,9	3579,6	2847,4	199,8	205,78	19.728 €
Abril	3077,7	5176,6	2098,9	3077,7	117,1	120,66	11.568 €
Mayo	3547,9	2785,5	-762,5	2785,5	42,6	43,83	4.202 €
Junio	3669,8	1972,5	-1697,3	1972,5	94,7	97,57	9.354 €
Julio	4134,0	1876,8	-2257,2	1876,8	126,0	129,76	12.440 €
Agosto	4044,9	1712,0	-2332,9	1712,0	130,2	134,12	12.857 €
Septiembre	3454,3	2070,0	-1384,4	2070,0	77,3	79,59	7.630 €
Octubre	2798,6	2838,7	40,0	2798,6	2,2	2,30	221 €
Noviembre	1876,1	4832,5	2956,5	1876,1	165,0	169,96	16.294 €
Diciembre	1994,0	5982,2	3988,2	1994,0	222,6	229,28	21.980 €
Total (kg)	35693,6	50140,6					

La cantidad de hidrógeno requerida al año es de 50140 kg mientras que la cantidad de hidrógeno producida es de 35693 kg. Los 35693 corresponden a la producción de hidrógeno durante horas diurnas según las irradiancias medias obtenidas a través de la simulación con PVGIS. El déficit de hidrógeno podría cubrirse empleando el electrolizador durante las horas nocturnas, si bien ello supondría mayores costes de electricidad.

Para determinar el retorno del proyecto se tiene en cuenta el ahorro total en gas previamente calculado en la Tabla 42, así como la suma de todos los consumos y ahorros eléctricos mensuales recogidos en la Tabla 43.

Tabla 44. Retorno anual del proyecto.

Total ahorro en gas (€/año)	Total ahorro eléctrico debido a exceso de energía (€/año)	Total consumo eléctrico debido a déficit de energía (€/año)	Retorno anual del proyecto (€)
253.527 €	46.483 €	126.103 €	173.907 €

Se utiliza el *payback* para valorar el tiempo requerido para recuperar la inversión, para ello se tiene en cuenta el presupuesto total de la instalación y el retorno anualizado de la misma.

$$\text{Payback} = \frac{\text{Inversión}}{\text{Flujos de caja}}$$

Tabla 45. Inversión inicial y retorno anual, mensual y diario para el cálculo del payback.

Inversión inicial (€)	4.572.277,60 €
Retorno anual (€)	173.906,60 €
Retorno mensual (€)	14.492,22 €
Retorno diario (€)	483,07 €

Tal como se recoge en la tabla adjunta en el anexo, el plazo para la recuperación de la inversión es de 26 años, 3 meses y 15 días.

A modo comparativo se determina cuanto tiempo se requeriría para recuperar la inversión si se emplease la totalidad de la energía producida para consumo eléctrico.

Tabla 46. Ahorro teórico empleando la totalidad de la energía producida para consumo eléctrico.

Mes	Producción efectiva (MWh)	Ahorro teórico usando toda la energía producida para consumo eléctrico (€)
Enero	114,9	11.016 €
Febrero	129,3	12.400 €
Marzo	163,7	15.692 €
Abril	176,9	16.962 €
Mayo	204,0	19.553 €
Junio	211,0	20.225 €
Julio	237,7	22.783 €
Agosto	232,5	22.292 €
Septiembre	198,6	19.038 €
Octubre	160,9	15.424 €
Noviembre	107,9	10.339 €
Diciembre	114,6	10.989 €
Total año	2052,0	196.714 €

La inversión no tiene sentido desde el punto de vista económico ya que el retorno sería incluso superior simplemente consumiendo la energía generada directamente que empleándola para generar hidrógeno. Asimismo, la cantidad de hidrógeno generada no es suficiente para satisfacer la demanda durante 7 meses dadas las menores horas de luz y/o mayor consumo durante estos por lo que el electrolizador debería funcionar consumiendo energía de la red, lo que incrementaría el precio de la factura de la luz.

Se plantea como alternativa el dopaje de una única caldera, ello reduciría el caudal de hidrógeno requerido, se requeriría consumir menos energía de la red, y se utilizaría el exceso de energía eléctrica para autoconsumo.

4.3.1 Dopado con hidrógeno de una única caldera

En la [Tabla 33](#) se recogen los caudales máxicos de hidrógeno para cada caldera, sumando los caudales máxicos mensuales de hidrógeno requeridos únicamente para la caldera A, se obtiene un total de 23.685,6 kg de hidrógeno necesarios al año para dopar la caldera A frente a los 50140,6 kg que se requerían para dopar a las tres calderas.

A continuación, se recalculan los datos de la tabla 43, únicamente teniendo en cuenta los caudales máxicos de hidrógeno requeridos por la caldera A.

Tabla 47. Consumos y ahorros mensuales en función del déficit o exceso de hidrógeno para el nuevo escenario de dopaje.

Mes	Generación mensual de H ₂ (kg)	Total de H ₂ necesario por mes (kg)	Déficit / Exceso de H ₂ mensual (kg)	Déficit / Exceso de H ₂ (kg)	Horas de funcionamiento "teóricas" del electrolizador (para producir el defecto / exceso de H ₂)	Déficit / Exceso de energía (MWh)	Consumo / Ahorro eléctrico mensual (€)
Enero	1998,9	3534,7	1535,8	1535,8	85,7	88,29	8.464 €
Febrero	2250,0	2392,7	142,7	142,7	8,0	8,20	786 €
Marzo	2847,4	4419,2	1571,8	1571,8	87,7	90,36	8.663 €
Abril	3077,7	1816,7	-1261,1	1261,1	70,4	72,50	6.950 €
Mayo	3547,9	661,1	-2886,8	2886,8	161,1	165,96	15.910 €
Junio	3669,8	1393,8	-2275,9	2275,9	127,0	130,84	12.543 €
Julio	4134,0	929,9	-3204,1	3204,1	178,8	184,20	17.659 €
Agosto	4044,9	185,3	-3859,7	3859,7	215,4	221,89	21.271 €
Septiembre	3454,3	1834,1	-1620,2	1620,2	90,4	93,14	8.929 €
Octubre	2798,6	178,7	-2620,0	2620,0	146,2	150,62	14.439 €
Noviembre	1876,1	2400,3	524,3	524,3	29,3	30,14	2.889 €
Diciembre	1994,0	3939,1	1945,1	1945,1	108,6	111,82	10.720 €
Total (kg)	35693,6	23685,6					

Como ahora la cantidad de hidrógeno requerida es menor, hay 2 meses más al año (abril y octubre) en los que la energía producida por los paneles es suficiente para satisfacer la demanda de hidrógeno requerida por la instalación.

Tal como se recoge en la Tabla 42, el ahorro en gas producido al disminuir el consumo con el dopaje de hidrógeno para la caldera A es de 119.028€.

Se quiere determinar la rentabilidad del nuevo escenario, para ello se suman todos los ahorros y consumos mensuales recogidos en la Tabla 47.

Tabla 48. Retorno anual del proyecto dopando solo la caldera A.

Total ahorro en gas (€/año)	Total ahorro eléctrico debido a exceso de energía (€/año)	Total consumo eléctrico debido a déficit de energía (€/año)	Retorno anual del proyecto (€)
119.028 €	97.701 €	31.523 €	185.206 €

La rentabilidad del proyecto ha aumentado ligeramente en el nuevo escenario, efectivamente al disminuir la cantidad de hidrógeno requerida ya no se requiere consumir tanta energía de la red (126.103€ Vs. 31.523€), asimismo el ahorro eléctrico debido al autoconsumo de la energía generada es mayor (97.701€ Vs. 46.483€). Como es lógico al dopar únicamente una caldera en vez de tres, el ahorro en el consumo de gas también se reduce (119.028€ Vs. 253.527€).

El payback, recogido en la tabla 50 del anexo, para el nuevo escenario es de 24 años 8 meses y 8 días, es decir 2 años 2 meses y 23 días menor.

5. CONCLUSIONES

Las conclusiones del estudio de viabilidad se presentan a continuación:

El dopaje de la corriente de gas natural con hidrógeno al 20% en volumen disminuye el poder calorífico de la corriente de combustible alimentada al quemador en 1,5 kWh/Nm³ por lo que para mantener el caudal calorífico constante se debe aumentar la presión de inyección de la mezcla combustible; los caudales volumétricos de mezcla requeridos son inferiores a los máximos caudales admitidos por los respectivos quemadores (405, 370 y 440 Nm³/h).

Para la selección del electrolizador se ha tenido en cuenta el compromiso entre las horas disponibles de luz y la capacidad de producción, de modo que se pueda satisfacer la demanda nocturna con el exceso de hidrógeno almacenado durante el día sin sobredimensionar la instalación, así como también la elevada presión de operación del mismo (15-20 bares) que permite que el hidrógeno producido sea utilizado directamente sin necesidad de comprimirlo previamente lo que supone un mayor eficiencia energética y prolonga la vida útil del compresor.

El depósito de hidrógeno se dimensiona minimizando su capacidad y su coste de forma que con este lleno se pueda garantizar la demanda durante al menos 1 día en momentos de máxima demanda y con menos horas de luz como en el mes de enero.

La instalación fotovoltaica garantiza la potencia requerida por el electrolizador y el compresor. La potencia total requerida por los equipos seleccionados es de 1142,65 kW, se precisan 2040 paneles de 575 W y 12 inversores de 100kW. La selección de los paneles se realizó maximizando la energía recibida por m² de modo que se minimiza la superficie requerida para la instalación, y la pérdida de potencia a lo largo del tiempo.

La cantidad de hidrógeno requerida al año es de 50140 kg mientras que la cantidad de hidrógeno producida es de 35693 kg. La cantidad de hidrógeno generada no es suficiente para satisfacer la demanda durante 7 meses (enero-abril y octubre-diciembre) dadas las menores horas de luz y/o mayor consumo durante estos meses. Para satisfacer la demanda el electrolizador debería consumir energía de la red, lo que incrementa el precio de la factura de la luz.

El plazo para recuperar la inversión es de 26 años, 3 meses y 15 días, la inversión no tiene sentido desde el punto de vista económico ya que si se utilizase la totalidad de la energía eléctrica producida para autoconsumo en lugar de para generación de hidrógeno el beneficio económico sería incluso superior y la inversión se amortizaría antes ya que requeriría menores costes de capital.

Al dopar únicamente una caldera en lugar de las tres, se reduce el consumo de hidrógeno en 26.455 kg, lo que evita tener que consumir el equivalente a 94.580€ en electricidad para abastecer el electrolizador.

6. BIBLIOGRAFÍA

[1] Red Eléctrica de España, S.A.U.

<https://www.ree.es/es/datos/generacion/estructura-generacion>

[2] The Spanish Gas System Report 2022, ENAGAS.

<https://www.enagas.es/content/dam/enagas/en/files/enagas-communication-room/publications/informe-sistema-gasista/2022-Spanish-Gas-System-Report.pdf>

[3] BOE-A-2022-17721 Orden TED/1026/2022.

https://boe.es/diario_boe/txt.php?id=BOE-A-2022-17721

[4] Real Decreto 376/2022, de 17 de mayo

<https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2022-8121#:~:text=A%2D2022%2D8121-,Real%20Decreto%20376%2F2022%2C%20de%2017%20de%20mayo%2C%20por,origen%20de%20los%20gases%20renovables.>

[5] The International Energy Agency. The Future of Hydrogen, June 2019, Pág. 44.

https://iea.blob.core.windows.net/assets/9e3a3493-b9a6-4b7d-b499-7ca48e357561/The_Future_of_Hydrogen.pdf

[6] Guía básica de calderas industriales eficientes. J. D. Cerdeira, J. S. Cid, J. U. Martínez, P. G. Otaola, J. L. Pequerul, J. Almeida. Depósito Legal: M-51519-2008, Pág. 45.

[7] Manual de eficiencia energética. EOI Escuela de Negocio, Centro de Eficiencia Energética Gas Natural Fenosa. Depósito Legal: M-51519-2008, Pág. 91.

[8] VYC Industrial S.A.U. <https://vycindustrial.com/calderas/agua-sobrecalentada/>

[9] Norma Española UNE-EN 12953-10, de mayo de 2004, por la que se establecen los requisitos para la calidad del agua de alimentación y del agua de las calderas pirotubulares.

[10] Energy News Events, S.L.

<https://hidrogeno-verde.es/viscofan-prueba-hidrogeno-verde-en-casada/>

[11] Hydrogen Technologies LLC. <https://hydrogentechnologiesllc.com/>

Energética Gas Natural Fenosa. Depósito Legal: M-51519-2008, Pág. 91.

[12] Fundamentos de Termodinámica Técnica, M,J, Moran, H,N, Shaphiro, Ed Reverté

[13] Koshkin, Shirkévich. *Manual de Física elemental*, Edt. Mir (1975), Pág. 74-75.

[14] J.H. Keenan, F.G. Keyes, P.G. Hill y J. G. Moore, Steam Tables, Wiley, New York, 1969.

[15] Guía técnica de diseño de centrales de calor eficientes. Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía, junio 2010.

[16] Fuente: Naturgy, Hidrógeno: Vector Energético de una Economía Descarbonizada. Miguel Ángel Rodríguez Castellote, mayo de 2021, Pág. 6.

[17] Asociación ibérica de gas natural, hidrógeno y gas renovable para la movilidad <http://gasnam.es/wp-content/uploads/2018/01/2016.01.21-Tabla-GASNAM-SEDIGAS-b.pdf>

[18] McCarty, R. D., Hord, J. and Roder, H.M., Selected properties of hydrogen (engineering design data), U.S. Department of Commerce, National Bureau of Standards, Washington, DC, NBS Monograph 168, February 1981.

[19] H2B2 Electrolysis Technologies S.L.

https://www.h2b2.es/wp-content/uploads/2022/01/211125_H2B2-EL200N-Datasheet.pdf

[20] Ideas y desarrollos del agua S.L.

<https://ideagua.com/gestion/imagenes/archivos/16015221119.pdf>

[21] Gaznet OÜ <https://megccng.com/hydrogen-storage/>

https://static.longi.com/Hi_MO_7_LR_5_72_HGD_560_590_M_UT_ES_b2b9f91acd.pdf

[22] <https://www.rixindustries.com/2j-series>

[23] Longi solar – HI-MO-7

[24] Canadian Solar https://static.csisolar.com/wp-content/uploads/2023/03/29162143/CS-Datasheet-BiHiKu7_CS7L-MB-AG_v2.52_EN-33mm-frame-594-pcs-new-package.pdf

[25] Huawei Technologies Co., Ltd.

<https://solar.huawei.com/es-ES/download?p=%2F-%2Fmedia%2FSolar%2Fattachment%2Fpdf%2Fes%2Fdatasheet%2FSUN2000-100KTL-M1.pdf>

[26] Photovoltaic Geographical Information System.

https://re.jrc.ec.europa.eu/pvg_tools/es/tools.html#api_5.2

[27] Nedgia, S.A. <https://www.nedgia.es/conocenos/caracteristicas-del-gas-natural/>

7. ANEXO

Tabla 49. Cálculo del payback.

año 0	4.572.277,60 €	mes 1	36.213,83 €	Día 1	7.229,40 €
año 1	4.398.371,00 €	mes 2	21.721,61 €	Día 2	6.746,32 €
año 2	4.224.464,40 €	mes 3	7.229,40 €	Día 3	6.263,25 €
año 3	4.050.557,81 €	mes 4	-7.262,82 €	Día 4	5.780,18 €
año 4	3.876.651,21 €			Día 5	5.297,10 €
año 5	3.702.744,61 €			Día 6	4.814,03 €
año 6	3.528.838,01 €			Día 7	4.330,95 €
año 7	3.354.931,41 €			Día 8	3.847,88 €
año 8	3.181.024,81 €			Día 9	3.364,81 €
año 9	3.007.118,22 €			Día 10	2.881,73 €
año 10	2.833.211,62 €			Día 11	2.398,66 €
año 11	2.659.305,02 €			Día 12	1.915,58 €
año 12	2.485.398,42 €			Día 13	1.432,51 €
año 13	2.311.491,82 €			Día 14	949,44 €
año 14	2.137.585,23 €			Día 15	466,36 €
año 15	1.963.678,63 €			Día 16	-16,71 €
año 16	1.789.772,03 €				
año 17	1.615.865,43 €				
año 18	1.441.958,83 €				
año 19	1.268.052,23 €				
año 20	1.094.145,64 €				
año 21	920.239,04 €				
año 22	746.332,44 €				
año 23	572.425,84 €				
año 24	398.519,24 €				
año 25	224.612,64 €				
año 26	50.706,05 €				
año 27	-123.200,55 €				

Tabla 50. Cálculo del payback del nuevo escenario.

año 0	4.572.277,60 €	mes 1	111.889,78 €	Día 1	3.852,71 €
año 1	4.387.071,19 €	mes 2	96.455,91 €	Día 2	3.338,24 €
año 2	4.201.864,77 €	mes 3	81.022,05 €	Día 3	2.823,78 €
año 3	4.016.658,36 €	mes 4	65.588,18 €	Día 4	2.309,32 €
año 4	3.831.451,94 €	mes 5	50.154,31 €	Día 5	1.794,86 €
año 5	3.646.245,53 €	mes 6	34.720,44 €	Día 6	1.280,39 €
año 6	3.461.039,11 €	mes 7	19.286,57 €	Día 7	765,93 €
año 7	3.275.832,70 €	mes 8	3.852,71 €	Día 8	251,47 €
año 8	3.090.626,28 €				
año 9	2.905.419,87 €				
año 10	2.720.213,45 €				
año 11	2.535.007,04 €				
año 12	2.349.800,62 €				
año 13	2.164.594,21 €				
año 14	1.979.387,80 €				
año 15	1.794.181,38 €				
año 16	1.608.974,97 €				
año 17	1.423.768,55 €				
año 18	1.238.562,14 €				
año 19	1.053.355,72 €				
año 20	868.149,31 €				
año 21	682.942,89 €				
año 22	497.736,48 €				
año 23	312.530,06 €				
año 24	127.323,65 €				